

## **JENERİK MODELE DAYALI KONTROL ALGORİTMASININ BENZETİMİ YAPILMIŞ BİR POLİMER REAKTÖRÜNE UYGULANMASI**

Gülay ÖZKAN

**ÖZET:** Jenerik (Generic) model kontrol stratejisi, kesikli stiren polimerizasyon reaktöründe farklı başlatıcı başlangıç konsantrasyonu için elde edilen optimum sıcaklık profillerine uygulanmıştır. Jenerik model kontrolün performansı, istenilen dönüşüm ve molekül ağırlığına ulaşıp ulaşılmadığına bakılarak test edilmiştir. Jenerik model' polimerizasyonun doğrusal olmama özelliğine rağmen iyi ve güzel bir kontrol sağlamıştır.

**ANAHTAR KELİMELEER :** Stiren polimerizasyonu, Jenerik model kontrol.

## **APPLICATION OF GENERIC MODEL CONTROL TO THE POLYMERIZATION REACTOR**

**ABSTRACT :** Generic control method is applied to track precalculated optimal temperature trajectories obtained for different initiator initiation concentration in a batch styrene polymerization reactor. The performance of the generic controller is tested by comparing the desired % convergen and Molecular Weight (Mw). In spite of the nonlinear dynamics of the polymerization reactor system the Generic controller seems to provide a good and effective control.

**KEYWORDS:** Polymerization of styrene, Generic model control.

## ***I. GİRİŞ***

Ekzotermik reaksiyonların gerçekleştiği prosesler güvenlik problemleri, birden fazla yatışkın hal şartlarını sağlamaları gibi problemler nedeniyle üzerinde çalışılması gereklidir. Endüstride bu tip davranış gösteren proseslerden biride polimerizasyon reaksiyonlarıdır. Polimerizasyon reaksiyonlarının ekzotermik, polimerlerin ısıl iletkenliğinin düşük ve aşırı viskoz olmaları gibi sebeplerden ısı transferi ve sıcaklık kontrolü son derece zordur. Bu durumda, son derece kompleks ve zor bir proses özelliği gösteren polimerleşme, ancak iyi bir kontrol sistemi ile kontrol edildiğinde istenilen özelliklere sahip ürün vermektedir. Bu açıdan proses kontrolün önemi ortaya çıkmaktadır.

Dünyada hızla gelişen teknoloji ile birlikte rekabet koşulları da ağırlaşmaktadır. Kalite kavramı giderek yaygınlaşmıştır. Önerilen çalışma, üretim sırasında, istenilen nitelikte ürün eldesi için istenmeyen yük etkilerini ortadan kaldıran modele dayalı kontrol tekniklerinden olan jenerik modelin uygulamasını içerir. Modele dayalı kontrol tekniklerinden olan Dinamik Matris Kontrol (DMC), Model Algoritmali Kontrol (MAC), İç Model Kontrol (IMC), anlamca birbirlerine benzer olup prosesin davranışından model tahminleri yapılır. Daha sonra kontrol hesaplamaları bu model tahminlerine dayandırılarak gerçekleştirilir. Varsayım için kullanılan modeller çoğunlukla doğrusal yaklaşımlıdır yada deneysel olarak elde edilmiş basamak yanıtım cevabından elde edilir. Polimerizasyon reaksiyonu doğrusal olmayan özellik gösterdiği için doğrusal yaklaşım kullanmak etkinlik açısından elverişli değildir. Lee ve Sullivan doğrusal olmayan proseslere doğrudan uygulanabilen bir kontrol stratejisi geliştirmişler ve bu kontrol stratejisini “GENERIC” model kontrol (GMC) olarak adlandırmışlardır [1]. Bu yöntem, kontrol stratejisini geliştirmek anlamında en uygun proses modelini kullanma prensibine dayandırılmıştır. Süreç modeli kütle ve enerji korunum bağıntılarından çıkartılır. Bu tip model tamamen prosesin doğrusal olmamasına ve proses değişkenleri arasında gerçekleşen etkileşimlere dayanır. Daha sonra GMC stratejisi tek kademeli bir buharlaştırıcıya uygulanmıştır [2]. Aziz ve ark. kesikli reaktörün sıcaklık kontrolüne GMC’yi uygulamışlar ve Neural Network tekniği ile GMC tekniğini birleştirmişlerdir [3]. Qiang Song, Arthur Jutan sürekli karıştırılmalı ve kesikli reaktörde gri kutu kontrol stratejisini GMC kullanarak uygulamışlardır [4].

