ANKARA ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

YÜKSEK LİSANS TEZİ

BİR POLİSTİREN POLİMERİZASYON REAKTÖRÜNÜN SICAKLIK KONTROLÜ İÇİN FARKLI SAYIDA PARAMETRE İÇEREN AYRIK ZAMANLI KONTROLÖRLER

İlknur KARATAŞ

KİMYA MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

ANKARA
2022

Her hakkı saklıdır

ÖZET

Yüksek Lisans Tezi

BİR POLİSTİREN POLİMERİZASYON REAKTÖRÜNÜN SICAKLIK KONTROLÜ İÇİN FARKLI SAYIDA PARAMETRE İÇEREN AYRIK ZAMANLI KONTROLÖRLER

İlknur KARATAŞ

Ankara Üniversitesi
Fen Bilimleri Enstitüsü
Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı

Danışman: Prof. Dr. Hale HAPOĞLU

Karmaşık ve zor bir süreç özelliği gösteren polimerizasyon reaktörleri, iyi tasarlanmış bir kontrol sistemi ile kontrol edildiğinde istenilen özelliklere sahip ürün vermektedir. Bu süreç kontrolün önemini vurgulamaktadır. Bu çalışmada, kapalı çevrim kutup yerleştirmeye dayalı olarak tasarlanmış farklı sayıda parametre içeren ayrık zamanlı kontrolörler kullanılarak bir polistiren polimerizasyon reaktöründe sıvı ortam sıcaklığı kontrol edilmiştir. Soğutma ceketli reaktör için kontrol algoritmaları ve kapalı çevrim ayrık zaman transfer fonksiyonları Simulink ve Matlab ortamında programlanmış ve belirlenmiştir. Soğutucu akış hızı ayarlanabilen değişken olarak seçilmiştir. Ekonomik hususlar için, soğutucu akış hızının belirlenen üst sınırında, ısı giriş değişkenine bir basamak azalma verilmiştir. Kapalı çevrim kutup yerleştirmeye dayalı olarak ayarlanan farklı sayıda parametreler içeren ayrık zamanlı kontrolör transfer fonksiyonları belirlenmiştir. Kontrolörler için en uygun ayar parametrelerinin bulunması ayrık zaman kapalı çevrim transfer fonksiyonu kutuplarının z-düzlemine yerleştirilmesi ile Matlab ortamında birim çembere göre yerleşim bölgesi izlenerek gerçekleştirilmiştir. Ayrık zamanlı kontrol uygulama sonuçları Matlab ortamında karşılaştırmalı olarak incelenmiştir. Ayrıca bloğu Simulink kütüphanesinde mevcut olan ayrık zamanlı bir PID kontrolörün içerdiği altı parametre Simulink kontrol tasarımı kullanılarak en uygun değerlerine ayarlanmış ve bu kontrolör aynı çalışma koşullarında uygulanmıştır. En iyi etkinliğe ulaşmak için Matlab ortamında farklı ayar parametrelerine sahip kendinden ayarlamalı PID kontrol uygulamaları gerçekleştirilmiştir.

Kapalı çevrim tepkileri, belirlenen en iyi ayarlanmış parametreler kullanılarak iyi bir şekilde eşleşmiştir. Daha önce yayımlanmış pasifliğe dayalı kontrol (PBC) etkinliği ile iyi eşleşmenin sağlandığı tespit edilmiştir. Aynı kapalı çevrim koşulunda, IAE ve ISE performans değerleri sırasıyla üç parametreli kontrolör ile 1292 ve 159; dört parametreli kontrolör ile 1031 ve 101; kendinden ayarlamalı kontrolör ile 2999 ve 861; altı parametreli PID kontrolör ile 2623 ve 658 olarak bulunmuştur.

Şubat 2022, 121 sayfa

Anahtar Kelimeler: Polimerizasyon, Polistiren, Ayrık Zamanlı Kontrolörler, Sıcaklık Kontrol, Kutup Yerleştirme

ABSTRACT

Master Thesis

DISCRETE-TIME CONTROLLERS INCLUDING DIFFERENT NUMBER OF PARAMETERS FOR TEMPERATURE CONTROL OF A POLYSTYRENE POLYMERIZATION REACTOR

İlknur KARATAŞ

Ankara University
Graduate School of Natural and Applied Sciences
Department of Chemical Engineering

Supervisor: Prof. Dr. Hale HAPOĞLU

Polymerization reactors, complex and troublesome processes, yield products with desired properties when controlled with a well-designed control system. It highlights the importance of process control. In this work, the liquid ambient temperature control was achieved in a polystyrene polymerization reactor using discrete-time controllers designed based on closed-loop pole placement with a different number of parameters sets. The control algorithms and the closed-loop discrete-time transfer functions were programmed and determined in Simulink and Matlab environments for the cooling jacketed reactor. The coolant flow rate was the chosen manipulated variable. For economic considerations, at the determined upper limit of the coolant flow rate, a step decrease was introduced to the heat input. The discrete-time controller transfer functions with several parameters have been determined by tuning the parameters based on closed-loop pole placement. Finding the well-settled tuning parameters for these controllers was carried out by placing the poles of the discrete-time closed-loop transfer function on the z-plane and monitoring the location on the unit circle in the Matlab environment. These discrete-time control application results have been examined comparatively in the Matlab environment. In addition, the six parameters included in a discrete-time PID controller whose block is available in the Simulink library have been adjusted to their optimal values using the Simulink control design and this controller was applied under the same operating conditions. The self-tuning PID control applications with different tuning parameters have been implemented in the Matlab environment to achieve the best performance.

The closed-loop responses matched well by using the best-tuned parameters determined. Their well-match with the previously published passivity-based control (PBC) performance was detected. The performance values of IAE and ISE in the same closed-loop with different controllers were 1292 and 159 with the three-parameter controller; 1031 and 101 with the four-parameter controller; 2999 and 861 with the self-tuning controller; 2623 and 658 with the six parameters PID controller.

February 2022, 121 pages

Keywords: Polymerization, Polystyrene, Discrete Time Controllers, Temperature Control, Pole Placement

ÖNSÖZ ve TEŞEKKÜR

Tez çalışmam süresince beni yönlendiren, araştırmalarımın her aşamasında değerli bilgilerini ve zamanını benden esirgemeyen ve yol gösteren tez danışmanım sayın Prof. Dr. Hale HAPOĞLU'na, çalışmalarım süresince maddi ve manevi desteklerini esirgemeyen Ankara Üniversitesi Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı öğretim üyelerine, en derin duygularla saygılarımı ve teşekkürlerimi sunarım. Katkılarından dolayı Egemen Ander BALAS'a teşekkür ederim.

Uzun çalışma dönemim süresince her zaman desteklerini yanımda hissettiğim, sabır ve şefkat göstermenin yanında madden de her zaman yanımda olan, birçok fedakârlıklar göstererek beni destekleyen sevgili eşim ve çocuklarıma, değerli annem, babam ve kardeşlerime teşekkür ederim.

İlknur KARATAŞ
Ankara, Şubat 2022

İÇİNDEKİLER

TEZ ONAYI

ETİK ..... **i**

ÖZET ..... **ii**

ABSTRACT ..... **iii**

ÖNSÖZ ve TEŞEKKÜR ..... **iv**

SİMGELER DİZİNİ ..... **vii**

ŞEKİLLER DİZİNİ ..... **ix**

ÇİZELGELER DİZİNİ ..... **xii**

1. GİRİŞ **1**

2. KURAMSAL TEMELLER ve KAYNAK ÖZETLERİ **5**

2.1 Kuramsal Temeller **5**

2.1.1 Sürekli ve kesikli reaktörlerde stiren polimerizasyonu **5**

2.1.2 Kesikli stiren polimerizasyon reaktör modeli **8**

2.1.2.1 Kesikli bir polistiren reaktörünün kinetik mekanizması **9**

2.1.2.2 Kesikli bir polistiren reaktörünün matematiksel modellemesi **11**

2.1.2.3 Kesikli polistiren reaktör sistemi **13**

2.1.3 Kesikli stiren polimerizasyon reaktörlerinde ayarlanabilen ve kontrol edilen değişkenler **14**

2.1.4 Kesikli stiren polimerizasyon reaktörlerinde kontrol uygulamaları **16**

2.1.4.1 PID kontrol **16**

2.1.4.2 Self-Tuning PID (STPID) kontrol **20**

2.1.4.3 Polimerizasyon reaktörlerinde uygulaması olan diğer kontrol algoritmaları **25**

2.2 Kaynak Özetleri **29**

2.2.1 Polistiren polimerizasyonu reaktörlerinde açık hat dinamiği optimum set profili **29**

2.2.2 Kutup yerleştirmeye dayalı kontrol çalışmaları **33**

2.2.3 Simulink PID (2DOF) ile ilgili kontrol çalışmaları **34**

2.2.4 Self-Tuning PID (STPID) kontrol çalışmaları **36**

3. MATERYAL VE YÖNTEM **38**

3.1 Kesikli Bir Polimer Reaktörünün Matematiksel Modellemesi **38**

3.1.1 Açık hat sistem dinamiği 38
3.1.2 Optimum sıcaklık set profili 38
3.2 Sistem Tanımlama 40
3.2.1 Rastgele ikili sinyal etkisi (Pseudo Random Binary Sequence-PRBS) 41
3.2.2 Bierman algoritması 42
3.3 Ayrık Zaman Kontrolörleri 46
3.3.1 Genel PID hız formu bilgisi ve altı parametreli PID algoritması 46
3.3.2 Kendinden ayarlamalı PID kontrol 46
3.3.3 Kapalı hat kutup yerleştirmeye dayalı tasarlanan kontrolörler 47
4. ARAŞTIRMA BULGULARI 52
4.1 Kesikli Polimerizasyon Dinamiği 52
4.2 Kontrol Amaçlı Sistem Tanımlama Çalışmaları 64
4.2.1 Sapma değişkeni cinsinden ceket giriş sıcaklığı-reaktör sıcaklığı ilişkisi . 64
4.2.2 Sapma değişkeni cinsinden soğutma suyu akış hızı - reaktör sıcaklığı ilişkisi 66
4.2.3 Sapma değişkeni cinsinden reaktöre verilen ısı-reaktör sıcaklığı ilişkisi.. 68
4.3 Üç Parametreli Tasarlanan Kontrol ile Kesikli Polimerizasyon Kontrolü... 69
4.4 Dört Parametreli Tasarlanan Kontrolör ile Kesikli Polimerizasyon Kontrolü 81
4.5 Kendinden Ayarlamalı PID (STPID) Kontrolör ile Kesikli Polimerizasyon Kontrolü 94
4.6 Altı Parametreli PID(2DOF) Kontrolör ile Kesikli Polimerizasyon Kontrolü 100
5. TARTIŞMA ve SONUÇ 112
KAYNAKLAR 117
ÖZGEÇMİŞ 122

SİMGELER DİZİNİ

E_d	Başlama basamağı aktivasyon enerjisi (cal/mol)
k_d	Başlatıcı ayrışma hızı sabiti (s^{-1})
I	Başlatıcı konsantrasyonu(mol/L)
f	Başlatıcı verimliliği
E_p	Büyüme basamağı aktivasyon enerjisi (cal/mol)
A_p	Büyüme basamağı tepkime Arrhenius sabiti (L/mol.s)
T_{jo}	Ceket çıkış sıcaklığı (K)
X	Dönüşüm (%)
$CB1, CB2,\ CA1$ ve $CA2$	Dört parametreli kontrol ayar parametreleri
R	Gaz sabiti $cal\ /\ (mol\ .K)$
e(t)	Gelişigüzel gürültü sinyali
U	Genel ısı transfer katsayısı $W\ /\ (m^2K)$
t_f	Gerekli minimum reaksiyon süresi (s)
p_2	Hamiltonian costate (yalancı) değişken
A	Isı transferi reaktör alanı ($m^{2)}$
Q	Isıtıcı güç (W)
τ_I	İntegral hareket zamanı
y(t)	Kontrol edilen proses çıktısı
u(t)	Kontrol edici çıkışı
M	Monomer konsantrasyonu (mol/L)
P, I, D, N, b, ve c	PID konrol ayar parametreleri
$K_P, K_I\ ve\ K_D$	P, I ve D Konrolörlerin Karakteristikleri
A_d	Radikal oluşum tepkime Arrhenius sabiti (s^{-1})
ΔH	Reaksiyon ısısı (J/mol)
ρ	Reaksiyon karışımının yoğunluğu (g/L)
V_c	Reaktör ceket hacmi (L)
T	Reaktör sıcaklığı (K)
t_1, t_2, t_3 ve t_4	Self-Tuning PID konrol ayar parametreleri
r(t)	Set noktası
E_t	Sonlanma basamağı aktivasyon enerjisi (cal/mol)
T_{ji}	Soğutma suyu giriş sıcaklığı (K)
c_c	Soğutma suyunun özgül ısısı (J/gK)
ρ_c	Soğutma suyunun yoğunluğu (g/L)
A_t	Sonlanma basamağı tepkime Arrhenius sabiti (L/mol.s)
k_t	Sonlandırma sabiti L/(mol.s)
τ_D	Türevsel hareket zamanı
$CB1, CA1$ ve $CA2$	Üç parametreli kontrol ayar parametreleri
k_p	Yayılma hızı sabiti L/(mol.s)

Kısaltmalar

ARMAX	Auto Regressive Moving Average Exogenous
BPO	Benzoil Peroksit
FLC	Bulanık Mantık Kontrolör
GDK	Genelleştirilmiş Delta Kuralı
GPC	Genelleştirilmiş Tahmin Edici Kontrol
GA	Genetik Algoritma
FK	Fuzzy Kontrol
ISE	Hata kareleri integrali
IAE	Hata mutlak değeri integrali
2DOF	İki Serbestlik Derecesi
GMC	Jenerik Model Kontrolör
STPID	Kendinden Ayarlamalı Oransal- İntegral- Türevsel Kontrol
NL-PP-STC	Kutup Yerleştirme Kendinden Ayarlamalı Kontrol
MPC	Modeli Öngörücü Kontrolör
PID	Oransal- İntegral- Türevsel Kontrol
PFR	Piston Akış Reaktör
PS	Polistiren PS
PRBS	Rastgele İkili Sinyal Etkileri
NN-MPC	Sinir Ağı Modeli Öngörücü Kontrol
ANN	Yapay Sinir Ağı
GSA	Yerçekimi Arama Algoritması
PBC	Pasifliğe Dayalı Kontrolör

ŞEKİLLER DİZİNİ

Şekil 2.1	Polistiren üretimi……..	6
Şekil 2.2	Sürekli kütle (bulk) polimerizasyon prosesi ile polistiren üretim şeması....	7
Şekil 2.3	Polistiren kesikli reaktörü için deneysel kurulum……...	13
Şekil 2.4	Bir geri beslemeli (feedback) PID kontrol sistemine ait blok diyagramı……..	17
Şekil 2.5	Geri beslemeli bir sistemde çeşitli kontrol edicilere yönelik sistemin cevapları……	18
Şekil 2.6	Self-Tuning PID kontrol sisteminin blok diyagramı……	21
Şekil 2.7	Geri beslemeli kontrol sistemi transfer fonksiyonu blok diyagramı……	23
Şekil 2.8	Farklı çalışma koşulları için deneysel sıcaklık profilleri……..	32
Şekil 3.1	PRBS sinyalinin gösterimi……	42
Şekil 3.2	PRBS sinyaline verilen cevap……...	42
Şekil 3.3	Kapalı çevrim kontrol sistemi ……..	48
Şekil 3.4	Kutup yerleştirmeye dayalı kendinden ayarlamalı PID kontrolör için geri beslemeli kontrol blok diyagramı örneği……..	48
Şekil 3.5	Sistem kutuplarını içeren birim çember……	49
Şekil 4.1	Başlatıcı derişiminin zamana göre değişimi (m_c=0.5 g/s)……...	52
Şekil 4.2	Monomer derişiminin zamana göre değişimi (m_c=0.5 g/s)…….	53
Şekil 4.3	Reaktör sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c=0.5 g/s)……	53
Şekil 4.4	Ceket çıkış sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c=0.5 g/s)……...	54
Şekil 4.5	Başlatıcı derişiminin zamana göre değişimi (m_c=16 g/s)……	54
Şekil 4.6	Monomer derişiminin zamana göre değişimi (m_c=16 g/s)……..	55
Şekil 4.7	Reaktör sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c=16 g/s)…….	55
Şekil 4.8	Ceket çıkış sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c=16 g/s)……	56
Şekil 4.9	Başlatıcı derişiminin zamana göre değişimi (m_c=25 g/s)……	56
Şekil 4.10	Monomer derişiminin zamana göre değişimi (m_c=25 g/s)……..	57
Şekil 4.11	Reaktör sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c=25 g/s)…….	57
Şekil 4.12	Ceket çıkış sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c=25 g/s)……	58
Şekil 4.13	Başlatıcı derişiminin zamana göre değişimi (m_c=32 g/s)……	58
Şekil 4.14	Monomer derişiminin zamana göre değişimi (m_c=32 g/s)……..	59
Şekil 4.15	Reaktör sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c=32 g/s)…….	59
Şekil 4.16	Ceket çıkış sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c=32 g/s)……	60
Şekil 4.17	Başlatıcı derişiminin zamana göre değişimi (m_c=0.5 g/s, Q=161 W)…….	60
Şekil 4.18	Monomer derişiminin zamana göre değişimi (m_c=0.5 g/s, Q=161 W)…..	61
Şekil 4.19	Reaktör sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c=0.5 g/s, Q=161 W)……..	61
Şekil 4.20	Ceket çıkış sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c=0.5 g/s, Q=161 W)….	62
Şekil 4.21	Başlatıcı derişiminin zamana göre değişimi (m_c=0.5 g/s, T_{ji}=20 ^{0}C)…….	62
Şekil 4.22	Monomer derişiminin zamana göre değişimi (m_c=0.5 g/s, T_{ji}=20 ^{0}C)…..	63
Şekil 4.23	Reaktör sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c=0.5 g/s, T_{ji}=20 ^{0}C)……..	63
Şekil 4.24	Ceket çıkış sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c=0.5 g/s, T_{ji}=20 ^{0}C)….	64
Şekil 4.25	Sapma değişkeni cinsinden ceket giriş sıcaklığının zamana göre değişimi.	65
Şekil 4.26	Sapma değişkeni cinsinden reaktör sıcaklığının zamana göre değişimi (T_{ji}- T)…….	66
Şekil 4.27	Sapma değişkeni cinsinden soğutma suyu akış hızının zamana göre değişimi……	67
Şekil 4.28	Sapma değişkeni cinsinden reaktör sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c- T)……	67
Şekil 4.29	Sapma değişkeni cinsinden reaktöre verilen ısının zamana göre değişimi..	68

Şekil 4.30 Sapma değişkeni cinsinden reaktör sıcaklığının zamana göre değişimi(Q-T)…….. 69
Şekil 4.31 Üç parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-10, $CA1$=-0.9, $CA2$=-0.1…….. 75
Şekil 4.32 Üç parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-12, $CA1$=-0.8, $CA2$=-0.1……... 76
Şekil 4.33 Üç parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-12, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.001…….. 76
Şekil 4.34 Üç parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-15, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.1…….. 77
Şekil 4.35 Üç parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-15, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.0001……. 77
Şekil 4.36 Üç parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-25, $CA1$=-0.9, $CA2$=-0.001…….. 78
Şekil 4.37 Üç parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-25, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.1…….. 78
Şekil 4.38 Üç parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-30, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.1…….. 79
Şekil 4.39 Üç parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-35, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.1…….. 79
Şekil 4.40 Üç parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-60, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.1…….. 80
Şekil 4.41 Dört parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-30, $CB2$=15, $CA1$=-0.9, $CA2$=-0.001……. 88
Şekil 4.42 Dört parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-60, $CB2$=10, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.1……. 89
Şekil 4.43 Dört parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-70, $CB2$=2, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.1……. 89
Şekil 4.44 Dört parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-75, $CB2$=0.01, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.1…….. 90
Şekil 4.45 Dört parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-35, $CB2$=5, $CA1$=-0.9, $CA2$=-0.01……. 90
Şekil 4.46 Dört parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-30, $CB2$=10, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.001……. 91

