

SÜREKLİ, KARIŞTIRMALI POLİMERİZASYON REAKTÖRÜNÜN BENZETİMİ VE KONTROLÜ

Gülay ÖZKAN¹

İlkay ÇALIŞKAN²

^{1,2} Kimya Mühendisliği Bölümü

Mühendislik Fakültesi

Ankara Üniversitesi, 06100, Beşevler, Ankara

¹e-posta: gozkan@eng.ankara.edu.tr

Anahtar sözcükler: Karıştırmalı Sürekli Polimer Reaktör, Bağıl Kazanç Oranı (RGA), Ayırma Kontrol

ABSTRACT

In the present work, the dynamics and the control of the free radical solution polymerization of styrene in a cooling jacketed batch reactor was investigated theoretically. In the theoretical works, mathematical model of continuous stirred tank reactors was determined, and by using this mathematical model steady state values were determined in matlab program. To observe dynamic behavior of reactors, by giving step effect input variables, changing of output variables were observed. And then best suitable manipulated variables for temperature control and conversation control were found by relative gain array (RGA) method. According to RGA method, best manipulated variables for reactor temperature is feed temperature, best manipulated variables for monomer concentration is monomer flow rate. Decoupling control, that important for MIMO systems (multiple input multiple output), were applied continuous stirred tank reactor, and compensatory projected to minimize loop interactions. In the simplified decoupled system, temperature control for different set point observed with this compensatory by PID controller. This control algorithm was applied successfully polymer reactor.

1. GİRİŞ

Günümüzde sentetik polimer üretimi dünya çapında 100 milyon ton / yıl gibi bir rakama ulaşmıştır. Bu ürünler ; kilosu birkaç bin dolara mal olan düşük hacimli yüksek kaliteli ürünlerden , kilosu bir dolar civarında bir maliyeti olan yüksek hacimli ürünlere kadar geniş bir aralığa sahiptir.

Bu ürünlerin malzeme özelliklerinin belirlenmesinde reaktörün işletimi ve reaksiyon kinetik mekanizması önemli rol oynar. Bu nedenle minimum işletme sorunlarıyla yüksek kaliteli polimer üretiminde kontrol sistemleri ele alınmalıdır. Kontrol için yeterli ve düzenli proses algılayıcıları ile prosesi iyi temsil

eden algoritma gereklidir. İyi kontrol sisteminin tasarımı demek yüksek kaliteli ürün, güvenli ve verimli proses demektir [1,3].

Bu çalışmanın amacı çok değişkenli sistemlerde RGA ile uygun kontrol ve ayar değişkeni eşlemesi belirlendikten sonra benzetimi yapılmış soğutma ceketli, sürekli ve karıştırmalı bir reaktörde (CSTR), döngü etkileşimlerini ayırma (decoupling) ile en aza indirerek reaktör sıcaklığının kontrolünü gözlemlemektir.

II. SOĞUTMA CEKETLİ, SÜREKLİ VE KARIŞTIRMALI POLİMER REAKTÖRÜNÜN MATEMATİKSEL MODELLENMESİ

Yapılan Varsayımlar:

1. Reaktör içinde tam karışma olup, her bölgesinde sıcaklık ve derişim aynı değerdedir.
2. Yoğunluk değişimi ihmal edilerek, tepkime boyunca reaktör içerisinde her bölgede yoğunluğun sabit kaldığı kabul edilmiştir.
3. Viskozite değişiminin deney koşulları içerisinde tepkime kinetiği üzerine etkisi yoktur .
4. Reaktör içindeki karışımın ortalama ısı kapasitesi sıcaklık ve derişimine bağlı değildir.
5. Monomer değişim hızı polimer üretim hızına eşit alınmıştır.
6. Polimerizasyonun başlama, sonlanma basamaklarındaki ısı, çoğalma basamağının yanında ihmal edilmiştir.