Etilasetat ve sodyum hidroksitin vermiş olduğu sabunlaşma reaksiyonunda sodyum hidroksit dönüşümünü GMC ile kontrolü 2003 yılında yapılmıştır [5].

Bu çalışmada Jenerik model kontrol algoritması oluşturulup, benzetimi yapılmış kesikli bir polimerizasyon reaksiyonunun sıcaklık kontrolüne uygulanmıştır. Benzetim programı iki farklı optimum işletim koşulunda çalıştırılarak istenen dönüşüm ve sayıca molekül ağırlığına GMC kontrol algoritmasıyla ulaşılması sağlanmıştır.

## **II. MATERYAL**

### **II.1. Soğutma Ceketli Kesikli Bir Polimer Reaktörünün Matematiksel Modeli**

Matematiksel modelin oluşturulmasında aşağıdaki varsayımlar geçerli kabul edilmiştir. [7, 8].

- i) Reaktör içinde tam karışma olup her bölgesinde sıcaklık ve derişim aynı değerdedir.
- ii) Yoğunluk değişimi ihmal edilip tepkime boyunca reaktör içinde her bölgede yoğunluk sabit varsayılır. Yığın polimerizasyonunda bu varsayım geçersizdir ancak çözelti polimerizasyonunda geçerli kabul edilir.
- iii) Viskozite değişiminin deney koşulları içinde tepkime kinetiği üzerine etkisi yoktur.
- iv) Reaktör içindeki karışımın ortalama ısı kapasitesi sıcaklık ve derişim bağılı değildir.
- v) Polimerizasyonun başlama ve sonlanma basamaklarındaki ısı, çoğalma basamağındakinin yanında ihmal edilmiştir.
- vi) Soğutma suyunun giriş sıcaklığı sabittir.
- vii) Monomer değişim hızı, polimer üretim hızına eşit alınmıştır.
- viii) Uzun zincir yaklaşımı geçerlidir.

Reaktör için enerji denkliği :

$$V\rho C_p \frac{dT}{dt} = Q + (-\Delta H)R_m V - UA(T - \bar{T}_c) \quad (1)$$

Ceket için enerji denkliği :

$$V_c \rho_c C_{pc} \frac{dT_{co}}{dt} = \dot{m} C_{pc} (T_{ci} - T_{co}) + UA (T - \bar{T}_c) \quad (2)$$

Viskozitenin teorik olarak hesaplanabilmesi için elde edilen ampirik denklem:

$$\mu_r = \mu_o + 0.9615 \frac{[(M_o - M)M_w]^{0.654}}{(I_o - I)^{-0.588}} \quad (3)$$

$$\mu_o = 3.727 \times 10^{-3} T_o + 3.009 \times 10^{-3} M_o^2 - 327.6 I_o^3 \quad (4)$$

S ve F ise reaktörün ve karıştırıcının fiziksel özelliklerini içeren birer sabittir [7,8].

$$U = \frac{1}{S \mu_r^{0.33} + F}$$

Burada,  $\mu_o$  başlangıç viskozitesi ve  $M_w$  monomerin molekül ağırlığıdır.