Şekil 4.47 Dört parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-45, $CB2$=15, $CA1$=-0.9, $CA2$=-0.001…… 91
Şekil 4.48 Dört parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-45, $CB2$=20, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.0001……... 92
Şekil 4.49 Dört parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-50, $CB2$=30, $CA1$=-0.9, $CA2$=-0.0001…… 92
Şekil 4.50 Dört parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-50, $CB2$=35, $CA1$=-0.9, $CA2$=-0.1…… 93
Şekil 4.51 STPID Kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör t_1=-0.9…… 95
Şekil 4.52 STPID Kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör t_1=-0.5…… 96
Şekil 4.53 STPID Kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör t_1=-0.1…… 96
Şekil 4.54 STPID Kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör t_1=-0.08…… 97
Şekil 4.55 STPID Kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör t_1=-0.05…….. 97
Şekil 4.56 STPID Kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör t_1=-0.03…….. 98
Şekil 4.57 STPID Kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör t_1=-0.005…… 98
Şekil 4.58 STPID Kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör t_1=-0.001…… 99
Şekil 4.59 Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör P=-4.568, I=-0.07889, D=-9.864, N=0.03349, b=1, c=1…….. 105
Şekil 4.60 Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör P=-10.34, I=-0.1136, D=20.98, N=0.0802, b=1, c=1…… 106
Şekil 4.61 Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör P=-5.911, I=-0.0992, D=-0.9577, N=0.09303, b=1, c=1…….. 107
Şekil 4.62 Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör P=-4.914, I=-0.07303, D=-12.51, N=0.02954, b=1, c=1…….. 108
Şekil 4.63 Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör P=-3.773, I=0.06492, D=-10.18, N=0.03331, b=1, c=1…… 109
Şekil 4.64 Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör P=-2.863, I=0.04734, D=-6.413, N=0.03763, b=1, c=1…… 110
Şekil 4.65 Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör P=-3.583, I=0.0529, D=-10.6, N=0.0255, b=1, c=1……. 111

ÇİZELGELER DİZİNİ

Çizelge 2.1	Stiren polimerizasyonunun kinetik mekanizması…….....	10
Çizelge 2.2	Polimerizasyon reaktörünün sıcaklık kontrolü ile ilgili çalışmalar….....	14
Çizelge 2.3	P, I ve D Konrolörlerin Karakteristikleri…….....	19
Çizelge 2.4	Kesikli reaktör sıcaklığını kontrol etmek için kesikli polimerizasyon sistemlerinde uygulanan kontrol algoritmaları çalışmaları……	30
Çizelge 3.1	Stiren monomeri ve benzoil peroksit (BPO) başlatıcısı için kullanılmış olan kinetik sabitler……	39
Çizelge 3.2	Polistren polimerizasyonu için başlangıç şartları…….....	39
Çizelge 3.3	Stiren monomeri ve benzoil peroksit (BPO) başlatıcısı için kullanılmış olan sistemin fiziksel sabitleri……	40
Çizelge 4.1	Üç parametreli kontrol ayar parametreleri kutup yerleştirme değişimi…….	71
Çizelge 4.2	Üç parametreli kontrol ayar değişkenleri performans kriterleri……	74
Çizelge 4.3	Dört parametreli kontrol ayar parametreleri kutup yerleştirme değişimi…..	82
Çizelge 4.4	Dört parametreli kontrol ayar değişkenleri performans kriterleri…….	87
Çizelge 4.5	Kendinden ayarlamalı PID kontrolör etkinliğinin t_1 ayar parametresi ile değişimi……..	95
Çizelge 4.6	Matlab simulink kullanılarak elde edilen altı parametreli PID (2DOF) kontrolör P, I, D, N, b ve c parametreleri……..	101
Çizelge 4.7	Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör etkinliğinin ayar parametreleri ile değişimi……..	104
Çizelge 5.1	Tezde yapılan teorik kontrol çalışmaları ve daha önce yayınlanan deneysel verilerin etkinlik karşılaştırmaları……..	114

1. GİRİŞ

Polistiren, geniş bir uygulama yelpazesinde en önemli ve yaygın olarak kullanılan termoplastik polimerlerden biridir ve bu kimyasalın endüstriyel üretimi için yılda birkaç milyon ton tüketim ile önemli bir pazar talebi vardır. Sürekli kütle serbest radikal stiren polimerizasyonu, polistiren üretmek için diğerleri arasında en çok kullanılan ve ekonomik olan ve aynı zamanda en karmaşık ve hassas olan prosestir (Mokhtarname vd. 2021).

Ekzotermik reaksiyonlardan olan polimerizasyon reaksiyonları için polimerin kalitesinin kontrolünde en önemli işletme değişkeni ortaya çıkan ısıdır. Polimerleşme sırasında dönüşümle viskozitenin artması karıştırma işlemini zorlaştırmakta ve tüm ısı aktarım katsayısını düşürmektedir. Polimerlerin ısıl iletim katsayılarının da düşük olması nedeniyle, dönüşüm arttıkça ısı aktarımı zorlaşmakta ve reaktörün sıcaklık kontrolü yapılamaz durumuna gelmektedir. Bu nedenle polimerizasyon ürününün belirlenen optimum şartlarda eldesi için ileri kontrol yöntemlerine başvurulur. Polimerleşmede esas amaç, istenilen kalitede ürün eldesi olup, polimerleşme proseslerinde kontrol ve tasarım büyük önem taşımaktadır (Altınten vd. 2011).

Polimerizasyon reaktörleri genellikle toplu parametre yaklaşımı kullanılarak dinamik olarak modellenmektedir. Bu modeller; kütle ve enerji dengeleri gibi sistemin dinamik davranışını tanımlayan diferansiyel denklemlerden, fiziksel ve termodinamik ilişkileri tanımlayan cebirsel denklemlerden oluşmaktadır. Bununla birlikte, kararlı duruma pratikte ulaşılamadığı için polimerizasyon reaktörleri ile sayısal olarak çalışmak zordur. Polimerizasyon reaktörlerinin performanslarını ve güvenlik koşullarını iyileştirmek için, genellikle kinetiklerinin matematiksel bir açıklaması yoluyla dinamik davranışları hakkında bilgi gerekmektedir. Her reaksiyon mekanizması tamamen incelenmeli, polimer dönüşümünü ve ürün derecesini etkileyen değişkenler göz önüne alınarak işleme tabi tutulmalıdır (Hosen vd. 2011a).

Ekzotermik reaksiyonların gerçekleştiği çeşitli endüstriyel reaktörlerde potansiyel güvenlik problemleri içerebilecek sistem davranışları önemle araştırılmalı ve kontrol edilmelidir. Kesikli reaktörde stiren polimerizasyonu için bu sistemin karmaşıklığı

dikkate alınarak uygun kısıtlamalar ile kinetik hız ilişkilerini içeren kütle ve enerji denkliklerinden faydalanılarak uygun modeller oluşturulmalı ve sıcaklık kontrolü yapılmalıdır (Özkan vd. 1998). Ekonomik önemi nedeniyle polistiren üretimi sanayide çok yaygındır. Bu üretim süreci kararsız sıcaklık davranışı gösterebileceğinden, iyi ayarlanmış bir geri besleme kontrol döngüsü gerektirmektedir. Reaksiyon ortamının sıcaklığını kontrol etmek için uygulanan bazı kontrolörler diğerlerine kıyasla zayıf etkinlik gösterebilirler (Altuntaş ve Hapoğlu 2016). Polimerizasyon reaksiyonları, set edilen sıcaklık değerlerini takip etmek için reaktörden uzaklaştırılması gereken büyük miktarda ısı üretirler. Kontrolörün uygunluğu, reaksiyon ve reaktör tiplerine, süreç çalışma sıcaklığına, seçilen metoda ve katalizöre bağlıdır (Malathi ve Bhuvaneswari 2018).

Ayrık PID denetleyicileri gibi yapılandırılmış denetleyiciler, endüstride yüksek oranda uygulanmaktadır. Bu kontrolörlerin en uygun parametrelerini belirlemek için birçok tasarım yöntemi mevcuttur. Kontrolör tasarımı için kararlılık set noktası, takip performansının yanında en kritik faktördür (Tajika vd. 2015).

Arzu edilen niteliklere sahip ürün elde etmek için, kompleks ve çok zor proses özellikleri gösteren polimerleşme iyi bir kontrol sistemi ile kontrol edilmelidir. Polimerizasyon kinetiğinin ve sıcaklık değişiminin, polimerizasyon sonucunda elde edilen ürünün kalitesi ve fiziksel özellikleri üzerinde önemli etkisi vardır. Yani reaktör sıcaklığı etkili bir şekilde kontrol edilebildiğinde arzu edilen kalitede polimer elde etmek mümkündür (Çetinkaya vd. 2013).

Çeşitli kimyasal reaktörler, kimya ve biyokimya endüstrisinde temel bir rol oynamaktadır ve genellikle reaktörlerin içindeki süreçlerin kontrolünde zorluklara neden olan doğrusal olmayan davranışlara sahiptirler. Isı ve kinetik mekanizmaya sahip bu tür süreçlerin karmaşıklığında diğer arzu edilmeyen özellikler, birçok değişkende ve doğrusal olmayan bir matematiksel tanımla sonuçlanan özelliklerde bulunabilmektedir. Bu arzu edilmeyen özellikler, sistemin karmaşıklığını azaltan doğrusallaştırma ve basitleştirmelerle aşılabilmektedir. Diğer taraftan bu basitleştirme, sistemin yanlış bir şekilde tanımlanmasına da neden olabilmektedir. Sonuç olarak, sabit parametrelere

sahip geleneksel doğrusal kontrol sorgulanabilir veya kabul edilemez olabilmektedir. Çözüm ise; Uyarlanabilir, Sağlam, Bulanık veya Yapay Zeka yöntemleri gibi gelişmiş kontrol yaklaşımlarında bulunabilmektedir (Prokopa vd. 2020).

Çeşitli endüstriyel reaktörlerdeki potansiyel güvenlik sorunlarına sahip olabilecek ekzotermik reaksiyonlar, araştırma için çok ilginç davranışlar sergiler. Bir stiren polimerizasyon kesikli reaktörü için kütle ve enerji dengelerine ve kinetik hız ilişkilerine dayalı modeller, kısıtlama gereksinimlerini sağlayacak şekilde çözülmüş ve sistemin karmaşıklığı göz önünde bulundurularak pratik çalışma için birçok sıcaklık kontrol uygulaması yapılmıştır. Polistiren reaktörler ekonomik önemi nedeniyle endüstride yoğun olarak kullanılmaktadır. İyi ayarlanmış bir geri besleme kontrol döngüsü esastır çünkü bu süreç kararsız dinamik davranışlar sergileyebilmektedir (Hapoğlu vd.2019).

Bu tez çalışmasında, kapalı çevrim kutup yerleştirmeye dayalı olarak ayarlanan farklı sayıda parametreler içeren ayrık zamanlı kontrolörler kullanarak bir polistiren polimerizasyon reaktöründe sıvı ortam sıcaklığı kontrol edilmiş ve soğutma ceketli bir reaktörde çözücü olarak toluen ve başlatıcı olarak benzoil peroksit kullanılan bir polistiren polimerizasyon süreci için kapalı çevrim ayrık zaman transfer fonksiyonu simulink yazılımı gerçekleştirilmiştir. Reaktör ceketi soğutucu akış hızı ayarlanabilen değişken olarak seçilmiş olup koordineli olarak soğutucu akış hızının belirlenen üst sınırında, ısı giriş değişkeni değiştirilmiştir. Bu polistiren polimerizasyon reaktöründe sıvı ortam sıcaklığını kontrol etmek için kapalı çevrim kutup yerleştirmeye dayalı olarak ayarlanan farklı sayıda parametreler içeren ayrık zamanlı kontrolör transfer fonksiyon yazılımları oluşturulmuştur. Bu kontrolörler için en uygun ayar parametrelerinin bulunması ayrık zaman kapalı döngü transfer fonksiyonu kutuplarının z-tabakasında yerleştirilmesi ile Matlab ortamında birim çembere göre yerleşim bölgesi izlenerek gerçekleştirilmiştir. Matlab-simulink ortamında, bu ayrık zamanlı kontrol çalışma etkinlikleri karşılaştırmalı olarak incelenmiştir.

Ayrıca çalışılan koşullarda etkinlik karşılaştırmalarında kullanmak üzere bloğu simulink kütüphanesinde mevcut olan altı parametreli ayrık zamanlı PID kontrolör (2DOF)

uygulamaları gerçekleştirilmiştir. Ayrık zamanlı PID kontrolör formülünde yer alan altı parametre, simulink kontrol tasarımı kullanılarak en uygun değerlerine ayarlanmıştır. En iyi etkinliğe ulaşmak için Matlab ortamında farklı ayar parametrelerine sahip kendinden ayarlamalı PID kontrol uygulamaları gerçekleştirilmiştir.

Minimum tepki süresi ve azaltılmış üretim maliyeti ile daha iyi kontrol performansı elde etmek için soğutma suyu akış hızı manipüle edilmiştir. İncelenen ayar noktası izleme durumlarında, en iyi ayarlanmış kontrolörler, toplu çalıştırmanın uzunluğu boyunca ofset olmadan salınımlı olmayan kapalı döngü davranışı üretecek şekilde hareket etmiştir. Bu kontrolör performansları, set noktasında bir adım düşüşü için birbirleriyle karşılaştırılmıştır. Çok yakın bir eşleşmenin sağlandığı ve kontrolörlerin belirlenen en iyi ayarlanmış parametrelerle kapalı çevrim sistemini arzu edilir ve kararlı hale getirdiği kaydedilmiştir. İyi kalitede 52000 g/mol polistiren elde etmek için, bu dört farklı ayrık zamanlı kontrolör, önceden belirlenmiş optimum sıcaklık profilini izlemek için teorik olarak uygulanmıştır. Gerçekleştirilen teorik karşılaştırmalı kontrol sonuçlarının geçerliliğini onaylamak açısından, elde edilen teorik sonuçlar ısıtıcı gücünün ayarlanabilen değişken olarak seçildiği daha önce yayımlanmış pasifliğe dayalı kontrol verileri ile karşılaştırılmış olup, yakın eşleşmenin sağlandığı görülmüştür.

2. KURAMSAL TEMELLER ve KAYNAK ÖZETLERİ

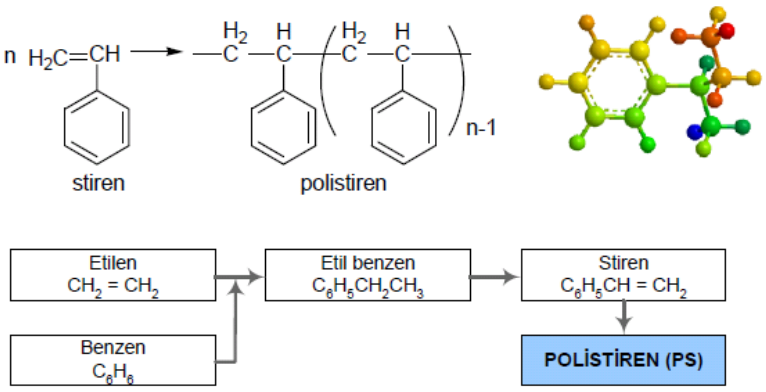
2.1 Kuramsal Temeller

2.1.1 Sürekli ve kesikli reaktörlerde stiren polimerizasyonu

Polistiren bilinen en eski vinil polimerlerinden biri olup, en çok kullanılan aromatik termoplastik polimerdir. Polistiren tarihte ilk kez Marcellin Berthelot adında Fransız kimyacı tarafından 19. yüzyılın ortalarında benzen ve etilen kimyasallarının sıcak tüplerden geçirilmesi neticesinde elde edilmiştir. Büyük hacimlerde stiren monomer üretmenin düşük maliyetli olması, enjeksiyon kalıplama işlemlerinde erimiş polimerin kolayca şekillendirilmesi ve malzemenin optik ve fiziksel özellikleri nedeniyle hızla en önemli modern plastiklerden biri haline gelmiştir. Polistiren (PS), PS, binalarda gıda ile temas eden ambalajlardan ısı yalıtımına kadar geniş bir uygulama alanı bulmaktadır (Beşergil 2008).

Stiren, oda sıcaklığında da çok kolay bir şekilde polimerleşen bir monomerdir. Polimerizasyonun hızlanması için sıcaklığın artırılması yeterli olacaktır. Sıcaklığın artırılması ile birlikte bir başlatıcının da ilave edilmesiyle reaksiyonlar çok daha çabuk bitmektedir. Dayanıklı ve molekül ağırlığı yüksek ürünler üretmek ve oluşabilecek yan reaksiyonları mümkün olduğu kadar azaltmak için proseslere ilave olarak eklenecek bir başlatıcı ve sıcaklık olarak da orta derecelerde yapılmaktadır (Beşergil 2008).

Stiren polimerizasyonları yapılırken çoğunlukla serbest radikal reaksiyonları kullanılmaktadır. Serbest radikal polimerizasyonu, yüksek molekül ağırlıklı polimerler hazırlamak için kullanılmaktadır. Söz konusu polimerizasyonda, serbest aktif radikaller oluşmasını sağlamak amacıyla ilave olarak kullanılan başlatıcının ısıl olarak parçalanmasıyla başlatılmaktadır. Tersiyer Bütil perbenzoat ve peroksitler başlatıcı olarak kullanılan tipik bileşiklerdir. Stiren monomerleriyle birleşen aktif radikaller daha büyük ve yeni bir radikal meydana getirir; oluşan bu radikal de diğerbir monomeri bünyesine ekler; söz konusu bu eklemelerle birlikte uzun polimer zincirleri ortaya çıkar. Şekil 2.1'de Polistiren üretimi görülmektedir.(Beşergil 2008).



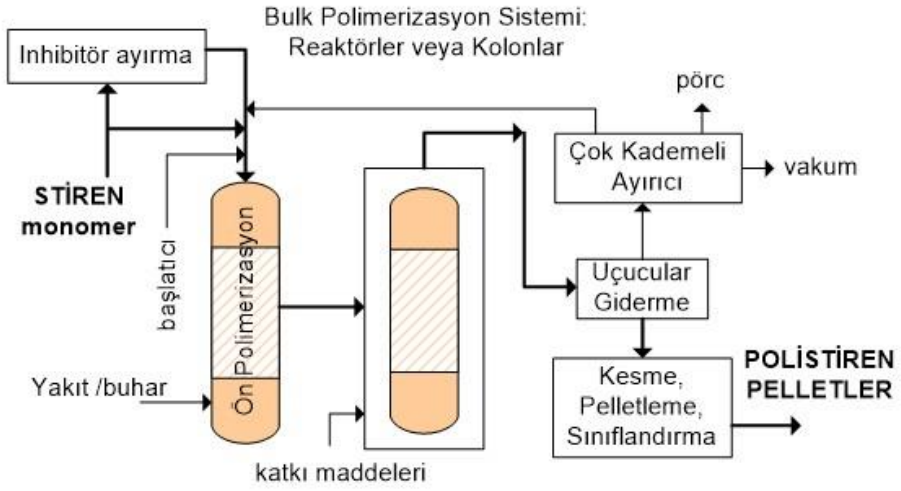
Şekil 2.1 Polistiren üretimi (Beşergil 2008).

Sürekli bulk (kütle) polimerizasyonu çok ekonomik olması nedeniyle polistiren üretiminde uygulaması en yaygın olan prosestir. Sürekli bulk polimerizasyonu ile genel amaçlı polistiren, stiren-akrilonitril reçineler, yüksek-darbe polistiren ve gerilmeye dayanıklı, parlaklık derecesi yüksek çeşitli polistiren üretimi yapılabilmektedir. Kütle polimerizasyonunun dezavantajlarından biri ortaya çıkan ısının kolayca ortamdan uzaklaştırılamamasıdır ve bundan dolayı sıcaklık kontrolünün sağlanması çok güçtür. Önemli dezavantajlarından bir diğeri ise, vinil monomerlerinin polimerleştirilmesi esnasında büyük zorluklar yaşanmasıdır (Gezgin 2012).

Polimerizasyonlar sürekli ya da kesikli yapılabilmektedir. Sürekli polimerizasyon reaksiyonları tipik olarak, mükemmel karıştırma ve ısı dağılımı elde etmek için, tıkaç akış koşullarına sahip tek veya çok borulu reaktörlerde veya karıştırılan bir tank reaktöründe meydana gelmektedir. Birçok farklı konfigürasyon kullanarak sürekli prosesleri yapmak mümkündür; fakat konfigürasyonlar farklı da olsa proses akışları birbirlerine benzemektedir. Şekil 2.2'de üretim şeması belirtilen bir sürekli kütle polimerizasyonu prosesi görülmektedir (Beşergil 2008).

İlk olarak stiren monomeri ön polimerizasyon reaktörü olarak adlandırılan kısımda çalışma parametreleri kullanılarak kısmi olarak polimerleştikten sonra ilave edilen başlatıcı ile birlikte sürekli olarak karıştırma işlemi yapılan reaktöre gönderilir. Reaktörlerdeki (ya da kolonlardaki) sıcaklık 110^0C-180^0C aralığında değiştirilerek polimerizasyonun hızı istenilen düzeyde ayarlanır, molekül ağırlığının dağılımını

kontrol altında tutmak için reaksiyon şartları ve katkı maddeleri ilave edilir. Reaksiyonların tamamlanmasını müteakiben reaktörlerdeki sıcaklık 260^0C'nin de üzerine çıkartılarak polimer ergitilir, basınç kullanılarak delikleri küçük olan bir kalıptan şerit şeklinde basılarak soğutulur, kesilir ve depolanır. Bu işlemler sonucunda reaksiyona girmemiş stiren monomerleri vakumlarak alınır ve yine sisteme gönderilir (Beşergil 2008).



Şekil 2.2 Sürekli kütle polimerizasyon prosesi ile polistiren üretim şeması (Beşergil 2008).