Reaktör içi ve Soğutma suyu çıkış sıcaklığı için enerji korunum denklilikleri

$$\frac{dT_r}{dt} = \frac{Q_t * (T_r - T_f)}{V} + \frac{(-\Delta H_r) * r_m}{\rho * C_p} - \frac{U * A * (T_r - T_c)}{\rho * C_p * V}$$

$$\frac{dT_j}{dt} = \frac{Q_c * (T_{cf} - T_c)}{V_c} + \frac{U * A * (T_r - T_c)}{\rho_c * C_{pc} * V_c}$$

Monomer için kütle denkliği:

$$\frac{dM}{dt} = \frac{Q_m * M_f - Q_t * M}{V} + r_m$$

Başlatıcı için kütle denkliği:

$$\frac{dI}{dt} = \frac{Q_i * I_f - Q_t * I}{V} + r_i$$

Reaksiyon Hız İfadesi

$$r_M = -k_p * (M) * (2f * k_d * I/k_t)^{0.5}$$

$$r_M = k_p * (k_d * I/k_t)^{0.5} * M$$

$$r_I = -k_d * I$$

Yatışkın hal işletim koşullarını belirlenmesi:

Bunun için MATLAB paket programında bir program yazılmıştır. Bu programda kütle ve enerji denklemleri eş zamanlı olarak fsolve komutu kullanılarak çözdürülmüştür. Programda kullanılan kinetik ve fiziksel sabitler Çizelge 1 de verilmiştir.

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

Sabit	Değeri	Birimi
AP	1.06*10 ⁷	L/mol s
AT	1.25*10 ⁹	L/mol s
AI	5.95*10 ¹³	L/mol s
EP	3557	cal/mol K
ET	843	cal/mol K
EI	14897	cal/mol K
DELH	16500	cal/mol

Çizelge 2 Yatışkın Hal İşletim Koşulları:

Tr (Reaktör sıcaklığı): 327.9038

Tc (Ceket sıcaklığı):317.4907

CA (stiren derişimi): 2.3188

CI (Bpo derişimi):0.01

III. KONTROL ÇALIŞMALARINDA KULLANILMAK ÜZERE HAL UZAY MODELİ OLUŞTURULMASI:

Fiziksel sistemlerin dinamiğini göstermenin başka bir yoludur.

$x = f(x,u)$ Dinamik Model

$x = Ax + Bu$ Hal Uzay Modeli

$y = Cx + Du$

x : Hal Değişkenlerinin Vektörü

u : Ayar Değişkenlerinin Vektörü

y : Ölçülen Değerlerin Vektörü

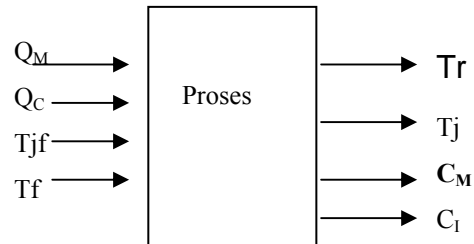
A, B ve C katsayı matrislerini gösterir.

$$x = [T_r, T_c, M, I]$$

$$u = [Q_m, Q_c, T_{cf}, T_f]$$

$$y = [T_r, T_c, M, I]$$

Bulunan yatışkın hal değerleri kullanılarak kütle ve enerji denklilerinin dinamik çözümünden A ve B matrisleri elde edilir. A ve B matrisleri bulunurken prosesin dört girdisi (Q_m, Q_c, T_{jf}, T_f) ve dört çıktısı (T_r, T_j, C_M, C_I) kullanılmıştır. Buna göre matrisler 4*4 boyutunda bulunmuştur. Bu haliyle sadece RGA hesabında kullanılmış olup bizim kontrol etmek istediğimiz iki değişken (T_r ve C_M) olduğundan transfer fonksiyonlarının bulunmasında 2*2 boyutu kullanılmıştır.



