

# کنترل رآکتور ناپیوسته پلیمریزاسیون متیل متاکریلات به روش پیش‌بین غیرخطی مبتنی بر مدل، برای ردیابی مسیر دمایی

مسعود عباس‌زاده  
دانشجوی کارشناسی ارشد  
دانشکده مهندسی برق، دانشگاه صنعتی شریف

مهدی رفیع‌زاده  
دانشیار  
دانشکده مهندسی پلیمر، دانشگاه صنعتی امیرکبیر

## چکیده

یک کنترل‌کننده پیش‌بین غیرخطی مبتنی بر مدل برای کنترل دمای یک رآکتور ناپیوسته پلیمریزاسیون متیل متاکریلات طراحی شده است. بدین منظور از مدل سینتیکی فرآیند استفاده شده تا مدل دینامیکی در فضای حالت بدست آید. این مدل فضای حالت به مدل تابع تبدیل تغییر داده شد. از آنجا که مسیر دمای مطلوب با زمان تغییر می‌کند، ضرائب این مدل نیز متغیر با زمان است. در طول پلیمریزاسیون ۱۴۰ نقطه زمانی بدست آمده است. تعیین اعتبار مدل نشان می‌دهد که بخوبی دینامیک فرآیند را بیان می‌کند. سپس از روش کنترل پیش‌بین DMC (Dynamic Matrix Control) استفاده شده و تابع هدف مناسبی تعریف و کمینه شده است. نتایج شبیه‌سازی حلقه کنترلی نشان می‌دهد که این الگوریتم توانایی کنترل با دقت بسیار بالا را داشته، نسبت به روش‌های کلاسیک و تطبیقی دارای عملکرد بسیار بهتری است.

## کلمات کلیدی

پلیمریزاسیون محلولی، مدل سینتیکی، کنترل پیش‌بین غیرخطی، کنترل دما، رآکتور ناپیوسته

## Non Linear Predictive Model Control of Batch Polymerization of Methyl Methacrylate for Thermal Trajectory Tracking

M. Rafizadeh  
Associate Professor  
Polymer Engineering Department,  
Amirkabir University of Technology

M. Abbaszadeh  
M. Sc. Student  
Electrical Engineering Department,  
Sharif University of Technology

## Abstract

*A nonlinear predictive model controller was designed to control the temperature of a batch polymerization of methyl methacrylate. Using the mechanistic model of the polymerization, a state space model was derived and converted to transfer function model. The coefficients of the transfer function were calculated along the selected temperature trajectory by sequential linearization. 140 operation points were resulted. Model validation showed model ability in process dynamic description. Consequently, DMC algorithm was applied and one objective function was optimized. Results of control loop simulation shows a high precision ability of this algorithm in comparison to classic methods.*

## Keywords

*MMA, Polymerization, Control, NMPC*

هدف اصلی در یک فرآیند پلیمریزاسیون، تولید یک پلیمر با خواص مطلوب می‌باشد. البته بدون کنترل دقیق و مناسب پارامترهای فرآیند الزامات نتایج رضایت بخشی بدست نمی‌آید. اغلب خواص نهائی روی خط (on-line) قابل اندازه‌گیری نبوده و باید پارامترهای دیگری از فرآیند کنترل شوند [۱]. مشخصه‌های نظیر جرم مولکولی و توزیع آن، میزان تبدیل منومر، درجه شاخه‌ای شدن، توزیع ترکیب در صد در کوپلیمر و ۰۰۰ مهمترین پارامترهای هستند که خواص محصول نهائی را تحت تاثیر قرار می‌دهند. اغلب این متغیرها نیز روی خط قابل اندازه‌گیری نیستند. بنابراین، حلقه بسته کنترلی باید برای متغیری تهیه شود که قابل اندازه‌گیری روی خط بوده و بتوان خواص دیگر را بر اساس آن تخمین زد. دما، دانسیته، فشار، دبی جریان و ۰۰۰ از جمله این متغیرها هستند. شکل ۱ نشانگر پارامترهای مختلف در یک فرآیند پلیمریزاسیون می‌باشد. خروجیهای فرآیند به سه دسته تقسیم می‌شوند: خواص نهائی پلیمر، متغیرهای کنترلی که خواص نهائی را تحت تاثیر قرار می‌دهند و متغیرهای کنترلی که شرایط فرآیندی را تحت تاثیر قرار می‌دهند. در اغلب موارد، پلیمر تهیه شده در رآکتور باید آمیزه‌سازی شود. مقاومت کششی از جمله این خواص است. جرم مولکولی و توزیع آن، میزان تبدیل منومر، درجه شاخه‌ای شدن، توزیع ترکیب در صد در کوپلیمر و ۰۰۰ مهمترین پارامترهای هستند که خواص محصول نهائی را تحت تاثیر قرار می‌دهند. اغلب این متغیرها نیز بطور on-line قابل اندازه‌گیری نیستند. بنا بر این، حلقه بسته کنترلی باید برای متغیری بسته شود که قابل اندازه‌گیری بطور on-line بوده و بتوان خواص دیگر را بر اساس آنها تخمین زد. دما، دانسیته، فشار، دبی جریان و ۰۰۰ از جمله این متغیرها هستند. ورودی‌های فرآیند را می‌توان به دو دسته تقسیم کرد. یک دسته متغیرهای کنترلی کننده هستند که با تغییر آنها می‌توان متغیر کنترل شونده را تغییر داد. دبی جریان گرمایش و سرمایش، توان ورودی به سیال گرمایش و سرمایش، سرعت همزن، شروع کننده و غلظت منومر از معمولترین متغیرهای کنترلی کننده در پلیمریزاسیون می‌باشند. دسته دوم اغتشاش‌ها می‌باشند. در هر صورت اثر اغتشاش‌ها باید توسط کنترلر حذف گردد.

پلیمریزاسیون ناپیوسته معمولاً در یک ظرف بطور ایزوترمال یا غیر ایزوترمال (بر اساس یک الگوی از پیش طرح ریزی شده) انجام می‌شود. کنترل پلیمریزاسیون ناپیوسته معمولاً شامل نحوه اختلاط ابتدائی واکنش دهنده‌ها و نحوه اختتام فرآیند نیز می‌شود. گرمایش و سرمایش مخلوط واکنش کننده از طریق انتقال حرارت با مایع داخل ژاکت انجام می‌گیرد. اگر توزیع جرم مولکولی پهنی مورد نیاز باشد (مانند چسب‌ها)، پلیمریزاسیون بطور آدیاباتیک انجام می‌گیرد. در این حالت باید مراقب ناپایداری و گریز گرمائی رآکتور بود.

قابلیت کنترل فرآیند پلیمریزاسیون بشدت به مهارت در اندازه‌گیری پارامترها بستگی دارد. در بعضی از مواقع دینامیک المان اندازه‌گیری باعث محدودیت در انتخاب استراتژی کنترلی می‌شود.

کنترل دمای مخلوط واکنش کننده یکی از معمولترین استراتژیهای کنترلی در پلیمریزاسیون می‌باشد. بدین منظور می‌بایست مسیر دما بر حسب زمان شناخته شده باشد. اغلب واکنش‌های پلیمریزاسیون‌ها گرمازا بوده و حداقل برای ایمنی واحد نیز باید کنترل شوند. البته دمای واکنش پلیمریزاسیون تاثیر غیرقابل انکاری بر خواص محصول نهائی دارد. یکی از مهمترین مباحث در مهندسی کنترل ارائه یک مدل مناسب برای مطالعات کنترلی می‌باشد. در این مقاله از مدلی استفاده شده است که بر اساس مکانیزم، سینتیک بوده و پدیده‌های قفس، ژل و شیشه را نیز در بر می‌گیرد. چنین مدلی را مدل مکانیستیک می‌نامند. اما این مدل شدیداً غیر خطی بوده و در مطالعات کنترل کلاسیک قابل کاربرد نیست. برای بدست آوردن مدل موازنه‌های گذرا برای پارامترهای مختلف نوشته شده سپس با خطی کردن معادلات دیفرانسیل غیر خطی موجود و با استفاده از تبدیل لاپلاس یک تابع تبدیل بین متغیر کنترل کننده و متغیر کنترل شونده بدست می‌آید.