Kesikli üretimde, tüm polimer reaktanları kazanın üst kısmındaki portlardan eklenir ve karışım sürekli karıştırılır. Polimerizasyonun ısı transferi sınırlamaları nedeniyle kesikli üretim bazen zor olabilir. Isıyı etkili bir şekilde uzaklaştırmak ve polimerizasyon hızının maksimumda olduğu bir ekzotermden kaynaklanan termal kaçakları önlemek için bir soğutma ceketi kullanmak gerekebilir. Çapraz bağlama bileşikleri oluşturan reaksiyonlar en iyi şekilde kesikli reaktörler kullanılarak gerçekleştirilmektedir (Beşergil 2008)..

Kesikli polimerizasyon prosesinde molekül ağırlığını yükseltmek için ilk önce stiren bir otoklavda ön polimerizasyona sokulur. Ön polimerizasyon esnasında az miktarlarda plastifiyan, yağlayıcı, antioksidan ve polimerizasyon regülatörü ilave ediebilir. Ön polimerizasyon sonucunda oluşan akım kesikli reaktöre gönderilir, bir kısım stiren bu kesikli reaktörde buharlaşır ve ayrılır. Polimerizasyon reaksiyonlarını başlatmak için reaktördeki karışım ısıtılırak ve başlatıcı ilave edilir. Polimerizasyon işlemi

tamamlanmasını takiben reaktörde elde edilen ergimiş karışım; etil benzenin, düşük molekül ağırlıklı polimerlerin ve kalıntı stirenin ayrıştırılması için ayırıcıdan geçirilir ve takiben yeniden ısıtılarak sürekli prosestekine benzer şekilde işlemler devam eder. Kesikli bir proseste diğerlerine oranla daha yüksek verim elde edilmektedir (Beşergil 2008).

Çok yaygın kullanımı olmasa da süspansiyon polimerizasyonuyla da polistiren üretilebilmektedir. Söz konusu bu polimerizasyonda, monomer ile karışmayan bir sıvı kullanılmaktadır. Monomerin bu sıvı içerisinde dağılıp asılı kalmasıyla süspansiyon polimerizasyonu meydana gelmektedir. Bu yöntemde en çok su kullanılmaktadır. Monomerin su içerisinde damlalar şeklinde dağılmaktadır, başka bir ifadeyle monomerin suda süspansiyonu gerçekleşmektedir. Süspansiyon polimerizasyonu prosesinde soğutma ceketli ve karıştırıcılı bir reaktör kullanılmaktadır; stiren, açığa çıkacak olan ısıyı alması için su ve başlatıcı reaktöre konulur ve devamlı olarak karıştırarak stirenin dönüşümü %90-93 oranında sağlanır, müteakiben santrifüjlenir, bu şekilde polimer taneciklerinin ayrılması sağlanır, kurutulmaya bırakılır ve en son olarak depolanmaktadır. Polimerizasyon esnasında reaksiyon ortamına metilen klorür, propilen ve pentan gibi uçucu bir hidrokarbon eklenerek polistiren köpük üretimi yapılabilir (Beşergil 2008).

2.1.2 Kesikli stiren polimerizasyon reaktör modeli

Polimerizasyon reaktörlerinin çalıştırılması için genel uygulama, reaktör sıcaklık profilini optimize etmektir, çünkü ürün polimerinin son kullanım özellikleri sıcaklığa bağlıdır. Ancak, sıcaklık profilini optimize eden doğru modelleri elde etmek için kinetik parametreler (yani frekans faktörleri ve aktivasyon enerjileri) spesifik bir reaktör için doğru olarak belirlenmelidir. Kinetik parametreler, kesikli reaktörler, diğer reaktör tasarımlarına karşı yüksek hassasiyetleri ve karıştırıcı geometrisi hızı, jel etkileri, ısıtma sistemleri vs gibi operasyonel değişkenleri nedeniyle önemli ölçüde değişir. Genellikle polimerizasyon reaktörleri bir toplu parametre yaklaşımı kullanılarak dinamik olarak modellenir. Bu durumda, model, kütle ve enerji dengeleri gibi sistemin dinamik davranışını tanımlayan diferansiyel denklemlerden fiziksel ve termodinamik ilişkileri tanımlayan cebirsel denklemlerden oluşur (Hosen vd.2011a).

Monomer stiren, çözücü (toluen) ve bir monomerde çözünen başlatıcı benzoil peroksitin (BPO) serbest radikal polimerizasyonu sürekli karıştırmalı kesikli stiren polimerizasyon reaktöründe gerçekleşir. Geleneksel olarak bu işlem, polimerizasyon sisteminin kütle dengelerinden elde edilen kinetik bir model kullanılarak reaksiyon sıcaklığı ile modellenir. Stirenin radikalik polimerleşme kinetiği,başlama, çoğalma ve sonlanma adımları ile verilebilir.

2.1.2.1 Kesikli bir polistiren reaktörünün kinetik mekanizması

Polistiren polimerizasyonu çizelge 2.1'de görüldüğü üzere; başlatıcı, monomer, serbest radikal ve polimer bileşiklerini içeren serbest radikal bir reaksiyon mekanizmasıdır, yani aynı anda üç ana reaksiyon gerçekleşir. Başlatma adımının iki reaksiyon içerdiği düşünülmektedir. Birincisi, serbest radikallerin bir dizi reaksiyonla üretilmesidir. Başlamanın ikinci kısmı, bu radikalin, ilk başlatıcı radikal P_1'i üretmek için birinci monomer molekülüne eklenmesini içerir. Yayılma, çok sayıda monomer molekülünün (yüzlerce ve belki de binlerce) art arda eklenmesiyle P_1'nin büyümesinden oluşur. Her ekleme, bir monomer birimi tarafından daha büyük olması dışında, öncekiyle aynı kimliğe sahip yeni bir radikal oluşur. Bir noktada, çoğalma polimer zinciri büyümeyi durdurur ve sona erer (Hosen vd.2011a).

Çizelge 2.1 Stiren polimerizasyonunun kinetik mekanizması (Hosen vd.2011a)

Başlatma	$I \xrightarrow{k_d} 2R^{\bullet}$
	$M + R^{\bullet} \xrightarrow{k_1} P_1$
Yayılma	$P_n + M \xrightarrow{k_p} P_{n+1}$
Kombinasyon ile Sonlandırma	$P_n + P_m \xrightarrow{k_{tc}} M_{n+m}$
Orantısız Kombinasyon	$P_n + P_m \xrightarrow{k_{td}} M_n + M_m$
Monomer Zincir Transferi	$P_n + M \xrightarrow{k_{tm}} M_n + P_1$
Çözücü Zincir Transferi	$P_n + S \xrightarrow{k_{ts}} M_n + S^{\bullet}$
Transfer Ajanı Zincir Transferi	$P_n + T \xrightarrow{k_{tt}} M_n + T^{\bullet}$
Polimer Zincir Transferi	$P_n + M_m \xrightarrow{k_{tp}} M_n + P_m$

Polimerizasyon oranının teorik açıklaması varsayılan polimerizasyon mekanizmasına ve analitik ifadeler elde etmek için kullanılan matematiksel sadeleştirmelere bağlıdır. Çeşitli transfer reaksiyonları gibi farklı reaksiyonların sayısı arttıkça, matematiksel ifadeler oldukça karmaşık hale gelebilir. Genel olarak, polimerizasyon oranı için denklemleri tarif etmek en zor olanıdır. Dolayısıyla, kinetik hız denklemlerini ifade etmek için birkaç varsayımda bulunmak gerekir. (Hosen vd. 2011a).

2.1.2.2 Kesikli bir polistiren reaktörünün matematiksel modellemesi

Kesikli bir polimer reaktörünün matematiksel modelinin oluşturulmasında aşağıda belirtilen varsayımlar dikkate alınmıştır (Özkan 2006).

- Polimer reaktöründe karıştırma tam olup, reaktörün bütün bölgelerinde derişim ve sıcaklık değerleri aynıdır.
- Yoğunlukta meydana gelen değişim göz ardı edilerek, tepkime süresince reaktörün içerisindeki bütün bölgelerde yoğunluk sabit kabul edilir. Çözelti polimerizasyonu işleminde geçerli olan söz konusu bu faraziye, yığın polimerizasyon işleminde geçerli değildir.
- Polimer reaktöründe uzun zincir yaklaşımı geçerlidir.
- Viskozite değişiminin deney şartlarında reaksiyon kinetiğinde etkisi bulunmamaktadır.
- Reaktörde bulunan karışıma ait ortalama ısı kapasitesi derişim ve sıcaklık değerlerinden bağımsızdır.
- Soğutma suyunun giriş sıcaklığının sabit olduğu kabul edilir.
- Başlama ve sonlanma ısıları, polimerleşme basamağı ısısının yanında göz ardı edilmiştir.
- Monomerdeki değişim hızının, polimerin üretilme hızına eşit olduğu kabul edilmiştir.

Yukarıdaki verilen varsayımlar ışığında kesikli polimerleşme reaktörünün eş ısıl şartlarda matematiksel modeli kütle ve enerji denklikleri aşağıda verilmektedir (Nguyen vd.2019b).

Başlatıcı için kütle denkliği;

$$\frac{dI}{dt} = -(0.5)k_d I \qquad (2.1)$$

Monomer için kütle denkliği;

$$k_1 = -kp\ \left(\frac{2\ f\ k_d}{k_t}\right)^{1/2} \tag{2.2}$$

2.2 eşitliği 2.3 eşitliğinde yerine konulursa,

$$\frac{dM}{dt} = -k_p\ \left(\frac{2\ f\ k_d}{k_t}\right)^{1/2}\ I^{1/2}\ M = -k_1\ M\ I^{1/2} \tag{2.3}$$

bulunur.

Reaktör için enerji denkliği ;

Burada;

$$T_j = \left(\frac{T_{ji} + T_{jo}}{2}\right) \tag{2.4}$$

$$\frac{dT}{dt} = \frac{Q}{V\ \rho\ C_p} + \frac{\Delta H\ k_1\ M\ I^{1/2}}{\rho\ C_p} - \frac{U\ A\ (T - T_j)}{V\ \rho\ C_p} \tag{2.5}$$

Ceket için enerji denkliği;

$$\frac{dT_{jo}}{dt} = \frac{m_c\ (T_{ji} - T_{jo})}{V_c\ \rho_c} + \frac{U\ A\ (T - T_j)}{V_c\ \rho_c\ C_{pc}} \tag{2.6}$$

Ortalama zincir uzunluğu ve dönüşüm sayısı operasyon açısından tamamen tespit edilebilir değişkenlerdir.

Dönüşüm;

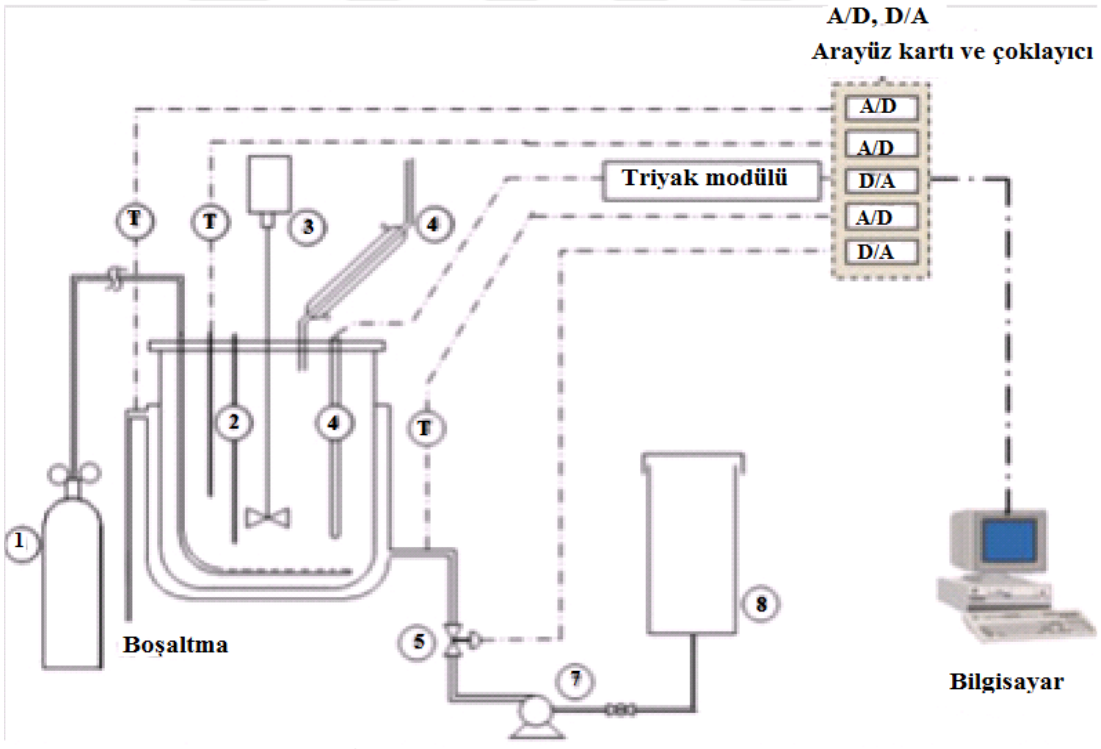
$$X = \frac{M_O - M}{M_O} \tag{2.7}$$

Polimerizasyon reaksiyonu ilerledikçe, polimer zincirinin konsantrasyonu artar. Polimer konsantrasyonundaki bu artış temel olarak reaksiyona giren karışımın viskozitesinin belirgin şekilde artmasına neden olur. Sonuç olarak, dikkate değer bir artış, toplam ısı transfer katsayısının keskin bir şekilde düşmesine neden olur ve bu değişiklikler, kesikli

polimerizasyon reaktörlerine bir tür karışıklık verir. Belirtilmediği sürece, polimerizasyon modelinde ilk sabit genel ısı transfer katsayısı kullanılır.

2.1.2.3 Kesikli polistiren reaktör sistemi

Deneysel kesikli polimerizasyon reaktörünün şematik bir diyagramı Şekil 2.3' deki gibidir. Termokulplar reaktör, ceket giriş ve çıkış sıcaklığını ölçmek için kullanılmıştır. Bir türbin karıştırıcısı kullanılarak reaktör içindeki karışım karıştırılır. Karıştırıcının motor hızı manuel ayarlanmıştır. Çözünmüş oksijeni çıkarmak için reaktörün dibinden yoğun azot kabarcıkları uygulanmıştır. Sistemdeki bir geri akış kondansatörü ile buharlaştırılmış toluen toplanmıştır. Reaksiyon ortamına gereken ısıtma enerjisini sağlamak için yeterli güçte bir ısıtıcı kullanılmıştır. Sıcaklıkları ve ısıtma yükünü izlemek için cihaz, veri toplama ve kayıt sistemi ile donatılmıştır. Şekil 3'te belirtilen deneysel çalışmada sırasıyla monomer, çözücü ve başlatıcı; stiren (% 99,9 mol), toluen (% 99,9 mol) ve benzoil peroksit (BPO) kullanılmıştır (Hosen vd. 2011a).



1-Nitrojen silindir, 2-Örnekleme portu, 3-Karıştırıcı motoru, 4-Isıtıcı, 5-Akış kontrol valfi, 6-Yoğunlaştırıcı, 7-pompa, 8-Soğutma suyu tankı

Şekil 2.3 Polistiren kesikli reaktörü için deneysel kurulum. (Hosen vd. 2011a).

2.1.3 Kesikli stiren polimerizasyon reaktörlerinde ayarlanabilen ve kontrol edilen değişkenler

Bir kontrol sisteminin temel amacı sistemdeki hataları hedeflere uygun olacak şekilde mümkün olduğu kadar azaltmak veya yok etmektir. Bir proseste kontrol edilmek istenen değişkene *kontrol edilen değişken* denmektedir. Proseslerde genellikle kontrol edilen değişken bir ayar değişkeni yardımıyla kontrol altında tutulabilir. Kontrollü değişkenlerin set noktasında veya yakınında olmasını sağlamak için ayarlanan proses değişkenine *ayarlanabilen değişken* denir.

Çoğu reaktör, kendisini çevreleyen bir ceket veya reaktörün içine yerleştirilmiş bir soğutma bobini kullanılarak reaksiyon ısısının uzaklaştırılmasıyla soğutulmaktadır. Bunu başarmak için reaksiyon tipine ve proses konfigürasyonuna göre farklı kontrol yapıları kullanılmaktadır. Çizelge 2.2'de polimerizasyon reaktörlerinde sıcaklık kontrolü ile ilgili çalışmalarda kullanılan ayarlanabilen değişkenler ve soğutma teknikleri görülmektedir. (Mokhtarname vd. 2021).

Çizelge 2.2 Polimerizasyon reaktörünün sıcaklık kontrolü ile ilgili çalışmalar (Mokhtarname vd.2021)

Yazarlar	Sistem	Soğutma tekniği	Manipüle edilmiş değişken	Uygulama
Hidalgo ve Brosilow (1990)	CSTR'de serbest radikal stiren polimerizasyonu	Ceket soğutma	Ceket soğutma sıvısı ve monomer akış hızları	Simülasyon
Özkan vd. (1998)	Kesikli reaktörde serbest radikal stiren polimerizasyonu	Ceket soğutma ve iç ısıtma bobini	Bobin ısı girişi	Deneysel
Luyben (1999)	Tipik bir reaksiyon sistemi	Buharlaşmalı soğutma	Kondenser soğutma sıvısı akış hızı	Simülasyon
Prasad vd. (2002	CSTR'de serbest radikal stiren polimerizasyonu	Ceket soğutma	Soğutucu, başlatıcı, monomer ve çözücü akış hızları	Simülasyon
de Toledo vd. (2005)	CSTR'de serbest radikal stiren polimerizasyonu	Buharlaşmalı soğutma	Kondenser geri akış hızı	Simülasyon
Arora vd. (2007)	Yarı kesikli reaktörde vinil asetatın polimerizasyonu	Buharlaşmalı soğutma	Monomer akış hızı	Endüstriyel
Ghasem vd. (2007)	Kesikli reaktörde serbest radikal stiren polimerizasyonu	Dahili ısıtıcı ile donatılmış ceketli reaktör	Isıtıcı gücü	Deneysel
Fileti vd. (2007)	Kesikli reaktörde serbest radikal metil metakrilat polimerizasyonu	Ceket soğutma	Ceket soğutma akış hızı	Deneysel
Altınten vd. (2008)	Kesikli reaktörde serbest radikal stiren polimerizasyon	Dahili ısıtıcı ile donatılmış ceket soğutma	Isıtıcı gücü	Deneysel
Cho vd. (2008)	Tipik bir kesikli reaktör	Ceket soğutma	Ceket sıcaklığı	Simülasyon
Soloa¨ rzano ve Ray (2008)	Tipik bir CSTR'de	Buharlaşmalı soğutma	Buhar akış hızı	Simülasyon
Alipoor vd. (2009)	Kesikli reaktörde serbest radikal stiren polimerizasyonu	Ceket soğutma	Ceket soğutma suyu sıcaklığı	Pilot ölçek
Hvala vd. (2011)	Yarı kesikli reaktörde vinil asetatın polimerizasyonu	Buharlaşmalı soğutma	Monomer ve başlatıcı akış hızları	Endüstriyel
Gharaghani vd. (2012)	CSTR'de serbest radikal stiren polimerizasyonu	Buharlaşmalı soğutma	Kondenser soğutma sıvısı akış hızı	Simülasyon
Nova´k ve Chalupa (2013)	CSTR'de serbest radikal stiren polimerizasyonu	Ceket soğutma	Başlatıcı akış hızı ve ceket soğutma suyu sıcaklığı	Simülasyon
Hosen vd. (2014)	Kesikli reaktörde serbest radikal stiren polimerizasyon	Dahili ısıtıcı ile donatılmış ceket soğutma	Isıtıcı gücü	Deneysel
Copelli vd. (2019)	4 monomerin emülsiyon polimerizasyonu	Ceket soğutma	Ceket soğutma akış hızı	Simülasyon
CSTR: Sürekli karıştırmalı tank reaktörü				

Çizelge 2.2'deki çalışmalar incelendiğinde;

i. Hidalgo ve Brosilow (1990) çalışmalarında model öngörücü kontrol ve koordineli kontrol stratejileri simüle edilmiş ve doğrusal olmayan, açık döngü kararsız bir sürecin kontrolünü gerçekleştirmek için birleştirmişlerdir. Yapılan işlem, sürekli karıştırmalı bir tank reaktöründe (CSTR) stirenin serbest radikal çözelti polimerizasyonudur. CSTR ceketine sağlanan soğutma suyunun akış hızı ve stiren monomerinin reaktöre olan akış hızı ayarlanabilen değişkenler olarak seçmişlerdir.

ii. Prasad vd. (2002) ise stiren polimerizasyonu CSTR için temel bir model geliştirmişler ve sayısal ortalama moleküler ağırlığı (Number Average Moleculer Weight-NAMW) ve polidispersite gibi polimer özelliklerinin kontrolünü ele almışlardır. Soğutucu, başlatıcı, monomer ve çözücü akış hızlarını ayarlanabilen değişkenler olarak sunmuşlardır.

iii. Yapılan çalışmaların bir kısmında ceketli kesikli polistiren reaksiyon sistemlerinin sıcaklık kontrolü, reaksiyon karışımına gerekli ısıtma enerjisini sağlayan bir ısıtıcı manipüle edilerek incelenmiştir (Özkan 1998, Ekpo vd. 2007, Ghasem vd. 2007, Altınten vd. 2008, Hosen vd. 2014).

iv. Çalışmaların bazılarında ise reaktör sıcaklığı, yalnızca ceket soğutma akış hızının manipüle edilmesiyle kontrol edilmiştir (Fileti vd. 2007, Alipoor 2009, Copelli vd. 2019).