IV. RGA (BAĞIL KAZANÇ) HESAPLAMALARI

Bağıl kazanç matrisi aşağıdaki gibi bulunmuştur.

$$\begin{bmatrix} Tr \\ T_j \\ C_M \\ C_I \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{Tr}{Q_M} & \frac{Tr}{Q_C} & \frac{Tr}{T_{Jf}} & \frac{Tr}{T_f} \\ \frac{Q_M}{T_j} & \frac{Q_C}{T_j} & \frac{T_{Jf}}{T_j} & \frac{T_f}{T_j} \\ \frac{C_M}{C_M} & \frac{C_C}{C_M} & \frac{C_{Mf}}{C_M} & \frac{C_f}{C_M} \\ \frac{Q_M}{C_I} & \frac{Q_C}{C_I} & \frac{T_{Jf}}{C_I} & \frac{T_f}{C_I} \\ \frac{Q_M}{Q_C} & \frac{Q_C}{Q_C} & \frac{T_{Jf}}{T_f} & \frac{T_f}{T_f} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} Q_M \\ Q_C \\ T_{Jf} \\ T_f \end{bmatrix}$$

	num1	num2	num3	num4
$\lambda =$	0.004168	$7.7923 \cdot 10^8$	$-7.7923 \cdot 10^8$	1.436263
	0	1.021492	0.419731	-0.440419
	0.990934	$-4.5634 \cdot 10^8$	$4.5634 \cdot 10^8$	0.004176
	0.004898	-3.2289	$3.2289 \cdot 10^8$	-0.000019

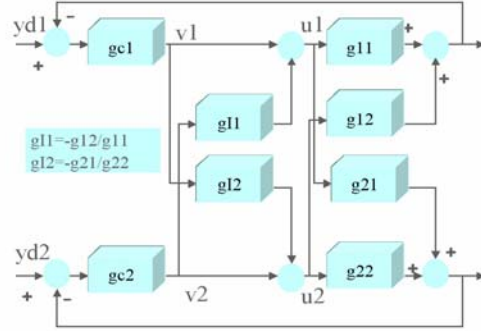
RGA sonuçlarına göre Tr (Reaktör Sıcaklığı) için en uygun ayar değişkeni Tf (Besleme sıcaklığı); CM (Monomer derişimi) için en uygun ayar değişkeni QM (Monomer akış hızı) bulunmuştur.

V. SİSTEMİN BASİTLEŞTİRİLMİŞ AYIRMASI

Birden fazla kontrol ve ayar değişkeni olan sistemlere çok girişli çok çıkışlı kontrol sistemleri denir. N tane kontrol değişkeni N tane ayar değişkeni olan bir proses için N! değişik kontrol döngüsü oluşturmak mümkündür. Bu döngüleri oluştururken “hangi giriş değişkeni hangi çıkış değişkenini en iyi kontrol eder, bir giriş değişkeni birden fazla çıkış değişkenini etkiler mi” sorularının cevaplanması gerekmektedir. Bu sorular çok değişkenli proseslerin tipik problemi olan etkileşimdir. Bağımsız çalışabilen bireysel kontrol döngüleri ayırma teknikleri ile oluşturularak bu sorunlar giderilebilir [2].

İdeal durumda (tüm kontrol döngüleri birbirinden bağımsızsa) kontrol edici ayarlamasında, çok sayıda ayarlama yapmak yerine daha az ayarlamayla etkileşmeyen kontrol edici yapmak ayırıcının görevidir. Bunun en büyük yararı, tek değişkenli

sistemlerin (SİSO) kontrol edici tasarım tekniklerinin kullanılabilir olmasıdır. Ayırıcı tasarım problemi denkleyci (compensatör) elemanı g11, g12'nin seçimidir.



Şekil 1 Denkleyci eklenmiş 2*2 lik çok değişkenli proses

Kontrol performansını arttırmak amacıyla döngü etkileşimlerinin etkisini en aza indiren bir teknik geliştirmek gerekmektedir. Bunun için ideal ayırıcı tasarım teknikleri geliştirilmiştir.