تاکنون محققین بسیاری به کنترل رآکتور پلیمریزاسیون پرداخته‌اند. Shah و Tzouanas [۲] از روش کنترلی جایابی قطب تطبیقی برای کنترل رآکتور پلیمریزاسیون ناپیوسته محلولی متیل متاکریلات استفاده کرده است. آنها از تابع تبدیل تجربی با استفاده از مدل ARMA (Auto-Regressive Moving Average) استفاده کرده‌اند. سپس استراتژی کنترلی را بر روی فرآیند اجرا کرده‌اند. نتایج آنها نشانگر قابلیت کنترل میزان تبدیل رآکتور می‌باشد. Kravaris و Soroush [۳] کنترل دمای یک رآکتور ناپیوسته پلیمریزاسیون متیل متاکریلات را در حالت تنظیمی و ردیاب مطالعه کرد. پس از استخراج یک مدل مکانیستیک، با استفاده از روش کنترلی خطی‌سازی کلی (قضیه اول لیاپانف) یک استراتژی کنترلی اتخاذ کردند. در مقایسه با یک کنترلر PID

(Proportional Integral Derivative) تنظیم شده به حدس و خطا، عملکرد کنترلر آنها در دنبال کردن مسیر دمایی بهتر بود. Mutha و همکارانش [۴] یک کنترلر غیرخطی و چندمتغیره بر پیش‌بین مبتنی بر مدل را پیشنهاد داده‌اند. آنها آزمایش‌های خود را بر روی یک واحد کوچک پلیمریزاسیون محلولی متیل متاکریلات انجام دادند. آنها یک تخمین زنده جدید بکار برده و از فیلتر کالمن سود جسته، راکتور را کنترل کرده‌اند.

Berber و همکارانش [۵] یک کنترلر غیرخطی ساده برای کنترل دمای راکتور پلیمریزاسیون استایرن طراحی کردند. روش آنها شامل استراتژی یک مرحله‌ای نیوتن به همراه تخمین متغیرهای حالت بود. آنها ابتدا یک مدل با شش متغیر حالت را برای پلیمریزاسیون نوشتند. سپس با تخمین حالت‌ها کنترلی برای دمای راکتور طراحی کردند.

Ahn و همکارانش [۶] ضمن مرور بر مدل‌سازی پلیمریزاسیون ناپیوسته متیل متاکریلات، پارامترهای مدل را با استفاده از نتایج موجود در مراجع بدست آوردند. سپس در بخش کنترل از یک مدل تجربی بعنوان مدل فرآیند استفاده کردند. پارامترهای این مدل بطور on-line بصورت مدل (Auto Regressive Moving Average with aXagrativ input) ARMAX تخمین زده شده است. ضعف روش‌های تجربی آن است که مانند یک جعبه سیاه عمل کرده و قادر به ارتباط کمیتهای رگراسیون به پارامترهای فیزیکی نمی‌باشند.

کنترل دمای مخلوط واکنش‌کننده یکی از معمولترین استراتژیهای کنترلی در پلیمریزاسیون می‌باشد. بدین منظور می‌بایست مسیر دما بر حسب زمان شناخته شده باشد. اغلب واکنش‌های پلیمریزاسیون، گرمازا بوده و حداقل برای ایمنی واحد نیز باید کنترل شوند. البته دمای واکنش پلیمریزاسیون تاثیر غیرقابل انکاری بر خواص محصول نهائی دارد [۱ و ۷]. بدان معنا که با تغییر دما می‌توان جرم مولکولی پلیمر را تغییر داد. در اثر تغییر جرم مولکولی خواص پلیمر تحت تاثیر قرار می‌گیرد. در دو دهه گذشته کنترل پیش‌بین مبتنی بر مدل، MPC (Model Based Predictive Control) ابداع و مورد استفاده روزافزون قرار گرفته است. کنترل‌کننده‌های پیش‌بین نیاز به مدلی از سیستم دارند. البته، این مدل لزوماً نباید توصیف ریاضی سیستم به صورت تابع تبدیل یا فضای حالت باشد، بلکه در اغلب موارد از اطلاعات پاسخ ضربه یا پاسخ پله سیستم استفاده می‌شود. در این مقاله به کنترل پیش‌بین غیرخطی دمای راکتور ناپیوسته متیل متاکریلات پرداخته شده است.

در این مقاله ابتدا یک مدل سینتیکی برای پلیمریزاسیون محلولی متیل متاکریلات در یک راکتور ناپیوسته ارائه شده است. آزمایش‌ها نشان می‌دهد که این مدل بخوبی توانائی بیان دینامیک فرآیند را دارد. بر اساس خطی‌سازی مرحله‌ای یکسری مدل در طول مسیر دمائی انتخاب شده، بدست آمده است. با استفاده از منطق غیرخطی پیش‌بین یک کنترل‌کننده طراحی شده است. نتایج شبیه‌سازی نشانگر آن است که عملکرد کنترل‌کننده بسیار خوب است. در مقایسه با کنترل‌کننده‌های کلاسیک و کلاسیک تطبیقی، این روش توانائی بیشتری در تعقیب مسیر و حذف اغتشاشات دارد [۷].

## ۱- مکانیزم پلیمریزاسیون

پلی‌متیل متاکریلات معمولاً از روش پلیمریزاسیون رادیکال آزاد تولید می‌شود. پلیمریزاسیون رادیکال آزاد دارای سه مرحله اصلی شروع، انتشار و اختتام و مرحله فرعی انتقال می‌باشد. جدول ۱ سینتیک عمومی رادیکال آزاد را نشان می‌دهد. سینتیک این نوع واکنش اغلب بسیار پیچیده است، زیرا پلیمرهای در حال رشد و مرده تحرک زنجیری را کاهش داده و در اختتام رادیکالها اختلال ایجاد می‌کنند. بطور مثال خودشستایی شدیدی در سرعت رخ میدهد که این پدیده با افزایش ویسکوزیته متوسط همراه است. سپس هنگامی که حتی مرحله انتشار نیز بجهت ویسکوزیته بالا کند شده است، واکنش به یک درجه تبدیل حدی می‌رسد. بنابراین در شبیه‌سازی سینتیک متیل متاکریلات باید این ملاحظات را در نظر گرفت.

یکی از مهمترین مباحث در مهندسی کنترل ارائه یک مدل مناسب برای مطالعات کنترلی می‌باشد. این مدل دارای مکانیزم سینتیک مناسب بوده و پدیده‌های قفس، ژل و شیشه را نیز در بر می‌گیرد. انتقال رادیکال به منومر در نظر گرفته شده تا دقت پیش‌بینی وزن مولکولی افزایش یابد. اما این مدل شدیداً غیرخطی بوده و در مطالعات کنترل کلاسیک قابل کاربرد نیست. در کنترل کلاسیک عموماً یک مدل ساده بصورت تابع تبدیل (عموماً یک ورودی و یک خروجی) بدست می‌آید. بدین منظور موازنه‌های گذرا برای پارامترهای مختلف نوشته شده سپس با خطی‌کردن معادلات دیفرانسیل غیرخطی موجود و با استفاده از تبدیل لاپلاس یک تابع تبدیل بین متغیر کنترل‌کننده و متغیر کنترل‌شونده بدست می‌آید [۸ و ۹].

## ۲- مدل سازی پلیمریزاسیون

روش استاندارد برای بدست آوردن تابع تبدیل آن است که موازنه‌های ناپایدار برای فرآیند نوشته شود. در مورد پلیمریزاسیون، می‌بایست موازنه‌های جرم و انرژی نوشته شود. سپس متغیرهای انحرافی تعریف گردد. در گام بعدی، معادلات غیرخطی باید با استفاده بسط تیلور خطی گردد. در نهایت با حذف متغیرهای میانی، تابع تبدیل مورد نظر بدست می‌آید. جدول ۲ معادلات حاکمه در حالت غیرایزوترمال را نشان می‌دهد. چهار معادله اول در جدول ۲ از نوشتن موازنه جرم و دو معادله بعدی حاصل موازنه انرژی می‌باشند. منطق استفاده شده روش ممانی می‌باشد. در نوشتن موازنه‌های جرم از فرض شبه پایدار استفاده شده است. بدین ترتیب نیاز به ممان‌های دیگر رادیکال‌ها یا پلیمر نمی‌باشد. در نوشتن موازنه انرژی، گرمای ناشی از واکنش نیز در نظر گرفته شده است. در موازنه انرژی حمام، حرارت وارده به هیترها بعنوان متغیر کنترل کننده استفاده شده است.