Enerji denklileri viskozitenin ilavesi ile yeniden düzenlenirse [7,8]

$$\frac{dT}{dt} = \frac{Q}{V \rho C_p} + \frac{(-\Delta H) R_m}{\rho C_p} - \frac{A(T - \bar{T}_c)}{V \rho C_p (S \mu_r^{0.33} + F)}$$

$$\frac{dT_{co}}{dt} = \frac{m(T_{ci} - T_{co})}{V_c \rho_c} + \frac{A(T - \bar{T}_c)}{V_c \rho_c C_{p_o} (S \mu_r^{0.33} + F)} \quad (5)$$

Monomer ve başlatıcı için kütle denklileri:

$$- \frac{d[M]}{dt} = kMI^{0.5} \quad (6)$$

$$- \frac{d [I]}{dt} = k_d [I] \quad (7)$$

$$(8)$$

$$k = -k_p * (M) * (2f * k_d / k_{td})^{0.5}$$

Model eşitlikleri (1)-(8) Runge-Kutta integrasyon yöntemi ile Çizelge 1'de verilen kinetik sabitler kullanılarak çözülmüştür. Şekil 2ve 5 'da dinamik deneysel ve teorik sonuçlar verilmiştir. Sonuçlar deneysel veriler uyumludur.

Çizelge 1. Monomer (stiren) ve Başlatıcı (BPO) için kullanılan kinetik sabitler ve sistemin fiziksel sabitleri.

Sabit	Değeri	Birimi
$k_p$	$1.06 * 10^7$	L/mol s
$k_{td}$	$1.25 * 10^9$	L/mol s
$k_d$	$5.95 * 10^{13}$	L/mol s
$E_p$	3557	cal/mol K
$E_{td}$	843	cal/mol K
$E_d$	14897	cal/mol K
$(-\Delta H)$	16500	cal/mol
$g * C_p$	360	cal / L K
$g_c * C_{p0}$	996.3	cal / L K

### II.1.2. Jenerik Model Kontrol Edici Tasarımı

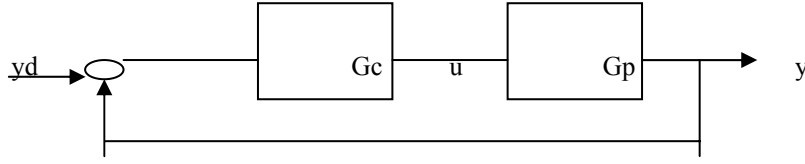
Modele dayalı kontrol edici tasarımında kullanılan yaklaşımlar doğrudan sentez yaklaşımı ve optimizasyon yaklaşımıdır.

Doğrudan sentez yaklaşımında

- a) Doğrudan kontrol edici
- b) İç model kontrol edici (IMC)
- c) Jenerik Model kontrol edici (GMC)

Bulunur.

Jenerik model kontrol , 1988 yılında Lee and Sullivan tarafından önerilmiş ve doğrusal olmayan prosesler için avantajlı bir kontrol algoritmasıdır. GMC algoritmasının polimer reaktörüne uygulanması şu şekildedir.



**Şekil 2.** Geri beslemeli kontrol edici blok diyagramı.

Çıktı ile Ayar Noktası Arasındaki Aktarım Fonksiyonu:

$$y(s) = \frac{G_p * G_c}{1 + G_p * G_c} y_d(s) \quad (9)$$

$$q(s) = \frac{G_p * G_c}{1 + G_p * G_c} \quad (10)$$

Kontrol edici aktarım fonksiyonu:

$$U(s) = G_c * e(s) \quad (11)$$

$$G_c(s) = \frac{q(s)}{G_p(s)(1 - q(s))} \quad (12)$$

$q(s)$  referans modelimiz, proses çıktısının referans modeli izlemesini isteriz ve  $q(s)$ ' in ne olacağına biz karar veririz.