Reaktör sıcaklığını kontrol etmek için ceketlerin ve soğutma bobinlerinin kullanımı oldukça yaygın olmasına rağmen; kütle polimerizasyonunda, viskozite artışının karıştırma üzerindeki etkisi ve sonuç olarak ısı giderme potansiyeli, sıcaklık kararsızlığı ve çoklu kararlı durum potansiyeli gibi dezavantajlara neden olabilmektedir. Otomatik soğutma veya buharlaşmalı soğutma olarak adlandırılan daha verimli bir soğutma tekniği, polimerizasyon dahil olmak üzere çeşitli ekzotermik endüstriyel reaksiyonlar için ticari olarak kullanılmaktadır. Otomatik soğutmalı bir sistemde reaktör; reaksiyon ısısının buharlaşma gizli ısısı yoluyla uzaklaştırıldığı bir ısı eşanjörüne bağlanmaktadır. Bu tür bir ısı giderme şeması, kararsızlığı önleme yeteneğine sahiptir ve ayrıca iyi bir sıcaklık kontrolü sağlamaktadır (Mokhtarname vd. 2021).

v. Luyben (1999) yapmış olduğu çalışmasında reaktör sıcaklığını kontrol etmek için yoğunlaştırıcı soğutucu akış hızının kullanıldığı otomatik soğutmalı bir CSTR'nin model geliştirme ve sıcaklık kontrolü üzerine ayrıntılı bir araştırma yapmıştır.

vi. Diğer bir çalışmada ise Gharaghani vd. (2012), kondenser soğutma suyu debisini de manipüle edilen değişken olarak kabul etmişlerdir.

vii. De Toledo vd. (2000, 2005) araştırmalarında reaktör sıcaklığı kondenser seviye kontrolörü ile kademeli olarak çalışan kontrolörün, hızlı ve yüksek derecede ekzotermik reaksiyonların kontrolü için verimli bir konfigürasyon olduğunu gösterilmiştir. Ayarlanabilen değişken olarak kondenser geri akış hızı kullanılmıştır.

viii. Diğer çalışmada endüstriyel yarı kesikli polimerizasyon sistemi için geleneksel ceket soğutmasına ek olarak evaporatif soğutma kullanmanın avantajını belirtmişlerdir. Monomer akış hızı manipüle edilen değişken için geri besleme kontrol stratejisini test etmek amacıyla buharlaşmalı soğutmalı ve soğutmasız iki simülasyon çalışması yapmışlardır (Arora 2007).

ix. Hvala vd. (2011) ise reaktörün sadece evaporatif soğutma ile soğutulduğu, ayarlanabilen değişkenken monomer ve başlatıcı akış hızı dozaj kontrol algoritmalarının reaktörde istenen sıcaklığı korumak için tasarlandığı yarı kesikli bir polimerizasyon işlemi sunmuşlardır.

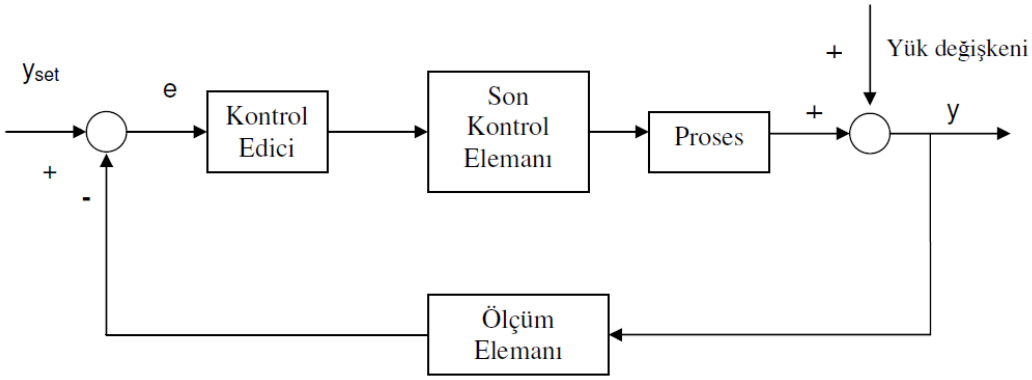
x. Solo´rzano vd. (2008) çalışmalarında tipik bir birinci dereceden ekzotermik reaksiyonun sıcaklık kontrolü, buhar akış hızı ayarlanabilen değişken olarak kullanılarak kaskad kontrol yoluyla gerçekleştirilmiştir.

2.1.4 Kesikli stiren polimerizasyon reaktörlerinde kontrol uygulamaları

2.1.4.1 PID kontrol

PID (Proportional Integral Derivative) Kontrol, endüstriyel kontrol sistemlerinde sıcaklık, akış, basınç, hız ve diğer proses değişkenlerini düzenlemek için yaygın olarak kullanılan geri beslemeli kontrol (feedback) yöntemidir. PID kontrolörleri, proses değişkenlerini kontrol etmek için bir kontrol döngüsü geri besleme mekanizması kullanır ve bu geleneksel ve gürbüz kontrolördür. PID kontrolü, bir prosesin gerçek çıktısını hedef veya ayar noktası çıktısına mümkün olduğunca yakın tutmak için kapalı döngü kontrol geri beslemesini kullanır. Geri beslemeli kontrol; kontrol edilmek istenen çıkış değişkeninin sinyali alınarak istenen set noktası ile karşılaştırılır, aradaki fark ile hata sinyali üretilir ve gerekli hesaplamalardan sonra elde edilen kontrol sinyalinin son

kontrol elemanı ile azaltıp çoğaltma işlemidir. Şekil 2.4'de bir geri beslemeli (feedback) PID kontrol sistemine ait blok diyagram görülmektedir (Uludemir 2006).



Şekil 2.4 Bir geri beslemeli (feedback) PID kontrol sistemine ait blok diyagramı (Uludemir 2006).

Bir geri beslemeli (feedback) kontrol döngüsünde, Oransal (Proportional) Kontrol (P), İntegral (Integral) Kontrol (I) ve Türevsel (Derivative) Kontrol (D) terimleri bulunmaktadır. Bu kontrol yöntemleri ile aşağıda belirtilen etkiler elde edilmektedir.

Oransal (Proportional) *Kontrol (P)*'de sistemin hatası ile orantılı kontrol sinyali üretilir.

$$C_s = K_c e(t) \tag{2.8}$$

İntegral Kontrol (I)'de ise hatanın zaman integrali alınır ve belirli bir oranda kontrol sinyaline eklenir.

$$C_s = K_c \left[\frac{1}{\tau_I}\int_0^1 e(t)d(t)\right] \tag{2.9}$$

Burada τ_I integral hareket zamanınıdır ve τ_I=K_C / $K_I$olarak ifade edilmektedir.

Türevsel Kontrol (D)'de sistemde hatanın zamana göre değişimi yani birim zamandaki değişim bilgisi belirli bir oranda kontrol sinyaline eklenir.

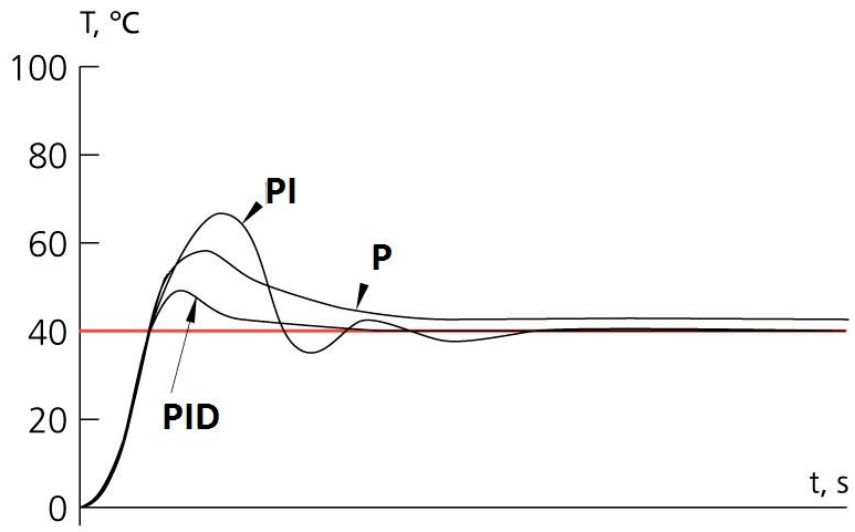
$$C_S = K_C \left[\tau_D \frac{de(t)}{dt}\right] \tag{2.10}$$

Burada τ_D türevsel hareket zamanınıdır ve τ_D=K_D / $K_C$olarak ifade edilmektedir.

PID Kontrol Yapısı

$$C_s = K_C\left[e(t) + \frac{1}{\tau_1}\int_0^t e(t)d(t) + \tau_D\frac{de(t)}{dt}\right] \quad (2.11)$$

PID Kontrol kullanıldığında Oransal-Türevsel ve Oransal-Integral Kontrole göre daha hızlı set noktasına gelindiği gözlenmiştir. Şekil 2.5'de geri beslemeli bir sistemde çeşitli kontrol edicilere yönelik sistemin cevapları belirtilmiştir.



Şekil 2.5 Geri beslemeli bir sistemde çeşitli kontrol edicilere yönelik sistemin cevapları.

PID kontrol; oransal, türevsel ve integral kontrollerin avantajlarını birleştirmektedir. PID parametrelerinin azaltılıp veya artırılması ile sistem dinamikleri istenen seviyeye ayarlanabilmektedir. Kapalı döngü bir sistem yanıtının 4 ana özelliği vardır. Bunlar;

Yükselme Süresi (Rise Time): Sistem çıktısı olan y' nin ilk kez istenen seviyenin %90'ının üzerine çıkması için geçen süredir.

Sistemin Ani Tepkisi (Overshoot): Tepe seviyesinin kararlı durumdan ne kadar yüksek olduğunu, kararlı duruma karşı normallik durumunu gösterir.

Kalıcı hale geçme zamanı (Settling Time): Sistemin kararlı duruma geçmesi için geçen süredir.

Kararlı durum hatası (Steady-state Error): Kararlı durum çıktısı ile istenen çıktı arasındaki farktır.

Çizelge 2.3'de PID parametrelerinin (K_P, K_I ve K_D) artırılması ile kapalı döngülü bir sistemde meydana gelecek değişikliklerin hangi yönde olacağı belirtilmiştir (Uludemir 2006, Karataş 2007).

Çizelge 2.3 P, I ve D konrolörlerin karakteristikleri

	Yükselme Zamanı	**Sistemin Ani Tepkisi**	**Kalıcı hale geçme zamanı**	**Kararlı Durum Hatası**
$\boldsymbol{K_P}$	Azalır	Artar	Çok az değişir	Azalır
$\boldsymbol{K_I}$	Azalır	Artar	Artar	Yok eder
$\boldsymbol{K_D}$	Çok az değişir	Azalır	Azalır	Çok az değişir

Kullanılacak oransal (proportional) kontrolör (K_P), yükselme zamanını (rise time) düşürmede etkilidir, fakat kararlı durum hatasını kesinlikle yok edemez. Bir integral (Integral) kontrolörü (K_I), kararlı dutum hatasını yok etmede etkilidir, fakat geçici cevabı kötüleştirebilir. Bir türevsel (derivative) kontrolör (K_D), sistemin kararlılığının yükselmesinde, geçici cevabın düzelmesinde ve aşmanın azalmasında etkilidir. Çizelge 2.3'te belirtilen P, I ve D konrolörlerin karakteristiklerini tamamen doğru kabul etmek doğru olmaz, bu karakteristikler genel bir yaklaşımdır. Bu etkiler her durum için geçerli değildir. Çünkü K_P, K_I ve K_D değerleri birbirlerine bağımlı olup; bunlardan herhangi birinin değerinin değiştirilmesi, diğerlerinin de etkilerinin değişmesine sebep olabilmektedir. Bu nedenle çizelge 2.3'te verilen bilgiler sadece K_P, K_I ve K_D değerlerini belirlemeye yönelik tahmin referansları olarak kullanılması daha uygundur.

PID Parametrelerinin Ayarlanması

PID parametrelerinin ayarlaması, kullanılan PID algoritmasına, açık döngü proses davranışına ve istenen kapalı döngü davranışının mühendislik özelliklerine dayalı olarak PID parametrelerinin belirlendiği iş akışını ifade eder. Birçok endüstriyel süreç, PID denetleyiciler kullanılarak kontrol edilmektedir.

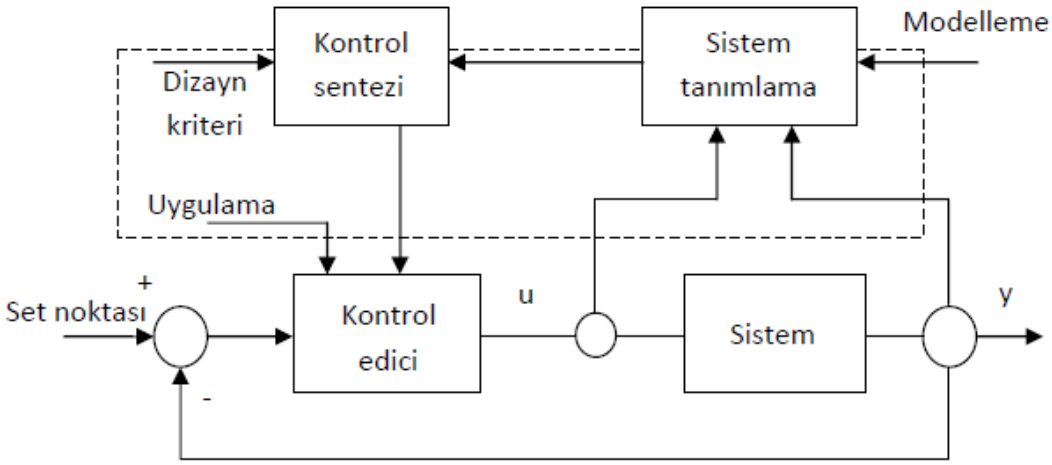
Bir PID kontrol algoritmasını çalıştırabilmek için; orantısal kazanç (K_P), integral kazancı (K_I) ve türev kazancı (K_D) parametreleri belirlenmelidir. Bu K_P, K_I ve K_D parametrelerinin belirlenmesi PID ayarlama (tuning PID) olarak bilinmektedir. Ayarlama için minimum gereklilik, işlemin kapalı döngüde kararlı bir şekilde çalışabilmesidir. Söz konusu bu PID parametreleri ile süreç değişkeninin çok hızlı olarak belirlenen set değerine yaklaştırılır ve sistemin dengeye ulaşması sağlanır. Prosesin kararlı hale gelinceye kadar ortaya çıkan kararsızlık durumlarını hızla azaltarak stabil halde olan kontrol hatasını yok edecek ve prosesin bütün süre zarfında kararlı halde çalışmasını sağlayacaktır. Optimum PID ayarı ile; sistem verimliliğinin yükseltilebilecek, özgül enerji tüketiminin azaltılabilecek, daha fazla stabilite sağlanabilecek ve minimum insan müdahalesi yapılabilecektir. Bir PID kontrol parametrelerinin belirlenmesinde belirli yöntemler kullanılmaktadır. Yaygın olarak kullanılanlardan başlıcaları; kök yer eğrisi ve kutup yerleştirme yöntemleri, Ziegler-Nichols yöntemleri, Cohen-coon yöntemi, el ile ayarlama yöntemleri, optimizasyon yöntemleri ve Åström ve Hägglund (röle) yöntemleridir (Çırak 2019).

2.1.4.2 Self-Tuning PID (STPID) kontrol

Bir adaptif kontrol mekanizması olan Self-Tuning (Kendinden ayarlamalı) PID kontrol mekanizması, doğrusal ve doğrusal olmayan prosesler için modeller tasarlanmaktadır. Kendinden ayarlamalı PID denetleyicisi, kapalı döngü kontrol koşulu altında bir ayar noktası değişikliği gibi kısa bir süreç davranışı periyodu kullanarak süreç dinamiklerini tanımlayabilir ve hem ayar noktası izleme hem de bozulma düzenleme özellikleri için tanımlanan parametrelere dayalı olarak PID parametrelerini ayarlayabilir. Bu tip bir kontrolde önce kontrol edilen sistem için doğrusal veya doğrusal olmayan bir model belirlenir. Şekil 2.6'da verilen kendinden ayarlamalı kontrol sisteminde, kontrolü

yapılan prosesin giriş ve çıkış değişkenleri anlık kesikli sinyaller şeklinde ölçülür ve proses tanımlayıcıya gönderilir. Bu kısımda kullanıcının seçtiği modele göre parametreler hesaplanır. Kontrol sentezi bölümünde bu parametreler ve kullanıcının seçtiği tasarım kriterine göre kontrol edici parametreleri hesaplanır. Kontrol ediciye bu kontrol parametreleri ve uygulamada seçilen ayar parametresi (ağırlık faktörü) ve set noktası ile kontrol edilen değişken arası fark olarak tanımlanan hata sinyali gönderilir ve burada kontrol sinyali hesaplanır ve sisteme iletilir. Tasarım kriteri bölümünde kutup yerleştirmeye veya maliyet fonksiyonunu minimize etmeye dayalı amaçlar seçilebilir.

Kendinden ayarlamalı kontrol stratejilerinin kutup yerleştirmeye veya maliyet fonksiyonu minimize etmeye dayalı olarak ifade edilmesi gelişigüzel bir ayırımdır. Çünkü eğer kontrol amacı kararlı bir kapalı çevrim sistemi sağlıyorsa, daima kutupları birim çember içine yerleştiriyor ve bir maliyet fonksiyonunu minimize ediyor demektir (Hapoğlu 1993).



Şekil 2.6 Self-Tuning PID kontrol sisteminin blok diyagramı (Altuntaş 2012).

STPID Algoritmaları

CARMA (veya ARMAX) modeli $y(t) = \frac{B}{A}u(t-1) + \frac{C}{A}$e(t) (2.12)

$$A(z^{-1}) = 1 + a_1 z^{-1} + \cdots + a_{n_a} z^{-n_a} \quad (2.13)$$

$$B(z^{-1}) = b_0 + b_1 z^{-1} + \cdots + b_{n_b} z^{-n_b} \quad (2.14)$$

$$C = 1 + c_1 z^{-1} + c_2 z^{-1} + \cdots + c_{n_c} z^{-n_c} \quad (2.15)$$

$$u(t) = \frac{S}{R}[r(t) - y(t)] \quad (2.16)$$

$$S = s_0 + s_1 z^{-1} + s_2 z^{-1} \quad (2.17)$$

$$R = 1 - z^{-1} \quad (2.18)$$

$$u(t) = \frac{[r(t)-y(t)][s_0+s_1 z^{-1}+s_2 z^{-1}]}{[1-z^{-1}]} \quad (2.19)$$

$$u(t-1) = \left(\frac{S}{R}\right) z^{-1}[r(t) - y(t)] \quad (2.20)$$

Eşitlik (2.20) eşitlik (2.12) de yerine konursa;

$y(t) = \frac{B}{A}\frac{S}{R} z^{-1}[r(t) - y(t)] + \frac{C}{A}$e(t) olur. (2.21)

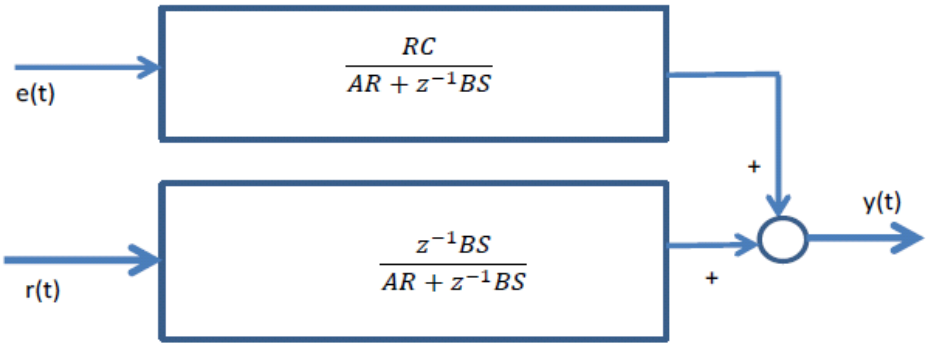
$$y(t) = \frac{z^{-1}BS}{AR} r(t) + \frac{C}{A} e(t) \quad (2.22)$$

$$\left[1 + \frac{z^{-1}BS}{AR}\right] y(t) = \frac{z^{-1}BS}{AR} r(t) + \frac{C}{A} e(t) \quad (2.23)$$

$$[AR + z^{-1}BS] y(t) = z^{-1}BSr(t) + RCe(t) \quad (2.24)$$

$y(t) = \frac{z^{-1}BSr}{AR+z^{-1}BS}$r(t)+$\frac{RC}{AR+z^{-1}BS} e(t)$ (2.25)

Şekil 2.7'de geri beslemeli kontrol sistemi transfer fonksiyonu blok diyagramı belirtilmektedir. Burada $r(t)$ set noktası, $e(t)$ gelişigüzel gürültü sinyalleridir.