## ۳- تجهیزات آزمایشگاهی

برای انجام آزمایش‌ها از یک رآکتور بوچی یک لیتری استفاده شده است. ارتفاع رآکتور به ارتفاع ۱۵ سانتیمتر و قطر ۱۰ سانتیمتر می‌باشد. شکل ۲ نمای کلی رآکتور را نشان می‌دهد. رآکتور مجهز به یک همزن سه‌پره‌ای بوده که توسط یک موتور سه‌فاز دور از صفر تا ۲۳۰۰ دور بر دقیقه متغیر بوده و قابل تنظیم است. فاصله همزن تا کف رآکتور پنج سانتیمتر و فاصله تا جداره ۲ سانتیمتر می‌باشد. با توجه به حجم رآکتور این همزن، اختلاط مناسب را تولید می‌کند. این رآکتور مجهز به دور سنج نیز می‌باشد. حجم مخلوط واکنش دهنده درون رآکتور حداکثر می‌تواند یک لیتر باشد. این رآکتور دو جداره بوده و جداره بیرونی بعنوان ژاکت حرارتی استفاده می‌شود.

یک سیستم جمع‌آوری اطلاعات و کنترلی کامپیوتری طراحی و ساخته شده است. سیستم کامپیوتری استفاده شده، عبارت است از یک کامپیوتر Pentium II 500 با ۶۴ مگابایت حافظه موقت می‌باشد. با استفاده از یک کارت واسطه ADCPWM-01 نصب شده روی این کامپیوتر می‌توان اطلاعات لازمه را جمع‌آوری کرده و برای محاسبات یا مطالعات بعدی ضبط کرد. جنس این حمام از فولاد ضد زنگ ۳۰۴ انتخاب شده تا در برابر خوردگی مقاوم باشد. حجم حمام روغن برابر ۱۰ لیتر می‌باشد. برای گرمایش روغن، دو هیتر ایتالیایی در داخل حمام تعبیه شده است. هر هیتر 1500 w بوده و توسط یک مدار واسط الکترونیکی که از کارت واسط فرمان می‌گیرد، به برق شهر متصل می‌باشد. هیتر اول فاصله ۵ سانتیمتر از کف حمام داشته و هیتر دوم فاصله ۵ سانتیمتر از هیتر اول دارد. بدین ترتیب روغن چرخش مناسبی در اطراف هیترها خواهد داشت. برای سرمایش روغن، یک لوله فولادی ضد زنگ به طول ۹۵ سانتیمتر به شکل کوپل در آمده و در داخل حمام تعبیه شده است. در داخل این کوپل آب سرد لوله‌کشی شهری جریان دارد. جریان آب سرد توسط یک شیر برقی قطع و وصل می‌شود. این شیر برقی توسط یک مدار واسط الکترونیکی از کارت واسط فرمان می‌گیرد. در ابتدا در نظر بود که حمام روغن و شلنگ‌های انتقال روغن عایق‌بندی شود. در عمل با توجه به عدم ظرفیت کافی کوپل آب سرد تصمیم گرفته شد که عامل اتلاف گرما به محیط بعنوان یکی از روش‌های سرمایش روغن استفاده شود. روغن استفاده شده از نوع روغن حرارتی شرکت بهران می‌باشد. این روغن دمای کاری تا 150°C دارد.

برای چرخش روغن در داخل ژاکت حرارتی رآکتور از یک پمپ دنده‌ای استفاده شده است. این پمپ به یک الکتروموتور نیم اسب کوپل شده و دور ۱۵۰۰ دور در دقیقه دارد. در کوپل این پمپ از آبندی گرافیتی استفاده شده تا دمای 250°C را تحمل کند. حداکثر دبی این پمپ ۱۵ لیتر در دقیقه می‌باشد. برای اندازه‌گیری دما از دو سنسور مقاومتی PT 100 استفاده شده است. دقت این سنسورها 0.2°C ± است.

## ۴- تعیین اعتبار مدل

برای تعیین اعتبار و دقت مدل، در بخش پلیمریزاسیون، منومر متیل متاکریلات به روش محلولی پلیمریزه شده است. جدول ۳ شرایط انجام آزمایش را نشان می‌دهد. معادلات حاکمه نیز با استفاده از نرم‌افزار MATLAB حل شده است. این

معادلات از نوع معادلات دیفرانسیل معمولی سخت می‌باشند. حل اینگونه معادلات نیاز به الگوریتم ویژه دارد. بدینگونه که در هر مرحله از محاسبات می‌بایست خطای گام بعد تخمین زده شده و اندازه گام بگونه‌ای انتخاب گردد که حد خطا محدود گردد. شکل ۳، مقایسه دمای آزمایش رآکتور و مقدار شبیه‌سازی را نشان می‌دهد. همانگونه در شکل مشاهده می‌شود، بر خلاف اختلافات جزئی، روند کلی نتایج آزمایش و مدل بسیار خوب می‌باشد. مدل قادر است به خوبی رفتار فرآیند پلیمریزاسیون غیر ایزوترمال را پیش‌بینی کند. ماکزیمم خطا حدود  $5^{\circ}\text{C}$  و متوسط خطا حدود  $2^{\circ}\text{C}$  است. با توجه به اینکه از این مدل برای مطالعات کنترلی استفاده خواهد شد، می‌توان گفت که مدل به اندازه کافی برای این منظور مناسب است.

## ۵- تابع تبدیل فرآیند

معادلات جدول ۲ بشدت غیرخطی می‌باشند. به همین علت از بسط تیلور استفاده شده و این عبارت خطی می‌شوند. در ادامه بحث از متغیرهای انحرافی ذیل استفاده می‌شود:

$$X = (x - x_s), \quad i = ([I] - [I]_s), \quad T' = (T - T_s), \quad T'_j = (T_j - T_{js}), \quad P' = P - P_s \quad (7)$$

این مجموعه معادلات بصورت فضای حالت به شکل زیر قابل نوشتن می‌باشند:

$$\begin{bmatrix} \frac{dX}{dt} \\ \frac{di}{dt} \\ \frac{dT'}{dt} \\ \frac{dT'_j}{dt} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \left. \frac{\partial f_1}{\partial x} \right|_s & \left. \frac{\partial f_1}{\partial [I]} \right|_s & \left. \frac{\partial f_1}{\partial T} \right|_s & 0 \\ \left. \frac{\partial f_2}{\partial x} \right|_s & \left. \frac{\partial f_2}{\partial [I]} \right|_s & \left. \frac{\partial f_2}{\partial T} \right|_s & 0 \\ -\frac{UA|_r + UA|_{\infty}}{mC_p} & \frac{UA|_r}{mC_p} & & \\ 0 & 0 & \frac{UA|_r}{m_o C_{po}} & -\frac{UA|_r + UA|_{\infty}}{m_o C_{po}} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} X \\ i \\ T' \\ T'_j \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 0 \\ \frac{2\alpha}{m_o C_{po}} \end{bmatrix} P' \quad (8)$$

$$T' = \begin{bmatrix} X \\ i \\ T' \\ T'_j \end{bmatrix}$$

این معادله در شکل تابع تبدیل می‌شود به صورت زیر درمی‌آید:

$$\frac{T'(s)}{P(s)} = \frac{n_3 s^2 + n_4 s + n_5}{d_1 s^4 + d_2 s^3 + d_3 s^2 + d_4 s + d_5} \quad (9)$$

این مقادیر تابعی از زمان می‌باشد. لذا مشخصه‌های دینامیکی فرآیند تابعی زمان می‌باشد. این از ماهیت غیرخطی فرآیند می‌باشد. مسیر دمائی انتخاب شده برای این فرآیند در شکل ۴ نشان داده شده است. در طول این مسیر در ۱۴۰ نقطه خطی شدن انجام گرفته و ضرائب تابع تبدیل محاسبه شده است [۷].