Jenerik model kontrol edicide referans model  $y=y_r$  şeklinde önerilmiştir.

$$\frac{dy_r}{dt} = K_1 * (y_d - y) + K_2 * \int (y_d - y) * dt \quad (13)$$

Yukarıdaki eşitliğin laplace'ı alınırsa

$$Yr(s) = \frac{K_1 s + K_2}{s^2 + K_1 s + K_2} = \frac{2\xi\tau s + 1}{\tau^2 s^2 + 2\xi\tau s + 1} \quad (14)$$

Buradan yola çıkarak;

$$\xi = \frac{K_1}{2\sqrt{K_2}} \quad (15)$$

Laplace alanında kontrol edici aktarım fonksiyonu:

$$\tau = \frac{Gc(s)}{Gp(s) * s^2} = \frac{K_1 s + K_2}{\sqrt{K_2}} \quad (17)$$

Jenerik model kontrol edicisinde, laplace alanına gerek kalmadan set noktasını izlemesi gereken ayar değişkeninin değeri hesaplanabilir. Birinci mertebeden diferansiyel bir denklemle ifade edilen bir proses düşünelim;

$$\frac{dy}{dt} = f(y, u, d) \quad (18)$$

y; proses çıktısı

u:girdi

d:yük etkisi

f(...):Doğrusal olmayan fonksiyon

Bu eşitlik, doğrudan referans modeli izleme ihtiyacı duyan kontrol edici tasarımında kullanılır.

$$f(y, u, d) = K_1 * (yd - y) + K_2 * \int_0^t (yd - y) dt \quad (19)$$

Proses modeli kesin değildir ve bu nedenle tahmini proses modeli kullanılır.

$$f(y, u, d) - K_1 * (yd - y) + K_2 * \int_0^t (yd - y) dt = 0 \quad (20)$$

$$f(y, u, d) = \frac{dT}{dt} = \frac{Q + (-\Delta H)R_m V - UA(T - \bar{T}_c)}{V\rho C_p} \quad (21)$$

Ayar değişkenin alacağı değer :

$$Q = -(-\Delta H)R_m V + UA(T - \bar{T}_c) + V\rho C_p * \left[ K_1(T_{set} - T_r) - K_2 \sum_{i=1}^k (T_{set}(i) - T_r(i))\Delta t \right] \quad (22)$$

### II.1.3. Sabit Sıcaklık İçin Optimum İşletme Koşulları

Bu kısımda izoterm şartlarda stirenin serbest radikalik polimerizasyonunda, önceden belirlenen son monomer dönüşümü ( $m^*$ ) ve ortalama zincir uzunluğu sayısını ( $Xn^*$ ) elde etmek için, kullanılacak min başlatıcı derişimi ( $I^*$ ), izoterm reaksiyon sıcaklığı ( $T$ ) ve minimum reaksiyon süresini ( $t_f$ ) belirlemek için kütle denklikleri ve Lagrange's çarpanları yöntemi kullanılmıştır [6]. Buna göre elde edilen optimum işletim koşulları:

**Çizelge 2.** Sabit reaktör sıcaklığı için optimum işletim koşulları.

Deney No	Mo (mol/lit)	$T_R$ ( $^{\circ}C$ )	$I_o$ (mol/lit)	$t_f$ (dk)	$M^*$	$Xn^*$
1	6,092	103	0.0126	151	30	500



### II.1.4. Değişken Sıcaklık Profili İçin Optimum İşletim Koşulları

Optimum şartlarda; istenilen dönüşüm ve molekül ağırlığına minimum reaksiyon süresi ve en az maliyet ile ulaşmak için verilen farklı başlatıcı derişimlerinde farklı optimum sıcaklık profilleri ve deney süreleri Hamiltonian optimizasyon tekniğine göre tespit edilmiştir (Çizelge 3) [7].