Şekil 2.7 Geri beslemeli kontrol sistemi transfer fonksiyonu blok diyagramı.

$$AR + z^{-1}BS = T \tag{2.26}$$

T polinomu derecesi n_t, diğer polinom derecelerinin toplanması ile elde edilebilir. Buna göre A ve B polinomu dereceleri seçilmelidir:

$$n_a + n_r = n_b + n_s + 1 = n_t \tag{2.27}$$

Sistem transfer fonksiyonu;

$$y(t) = \frac{b_0 z^{-1}}{1+a_1 z^{-1}+a_2 z^{-2}} u(t) \tag{2.28}$$

$$y(t) = \frac{b_0 z^{-1}[s_0+s_1 z^{-1}+s_2 z^{-2}]}{(1-z^{-1})(1+a_1 z^{-1}+a_2 z^{-2})+b_0 z^{-1}(s_0+s_1 z^{-1}+s_2 z^{-2})} r(t) \tag{2.29}$$

$$y(t) = \frac{b_0 s_0 z^{-1}+b_0 s_1 z^{-2}+b_0 s_2 z^{-3}}{1+a_1 z^{-1}+a_2 z^{-2}-z^{-1}-a_1 z^{-2}+a_2 z^{-3}+b_0 s_0 z^{-1}+b_0 s_1 z^{-2}+b_0 s_2 z^{-3}} r(t) \tag{2.30}$$

$$T = 1 + t_1 z^{-1} + t_2 z^{-2} + t_3 z^{-3} \tag{2.31}$$

$$1 + z^{-1}[a_1 - 1 + b_0 s_0] + z^{-2}[a_2 - a_1 + b_0 s_1] + z^{-3}[-a_2 + b_0 s_2] = 1 + t_1 z^{-1} + t_2 z^{-2} + t_3 z^{-3} \tag{2.32}$$

$$t_1 = [a_1 - 1 + b_0 s_0] \quad ; \tag{2.33}$$

$$s_0 = \frac{(t_1 - a_1 + 1)}{b_0} \tag{2.34}$$

$$t_2 = [a_2 - a_1 + b_0 s_1] \quad ; \tag{2.35}$$

$$s_1 = \frac{(t_2 - a_2 + a_1)}{b_0} \tag{2.36}$$

$$t_3 = [-a_2 + b_0 s_2] \quad ; \tag{2.37}$$

$$s_2 = \frac{(t_3 + a_2)}{b_0} \tag{2.38}$$

$$\Delta u = s_0 \varepsilon(t) + s_1 \varepsilon(t-1) + s_2 \varepsilon(t-2) \tag{2.39}$$

Eğer proses transfer fonksiyonunda B polinomu derecesi sıfırıncı derece ($n_b = 0$), A polinomu derecesi ikinci derece ($n_a = 2$) ve T polinomu derecesi ($n_t = 3$) seçilmiştir ve $t_1, t_2 \; ve \; t_3$:ayar parametreleridir.

$$G_P = \frac{b_o z^{-1}}{1 + a_1 z^{-1} + a_2 z^{-2}} \tag{2.40}$$

$$G_P = \frac{b_o z}{z^2 + a_1 z + a_2} \tag{2.41}$$

Burada t_1, t_2 ve t_3 ayar parametrelerinin değiştirilmesi ile geri beslemeli sistem kutupları birim çember içinde uygun olarak yerleştirilebilir. Böylece kararlı ve iyi etkinlikte çıkış değişkeni cevabı elde edilir (Hapoğlu 1993).

$$G_c = \frac{s_0 + s_1 z^{-1} + s_2 z^{-2}}{(1 - z^{-1})} \tag{2.42}$$

2.1.4.3 Polimerizasyon reaktörlerinde uygulaması olan diğer kontrol algoritmaları

Fuzzy Kontrol

Bulanık (Fuzzy) Mantık; belirsiz, kesin olmayan, gürültülü veya eksik girdi bilgilerine dayalı kesin bir sonuca varmanın basit bir yoludur. Kısacası 'Bulanık Mantık' insan düşünce sürecini taklit etmeye çalışır. Fuzzy mantık ile çalışan bir sıcaklık kontrolörü, sıcaklığın ayar noktasından ne kadar uzakta olduğunu belirlemek için gerçek sıcaklığı ayar noktasıyla karşılaştırmaktadır. Ardından, önceden belirlenmiş kuralları kullanarak, kontrolör az ya da çok ısı ekler. Bir çıkış değişikliği için sıcaklığın ne kadar hızlı değiştiğini izleyerek, kontrolör yanıtını değiştirmek için diğer kuralları kullanabilir. Genellikle ilk uygulandığında çok az ayar ile veya hiç ayar yapılmadan çalışır. Bulanık Mantık ile çok çeşitli giriş varyasyonlarına rağmen kontrol çıkışı sorunsuzdur. Tanımlanmış kurallar, proses türü için özel olarak tasarlanmaktadır. Bulanık Mantık, matematiksel olarak modellenmesi zor veya imkânsız olan doğrusal olmayan sistemleri kontrol edebilmektedir (Anonymous 2014).

Yapay Sinir Ağları

En basit tanımıyla yapay sinir ağları, insan beyninin modellenmesidir ve yapı taşları nöronlardır. Başka bir ifade ile insan beyninde bulunan nöron hücreleri ile bunların kendi aralarında kurdukları sinaptik bağların bilgisayar ortamında programlar aracılığı ile modellenmesidir. Söz konusu olan bu nöronlar çok farklı şekillerde birbirleri ile bağlanırlar ve ağlar meydana getirirler. Nöronların birbirleri ile bağlanması sonucunda oluşan bu ağlar veriler arasındaki ilişkiyi ortaya çıkarma, hafızaya alma ve öğrenme kapasitesine sahiptirler. Öğrenme fonksiyonunu veri olarak yüklenen örnekler aracılığıyla gerçekleştirmektedirler. İnsan beyninde bilgi dağıtılacak şekilde depolanır ve gerektiğinde bu bilginin birden fazla parçasını paralel olarak hafızadan çıkartılabilir (Mijwil 2018).

Genetik Algoritma

Genetik Algoritmalar (GA'lar) ilk olarak 1960'larda John H. Holland tarafından ortaya atılmış ve 1960'larda ve 1970'lerde Holland ve öğrencileri tarafından geliştirilmiştir. Genetik algoritmalar, doğal seçilim ve doğal genetiğin mekaniğini taklit etmek amacıyla geliştirilmiş rastgele arama algoritmalarıdır. Genetik algoritmalar, rastgele ama yapılandırılmış bir bilgi alışverişi kullanarak en uygun olanın hayatta kalması kuralına göre zamanla gelişen biyolojik yapılar gibi dizi yapılar üzerinde çalışır. Böylece her nesilde, eski kümenin en uygun elemanlarının parçaları kullanılarak yeni bir dizi oluşturulmaktadır. Genetik algoritmanın temel özellikleri şunlardır:

a. Genetik algoritma, parametrelerin kendilerinin değil, parametre setinin kodlanmasıyla çalışır.
b. Genetik algoritma, aramasını tek bir noktadan değil, bir nokta popülasyonundan başlatır.
c. Genetik algoritma, bilgilerin türevleri değil, çıkarım yapılan bilgileri kullanır.
d. Genetik algoritma, deterministik değil, olasılıksal geçiş kurallarını kullanır.

Genetik algoritma kullanılarak bir tasarım yapılacaksa, öncelikle kullanılacak kodlama tanımlanmalıdır. Daha sonra rastgele bir süreç kullanılarak, bir dizi başlangıç popülasyonu oluşturulur. Daha sonra, zamanla iyileşecek olan ardışık popülasyonlar oluşturmak için bu ilk popülasyonu almak için bir operatörler kümesi kullanılır. Genetik algoritmaların ana operatörleri üreme, çaprazlama ve mutasyondur (Roetzel vd. 2020).

Genelleştirilmiş delta kuralı (GDK)

Genelleştirilmiş delta kuralı, bir (geri yayılım) eğitim adımı sırasında bir sinir ağının nasıl güncelleneceğini belirlemek için kullanılan matematiksel olarak türetilmiş bir formüldür. Elde edilmek istenen çıktı ile işlem biriminin gerçek çıktısı arasındaki farkın (delta) azaltılmasını sağlamak için giriş bağlantılarının değiştirilmesi esasına dayanır. Bu sebeple bu algoritma en küçük kareler kuralı olarak da isimlendirilmektedir. Bir sinir ağı, verilen örnek girdi ve çıktı çiftlerine dayalı olarak bir girdiyi çıktıya eşleyen bir işlevi öğrenir. Eğitim sırasında rastgele sırayla belirli sayıda giriş ve çıkış çifti tekrar

tekrar sunulur. Genelleştirilmiş delta kuralı, eğitim sırasında düğüm bağlantıları arasındaki ağırlıkları değiştirmek için tekrar tekrar kullanılır. Eğitimden önce ağ; küçük, rastgele sayılarla başlatılan bağlantı ağırlıklarına sahiptir. Ağırlık değişikliklerinin amacı, gerçek ve beklenen çıktı arasındaki farkı azaltmak anlamına gelen genel ağ hatasını azaltmaktır.

Genelleştirilmiş delta kuralı, girdiler ve çıktılar arasındaki karmaşık ilişkileri öğrenebilen kullanışlı ağlar oluşturmada önemlidir. Bu kuralın matematiksel faydası da vardır, çünkü matematiksel olarak türetilmiştir, bu da diğer erken öğrenme kurallarına göre bir avantajdır (Rumelhart vd.1986).

Genelleştirilmiş tahmin edici kontrol (GPC)

D.W. Clarke, C. Mohtadı ve P.S. Tuffs tarafından 1987 yılında geliştirilen genelleştirilmiş tahmin edici kontrol (GPC) yöntemi; iyi performans ve belirli bir derecede sağlamlık göstererek birçok endüstriyel uygulamada başarıyla uygulanmıştır (Clarke vd.1987). GPC, akıllı optimizasyon ve zaman serisi tahmini gibi makine öğrenmesi yöntemlerinin gelişmesiyle büyük karmaşık sistemlere iyi adapte edilmiş ve geniş bir uygulama alanına sahip olan Öngörülü Kontrol alanında en yaygın kullanılan teorilerden biridir (Ding 2021).

GPC, kontrol edilen sistemin kontrol çabasını optimize etmek için her örnekleme aralığında bir (gelecekteki) kontrol sinyalleri dizisi oluşturur. Bu, oldukça karmaşık bir maliyet fonksiyonunu en aza indirerek yapılır. GPC için gereken yüksek hesaplama gücü nedeniyle, sürücü sistemlerinde gerçek uygulamalar çok nadirdir.

Genelleştirilmiş tahmin edici kontrol, aynı kavramlara dayandığı için diğer tahmin edici kontrolörlerle benzer birçok yöne sahiptir, ancak bazı farklılıkları da vardır. Kısıtlamaların yokluğunda analitik bir çözüm sağlar, kararsız ve minimum olmayan fazlı sistemlerle başa çıkabilir ve kontrol ufku kavramını ve ayrıca maliyette kontrol artışlarının ağırlıklandırılmasının dikkate alınmasını içerir. GPC için mevcut olan genel seçenekler grubu, bazıları GPC'nin alt kümeleri veya sınırlayıcı durumları olarak kabul

edilebilecek diğer yaklaşımlara kıyasla daha çeşitli kontrol hedeflerine yol açar (Bayram 2015).

Kaskad Kontrol Modeli

Kaskad kontrolü, proses endüstrisinde, ölçülemez bozukluklar altında kontrolü geliştirmek ve tek döngü kontrol performansını arttırmak için kullanılan bir multiloop kontrol yapısıdır. Kaskad kontrol temel olarak tesisteki bozuklukların tesisin diğer kısımlarına yayılmadan önce hızlı bir şekilde reddedilmesinde kullanılır. En basit kaskat kontrol sistemi, iç ve dış olmak üzere iki kontrol döngüsü içermektedir (Anonymous 2021).

Kaskad kontrolünün temel avantajı, her türlü yük rahatsızlığı için daha iyi kontrol performansının sağlanmasıdır. Birincil denetleyici genellikle kontrol hedefine ulaşmaktan sorumlu olduğu için, entegre bir etkiye sahip bir denetleyici olarak ayarlanır. İkincil kontrolör, yük rahatsızlığını mümkün olduğunca çabuk telafi etmeli ve P denetleyicisini hızlı bir şekilde yüksek bir kazançla kullanmak genellikle yeterlidir. İkincil kontrolör önce ayarlanmıştır ve birincil kontrol cihazı çalışma iç döngüsü ile ayarlanmıştır. Kontrol edilen işlemin davranışı genellikle doğrusal olmayan ve asimetrik olmadığı için ve iç döngünün dinamikleri birincil kontrol cihazı ayarlaması için düşünülmesi gerektiği için, birincil kontrol cihazı ayarlaması çok basit değildir (Vasičkaninová vd. 2020).

2.2 Kaynak Özetleri

2.2.1 Polistiren polimerizasyonu reaktörlerinde açık hat dinamiği optimum set profili

Litaretür araştırması yapıldığında, stiren polimerizasyonunda optimum sıcaklık kontrolüne yönelik olarak birçok çalışma yapıldığı görülmüştür. Tez çalışması sırasında bu çalışmaların bazılarından yararlanılmış olup, bu çalışmalara kısaca aşağıda değinilmiştir.

Hosen vd. (2014)'te yapmış oldukarı çalışmada; stirenin kesikli çözelti polimerizasyonunda sıcaklık kontrolü için bir simülasyon ve deneysel bir araştırma yapmışlardır. Polistiren üretimi için kesikli reaktör kontrolünde doğruluk ve performans araştırmasını yapay sinir ağı tabanlı modeli öngörücü kontrolör MPC, yapay bulanık mantık kontrolör (the artificial fuzzy logic controller - FLC) ve jenerik model kontrolörler (generic model controller - GMC) gibi üç kontrolör kullanarak yapmışlardır. Bu üç kontrolörü kullanarak yapmış oldukları çalışmada polistiren kesikli reaktör için bir hibrit model geliştirmişlerdir.

Çizelge 2.4'de; geliştirdikleri bu hibrit modeli, kesikli reaktör sıcaklığını kontrol etmek için kesikli polimerizasyon sistemlerinde uygulanan kontrol algoritmaları çalışmaları ile karşılaştırmışlar.

Çizelge 2.4 Kesikli reaktör sıcaklığını kontrol etmek için kesikli polimerizasyon sistemlerinde uygulanan kontrol algoritmaları çalışmaları (Hosen vd. 2014)

Araştırmacı	Araştırma makalesi türü	Sistem	Manipüle edilmiş değişken	Kontrolör	Araştırma çalışmasının yapısı
Özkan vd. (2009)	Kontrol	Kesikli reaktörde serbest radikal stiren polimerizasyonu	Isıtıcı gücü	Jenerik modele dayalı kontrol	Simülasyon ve Deneysel
Alipoor vd. (2009)	Kontrol	Kesikli reaktörde serbest radikal stiren polimerizasyonu	Ceket ısıtma ve soğutma	ANFIS yöntemiyle uygulamalı kural tabanlı Takagi–Sugeno bulanık kontrol	Simülasyon
Zhang (2008)	Kontrol	Kesikli reaktörde serbest radikal metil metakrilat polimerizasyonu	Isıtıcı gücü	Yığılnı sinir ağı modeli	Simülasyon
Sui vd. (2008)	Kontrol	Kesikli reaktörde serbest radikal stiren polimerizasyonu	Ceket ısıtma ve soğutma	Açık hareketli ufuk (model tahmini) kontrol ve açık hareketli ufuk tahmin edici	Simülasyon
Ekpo veMujtaba (2008)	Kontrol	Kesikli reaktörde serbest radikal metil metakrilat polimerizasyonu	Isıtıcı gücü	gPROMS içinde SQP yöntemi kullanılarak çözülen bir NLP problemi olarak optimal kontrol problemini ortaya çıkarmak için kontrol vektörü parametreleştirme (CVP) tekniği, kullanıldı.	Simülasyon
Choe vd.(2008)	Kontrol	Genel kesikli reaktör	Ceket ısıtma ve soğutma	İteratif öğrenmeli çift modlu kontrol	Simülasyon
Beyer vd. (2008)	Kontrol	Kesikli reaktörde serbest radikal polimerizasyonu-genel	Ceket ısıtma ve soğutma	Sigma noktası Kalman filtresi ile uyarlanabilir kesin doğrusallaştırma kontrolü (AELC)	Simülasyon
Altınten vd. (2008)	Kontrol	Kesikli reaktörde serbest radikal stiren polimerizasyonu	Isıtıcı gücü	GA'lı kendinden ayarlamalı PID kontrol.	Deneysel
Nagy vd. (2007)	Kontrol		Isıtıcı gücü	Geri beslemeli doğrusal olmayan model tahmine dayalı kontrol	Deneysel
Khnaiki vd. (2007)	Kontrol	Kesikli reaktörde serbest radikal metil metakrilat polimerizasyonu	Ceket ısıtma ve soğutma	Sıcaklığı kontrol etmek için global olarak uygulanan doğrusallaştırma Kontrolü (GLC) ve MPC yöntemleri	Simülasyon
Fileti vd. (2007)	Kontrol	Kesikli reaktörde serbest radikal metil metakrilat polimerizasyonu	Soğutucu akış hızı	PID-bulanık mantık kontrolör	Deneysel
Ekpo ve Mujtaba (2007)	Kontrol	Kesikli reaktörde serbest radikal stiren polimerizasyonu	Isıtıcı gücü	PID, GMC-NN ve DIC ile çift modlu kontrol	Simülasyon
Zeybek vd. (2006)	Kontrol	Kesikli reaktörde serbest radikal stiren polimerizasyonu	Isıtıcı gücü	Genelleştirilmiş tahmin kontrolüne (GPC) sahip genelleştirilmiş delta kuralı (GDR) algoritması	Deneysel
Özkan vd.(2006)	Kontrol	Kesikli reaktörde serbest radikal stiren polimerizasyonu	Isıtıcı gücü	Doğrusal olmayan genelleştirilmiş tahmin edici kontrol; Proses parametrelerinin tahmininde Levenberg-Marquardt algoritması uygulanıyor	Deneysel
Çetinkaya vd.(2006)	Kontrol	Kesikli reaktörde serbest radikal stiren polimerizasyonu	Isıtıcı gücü	Bulanık-ilişkisel modeller-dinamik matris kontrolü (fuzzy-DMC) ve NLGPC ile karşılaştırılması	Deneysel
Altınten vd.(2006)	Kontrol	Kesikli reaktörde serbest radikal stiren polimerizasyonu	Isıtıcı gücü	Genetik algoritmalı bulanık mantık kontrol	Deneysel

Gürer vd. (2019) yapmış oldukları çalışmalarında; minimum sürede belirli bir sabit sayı ortalama zincir uzunluğunu ve dönüşümünü elde etmek için, izotermal koşullarda stiren polimerizasyonunun meydana geldiği ceketli kesikli bir reaktörün Deadbeat kontrolünü deneysel ve simülasyon yoluyla incelemişlerdir. İzotermal koşullarda reaktör

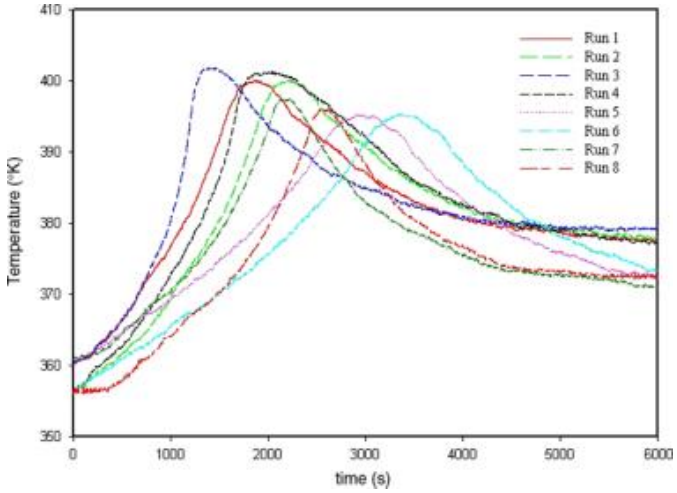
sıcaklığının ayar noktasında tutulmasında Deadbeat kontrolünün iyi bir performans sağladığını tespit etmişlerdir.

Altınten vd. (2011) çalışmalarında, sabit bir set noktasında genetik algoritmalı (Genetic Algorithm-GA) Fuzzy Kontrol (FK) metodunu stiren polimerizasyonu reaktörüne uygulamışlar ve değişen sıcaklıklarda Genetik Algoritma ile fuzzy (bulanık) kontrolörün performansını incelemişlerdir.