## ۶- مروری بر MPC

از به وجود آمدن کنترل پیش‌بین مبتنی بر مدل، MPC (Model Based Predictive Control) قریب به دو دهه بیشتر نمی‌گذرد؛ اما در این دو دهه با پیشرفت چشمگیری روبرو بوده و روشهای گوناگونی برای آن ارائه شده‌اند. پیچیدگی بالا، تاخیرهای نامعین یا متغیر با زمان و وجود انواع نویز و اغتشاشات محیطی؛ از مشخصات اکثر فرآیندهای صنعتی است. کنترل‌کننده‌های پیش‌بین در کنترل چنین سیستمهایی از خود کارایی مطلوبی نشان داده‌اند. قابلیت اعمال به

سیستم‌های چند متغیره (چند ورودی - چند خروجی)، قابلیت اعمال به سیستم‌های متغیر با زمان و غیرخطی، قابلیت اعمال به سیستم‌هایی که در آنها بر روی سیگنال کنترل یا تغییرات سیگنال کنترل با زمان، محدودیت وجود دارد، انعطاف بالا، قابلیت حذف نویز و اغتشاش و مقاومت در برابر خطاهای مدل‌سازی، از مزایای عمده این کنترل‌کننده است. حجم محاسبات بالا و عدم وجود روش‌های سیستماتیک جهت تنظیم پارامترها از معایب عمده این کنترل‌کننده است. به دلیل کارایی بالای کنترل‌کننده‌های پیش‌بین در سال‌های اخیر به استفاده از آنها در صنعت خصوصاً در کنترل فرآیندهای شیمیایی توجه روزافزونی شده است. کنترل‌کننده‌های پیش‌بین جهت کنترل سیستم مورد مورد نظر، نیاز به مدلی از آن سیستم دارند اما این مدل لزوماً نباید توصیف ریاضی سیستم به صورت تابع تبدیل یا فضای حالت باشد، بلکه در اغلب موارد از اطلاعات پاسخ ضربه یا پاسخ پله سیستم استفاده می‌شود. بدیهی است در هر دو صورت محدودیتهایی در استفاده از این کنترل‌کننده‌ها برای کنترل سیستم‌های غیر خطی یا متغیر با زمان وجود دارد.

MPC به مجموعه‌ای از استراتژیهای کنترل اطلاق می‌شود که براساس مراحل زیر انجام می‌شوند:

- استفاده ضمنی از مدل فرآیند برای پیش‌بینی خروجی فرآیند در لحظه‌های آینده (افق پیش‌بینی)
- محاسبه رشته سیگنال کنترل براساس کمینه سازی یک تابع هزینه مناسب (افق کنترل)
- منطبق حرکت در زمان که براساس آن افق‌های کنترل و پیش‌بینی در هر پریود نمونه‌برداری یک گام به پیش می‌روند که این امر شامل اعمال اولین سیگنال کنترل رشته کنترل محاسبه شده در هر گام نیز می‌باشد.

## ۷- روش‌های MPC

روش‌های عمده کنترل پیش‌بین عبارتند از: MAC (Model Algorithmic Control)، DMC (Dynamic Matrix Control) و GPC (Generalized Predictive Control). روش MAC نخستین روش ارائه شده MPC است که در سال ۱۹۸۲ مطرح گردید [۱۰] و از نمونه‌های پاسخ ضربه به عنوان مدل سیستم استفاده می‌کند. در این روش پس از کمینه‌سازی تابع هزینه، سیگنال کنترل "u" مستقیم بدست می‌آید. اساس کار روش DMC بسیار شبیه روش MAC است با این تفاوت که به جای پاسخ ضربه از نمونه‌های پاسخ پله سیستم استفاده می‌کند و بهینه سازی روی "Δu" صورت می‌گیرد. در روش GPC از تابع تبدیل سیستم به عنوان مدل استفاده می‌شود. در عمل عموماً از روش DMC و تعمیم آن به حالتی که روی خروجی یا سیگنال کنترل محدودیتهایی وجود دارد (QDMC) و یا سیستم غیر خطی است و یا خطی متغیر با زمان است (EDMC) استفاده می‌شود.

تابع هزینه‌ای که در DMC در نظر گرفته می‌شود به صورت زیر است:

$$J = \sum_{i=N_1+1}^{N_1+P} \|e(t+i)\|_Q^2 + \sum_{i=1}^M \|\Delta u(t+i-1)\|_R^2 \quad (10)$$

که P افق پیش‌بینی بر حسب پریود نمونه‌برداری، M افق کنترل بر حسب پریود نمونه برداری،  $N_1$  تعداد تاخیرهای خالص سیستم بر حسب پریود نمونه‌برداری و  $R_{M \times M}$ ،  $Q_{P \times P}$  ماتریسهای وزن روی خطا و تغییرات سیگنال کنترل هستند (اندیسها بیانگر ابعاد ماتریس می‌باشد). در سیستم‌های دارای تاخیر، افق پیش‌بینی باید لاقبل به اندازه تاخیر خالص سیستم باشد. همچنین در سیستم‌های غیرمینیمم فاز، افق پیش‌بینی باید لاقبل به اندازه تعداد پریود نمونه‌برداری که سیستم دارای پاسخ پله معکوس است؛ باشد. سیگنال خطا به صورت زیر است:

$$e(t+i) = y_d(t+i) - y_p(t+i) = y_d(t+i) - y_m(t+i) - d(t+i) \quad (11)$$

که  $y_p$  خروجی سیستم و  $y_m$  خروجی مدل می‌باشد. تفاوت بین خروجی سیستم و خروجی مدل شامل نویز و اغتشاش و خطای مدلسازی به صورت d در نظر گرفته می‌شود.  $y_d(t)$  خروجی مطلوب است که به صورت زیر بدست می‌آید. اگر ورودی مرجع  $y_{sp}(t)$  باشد عموماً از فیلتر شده این سیگنال جهت دنبال یابی استفاده می‌شود:

$$y_d(t) = \alpha y_d(t-1) + (1-\alpha)y_{sp}(t) \quad ; \quad 0 \leq \alpha < 1 \quad (12)$$

تغییر  $\alpha$  محل قطب فیلتر درجه یک هموارساز را جابجا می‌کند. هر چه  $\alpha$  کوچکتر باشد پاسخ سیستم سریعتر خواهد بود. می‌توان نشان داد که با کاهش  $\alpha$  و سریعتر شدن سیستم علاوه بر نیاز به سیگنال کنترل بزرگتر Robustness نیز کاهش می‌یابد [۱۱]. هموار کردن خروجی مطلوب موجب هموارشدن سیگنال کنترل می‌شود. این موضوع از چند جهت حایز اهمیت است. نخست آنکه بدین طریق از فراجاهش پاسخ سیستم در اثر تغییرات ناگهانی ورودی مرجع جلوگیری می‌شود. دیگر آنکه اگر روی تغییرات سیگنال کنترل محدودیت وجود داشته باشد، مساله بهینه‌سازی حل بسته ای برای تمامی زمانها نخواهد داشت و مساله بهینه‌سازی باید در هر گام مستقلا حل شود. در بعضی موارد می‌توان خروجی مطلوب را به گونه‌ای هموار نمود که سیگنال کنترلی ناشی از حل مساله بهینه‌سازی بدون محدودیت، محدودیت موجود را ارضا نماید. در این حالت کند شدن پاسخ سیستم هزینه‌ای است که در ازای کاهش قابل ملاحظه حجم محاسبات پرداخته می‌شود. از دیدگاه عملی نیز هموار شدن سیگنال کنترل باعث افزایش عمر محرکهای سیستم می‌شود.