**Çizelge 3.** Değişken reaktör sıcaklığı için optimum işletim koşulları.

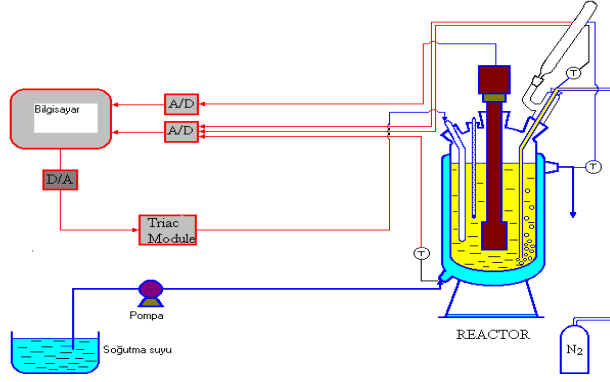
Deney No	M <sub>0</sub> (mol/lit)	P <sub>2</sub>	T <sub>R</sub> (°C)	I <sub>0</sub> (mol/lit)	t <sub>f</sub> (dk)	m*	X <sub>n</sub> *
1	6,092	-5707	97	0,0125	127	50	500

## III. SONUÇLAR:

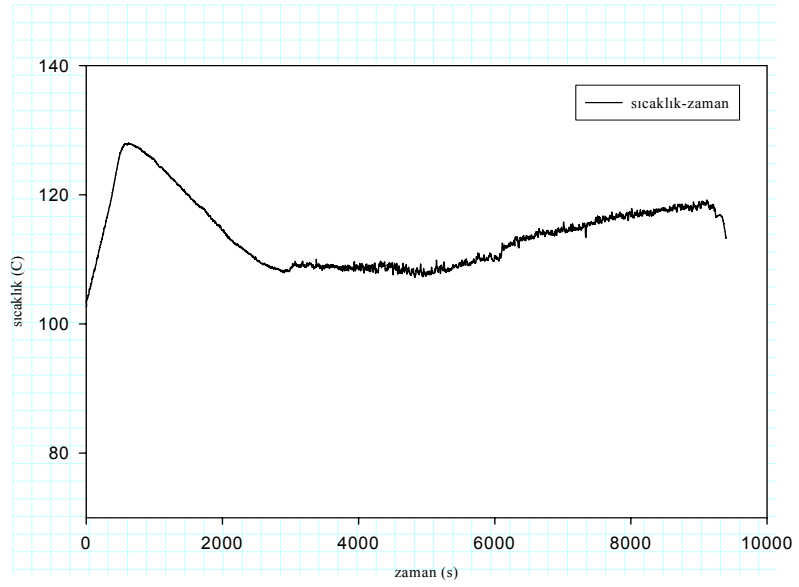
### III.1 Dinamik Deneysel Sonuçlar

Deneysel Dinamik çalışmalarda Çizelge 2ve 3'de verilen optimum işletim şartları kullanılmıştır. Bunun için 770 ml stiren, 330 ml toluen reaktör içine konulmuştur. Belli akış hızında soğutma suyu reaktöre beslenmiştir. Reaktör içersine daldırılan dalgıç ısıtıcı vasıtasıyla reaktör sıcaklığı 1 nolu işletim şartında yer alan 103<sup>0</sup>C'de yatışkın halde kalması sağlanmıştır. Reaktöre 0.0126 mol/lit benzoilperoksit ani olarak beslenerek reaksiyon başlatılmıştır. Sistem açık-hat durumunda iken zamanla reaktör içi sıcaklık değerleri Şekil 2'de verilmiştir. Deney süresince alınan numunelerin % dönüşüm değerleri çöktürme yöntemince hesaplanmıştır Ubbelohde viskozimetresi ile viskozite ortalama molekül ağırlığı hesaplanmıştır .

Benzer şekilde Çizelge 2'de yer alan 1 nolu işletim şartında diğer bir dinamik deney yapılmıştır. Deney düzeneği Şekil 1'de verilmiştir.



Şekil 1. Deney düzeneği.



Şekil 2. Açık-hat deneysel dinamik sonuçlar (  $T=103^{\circ}\text{C}$ ,  $I_0 = 0,0126\text{mol/l}$  ).

### III.2. Benzetim Sonuçları:

Teorik çalışmalar için polimerizasyon reaktör modeli oluşturulmuş ve bilgisayarda çözülmüştür. Model sonuçları ile deneysel veriler Şekil 2-4 'de

görüldüğü gibi karşılaştırılacak olunursa açık hat deneysel ve açık hat teorik zamanla reaktör sıcaklık değerleri birbirine uyumlu olup aradaki fark model kurarken yapılan varsayımlardan kaynaklanmaktadır.