Çetinkaya vd .(2013) izotermal koşullarda stirenin polimerizasyonunun meydana geldiği ceketli kesikli bir reaktörün sıcaklık kontrolünü sağlamak için genelleştirilmiş öngörmeli kontrol (Generalized Predictive Control-GPC) ile genelleştirilmiş delta kuralını (GDK) kullanmışlardır. Belirlenen sabit sıcaklıklarda GDK parametreleri kullanılarak, genelleştirilmiş öngörmeli kontrollü genelleştirilmiş delta kuralının etkinliğini deneysel ve benzetim yoluyla incelemişlerdir.

Hosen vd. (2011a) yapmış oldukları deneysel çalışmada; doğrusal olmayan en küçük kareler optimizasyon algoritmasını kullanarak kesikli reaktörde gerçekleştirilen stiren-serbest radikal polimerizasyonu için kinetik parametreleri hesaplamışlardır. Hesaplanan bu kinetik parametreleri, yapay sinir ağı (artificial neural network - ANN) tekniklerini kullanarak başlangıç reaktör sıcaklığı (T_0), başlangıç başlatıcı konsantrasyonu (I_0) ve ısı görevi (Q) gibi reaktör çalışma değişkenleriyle ilişkilendirmişlerdir.

Uyguladıkları her deney için farklı çalışma koşullarında reaktör sıcaklığı profilini ölçmüş ve kaydetmişlerdir. Ürettikleri sıcaklık profilleri şekil 2.8'de gösterilmekte olup, sıcaklık profili eğrilerinin genel eğilimi benzerdir. Ancak bu eğriler, girdi değişkenleri seviyelerinin değerlerine bağlı olarak farklı yükselme ve uzama sürelerine sahiptirler.



Şekil 2.8 Farklı çalışma koşulları için deneysel sıcaklık profilleri (Hosen vd. 2011a).

Hosen vd (2011b) çalışmalarında, polistiren (PS) kesikli reaktörlerinin sıcaklığını kontrol etmek için sinir ağı modeli öngörücü kontrol (NN-MPC) algoritmasını uygulamış, kontrolör ayar noktası izleme ve yük reddetme performansını araştırmışlardır. Bu yaklaşımda, gelecekteki süreç yanıtını tahmin etmek için bir sinir ağı modeli eğitmişlerdir. NN-MPC'nin performans sonuçları, geleneksel bir PID denetleyicisi ile karşılaştırmışlardır. Deneysel sonuçlara dayalı olarak, özellikle proses başlangıcında NN-MPC performansının geleneksel PID kontrolörden daha üstün olduğu sonucuna varmışlardır. NN-MPC'nin daha yumuşak kontrolör hareketleri ve daha az değişkenlikle sonuçlandığını görmüşlerdir.

Nguyen vd (2019a) çalışmalarında; doğrusal olmayan bir sistemi istenen yörüngede stabilize etmek için izleme hatası tabanlı çok değişkenli açık hat kararsız yapıda bir sistem önermektedirler. Teorik gelişmeleri, sürekli karıştırmalı bir tank reaktöründe polistiren üretimi için göstermişlerdir. Belirli koşullar altında sistem dinamiklerini, uygun bir giriş koordinat dönüşümü kullanarak giriş/çıkışı pasif hale getirmişlerdir. Pasif sistemin port-Hamiltonian temsili ile ilgili bir form türetmişlerdir. Ardından, istenen ayar noktasından geçen bir referans yörüngesi için izleme hatası tabanlı çok değişkenli açık hat kararsız yapıda bir sistem kontrolörü önermektedir. Önerdikleri yaklaşımın uygulamasını ve etkinliğini göstermek için sürekli zamanlı tipte dört tanklı bir prosesin seviye kontrolünü ve proses çalışmasının doğası gereği süreksiz zaman tipinde bir kesikli polimerizasyon reaktörünün optimal takibini içeren iki vaka çalışması yapmışlardır.

Karagöz vd (1996) çevrimiçi (on-line) bilgisayar ile, stirenin polimerleştiği soğutma ceketli kesikli bir reaktör sıcaklığının PID kontrolünü yapmışlar. Ayar değişkeni olarak, reaktöre giren ısı miktarı seçilmiştir. Elle ayarlama, Rosenbrock ve Cohen-Coon optimizasyon yöntemleriyle optimum üç terimli (PID) kontrol parametreleri bulunmuş; deneysel ve teorik çalışmalarda kullanmışlardır.

2.2.2 Kutup yerleştirmeye dayalı kontrol çalışmaları

Kutup yerleştirme yöntemi, bir denetleyici kazancı ayarlayarak karmaşık düzlemde kapalı döngü sistem kutuplarının yerlerinin belirlendiği lineer kontrol sistemleri için iyi kurulmuş bir denetleyici tasarım yöntemidir. Bu kontrol tasarım yöntemiyle ilgili olarak yapılan çalışmalara aşağıda değinilmiştir.

Wang vd (2008) PID kontrol sistemleri için atanmış iki kutbun baskınlığını garanti edebilecek iki basit ama etkin yöntem önermektedirler. Bu yöntemler Root-Locus ve Nyquist çizimlerine dayanmaktadır. Yöntemler PID kontrolörleri ile sınırlı değildir. Değişken kazanç olarak bir kontrolör parametresinin kullanıldığı ve diğer tüm parametrelerin sabit kutup gereksinimlerini karşılamak için bu kazanç açısından çözüldüğü diğer kontrolörlerin de kullanılabileceğini savunmuşlardır.

Maghade and Patre (2014) çalışmalarında, iki girişli ve iki çıkışlı sistemler için ayrılmış alt sistemlere dayalı merkezi olmayan PID kontrolörlerin tasarım yöntemleri önermişlerdir. Yüksek mertebeden ayrıştırılmış alt sistemleri, birinci mertebe artı ölü zaman veya ikinci mertebe artı ölü zaman gibi basit dinamiklere indirgemiş ve baskın kutupları istenilen yerlere yerleştirmişlerdir. Merkezi olmayan PID kontrolörlerinin iyi ayarlanmış parametrelerini, sistemin istenen kapalı çevrim yanıtını elde etmek için kutupların hareketine dayalı olarak elde etmişlerdir. Genelleştirilmiş Nyquist kararlılık teoreminden türettikleri bir sonucu, nominal sistem kararlılığını tespit etmek ve süreci çarpımsal belirsizliklerin varlığında sağlam kararlılığı korumak için kullanmışlardır. Çalışmalarında kullandıkları yöntemler ile yüksek kapalı döngü performansını elde ettiklerini ve literatürde mevcut olan yeni yöntemlerle karşılaştırılabilir olduğunu görmüşlerdir.

Zou vd.(2015); doğrusal olmayan kazanç ve dinamik sistemin ayırma özelliklerinden yararlanarak bir Hammerstein modeli içinde, doğrusal sistem kutup yerleştirme kendinden ayarlamalı kontrol algoritmasına dayalı olarak doğrusal olmayan Hammerstein sistemi için yeni bir kutup yerleştirme kendinden ayarlamalı kontrol şemasını ortaya koymuşlardır. Ve doğrusal olmayan Hammerstein sistemi kutup yerleştirme kendinden ayarlamalı kontrol (NL-PP-STC) algoritmasını detaylı olarak sunmuşlardır. Kapalı döngüde her zaman tanımlanabilir olan NL-PP-STC'nin parametre tahmin algoritmasının tanımlama yeteneğini analiz etmişlerdir. Hammerstein modelinin parametrelerini sistem tanımlama yöntemi kullanarak hat üzerinde tahmin etmişlerdir. Kutupların seçimi ve NL-PP-STC uygulamalarında gerçek proses kontrolüne uygulanabilecek model parametrelerinin çevrimiçi tahminini içeren iki özel problem üzerinde durmuşlardır. Güçlü bir doğrusal olmayan pH nötralizasyon işleminin kontrol simülasyonu yapmışlar ve iyi bir kontrol performansı elde etmişlerdir.

Zitek vd.(2013) çalışmalarında, zaman gecikmeli PID kontrol döngülerini çok sayıda kutupla karakterize etmişler, ancak kontrolör parametrelerini ayarlamak için kutup yerleştirme tekniğini sadece üç kutup yerleştirmek için uygulamışlardır. Kontrolör sentezinde sistemin dinamiklerini belirtmek için salınabilirlik ve gecikme olarak adlandırılan boyutsuz benzerlik sayılarını tanıtmışlardır. Kontrol döngüsünün karakteristik yarı polinomunun baskın sıfırları olmak üzere üçlü sayı atayıp ve karşılık gelen PID parametre ayarını, tek tip formüller şeklinde türetmişlerdir. Uygun sönümlemenin ve gerçek kutup konumu oranlarının ayarlanmasını, IAE (integral absolute error – mutlak hatanın toplamı) optimizasyon tekniği vasıtasıyla sağlamışlardır.

2.2.3 Simulink PID (2DOF) ile ilgili kontrol çalışmaları

Hapoğlu vd. (2019) çalışmalarında; sıcaklık kontrolü için 1.1 litrelik kesikli reaktörde stiren serbest radikal polimerizasyonunu, sıfır dereceli tutma eşdeğeri ayrık zamanlı modeller ile sunmuşlardır. Reaktöre iki ayrık zamanlı kontrolör uygulamışlardır. İlk olarak, üç ayar parametreli ayrık zamanlı bir kontrolör tasarlamış ve kontrol performansı, z-düzleminde kapalı çevrim kutup yerleşimi kontrol edilerek parametreleri belirlemişlerdir. İkinci olarak, ayrık zamanlı oransal-integral-türev (PID) denetleyicisi (2DOF-2 Degree of Freedom) kullanmışlardır. Kontrolörün altı parametresini

ayarlamak için Simulink kontrol tasarımı kullanmışlardır. Bu kontrolörlerin performanslarını set noktasında bir adım düşüş için birbirleriyle karşılaştırmışlardır. Çok yakın bir eşleşmenin sağlandığını görmüşler ve kontrolörlerin belirlenen en iyi ayarlanmış parametrelerle kapalı döngü sistemini arzu edilir ve kararlı hale getirdiğini kaydetmişlerdir.

Kannan vd. (2018) çalışmalarında, zaman gecikme sisteminin ayarlanması için iki serbestlik dereceli (2-DOF) PID kontrolör tabanlı hibrit bir yöntem geliştirmişlerdir. Söz konusu bu hibrit teknik, bulanık mantık denetleyicisi (FLC-Fuzzy Logic Controller) ve yerçekimi arama algoritmasının (GSA- gravitational search algorithm) birleşimidir. Burada GSA'yı, FLC'nin mantık kurallarını oluşturmak için kullanmışlardır. Genel olarak 2-DOF oransal integral ve türev (PID) denetleyicisi, yüksek verimli bozulma reddi ve güvenilir performans sağlamaktadır. Burada uygulanan zaman gecikmeli sistem tasarımı ile 2-DOF PID kontrolörünün ayarlanması, geniş bir aralık için yüksek performans vermektedir. Otomatik ayar işlemi için zaman gecikmeli sistemin parametrelerini kısa sürede en iyi şekilde tahmin etmişler ve ayarlamışlar. Birinci derece gecikme sistemini ayarlamışlar ve küçük aşım, oturma zamanı ve yükselme zamanı gibi kararlılık parametrelerini elde etmişlerdir. Yapmış oldukları bu çalışmanın sonucunda; önerdikleri denetleyicinin referans izleme ve bozulma reddetme işlemleri için gelişmiş sonuçlar sağladığını görmüşlerdir. Geliştirdikleri tekniğin etkinliğini ve uygulanabilirliğini MATLAB/Simulink platformu aracılığıyla göstermişler, performansını test etmişler ve genetik algoritmalı (GA) FLC tekniği ve yapay sinir ağı (YSA) teknikleri gibi mevcut kontrolör ayarlama yöntemleri ile karşılaştırmışlardır.

Prokopa vd. (2020) çalışmalarında parametrik belirsizliğe sahip sistemler için Plug-Flow Reaktörlerde (PFR) tasarlanmış sürekli zamanlı 2DOF sağlam kontrol algoritmalarının bazı uygulamalarını ele almaktadır. PFR, istenmeyen davranışlar sergileyen, sıklıkla kullanılan teknolojik sistemlere aittir. Bu durumlarda geleneksel PID kontrol yapısı başarısız olabilir veya kabul edilemez bir davranış sergileyebilir. Bu makalede önerdikleri yaklaşım iki yeni özellik getirmektedir. Birincisi, değer kümesi kavramına ve sıfır dışlama koşuluna dayalı sağlam (robust) kararlılık analizine grafiksel yaklaşımı kullanan sentez yönteminden oluşmaktadır. İkinci özellik, geri besleme döngüsünde 2DOF yapısının uygulanmasındadır. İnceledikleri yaklaşım, tüm

uygulanabilir sistemlerin bir ailesini kapsayan, parametrik belirsizliğe sahip doğrusal bir sistemi göz önünde bulundurur. Daha sonra, tüm olası sistemler için kabul edilebilir kararlı kontrol davranışı elde edilecek şekilde sabit parametrelere sahip bir kontrolör tasarlamışlardır. Kontrol yasasının yapısı, klasik yapılardan daha iyi kontrol yanıtları sunan iki serbestlik derecesinde (2DOF)'dir. Matematiksel modellerinin ve kontrol yanıtlarının tüm hesaplamalarını ve simülasyonlarını Matlab ve Simulink ortamında gerçekleştirmişlerdir.

2.2.4 Self-Tuning PID (STPID) kontrol çalışmaları

Altınten vd. (2008) ceketli kesikli polimerizasyon reaktörünün sıcaklık kontrolüne genetik algoritmalı (GA) Self- Tuning (STPID) kontrolör kullanmışlar ve böylece optimum sıcaklık profilinin izleme performansını araştırmışlardır. Bu kontrolörün optimal ayar parametrelerini elde etmek için genetik algoritma kullanmışlardır.

Orman ve Altınten (2017) sıcaklık kontrolü ile polistiren/kil nanokompozit sentezi çalışmalarında üretim esnasında sistemin istenilen sıcaklıkta tutmak için kendinden ayarlamalı PID (STPID) kontrol metodunu uygulamışlardır. Genetik Algoritma yardımıyla STPID kontrol model ve ayar parametrelerini belirlemişlerdir.

Sezer (2011) yapmış olduğu tez çalışmasında radikalik katılma polimerizasyonu kullanarak polistiren polimerizasyon reaksiyonunu yarı kesikli polimerizasyon reaktöründe gerçekleştirmiştir. Polimerizasyon süresince sistem sıcaklığını kontrol altında tutmak için kendinden ayarlamalı PID (STPID) kontrolörü kullanmış ve süreç boyunca sıcaklık takibini visiDAQ programı yardımıyla yapmıştır. Genetik Algoritma kullanarak PID kontrolörünün ayar parametrelerini hesaplamıştır.

Üntürk vd. (2013) bu çalışmaları teorik ve deneysel olmak üzere iki bölümden oluşmakta olup, elde ettikleri teorik sonuçları deneysel çalışmalarında veri olarak kullanmışlardır. Teorik kısmında, kütle ve enerji eşitliklerini oluşturup, bunların çözümlerini yapmışlardır. Metil metakrilat (MMA) polimerleşme reaktörünün dinamiklerini araştırmışlar ve ceketli kesikli bir reaktörde ısıtıcının verdiği ısı miktarında ayarlama işlemi yapılarak, sıcaklık kontrolünün performansını kendinden ayarlamalı PID kontrol ile yapmışlardır. Kendinden ayarlamalı PID denetleyicinin

model ve ayarlama parametrelerinin hesaplanmasında Genetik Algoritma (GA) kullanmışlardır.

Altuntaş vd. (2011) kendinden ayarlamalı Oransal-İntegral-Türevsel Kontrolü (STPID) biyoprosese uygulamışlardır. Yaptıkları çalışmada simülasyon sonuçlarına bakıldığında; kontrolörün pH'ı başlangıç değerinden belli bir noktada kalması istenen set değerine getirdiğini görmüşlerdir. Biyoprosesin model tanımlaması için PRBS'yi deneysel olarak uygulanmışlardır. İkinci dereceden ayrık zaman modeli kullanmışlardır. Kontrol çalışmaları için, performans kriterlerine göre t_1'in ayar parametresi değerlerini kullanarak kapalı çevrim kutuplarını ayarlamışlardır.

Vural vd. (2015) çalışmalarında, boru şeklindeki akış reaktörüne, doğrusal olmayan bölgede pH'ı 7'de kontrol altında tutmak için sodyum hidroksit ve asetik asit çözeltileri göndermişlerdir. Yüksek zaman gecikmeli ve pH nötralizasyon reaksiyonunda oldukça doğrusal olmayan bir davranışa sahip boru şeklinde akışlı bir reaktörün pH kontrolü, çeşitli yük ve ayar noktası değişiklikleri karşısında deneysel olarak incelemişlerdir. İlk olarak geleneksel Orantılı-İntegral-Türev (PID) algoritmasının deneylerdeki etkinliğini test etmişler. Daha sonra ARMAX modeli kullanılarak kendinden ayarlamalı PID (STPID) kontrol sistemi uygulamışlardır. Bozucu olarak PRBS sinyali ve Bierman algoritması kullanılarak giriş-çıkış verilerinden model parametrelerini hesaplamışlardır. Son olarak, incelenen diğer kontrol durumlarının performansıyla bulanık yaklaşımı karşılaştırmak için bulanık modele dayalı deneysel bulanık pH kontrolü sağlamışlardır.

Altınten vd. (2010) çalışmalarında, yarı kesikli bir polimerizasyon reaktöründe operasyonel kısıtlamalar dikkate alarak, istenen dönüşüm için optimum reaktör sıcaklığını ve minimum sürede moleküler ağırlığı, kendinden ayarlamalı PID kontrolör kullanarak takip etmeye çalışmışlardır. Kontrolörün ayar parametrelerini Genetik Algoritma (GA) yardımıyla elde etmişlerdir. GA için uygunluk fonksiyonunu, hatanın mutlak değerinin (IAE) integrali olarak seçmişlerdir. Çalışma sonucunda, genetik algoritmalı STPID kontrolörünün yarı kesikli polimerizasyon reaktörünün sıcaklığını çok iyi kontrol ettiğini görmüşlerdir.

3. MATERYAL VE YÖNTEM

3.1 Kesikli Bir Polimer Reaktörünün Matematiksel Modellemesi

3.1.1 Açık hat sistem dinamiği

Yapılan çalışmada, sistemin matematiksel modelinin oluşturulmasında kesikli bir polimer reaktörünün açık hat sistem dinamiği kütle ve enerji denklikleri olan 2.1, 2.3, 2.5 ve 2.6 eşitlikleri kullanılmıştır.

3.1.2 Optimum sıcaklık set profili

İstenen molekül ağırlığında polimerin elde edilmesi için reaksiyonun belirli şartlarda gerçekleştirilmesi gerekmektedir. Optimum sıcaklık set profili hesabı aşağıda gösterildiği gibidir.

$$k_1 = -kp\left(\frac{2\,f\,k_d}{k_t}\right)^{1/2} = A_1 e^{-E1/(RT)} \tag{3.7}$$

$$A_1 = A_P\left(\frac{2fA_d}{A_t}\right)^{1/2} \tag{3.8}$$

$$E_1 = E_P + \frac{E_d+E_t}{2} \tag{3.9}$$

(3.7), (3.8) ve (3.9) eşitlikleri düzenlendiğinde optimum sıcaklık set profili;

$$T = \frac{-\left(E_1/R\right)}{ln\left(E_d/A_1 p_2 MI^{1/2}(E_1-E_d)\right)} \tag{3.10}$$

olarak bulunur.

Yapmış olduğumuz bu tez çalışmasında yukarıda belirtilen diferansiyel eşitlikler, MATLAB içerisinde mevcut bir paket program olan sayısal diferansiyel denklem çözücü ODE45 programı kullanılarak çözülmüştür.

Yukarıda belirtilen denklemlerin çözümünde; çizelge 3.1'de belirtilen stiren monomeri ve benzoil peroksit (BPO) başlatıcısı için kullanılmış olan kinetik sabitleri, çizelge 3.2'de belirtilen polistren polimerizasyonu için başlangıç şartları ve çizelge 3.3'de belirtilen stiren monomeri ve benzoil peroksit (BPO) başlatıcısı için kullanılmış olan sistemin fiziksel sabitleri kullanılmıştır (Nguyena vd. 2019b).