شکل ۵ بلوک دیاگرام زیر نحوه پیاده‌سازی روش DMC را نشان می‌دهد. تابع هزینه نوشته در رابطه (۱۰) را می‌توان به صورت زیر بازنویسی کرد:

$$J = (Y_m + D - Y_D)^T Q (Y_m + D - Y_D) + \Delta U_+^T R \Delta U_+ \quad (13)$$

توابع تبدیل به کار گرفته شده، بدون تاخیر خالص هستند یعنی  $(N_1=0)$ . در اینحالت بردارهای مورد استفاده در رابطه ۱۳ به صورت زیر تعریف می‌شوند:

$$Y_m = [y_m(t+1) \dots y_m(t+P)]^T$$

$$Y_D = [y_d(t+1) \dots y_d(t+P)]^T$$

$$\Delta U_+ = [\Delta u(t) \dots \Delta u(t+M-1)]^T$$

$$D = [d(t+1) \dots d(t+P)]^T$$

در حالتیکه سیستم LTI است و محدودیتی روی خروجی یا سیگنال کنترل وجود ندارد مساله بهینه‌سازی حل بسته‌ای به فرم زیر دارد:

$$\Delta U_+ = (G_+^T Q G_+ + R)^{-1} G_+^T Q E \quad (14)$$

که در آن:

$$E = Y_D - Y_P$$

$$G_+ = \begin{bmatrix} g_0 & 0 & K & K \\ g_1 & g_0 & 0 & \\ M & 0 & & \\ g_{P-1} & & & 0 \end{bmatrix}$$

$g_i$  ها، نمونه‌های پاسخ پله سیستم هستند و  $G_+$  یک ماتریس توپلیتز است که از نمونه‌های پاسخ پله سیستم تشکیل می‌شود (ماتریس توپلیتز، طبق تعریف، ماتریسی است که در آن المانهای روی قطر اصلی و قطرهای موازی با قطر اصلی با هم برابرند). همچنین برای محاسبه خروجی مدل داریم:

$$Y_m = G_+ \Delta U_+ + G_- \Delta U_- + g_N U_N \quad (15)$$

$$G_- = \begin{bmatrix} g_1 & g_2 & \Lambda & g_{N-1} \\ g_2 & \Lambda & g_{N-1} & 0 \\ M & & & M \\ g_p & \Lambda & \Lambda & 0 \end{bmatrix}, \Delta U_- = [\Delta u(t-1) \Lambda \Delta u(t-N+1)]^T$$

N تعداد نمونه‌هایی است که به ازای آن پاسخ ضربه سیستم به صفر یا معادلاً پاسخ پله سیستم گسسته به حالت ماندگار می‌رسد و  $g_N$  عبارتست از بهره حالت ماندگار سیستم.

$$g_N = dcgain$$

$$U_N = [u(t-N) \ u(t-N+1) \Lambda \ u(t-N+P-1)]^T$$

## ۸- بهبود روش DMC

اگر سیستم قطبی نزدیک به محور موهومی داشته باشد پاسخ پله بسیار به آرامی به مقدار ماندگار خود می‌رسد و N لازم بزرگ خواهد بود. در حالت حدی اگر سیستم دارای انتگرال گیر باشد؛ پاسخ پله هیچگاه به حالت ماندگار نمی‌رسد (این حالت در مجموعه مدل‌های خطی شده راکتور MMA وجود دارد) و N به سمت بی‌نهایت میل می‌کند. در حالت اول N بزرگ باعث افزایش حجم محاسبات و در حالت دوم به بی‌نهایت رفتن N باعث ناپایداری پاسخ سیستم می‌شود و این یکی از محدودیتهای روش DMC است [۱۲].

برای رفع این مشکل روشهایی ارائه شده‌اند که در آنها DMC به صورت فضای حالت فرموله شده، سپس از رویترگر حالت استفاده می‌شود [۱۳]. این روش در عمل به دلیل وجود خطاهای مدلسازی کارایی چندانی از خود نشان نمی‌دهد. روش دیگر به صورت زیر است:

$$Y_m = G_+ \Delta U_+ + G_- \Delta U_- + g_N U_N$$

$$Y_{Past} = G_- \Delta U_- + g_N U_N \Rightarrow Y_m = G_+ \Delta U_+ + Y_{Past} \quad (16)$$

$Y_{Past}$  طبق تعریف عبارتست از: «اثر ورودیهای گذشته سیستم بر خروجیهای آینده، بدون در نظر گرفتن اثر ورودیهای حال و آینده». حال می‌توان  $Y_{Past}$  را از طریق صفر قرار دادن  $\Delta u$  های آینده و حل کردن مدل سیستم با زمان به طرف جلو به اندازه P گام بدست آورد.

$$\Delta U_+ = 0 \rightarrow Y_m = Y_{Past} \quad (17)$$

همانطور که در روابط ۱۴ و ۱۵ مشاهده می‌شود  $G_+$  و  $\Delta U_+$  مستقل از N هستند و مقدار N تنها در بعد ماتریس G دخالت دارد. از طرفی با محاسبه  $Y_m$  از رابطه ۱۶، نیازی به محاسبه G نخواهد بود. بنابراین به این طریق محاسبات DMC مستقل از مقدار N خواهد بود. در روش GPC نیز نیازی به تعیین N نمی‌باشد، زیرا محاسبه خروجی مدل در این روش از روی تابع تبدیل مدل و از پاسخ پله انجام می‌شود. در روش GPC داریم:

$$Y_m = G_+ \Delta U_+ + f_p \quad (18)$$

که  $f_p$  به صورت بازگشتی و از حل معادله زیر بدست می‌آید:

$$f_{j+1} = z(1 - A(z^{-1}))f_j + B(z^{-1})\Delta u(t - N_1 + j) \quad ; \quad 0 \leq j \leq P-1$$

$$f_0 = y_m(t), \quad \Delta u(t+i) = 0 \quad \text{for } i \geq 0 \quad (19)$$

در رابطه بالا A و B چند جمله‌ایهای صورت و مخرخ تابع تبدیل می‌باشند. روش DMC بهبود یافته به دلیل حجم محاسبات کمتر به روش GPC برتری دارد. در واقع تفاوت DMC و GPC تنها در نحوه محاسبه  $Y_{Past}$  است.



حال محاسبه  $Y_D$  توضیح داده می‌شود. فرض کنیم در لحظه  $t$  قرار داریم و مقدار ورودی مرجع در این لحظه  $y_{sp}(t)$  می‌باشد، می‌خواهیم بردار  $Y_D$  را محاسبه کنیم. اگر مقادیر ورودی مرجع آینده یعنی  $y_{sp}(t+1)$  تا  $y_{sp}(t+P)$  معلوم باشند، از این مقادیر استفاده می‌کنیم. در این حالت به MPC «برنامه‌ریزی شده» می‌گویند. اما اگر مقادیر ورودی مرجع در لحظات آینده مشخص نباشند مقادیر آنرا در لحظات آینده ثابت و مساوی و مقدار آن در لحظه فعلی در نظر می‌گیریم. در این حالت به MPC «برنامه‌ریزی نشده» می‌گویند. نحوه محاسبه  $Y_D$  در دو حالت به صورت زیر است:

$$\text{Programmed: } y_d(t+i) = \alpha y_d(t+i-1) + (1-\alpha)y_{sp}(t+i) \quad (20)$$

$$\text{Unprogrammed: } y_d(t+1) = \alpha y_d(t) + (1-\alpha)y_{sp}(t)$$

$$y_d(t+2) = \alpha y_d(t+1) + (1-\alpha)y_{sp}(t) = \alpha^2 y_d(t) + (1-\alpha^2)y_{sp}(t) \quad (21)$$

$$\Rightarrow y_d(t+i) = \alpha^i y_d(t) + (1-\alpha^i)y_{sp}(t)$$

## ۹- نتایج شبیه‌سازی

منطق کنترل پیش‌بین مبتنی بر مدل برای کنترل راکتور پلیمریزاسیون متیل متاکریلات بکار گرفته شد. با توجه به اینکه کنترل دمای راکتور MMA براساس مسیر دمایی صورت می‌گیرد  $y_{sp}(t)$  برای تمام لحظات از قبل مشخص می‌باشد بنابراین از کنترل پیش‌بینی برنامه‌ریزی شده استفاده می‌گردد. مدل راکتور MMA همانطور که در بخش قبل توضیح داده شد به صورت مجموعه‌ای از مدل‌های خطی در طول مدت انجام فرآیند، مدل شده است. بهره کنترل کننده DMC را به صورت زیر تعریف می‌کنیم:

$$K_{DMC} = (G_+^T Q G_+ + R)^{-1} G_+^T Q \quad (22)$$

بنابراین داریم:

$$G_+ \Delta U_+ = k_{DMC} E \quad (23)$$

مربوط به هر مدل برای محاسبه  $k_{DMC}$  متناظر با آن مدل به کار می‌رود. لحظات تغییر مدل راکتور براساس نحوه مدل‌سازی مشخص می‌باشد. بنابراین  $k_{DMC}$  در لحظه مناسب براساس تغییر مدل راکتور تغییر می‌کند. در واقع به نوعی از استراتژی چند مدل (Multiple Model) استفاده می‌گردد. با این تفاوت که در اینجا مدل معتبر در هر لحظه از قبل مشخص می‌باشد.