GMC kontrol sabitlerini hesaplamak için öncelikle benzetim programına (FORTAN dilinde) GMC kontrol algoritması ilave edilmiş ve K değerleri için program çalıştırılmıştır. Bunun için proses reaksiyon eğrisi kullanılarak zaman sabiti  $\tau = 30.5$  dk hesaplanmıştır [8].

$$K_1 = 1 / \tau^2 \quad (23)$$

$$K_2 = 2\xi / \tau$$

$$\sum \text{ISE değerleri} = \sum_{i=1}^t (y(t) - y_{\text{setnoktası}})^2 \quad (24)$$

Jenerik model katsayılarının hesabı için bu zaman sabiti baz alınıp farklı  $\xi$  değerlerinde elde edilen  $K_1$  ve  $K_2$  değerleri Çizelge 5.4.'de verilmiştir. Benzetim programı bu sabitler kullanılarak 103 °C set noktası için çalıştırılmış ve ISE değerleri hesaplatılmıştır. Çizelge'de T=103 °C 'da görülen en uygun ISE değerini veren  $K_1=0,196$  ve  $K_2=0,00107$  değerleri bulunmuştur.

**Çizelge 4.** Farklı  $\xi$  değerlerinde elde edilen  $K_1$  ,  $K_2$  ve ISE değerleri.

	$\xi$	$K_1$	ISE (T=103 °C)
1	0,2	0,0131	67,07
2	0,8	0,0524	18,65
3	1,0	0,0655	15,51
4	1,2	0,0786	13,46
5	2,0	0,1310	9,65
6	3,0	0,1960	8,50
7	4,0	0,2620	9,43
8	5,0	0,3270	14,26
9	6,0	0,3930	123,52

10	7,0	0,4590	Programda kontrol mümkün olmadı.
----	-----	--------	-------------------------------------

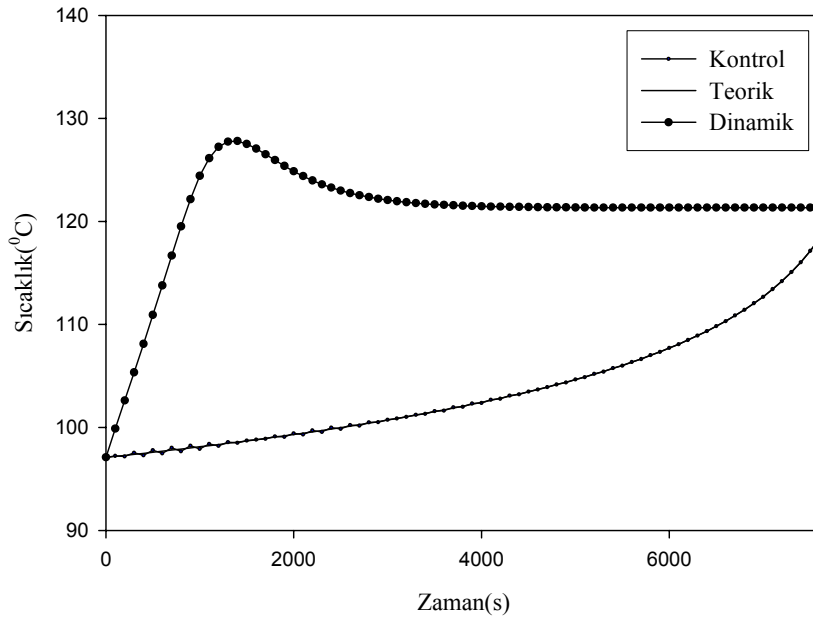
Çizelge 2. ve 3.' deki optimum işletim şartları altında benzetim çalışmaları yapılmıştır. Değişken set noktalı optimal işletim koşullarında GMC kontrol sonuçları ve dinamiği Şekil 3. verilmiştir. Kontrol sonucu elde edilen dönüşüm ve sayıca ortalama molekül ağırlığı değerleri Çizelge 5'de verilmiştir. Aynı şekilde Sabit sıcaklık set noktalı optimum işletim koşullarında yapılan kontrol ve dinamik sonuçlar Şekil 4 de verilmiştir. Elde edilen dönüşüm ve sayıca ortalama molekül ağırlığı değerleri Çizelge 6'da verilmiştir. Şekillerden ve elde edilen dönüşüm ve sayıca molekül ağırlığı değerlerinden GMC kontrol algoritması istenilen set noktasını başarıyla takip etmiştir.