Çizelge 3.1 Stiren monomeri ve benzoil peroksit (BPO) başlatıcısı için kullanılmış olan kinetik sabitler

Sabitler	**Değerler**	**Birimler**
A_d	$2.6*10^{16}$	s^{-1}
A_p	$1.051*10^{7}$	L/(mol.s)
A_t	$1.255*10^{9}$	L/(mol.s)
E_d	34200	cal / mol
E_p	7060	cal / mol
E_t	1680	cal / mol
k_d	$8.6* 10^{-5}$	s^{-1}
k_p	622.247	L/(mol.s)
k_t	$1.238*10^{9}$	L/(mol.s)
k_1	$5.69*10^{-4}$	$s^{-1}(\frac{L}{mol})^{1/2}$

Çizelge 3.2 Polistren polimerizasyonu için başlangıç şartları

Başlangıç koşulları	**Değeri**	**Birimi**
Başlatıcı konsantrasyonu (I)	0.013	mol/L
Monomer konsantrasyonu (M)	6.092	mol/L
Reaktör sıcaklığı (T)	365	K
Ceket çıkış sıcaklığı (T_{jo})	298	K

Çizelge 3.3 Stiren monomeri ve benzoil peroksit (BPO) başlatıcısı için kullanılmış olan sistemin fiziksel sabitleri

Sabitler	**Değerler**	**Birimler**
Reaksiyon karışımının özgül ısısı (C_p)	1,97	J/gK
Reaksiyon karışımının yoğunluğu (ρ)	983,73	g/L
Soğutma suyunun özgül ısısı (C_c)	4,3	J/gK
Soğutma suyunun yoğunluğu (ρ_c)	998 (21℃)	g/L
Reaksiyon ısısı (ΔH)	-57766,8	J/mol
Başlatıcı verimliliği (f)	0,6	-
Gaz sabiti (R)	1,987	$cal\ /\ (mol\ .K)$
Genel ısı transfer katsayısı (U)	55,1	$W\ /\ (m^2K)$
Isı transferi reaktör alanı (A)	0,0533	m^2
Reaktör hacmi (V)	1,2	L
Reaktör ceket hacmi (V_c)	1	L
Soğutma suyu akış hızı (m_c)	16	g/s
Soğutma suyu $giriş\ sıcaklığı\ (T_{ji})$	298	K
Isıtıcı güç (Q)	191	W
Hamiltonian costate (yalancı) değişken (p_2)	-5707	-

3.2 Sistem Tanımlama

Sistem tanımlama, proses kontrole yönelik yapılan çalışmaların başarısını etkileyen işlemlerden biridir. Dinamik sistemlere ait matematiksel modellerin oluşturulmasında sistem tanımlama kullanılır. Modeller oluşturulurken sistemlerin giriş ve çıkış sinyallerine ait ölçümler kullanılır. Sistemi en ideal şekilde tanımlayan matematiksel modelin belirlenmesinde, kontrolsüz olarak tasarlanan bir sistemle yapılan deneysel uygulamalarda elde edilmiş veriler kullanılır. Sisteme kare dalga, PRBS, basamak vb. etkiler verilmesiyle belirli zaman peryotlarında çıkış değişkeni değerleri elde edilmektedir. Söz konusu bu çıkış değişkenlerinin kullanılmasıyla sistemin dinamik davranışını oluşturan matematiksel model parametreleri elde edilir **(**Bayram 2017**).**

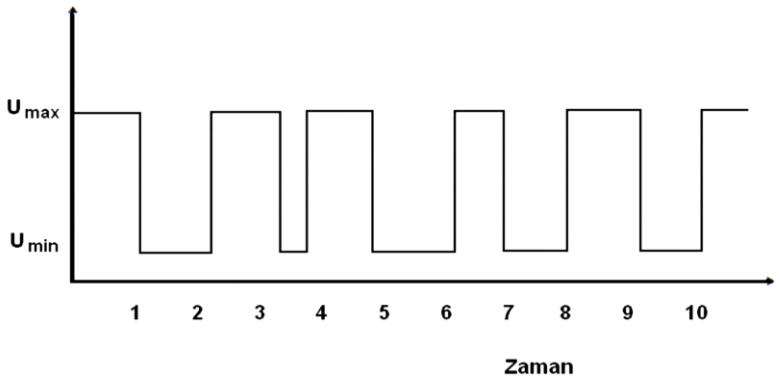
Sistem tanımlama sürecinde aşağıdaki işlemlerin yapılması gerekmektedir:

- ✓ Kullanılan sistemden gelen giriş ve çıkış sinyallerini zaman veya frekans alanında ölçülmesi,
- ✓ Bir model yapısının seçilmesi,
- ✓ Aday model yapısındaki ayarlanabilir parametreler için, değerleri tahmin etmeye yönelik bir tahmin yönteminin uygulanması,
- ✓ Modelin uygulama ihtiyaçlarına yönelik yeterli olup olmadığını görmek için tahmini modelin değerlendirilmesi (Anonymous 2021).

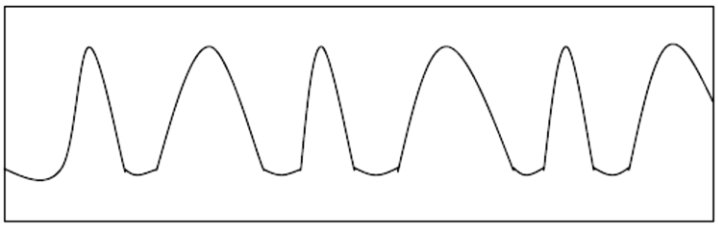
3.2.1 Rastgele ikili sinyal etkisi (Pseudo Random Binary Sequence-PRBS)

Rastgele İkili Sinyal Etkisi (Pseudo Random Binary Sequence-PRBS) parametrelerin tahmin edilmesinde kullanılan test sinyalidir. PRBS'nin verdiği etkiler çalışma koşulları içinde olmalıdır. Bu yöntem genelde, rastgele proses etkilerine yönelik ampirik tasarım yöntemi şeklinde kullanılmaktadır. Gelişigüzel proses etkilerine ait sıklık derecesi, iletim fonksiyonlarına yönelik olarak yapılan çözümlemeleri sadeleştirmede kullanılır. PRBS- (Rastgele İkili Sinyal Etkisi) sinyalleri lineer ve lineer olmayan prosesler için kullanılabilir. PRBS sinyalleri aşağıda belirtilen önemli özelliklere sahiptir:

- Ayarlanabilen değişken olan U_{max} veya U_{min}değerlerinden herhangi birini alabilmektedir.
- Giriş sinyali olan T=m*Δt periyodu içerisinde tekrarlanmaktadır.
- Belirli sıklıkta U_{max}ve U_{min} değerlerini alarak, PRBS komutuna göre değiştirilir.



Şekil 3.1 PRBS sinyalinin gösterimi.


Şekil 3.2 PRBS sinyaline verilen cevap.

Genelde PRBS sinyalleri kullanılarak parametre tahmininin yapılmasında Bierman algoritması kullanılmaktadır. Parametre tahmini yapılırken PRBS sinyalinin her bir değişmesiyle Bierman algoritması sürekli bir dizi parametreler hesaplamaktadır. Hesaplanan parametre dizileri PRBS sinyallerinin her bir değişiminde yeni değerler almaktadır. PRBS sinyalleri ile belli çalışma koşullarında yürütülen işlemlerde elde edilen parametreler, tüm çalışma koşullarında kullanılabilmektedir. Bu şekilde yapılmak istenen kontrol sistemine yönelik parametre tahmininde kapalı hatta sistemi tanımlayan transfer fonksiyonu için en uygun değerlerin seçimi önceden gerçekleştirilir (Uludemir 2006).

3.2.2 Bierman algoritması

Gerald J. Bierman (1976) tarafından, kesikli zaman prosesine yönelik bilgisayar kullanılarak parametre tahmin etmek için algoritma geliştirilmiştir. Bierman algoritması olarak adlandırılan bu algoritma, kontrol çalışmalarında kullanılacak modele yönelik parametrelerin hesaplanmasında kullanılır. Bierman algoritması doğrusal bir modelin katsayı matrisi olan P'nin $P = UDU^T$ şeklinde çarpanlarına ayrılması ile ele alınmaktadır. Burada belirtilen U "birim üst üçgen çarpanı" ve D ise "diagonal çarpanı" dır. Verimli ve karalı güncelleştirme işlemi U ve D için geliştirilmiştir. Söz konusu bu

algoritmanın hesaplama süresinin kısa olması, kararlı ve boyut esnekliğine sahip olması önemli fayda sağlamaktadır. Bu UDU^T veya ekonomik bilgisayar zamanlı parametre hesaplama algoritması olarak isimlendirilmiştir (Bierman 1976, Karagöz 1998).

Bierman algoritması uygulandığında, sistem açık hatta iken yani sistemde kontrol olmadığı zamanda sistemin ayarlanabilen ya da giriş değişkenine PRBS etki verilerek çıkış değişkenleri elde edilir.

Bierman algoritması ile parametre hesabında;

$$y\,(\,t\,)= x^T(t)\emptyset + e(t) \tag{3.11}$$

eşitliği kullanılır. Burada $\emptyset$, bilinmeyen parametreler vektörüdür.

$$\emptyset = \left[-a_1, \dots, -a_{n_a},\ b_o, \dots, b_{n_b}, d_o,\ c_1, \dots,\ c_{n_c}\right] \tag{3.12}$$

x^T, veri vektörü olup sistemin giriş-çıkış değişkenlerini ifade etmektedir.

$$x^T = [y(t-1), \dots, y(t-n_a), u(t-1), \dots, u(t-n_b-1), 1, e(t-1), \dots e(t-n_c)] \tag{3.13}$$

Eğer n_c=0 ise $c_1, c_2, c_3, \dots = 0$ olur, yani ölçülemeyen yük değişkenleri sıfır olur.

Bu denklemler çerçevesinde Bierman algoritmasının hesaplanmasında aşağıdaki adımlar izlenmektedir.

1.Adım:

f ve g vektörleri hesaplanır.

$$f = U^t(t-1)x(t) \tag{3.14}$$

$$g = D(t-1)f \tag{3.15}$$

$U(t)$ üst üçgen matris şeklindedir.

$$U(t) = \begin{bmatrix} 1 & u_{12}(t) & . & . & . & u_{1m}(t) \\ 0 & 1 & u_{23}(t) & . & . & u_{2m}(t) \\ . & 0 & . & . & . & . \\ . & . & . & . & . & . \\ . & . & . & . & . & u_{m-1,m}(t) \\ 0 & 0 & 0 & . & . & 1 \end{bmatrix} \quad (3.16)$$

$D(t)$, diagonal matris şeklindedir.

$$D(t) = \begin{bmatrix} d_1(t) & 0 & . & . & . & 0 \\ 0 & d_2(t) & . & . & . & . \\ . & . & . & . & . & . \\ . & . & . & . & . & . \\ . & . & . & . & . & . \\ 0 & 0 & 0 & . & 0 & d_m(t) \end{bmatrix} \quad (3.17)$$

P kat sayı matrisidir.

$$P(t) = U(t)\, D(t)\, U^t(t) \quad (3.18)$$

Prosesin başında $P(0)$, birim matrisi alınır ve α ile çarpılır.

$$P(t) = \alpha I \quad (3.19)$$

2.Adım:

$\delta(t)$ hesaplanır.

$$\delta(t) = y(t) - x^T(t)\theta(t-1) \tag{3.19}$$

3.Adım:

a) j=1,…,m için (a) ve (b) basamakları tekrarlanır.

$$\beta_J = \beta_{j-1} + f_i g_i \tag{3.20}$$

$$d_j(\text{t}) = \beta_{j-1}\, d_j(t-1)/\beta_j\, \lambda \tag{3.21}$$

$$v_j(t) = g_j \tag{3.22}$$

b) i=1,.., j-1 (j>1)

$$u_{ij}(t) = u_{ij}(t-1) - v_i f_i/\beta_{j-1} \tag{3.23}$$

$$v_i = v_i + u_{ij}(\text{t-1})v_j \tag{3.24}$$

4.Adım:

$$L^T(t) = [v_1, \dots v_m] \tag{3.25}$$

5.Adım:

Hesaplanan parametreler güncelleştirilir.

$$\theta(t) = \theta(t-1) + L(t)\delta(t)/\beta_m \tag{3.26}$$

6.Adım:

$t = t + 1$ yazılır ve 1.adıma dönülür (Bierman 1976).

3.3 Ayrık Zaman Kontrolörleri

Endüstriyel süreçlere uygulanan modelleme yaklaşımı, işlem aralığını tanımlamak için diferansiyel ve cebirsel denklemlerin kullanımından veriye dayalı transfer fonksiyonlarına geçmiştir. Polistiren polimerizasyon kesikli reaktörünün ayrık zamanlı transfer fonksiyonu, sıfır dereceli tutma elemanı ve 1s örnekleme süresi (ts) kullanılarak elde edilmiştir. Proses transfer fonksiyonu parametreleri, sistemin ölçülen özelliklerine göre yerleştirildi. Burada tasarlanan kontrolörler ayrık zamanda uygun olarak belirlenen zaman adımını kullanan kontrolörlerdir.

3.3.1 Genel PID hız formu bilgisi ve altı parametreli PID algoritması

Tez çalışmasının bu bölümünde altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ile kesikli polimerizasyon kontrolünün sağlanması üzerine inceleme yapılmıştır. Bloğu MATLAB simulink kütüphanesinde mevcut olan altı parametreli ayrık zamanlı PID kontrolör (2DOF) uygulamaları kullanılmıştır. Denklem 3.27'de belirtilen ayrık zamanlı PID kontrolör formülünde yer alan altı parametre için MATLAB Simulink kontrol tasarımı kullanılarak en uygun değerler ayarlanmıştır.

Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ayar parametreleri P, I, D, N, b, ve c olarak gösterildi.

Altı Parametreli PID(2DOF) Kontrolör;

$$m_c{}' = P(br - y) + IT_s\left(\frac{1}{z-1}\right)(r - y) + D\left(\frac{N}{1+NTs\left(\frac{1}{z-1}\right)}\right)(cr - y) \qquad (3.27)$$

3.3.2 Kendinden ayarlamalı PID kontrol

STPID kontrol için model parametreleri belirlenirken önce sistem girdisine PRBS sinyalleri verilip çıkış değişkenleri ölçülmüştür. Bierman algoritması ile eşitlik 2.41' deki model parametreleri a_1, a_2 ve b_o hesaplanmıştır. STPID algoritması MATLAB programlama dilinde yazılıp ve proses modeline uygulanmıştır.

Eşitlik 2.36 ve 2.38 deki $t_2$ve t_3 ayar parametreleri, minimum değerleri olan sıfırda tutulmuştur. Eşitlik 2.34' teki t_1 ayar parametresini değiştirerek çıkış değişkeni set noktasıyla karşılaştırılmış ve yeni hata değerleri hesaplanmıştır.

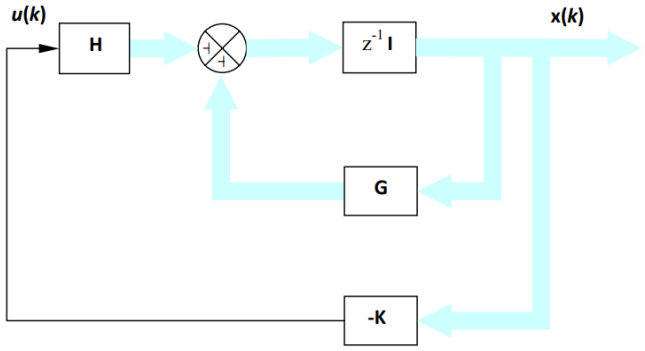
Çalışmanın bu kısmında t_1 ayar parametresini değiştirerek STPID kontrolörünün ayar değişkeni olan soğutucu akış hızının etkisi incelenmiştir.

3.3.3 Kapalı hat kutup yerleştirmeye dayalı tasarlanan kontrolörler

Kutup yerleştirme yöntemi, bir denetleyici kazancı ayarlayarak karmaşık düzlemde kapalı döngü sistem kutuplarının yerlerinin belirlendiği bir denetleyici tasarım yöntemidir. Kutup yerleştirme tasarım yönteminde tüm durum değişkenlerinin ölçülebilir ve geri beslemeli sistem için uygun olduğu varsayımı yapılmaktadır. Kutuplar, doğrusal dinamik sistemlerin davranışını tanımlar. Geri bildirim kullanılarak, bu davranışın daha uygun bir şekilde değiştirilir. Böylece kapalı çevrim kutuplarının nerede olması gerektiğine karar verilebilir, ardından kutupları istenen konumlara yerleştiren bir kontrolör kazancı seçilen kutup yerleştirme yöntemi ile bir geri besleme kontrol sistemi tasarlanır. Kutup yerleştirme (pole placement) yönteminde direkt olarak kök yer eğrisi analizleri baz alınmaktadır. Kök yer eğrileri kararlı ve geçici durum cevaplarının analizinde kullanılmaktadır. Söz konusu bu grafiksel yöntem, denetleyici sisteminin performans niteliklerinin tanımlanmasında kullanılır. İkinci dereceden daha yüksek dereceli sistemlerde çoğunlukla kök yer eğrilerinden faydalanılır. Kök yer eğrisi analizlerinde, kapalı çevrim kontrol sistemlerinin transfer fonksiyonları ve bunlara ait pay ve paydaların kökleri olan sıfırlar ve kutuplar bulunur. Bulunan bu kutup değerleri kontrol sisteminin kararlılığının analiz edilmesinde kullanılır ve bu şekilde parametrelerin sınır değerleri bulunur.

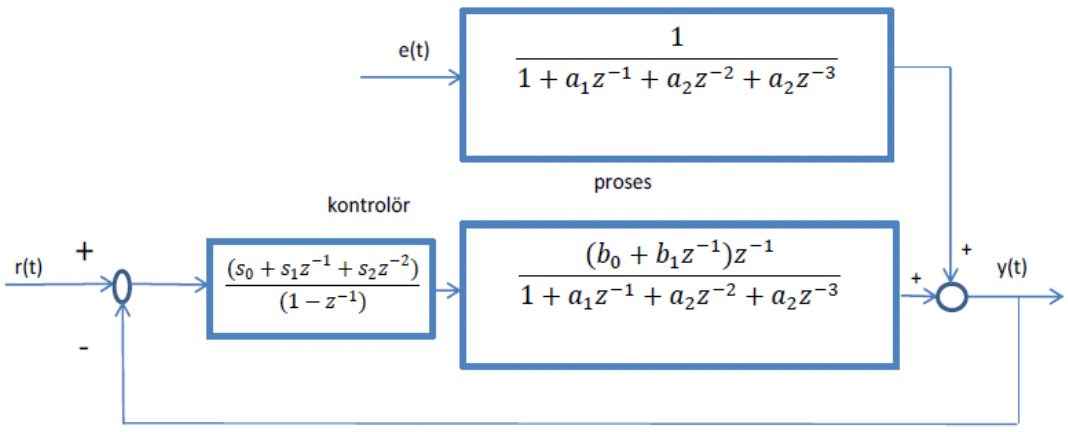
Kutup yerleştirme yönteminde, bir kontrol sistemin kararlılığını sağlayacak olan kutup değerleri bulunur ve takiben kontrol sisteminin tasarımı belirlenen bu değerler baz alınarak gerçekleştirilir. Sistemin tasarımı, hız, sönüm oranı veya bant genişliği gibi frekans tanım bölgesi kriterlerine dayalı olan arzu edilen kapalı çevrim kutuplarının belirlenmesiyle başlar (Şekil 3.3). Daha sonra, orijinal sistemin tam durum kontrol edilebilir olması koşuluyla, durum geri beslemesi için uygun bir kazanç matrisi

seçilerek sistemi arzu edilen yerlerde kapalı çevrim kutuplarına sahip olmaya zorlamak mümkün olacaktır. İleride, kontrol sinyalinin skaler olduğu düşünülüp kapalı çevrim kutuplarının z-düzleminde arzu edilen yerlere yerleştirilebilmesinin gerek ve yeter şartın sistemin tam durum kontrol edilebilir olması olduğu kanıtlanacaktır. Kutup yerleştirmeye dayalı kontrol çalışmalarından kutupların yerleşimi etkinlik üzerinde önemli rol alır. Maliyet fonksiyonu minimize etmeye dayalı kontrol çalışmalarında yine dolaylı yoldan kapalı hat sistem kutupları uygun yerleşim sağlamak zorundadır. (Aström ve Hägglund 2006)



Şekil 3.3 Kapalı çevrim kontrol sistemi (Duzelbayev 2009).

Kutup yerleştirmeye dayalı kendinden ayarlamalı oransal integral türevsel kontrolör için ayar parametrelerinin belirlenmesini bir örnek üzerinde göstermek gerekirse:



Şekil 3.4 Kutup yerleştirmeye dayalı kendinden ayarlamalı PID kontrolör için geri beslemeli kontrol blok diyagramı örneği.

Şekil 3.4'de Kutup yerleştirmeye dayalı kendinden ayarlamalı PID kontrolör için geri beslemeli kontrol blok diyagramı örneği belirtilmektedir. Burada A polinomu derecesi $n_a = 3$, B polinomunun derecesi $n_b = 1$ olarak görülmektedir. Bir örnek alma zaman adımı kadar bir sistem gecikmesi sıfırıncı derece tutucu elementi kullanımından dolayı bulunmaktadır. Gerçek sistem zaman gecikmesi bir örnek alma zaman adımı içinde kalmaktadır.

Burada A polinomu katsayıları a_1=0.512; a_2=0.318; a_3=0.083 olarak veriliyor.