ماتریس‌های وزن  $Q$  و  $R$  در طول فرآیند ثابت در نظر گرفته شده‌اند، اما می‌توان آنها را نیز بر اساس روشی مناسب با تغییر مدل‌ها، تغییر داد. مثلاً اگر سیگنال کنترل در قسمتی از فرآیند پرهزینه‌تر است می‌توان ماتریس  $R$  را در آن قسمت از فرآیند بزرگتر انتخاب نمود. همانطور که در نتایج شبیه‌سازی نشان داده شده است سیستم حلقه بسته با کنترل کننده پیش‌بین، به خوبی منحنی دمایی را دنبال نموده، از قابلیت حذف نویز و اغتشاش پله نیز برخوردار است. در ضمن به دلیل مقاومت کنترل کننده پیش‌بین در برابر خطاهای مدل‌سازی، تغییر بین مدل‌ها باعث ناپایداری پاسخ سیستم حلقه بسته نخواهد شد. البته این موضوع به انتخاب صحیح پارامترهای طراحی شامل  $T$  (زمان نمونه‌برداری)،  $R, Q, P, M, \alpha$  نیز بستگی دارد.

پریود نمونه‌برداری  $T = 10$  s انتخاب شده است که با توجه به ثابت زمانی غالب (که حدود ۶۰ ثانیه است) مقداری مناسب است. مقادیر سایر پارامترها به قرار زیر است:  $P = 5, M = 3, \alpha = .05, Q = I_5 * 5, R = .05 * I_3 * 3$ . افزایش  $P$  پایداری سیستم حلقه بسته را افزایش می‌دهد اما منجر به کند شدن پاسخ سیستم می‌شود. نشان داده شده است که در حالتی که  $P$  و  $M$  به سمت بینهایت میل می‌کنند؛ تابع هزینه در نظر گرفته شده، یک تابع لیاپانف مناسب برای سیستم خواهد بود [۱۴]. در بسیاری از موارد افزایش  $P$  بیش از یک مقدار معین، به شرط پایداری، تغییری در پاسخ سیستم ایجاد نمی‌کند و تنها باعث افزایش حجم محاسبات لازم می‌شود. همانطور که در شکل ۶ مشاهده می‌شود، دقت دنبال‌یابی مسیر دمایی حدود  $0.05^\circ C$  است. شکل ۷ خروجی سیستم حلقه بسته در حضور اغتشاش پله (که با خط‌چین نشان داده شده است) و نویز اندازه‌گیری

نشان می‌دهد. نویز اندازه‌گیری، نویز گوسی با میانگین صفر و انحراف معیار  $0.5^{\circ}\text{C}$  در نظر گرفته شده است بنابراین حداکثر خطای اندازه‌گیری حدود  $1.5^{\circ}\text{C}$  می‌باشد. با مشاهده سیگنال کنترلی در می‌یابیم که کنترل‌کننده سیگنال کنترلی را به نحوی تغییر می‌دهد که قابلیت حذف اغتشاش را دارا باشد. به عنوان مثال همانطور که در شکل مشاهده می‌شود با افزایش اغتشاش (خط چین) سیگنال کنترل کاهش می‌یابد. در شکل ۸-الف و ب به ترتیب پاسخ سیستم حلقه بسته به ورودیهای پله و سینوسی نشان داده شده است. از آنجا که مسیر دمایی بین  $95^{\circ}\text{C}$  -  $85^{\circ}\text{C}$  است، می‌توان ابتدا راکتور را با تمام توان روشن کرده، پس از رسیدن به دمایی نزدیک  $80^{\circ}\text{C}$  مسیر دمایی مورد نظر اعمال می‌شود. به این روش از فراجش اولیه جلوگیری خواهد شد.

## ۱۰- نتیجه گیری

کنترل دمای راکتور پلیمریزاسیون یکی از مهمترین استراتژی‌های عملیات واحد است. اما بعلاوه ماهیت متغیر با زمان و غیرخطی فرآیند، شناسایی و کنترل پلیمریزاسیون وظیفه دشواری می‌باشد. در این تحقیق، مدل سینتیکی پلیمریزاسیون بدست آمده و مدل دینامیکی در فضای حالت به تابع تبدیل تغییر داده شد. از آنجا که مسیر دمای مطلوب با زمان تغییر می‌کند، ضرائب این مدل نیز متغیر با زمان است. در طول پلیمریزاسیون ۱۴۰ نقطه زمانی بدست آمده است. تعیین اعتبار مدل نشان می‌دهد که بخوبی دینامیک فرآیند را بیان می‌کند. سپس از روش کنترل پیش بین DMC استفاده شده و تابعی هدف مناسبی کمینه شده است. نتایج شبیه‌سازی حلقه کنترلی نشان می‌دهد که این الگوریتم توانایی کنترل با دقت بسیار بالا را دارد.

## ۱۱- فهرست علائم

$C_p$	ظرفیت گرمایی مخلوط واکنش کننده	$T_{\infty}$	دمای محیط
$C_{po}$	ظرفیت گرمایی روغن	$T_{\infty}$	متغیر انحرافی دمای راکتور
$D$	طبق تعریف $D = \exp\left[\frac{1 - \phi_p}{A + B(1 - \phi_p)}\right]$	$T'_j$	متغیر انحرافی دمای روغن
$f$	ضریب کارایی شروع کننده	$UA _c$	ضریب کلی انتقال حرارت بین روغن و آب سرد
$i$	متغیر انحرافی غلظت شروع کننده	$UA _r$	ضریب کلی انتقال حرارت بین راکتور و ژاکت
$I$	شروع کننده	$UA _{\infty}$	ضریب کلی انتقال حرارت بین روغن و محیط
$k_d$	ثابت سرعت شروع کننده	$UA _{\infty}$	ضریب کلی انتقال حرارت بین روغن و محیط
$k_f$	ثابت سرعت انتقال به منومر	$V$	حجم لحظه‌ای مخلوط واکنش کننده
$k_p$	ثابت سرعت انتشار	$V_0$	حجم اولیه مخلوط واکنش کننده
$k_s$	ثابت سرعت انتقال به حلال	$x$	میزان تبدیل منومر
$k_t$	ثابت سرعت اختتام	$X$	متغیر انحرافی میزان تبدیل منومر
$m$	جرم مخلوط واکنش کننده	$\alpha$	ضریب انتقال حرارت بین روغن و هیتر
$m_o$	جرم روغن	$\beta$	برابر است با $\beta = \frac{\phi_s}{1 - \phi_s}$
$M$	منومر	$\varepsilon$	ضریب کاهش حجم
$\bar{M}_n$	متوسط عددی جرم مولکولی	$\lambda_k$	ممان $k$ ام رادیکال‌های آزاد
$\bar{M}_w$	متوسط وزنی جرم مولکولی	$\mu_k$	ممان $k$ ام پلیمرهای مرده
PDI	شاخص پراکندگی	$\phi_s$	کسر حجمی حلال
$P_n^{\circ}$	رادیکال	$\theta_p$	پارمترای در ثابت سرعت انتشار
$P'$	متغیر انحرافی توان	$\theta_t$	پارمترای در ثابت سرعت اختتام
$S$	حلال	$-\Delta H_p$	گرمای پلیمریزاسیون
$t$	زمان	$[ ]$	غلظت ذره
$T$	دمای مخلوط واکنش کننده	$0$	زیرنویس به معنی مقدار اولیه
$T_j$	دمای روغن		
$T_w$	دمای آب سرد		

جدول (۱) سینتیک پلیمریزاسیون رادیکال آزاد.