Basitleştirilmiş ayırma

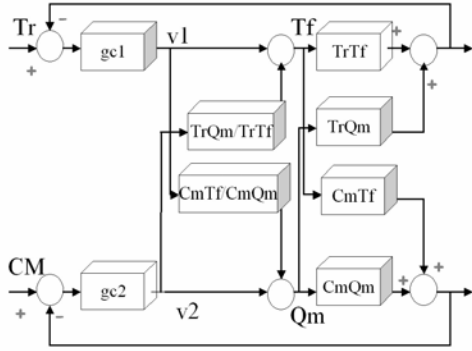
Basitleştirilmiş ayırma sonucu yeni aktarım fonksiyonları aşağıda gösterildiği gibi bulunmuştur.

$$y1 = (g11 - (g12 * g21 / g22)) * v1$$

$$g11 - (g12 * g21 / g22) = \frac{0.00083333}{(s + 0.0014)}$$

$$y2 = (g22 - (g12 * g21 / g11)) * v2$$

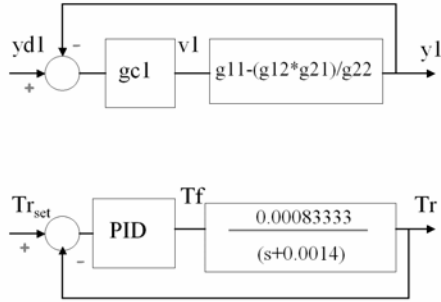
$$g22 - (g12 * g21 / g11) = \frac{1.9427}{(s + 0.0008356)}$$



Şekil 2 denkleyici eklenmiş 2*2lik çok değişkenli proses



Şekil 4. Set noktasına 3 birimlik step etki verildiğinde Ayırmalı PID kontrolü ile reaktör sıcaklığının zamanla değişimi



Şekil 3. 2*2 lik çok değişkenli prosesin basitleştirilmiş ayrılma sonucu (Tr/Tf)

VI. POLİMER REAKTÖRÜNÜN KONTROLÜ

Kontrol çalışmalarında öncelikle prosesin basitleştirilmiş ayrılması yapılmış, matlab programıyla PID kontrol edicisi kullanılarak reaktör sıcaklığı (Tr) kontrol edilmiştir. Ayırmalı PID kontrolünün simulink programı ile yapılmıştır. Şekil 4' de set noktasına 3 birimlik step etki verildiğinde Ayırmalı PID kontrolü ile reaktör sıcaklığının zamanla değişimi verilmiştir. Şeki 4'de görüldüğü gibi ayırmalı PID ile reaktör sıcaklığı iyi bir şekilde kontrol edilmiştir.

KAYNAKLAR

- [1] Brooks B.W., Chem. Eng sci. 'Dynamic Behaviour of a Continuous -flow Polymerisation Reactor' 36 ; 589,1980
- [2] Mc Avoy T., Arkun Y., Chen R., Robinson D. (2003), 'A new approach to defining a dynamic relative gain' Control eng. Pract., 11 ; 907
- [3] Bequette Wayne B. (1998). 'Process Dynamics Modelling Analysis and Simulation', Prince H

Doç. Dr. Gülay ÖZKAN

Evlü ve iki çocuk annesi olan G. Özkan'ın 30 üstünde yerli ve yabancı dilde yazılmış makale ve sunulmuş tebliği vardır. Ankara Üniversitesi Kimya Mühendisliği bölümünde öğretim görevlisi olarak çalışmaktadır. Çalışma alanları: polimerizasyon, Kimyasal proseslerin doğrusal/ doğrusal olmayan kontrolü, Sayısal çözümleme yöntemleri

Yüksek Mühendis İlkay Çalışkan

1978 Lüleburgaz doğumlu
Lisans : A.Ü. Müh. Fak. Kimya Müh.
Y. Lisans: A.Ü. Fen Bilimleri Enst.