**Çizelge 5.** Değişken set noktalı (Optimal reaktör sıcaklık profilleri) işletim şartlarında GMC kontrol sonuçları.

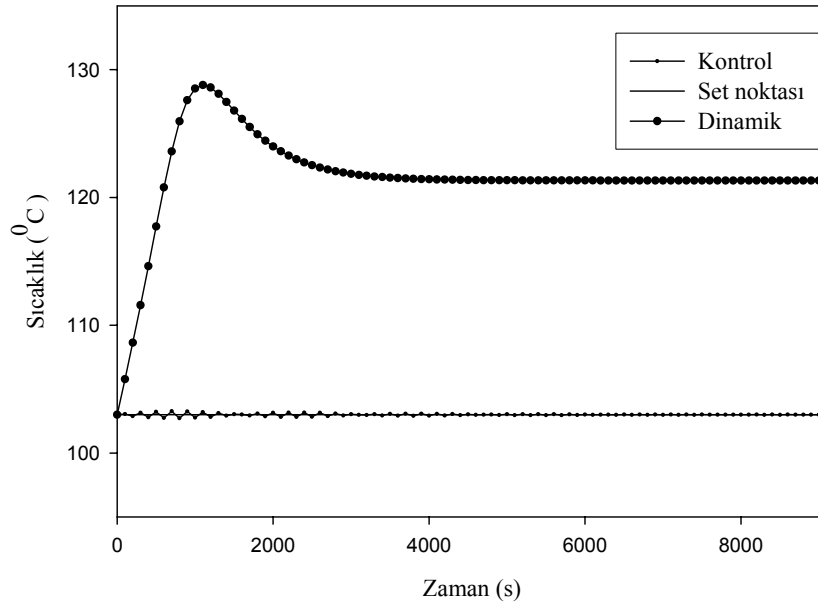
Deney No	$M_0$ (mol/l)	% dönüşüm	$M_n$ (g/mol)	$X_n$	$I_0$ (mol/l)	$T_f$ (dk)
1	6,092	45	45968	442	0,0125	127

**Çizelge 6.** Sabit reaktör sıcaklığı işletim koşullarında GMC kontrolü sonuçları.

Deney No	$M_0$ (mol/l)	% dönüşüm	$M_n$ (g/mol)	$X_n$	$I_0$ (mol/l)	$t_f$ (dk)
1	6,092	26	44583,968	428,692	0,0126	151



**Şekil 3.** Reaktör optimal sıcaklığının, GMC kontrol ve dinamik sonuçlarla karşılaştırılması ( $T=97\text{ }^{\circ}\text{C}$   $I_0=0,0125\text{ mol/l}$  ).



**Şekil 4.** Reaktörün optimum sabit sıcaklıktaki ,GMC kontrol ve dinamik sonuçla karşılaştırılması (  $T= 103\text{ }^{\circ}\text{C}$ ,  $I_o = 0.0126\text{ mol/l}$  ).

Sonuç olarak GMC kontrol algoritması başarısı; Proses modelinin kontrol algoritmasında doğrudan kullanılmış olmasına bağlıdır.