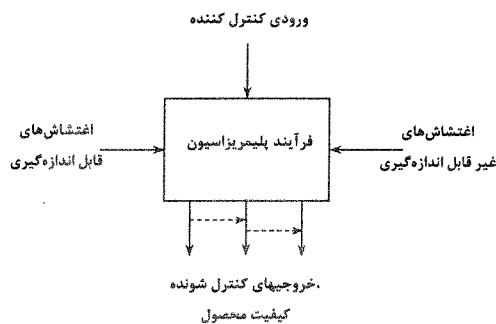
شروع	$I \xrightarrow{k_d} 2R^\circ + G^\uparrow R_d = k_d [I]$ $R^\circ + M \xrightarrow{k_i} P_1^\circ \quad R_i = k_i [R^\circ] [M]$ $2R^\circ \xrightarrow{k_{ii}} I' \quad R_{ii} = k_{ii} [R^\circ]^2$
انتشار	$P_n^\circ + M \xrightarrow{k_p} P_{n+1}^\circ \quad R_p = k_p [M] [P_n^\circ]$
اختتام	$P_n^\circ + P_m^\circ \xrightarrow{k_{tc}} D_{n+m} \quad R_{tc} = k_{tc} [P_n^\circ] [P_m^\circ]$ $P_n^\circ + P_m^\circ \xrightarrow{k_{td}} D_n + D_m \quad R_{td} = k_{td} [P_n^\circ] [P_m^\circ]$
انتقال	$P_n^\circ + M \xrightarrow{k_{tr}} P_1^\circ + D_n \quad R_f = k_{tr} [M] [P_n^\circ]$ $P_n^\circ + M \xrightarrow{k_s} S^\circ + D_n \quad R_s = k_s [M] [P_n^\circ]$

جدول (۲) معادلات حاکمه پلیمریزاسیون غیرایزوترمال رادیکال آزاد متیل متاکریلات.

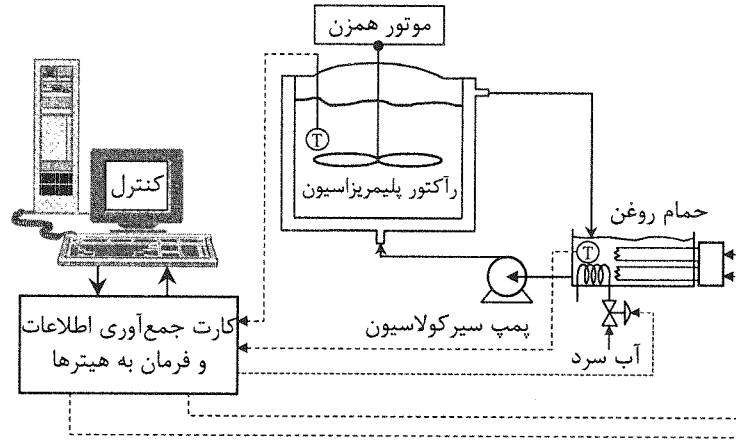
معادلات بقای انرژی و جرم اجزاء مختلف پلیمریزاسیون	
$\frac{dx}{dt} = \frac{2fk_d}{[M]_0 V_0} [I] + (k_p + k_f)(1-x)\lambda_0$	(۱)
$\frac{d[I]}{dt} = -k_d [I] - \frac{[I]}{V} \frac{dV}{dt}$	(۲)
$\frac{d[S]}{dt} = -k_s [S] \lambda_0 - \frac{[S]}{V} \frac{dV}{dt}$	(۳)
$\frac{dV}{dt} = -\frac{M_0}{\rho_m} \left[ \epsilon \frac{dx}{dt} + x \frac{de}{dt} \right]$	(۴)
$mC_p \frac{dT}{dt} = (-\Delta H_p) k_p [M] \lambda_0 V - UA _r (T - T_j) - UA _\infty (T - T_\infty)$	(۵)
$m_0 C_{p_0} \frac{dT_j}{dt} = \alpha P + \alpha P + UA _r (T - T_j) - UA _{\infty} (T_j - T_\infty)$	(۶)
$\lambda_0 = \sqrt{\frac{2fk_d [I]}{k_t}}$	

جدول (۳) شرایط آزمایش انجام پلیمریزاسیون.

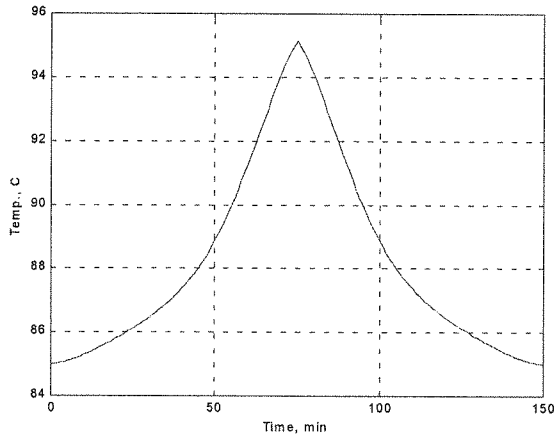
شرایط انجام پلیمریزاسیون	
حجم حلال	۶۰۰ میلی لیتر
حجم منومر	۱۵۰ میلی لیتر
مقدار شروع کننده	بنزوپیل پراکساید، ۰/۲ در صد وزنی منومر
دمای شروع پلیمریزاسیون	۸۵ درجه سانتیگراد
دور همزن	۱۵۰ دور در دقیقه



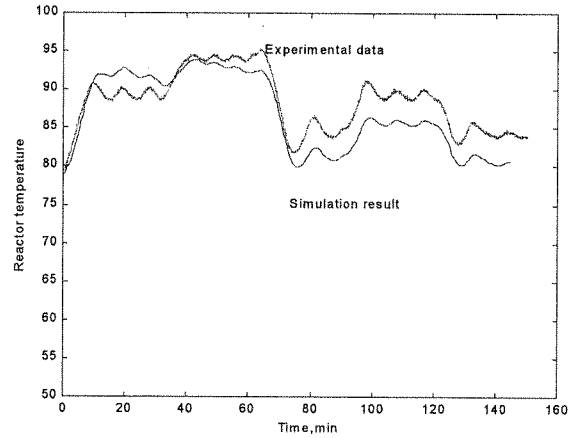
شکل (۱) متغیرهای فرآیند پلیمریزاسیون.



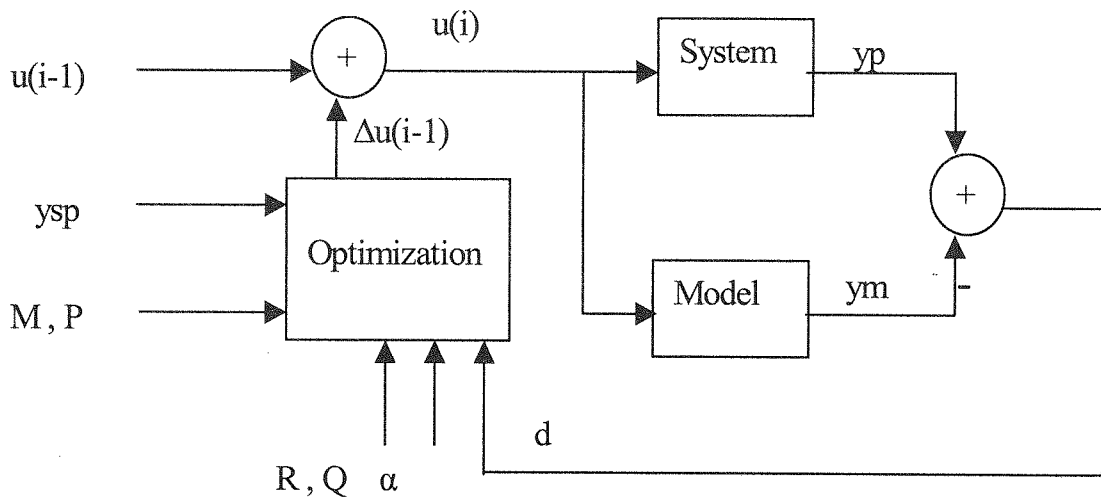
شکل (۲) نمای رآکتور پلیمریزاسیون دانشکده مهندسی پلیمر.



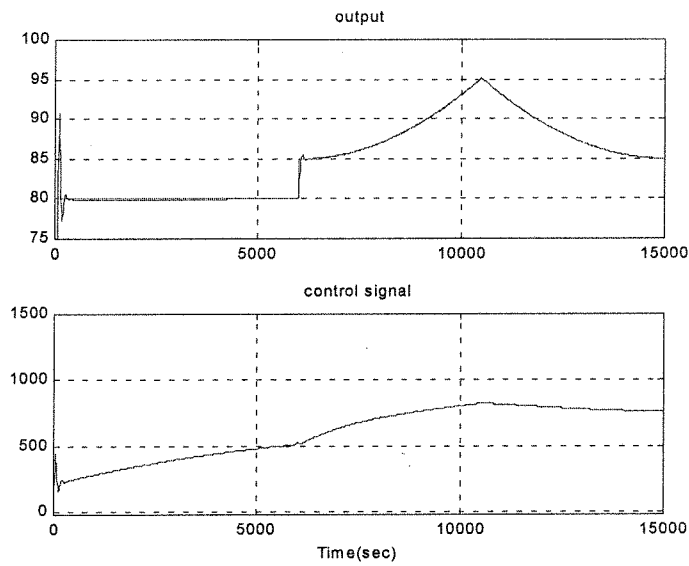
شکل (۴) مسیر دمائی انتخاب شده.



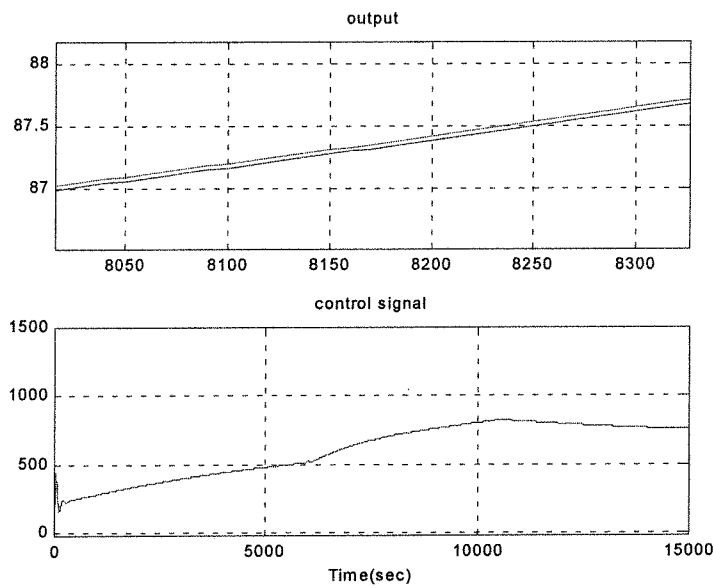
شکل (۳) دمائی رآکتور حاصل از آزمایش و مدل.



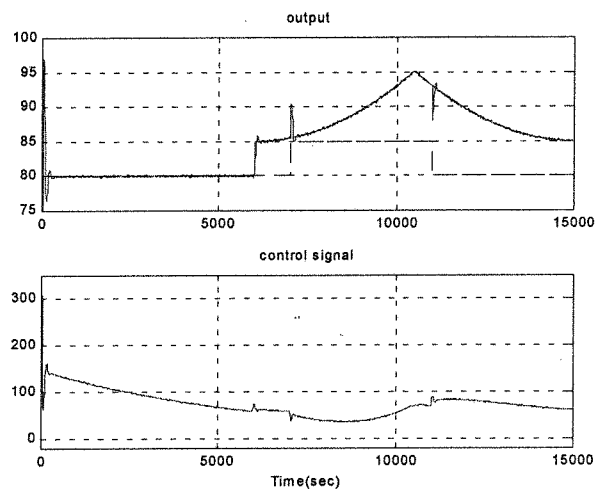
شکل (۵) بلوک دیاگرام پیاده‌سازی DMC.



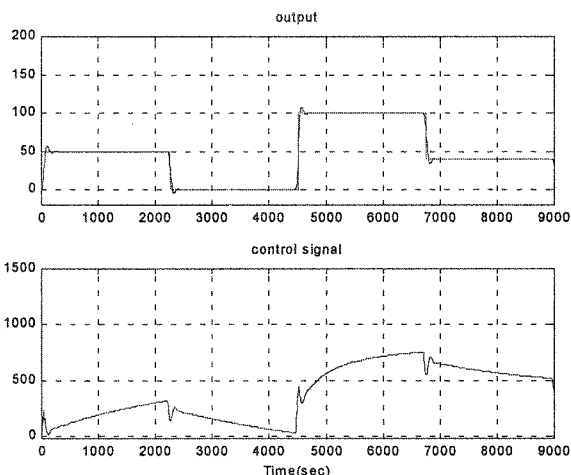
شکل (۶-الف) دنبال‌یابی مسیر دمائی.



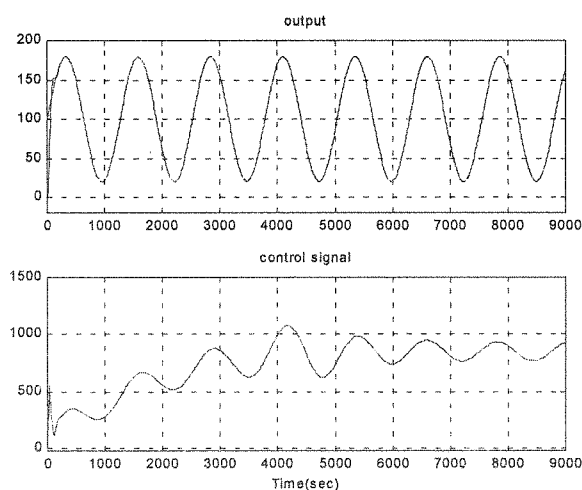
شکل (۶-ب) بزرگنمایی نتایج دنبال‌یابی مسیر دمائی.



شکل (۷) عملکرد کنترل‌کننده در حضور نویز و اغتشاش.



شکل (۸ - الف) پاسخ پله سیستم حلقه بسته.



شکل (۸ - ب) پاسخ سیستم حلقه بسته به ورودی سینوسی.

## مراجع

- [1] Schork F. J., P. B. Deshpande and K. W. Leffew, "Control of Polymerization Reactors" Marcel Dekker, Inc., 1993
- [2] Tzounanas V. K., S. L. Shah, "Adaptive Pole-Assignment Control of a Batch Polymerization Reactor", Chem. Eng. Sci., Vol. 44, No. 5, p. 1183-1193, 1989
- [3] Soroush M. and C. Kravaris, "Nonlinear Control of a Batch Polymerization Reactor: An Experimental Study", AIChE J., Vol. 40, No. 9, 1992, p. 1429
- [4] Mutha R. K., W. R. Cluett, and A. Penlidis, "On-Line Nonlinear Model-Based Estimation and Control of a Polymer Reactor", AIChE J., Vol. 43, No. 11, 1997, p. 3042
- [5] Berber R., K. Yetik, and A. Cahmh, "Nonlinear Model Predictive Control with State Estimation in Batch Polymerization", American Control Conference, 1998, p. 3778
- [6] Rho H. R., Huh Y. and H. Rhee, "Application of Adaptive Model-Predictive Control to a Batch MMA Polymerization Reactor", Chem. Eng. Sci., Vol. 53, No. 21, 3728-3739, 1998
- [7] Rafizadeh, M. "Sequential Linearization Adaptive Control of Solution Polymerization of Methyl Methacrylate in a Batch Reactor", Polymer Reaction Eng., Vol. 10, No. 3, pp.121-133, 2002
- [8] Stephanopoulos G., "Chemical Process Control, An Introduction to Theory and Practice", Prentice-Hall, INC., 1984
- [9] Seborg D. E., T. F. Edgar, and D. A. Mellichamp, "Process Dynamics and Control", John Wiley & Sons, 1989
- [10] Rouhani R. and Mehra R. K.; "Model Algorithmic Control; Basic Teoretical Properties"; Automatica Vol 18, No 4, pp 401-404, 1982
- [11] Camacho E. F. and Bordons C.; "Model Predictive Control in the Process Industry"; Springer and Verlag 1995
- [12] Lundstorm P., Lee J. H., Morari M. and Skogestad S.; "Limitations of Dynamic Matrix Control"; Computers & Chemical Engineering Vol 19, No 4, pp 402-421, 1995
- [13] Kent Q. Z., Fisher D. G. and Alberta A.; "Model Predictive Control of Open Loop Unstable Processes"; Proceedings of the American Control Conference; San Francisco, California, June 1993
- [14] Qin J. and Badgwell T. A; "An Overview of Nonlinear Model Predictive Control Applications"; Nonlinear Model Predictive Control, Allgöwer F. and Zheng A. Editors, Birkhäuser Verlag 2000