### ***SİMGELER DİZİNİ***

A	Isı aktarım alanı
$C_p$	Karışımın ısı kapasitesi (cal/gmol.K)
$C_{pc}$	Soğutma suyunun ısı kapasitesi (cal/gmol.K)
E	Aktivasyon enerjisi (cal/gmol)
$E_d$	Başlama basamağı aktv. enerjisi (cal/gmol)
$E_i$	$k_i$ hız sabiti için aktivasyon enerjisi
$E_p$	Büyüme basamağı aktiv. enerjisi
$E_t$	Sonlanma basamağı aktiv. enerjisi
f	Başlatıcı etkinlik faktörü, parametre değerlerinde ağırlık faktörü
$G_c$	İletim fonksiyonu
$G_p$	Prosesin iletim fonksiyonu
I	Başlatıcı konsantrasyonu (gmol/l)
$I_o$	Başlangıçtaki başlatıcı konsantrasyonu (mol/l)
k	Tüm reaksiyon hız sabiti (l/gmols)
$k_d$	Başlatıcı parçalanma hız sabiti ( $s^{-1}$ )
$k_p$	Büyüme basamağı hız sabiti (l/gmols)
$k_{td}$	Sonlanma basamağı hız sabiti (l/gmols)
m	Soğutma suyu kütleli akış hızı (kg/s)
$m_d$	Monomer dönüşüm oranı (%)
M	Monomer konsantrasyonu (mol/l)
$M_o$	Başlangıçtaki monomer konsantrasyonu (mol/l)
$M_w$	Ağırlıkça ortalama molekül ağırlığı
$R_m$	Monomer reaksiyon hızı, gmol/m <sup>3</sup> s)
T	Sıcaklık, K
$T_c$	Soğutma suyu ortalama sıcaklığı, K
$T_{ci}$	Soğutma suyu giriş sıcaklığı, K

$T_{co}$	Soğutma suyu çıkış sıcaklığı, K
$U$	Tüm ısı aktarım katsayısı ( $cal/m^2.s.K$ )
$V$	Toplam karışım hacmi ( $m^3$ )
$V_c$	Soğutma suyu hacmi ( $m^3$ )
$\Delta H$	Reaksiyon ısısı ( $cal/gmol$ )
$\dot{A}_k$	Karışımın viskozitesi
$\dot{A}_o$	Başlangıç karışımının viskozitesi

#### **IV. KAYNAKLAR**

- [1] Lee, P.L., and Sullivan G.R, 'Generic Model Control.' *Comput.Chem. Eng.*, Vol.12, pp.573, 1988.
- [2] Lee, P.L., Newell R.B. and Sullivan G.R 'Generic Model Control: A case Study' , *Can. J. Chem. Eng.*, Vol ,67, pp 478,1989.
- [3] Aziz N, Hussain M.A and Mujtaba I.M , 'Performance Of Different Types Of Controllers In Tracking Optimal Temperature Profiles In Batch Reactors', *Computers And Chemical Engineering.*, Vol. 24; pp1069, 2000.
- [4] Qiang Song ,Arthur Jutan 'Grey-box Modelling And Control Of Chemical Processes.' *Chem. Eng. Sci.*, Vol.57, pp.1027-1039, 2002.
- [5] Utku Derya, 'Generic Model Stratejisinin Sürekli Karıştırılmalı Bir Reaktöre Uygulanması', Ankara Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü,1999.
- [6] Karagöz, A., Özkan, G., Erdoğan, S. Alpbaz, M., 'Modelling, Optimization and Control of Batch Polymerization Reactor of Styrene', *Control and Computers*, Vol. 25, pp.21-26, 1997.
- [7] Özkan, G., Hapoğlu, H., Alpbaz, M., 'Generalized Predictive Control of Optimal Temperature Profiles in a Polystyrene Polymerization Reactor', *Chemical Engineering and Processing*. Vol. 37, pp.125-139, 1998.
- [8] Özkan G., 'Polistiren Reaktörünün Optimum Sıcaklık Profiline Adaptif Genelleştirilmiş Prediktif Kontrolün Uygulanması',Doktora tezi, A.Ü.F.B.E., 1997.