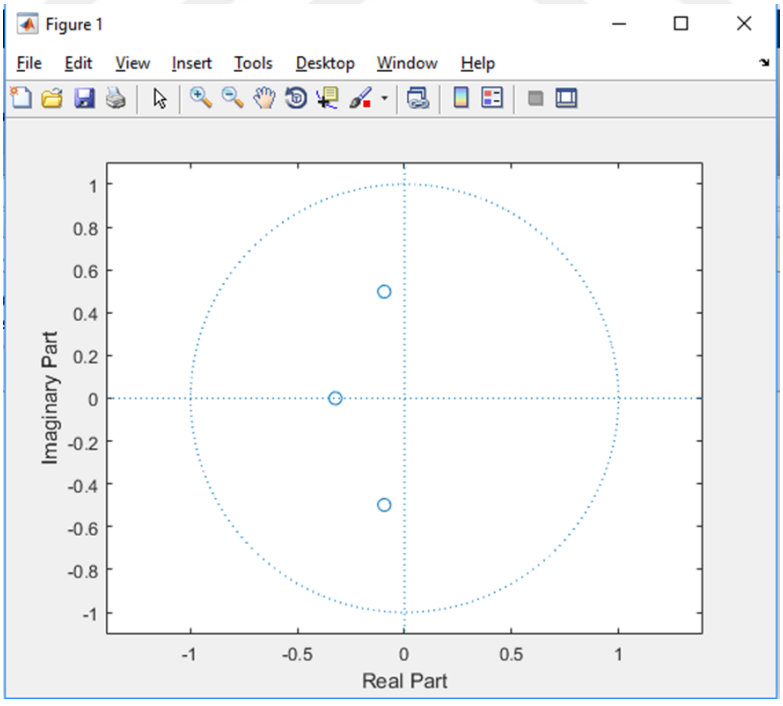
$A = 1 + 0.512z^{-1} + 0.318z^{-2} + 0.083z^{-3}$

B polinomu katsayıları b_0=1.13; b_1=0.67 olarak veriliyor.

$B = 1.13 + 0.67z^{-1}$

Tutucudan kaynaklı bir örnek alma zaman adımı gecikme: z^{-1}

Kökleri z-düzlemi birim dairesinde olan -0.0945 + 0.4980i, -0.0945 - 0.4980i, -0.3230 +0.000i sistem kutuplarını içeren birim çember Şekil 3.5'te görülmektedir.



Şekil 3.5 Sistem kutuplarını içeren birim çember.

Tüm sistem kutupları birim çember içinde olan sistem kararlıdır denilir.

Ayrık Zaman Sistem Transfer Fonksiyonu e(t)=0 için:

$$y(t) = \frac{(b_0+b_1z^{-1})z^{-1}}{1+a_1z^{-1}+a_2z^{-2}+a_3z^{-3}}u(t) \quad (3.28)$$

Negatif geri besleme ile kapalı hat kontrol edilen sistem transfer fonksiyonu:

$$y(t) = \frac{(b_0+b_1z^{-1})(s_0+s_1z^{-1}+s_2z^{-2})z^{-1}}{(1+z^{-1})(1+a_1z^{-1}+a_2z^{-2}+a_3z^{-3})+(b_0+b_1z^{-1})(s_0+s_1z^{-1}+s_2z^{-2})z^{-1}}\text{u(t)} \quad (3.29)$$

Burada T polinomu yani karakteristik payda kısmı yeniden düzenlenir:

$$T = (1+z^{-1})(1+a_1z^{-1}+a_2z^{-2}+a_3z^{-3}) + (b_0+b_1z^{-1})(s_0+s_1z^{-1}+s_2z^{-2})z^{-1} \quad (3.30)$$

T polinomunu genel yapısında parametreleri ile yazılırsa:

$$T = 1 + t_1z^{-1} + t_2z^{-2} + t_3z^{-3} + t_4z^{-4} \quad (3.31)$$

Her bir T polinomu parametresinin diğer parametrelere bağlı eşitliklerini bulmak üzere yeniden düzenleme yapılır.

$$T = 1 + z^{-1} + (a_1 - 1 + b_0s_0) + z^{-2}(a_2 - a_1 + b_0s_1 + b_1s_0) + z^{-3}(a_3 - a_2 + b_0s_2 + b_1s_1) + z^{-4}(-a_3 + b_1s_2) \quad (3.32)$$

Buradan kendinden ayarlamalı PID kontrolör S polinomu katsayılarını sistem model parametreleri (a_i ve b_i) ve kapalı hat karakteristik polinomu (T) parametreleri (t_i) cinsinden yazıldığında:

$$t_1 = a_1 - 1 + b_0s_0 \quad (3.32)$$

$$s_0 = \frac{t_1-a_1+1}{b_0} \quad (3.33)$$

$$t_2 = a_2 - a_1 + b_0 s_1 + b_1 s_0 \tag{3.34}$$

$$s_1 = \frac{t_2 - a_2 + a_1 - b_1 s_0}{b_0} \tag{3.35}$$

$$t_3 = a_3 - a_2 + b_0 s_2 + b_1 s_1 \tag{3.36}$$

$$s_2 = \frac{t_3 - a_3 + a_2 - b_1 s_1}{b_0} \tag{3.37}$$

$$t_4 = -a_3 + b_1 s_2 \tag{3.38}$$

$$s_2 = \frac{t_4 + a_3}{b_0} \tag{3.39}$$

Burada t_3 ve t_4 için yazılacak eşitliklerden sadece s_2 parametresi hesaplanabilir. Bu durum t_3 ile $t_4$arasında bir bağıntı olduğunu göstermektedir.

Her iki eşitlikle bulunan s_2 değerleri aynı olmak zorunda olduğundan t_3 ile $t_4$arasındaki bağıntı s_2 değerlerini eşitleyerek elde edilir:

$$\frac{t_3 - a_3 + a_2 - b_1 s_1}{b_0} = \frac{t_4 + a_3}{b_0} \tag{3.40}$$

Burada t_1, t_2 ve t_3 değerleri kontrol ayar parametreleri olarak verildiğinde t_4 kendiliğinden bir değer almaktadır. Formül olarak yazıldığında;

$$t_4 = \frac{(-a_3 {b_0}^3 + b_1 t_3 {b_0}^2 - b_1 a_3 {b_0}^2 - b_1 a_2 {b_0}^2 - {b_1}^2 b_0 t_2 + a_2 b_0 {b_1}^2 + a_1 {b_1}^2 b_0 + t_1 {b_1}^3 - {b_1}^3 a_1 + {b_1}^3}{{b_0}^3} \tag{3.41}$$

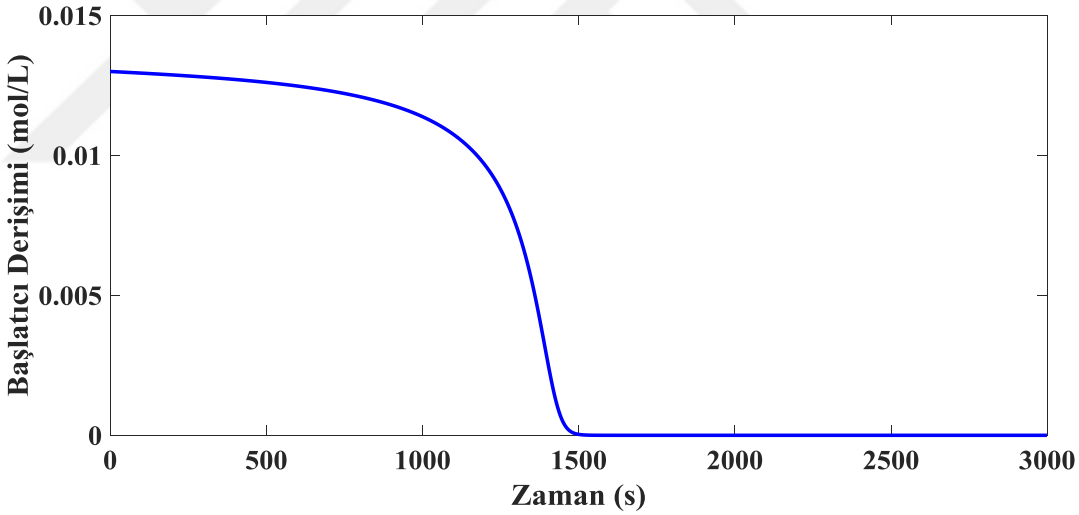
Kontrol ayar parametresi olarak sadece t_1, t_2 ve t_3 değerlerini seçilirse t_4 değeri kendiliğinden oluşmaktadır. Buda geri beslemeli kontrol sisteminde bir kutup değerinin kendiliğinden yerleşmesini sağlamaktadır (Hapoğlu 1993).

4. ARAŞTIRMA BULGULARI

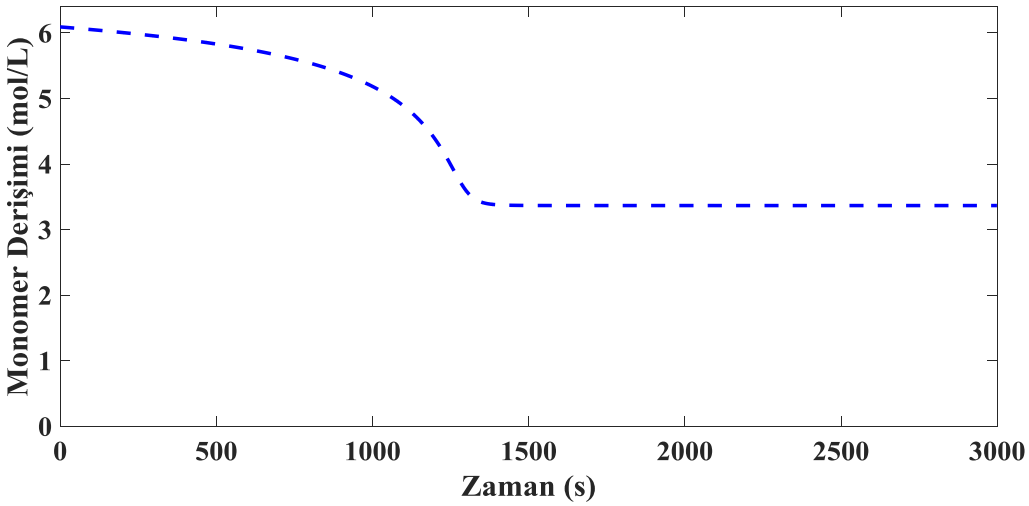
4.1 Kesikli Polimerizasyon Dinamiği

Bu çalışmada, ilk olarak soğutma ceketli bir reaktörde çözücü olarak toluen ve başlatıcı olarak benzoil peroksit kullanılan bir polistiren polimerizasyon süreci için kontrolör bağlantısız proses çalışmaları yapılmıştır. Reaktör ceketi soğutucu akış hızı (m_c) ayarlanabilen değişken olarak seçilmiştir. Proses açık hatta iken başlangıç koşullarında monomer (stiren) derişimi, başlatıcı (benzoil peroksit) derişimi, reaktör sıcaklığı ve ceket çıkış sıcaklığının zamanla değişimleri incelenmiştir. Kesikli polimerleşme reaktörünün eş ısıl şartlarda matematiksel modeli kütle ve enerji denklikleri oluşturulmuş olup; diferansiyel eşitlikler 2.1, 2.3, 2.5 ve 2.6 Matlab- Ode45 programında çözülmüş ve aşağıdaki grafikler elde edilmiştir.

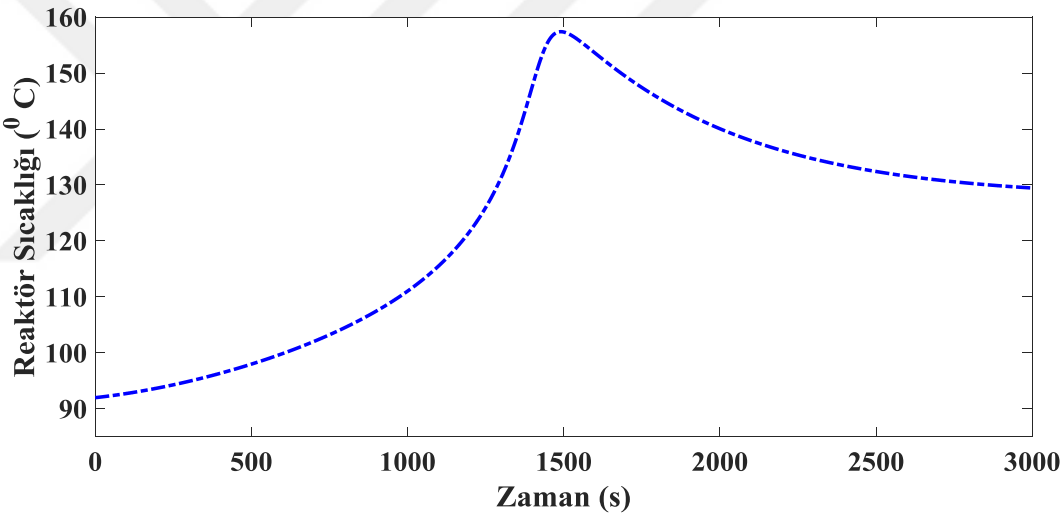
Soğutma suyu akış hızı $\boldsymbol{m_c}$**=0.5 g/s** *uygulandığında;*



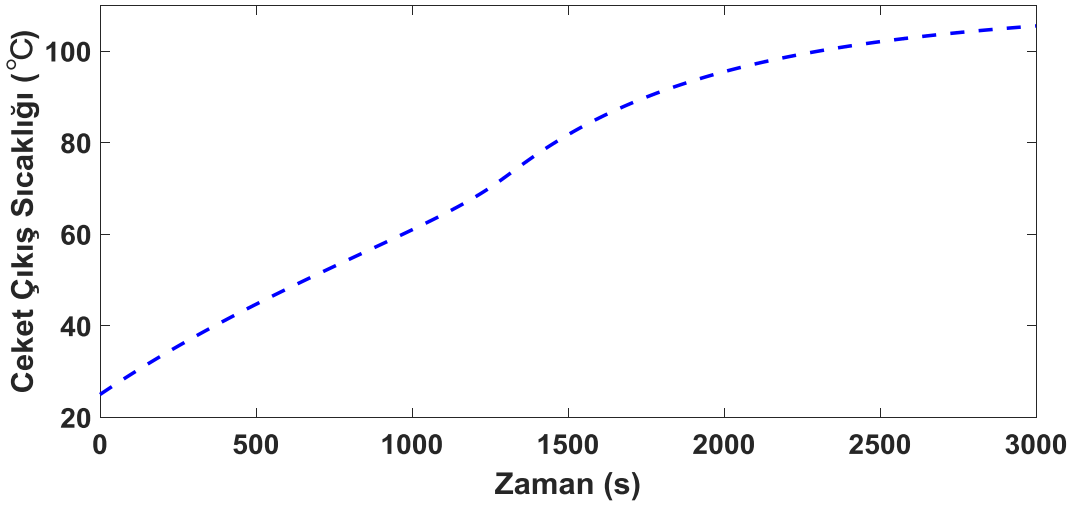
Şekil 4.1 Başlatıcı derişiminin zamana göre değişimi (m_c=0.5 g/s).



Şekil 4.2 Monomer derişiminin zamana göre değişimi (m_c=0.5 g/s).



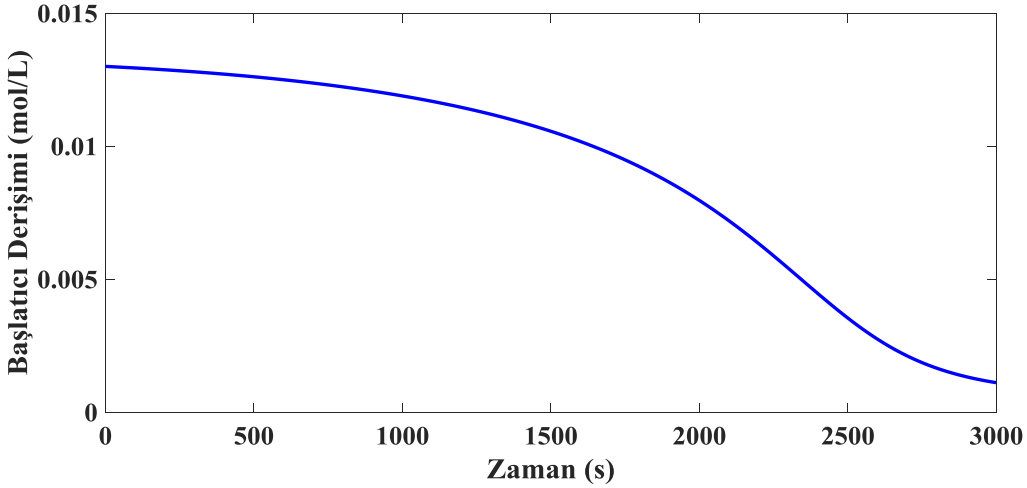
Şekil 4.3 Reaktör sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c=0.5 g/s).



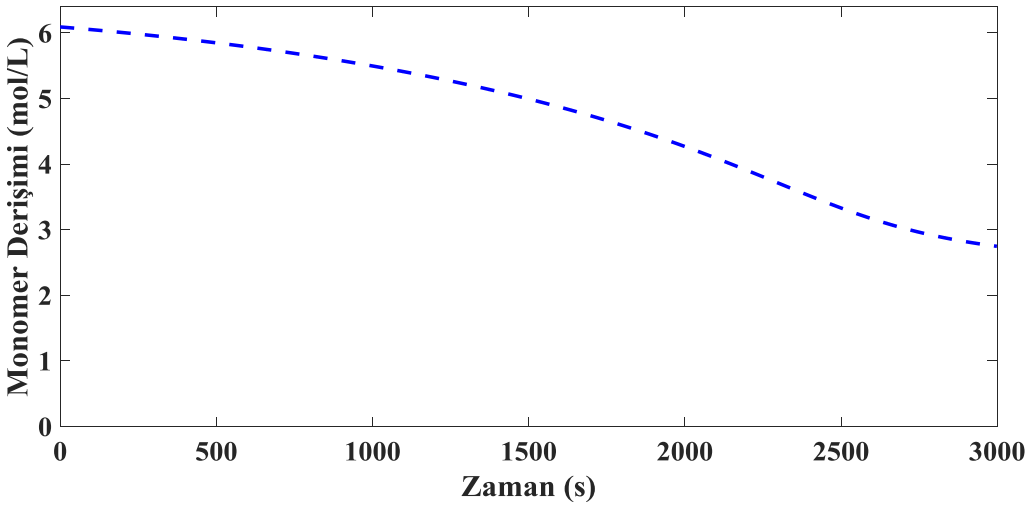
Şekil 4.4 Ceket çıkış sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c=0.5 g/s)

Dinamik çalışmalarda çizelge 3.1, 3.2 ve 3.3'verilen optimum çalışma koşullarında sistem yatışkın halde iken soğutma suyu akış hızı m_c=0.5 g/s olarak belirlendi ve sisteme uygulandığında şekil 4.1, 4.2, 4.3 ve 4.4'te görülen grafikler elde edilmiştir. Bu grafiklerde de görüldüğü gibi başlatıcı derişimi 0.013 mol/L'den başlayarak zamanla azalmakta ve sıfıra yaklaşmaktadır. Monomer derişimi ise 6.092 mol/L'den başlayıp, zamanla azalarak 1700. sn'de 3.36 mol/L'de sabitlenmiştir. Reaktör sıcaklığı 92 ^{0}C' den başlayarak zamanla artarak 1350. sn'de 158 ^{0}C'ye çıkmış ve sonra azalarak 131^{0}C'de sabitlenmiştir. Ceket çıkış sıcaklığında ise 25 ^{0}C'den başlayarak zamanla sürekli artış meydana gelmiştir.

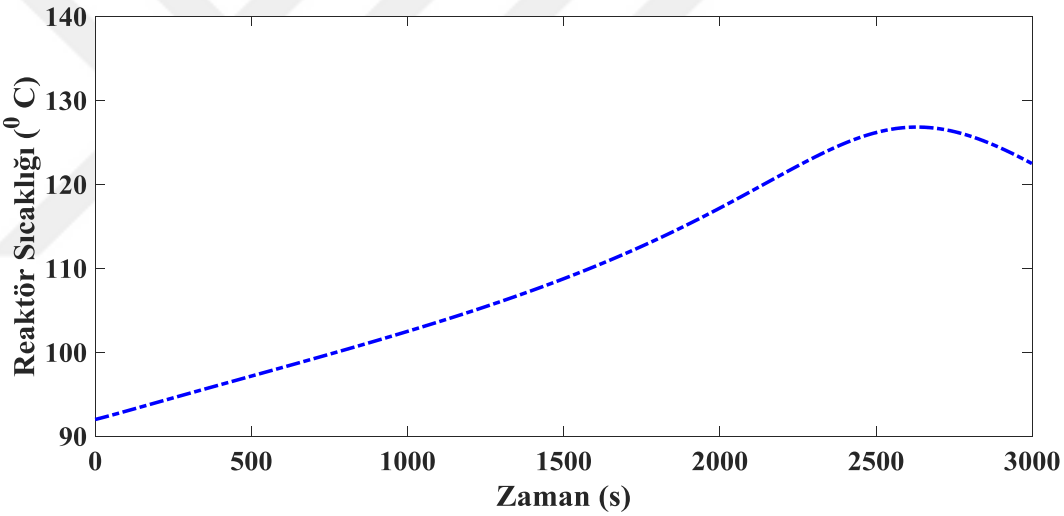
Soğutma suyu akış hızı $\boldsymbol{m_c}$**=16 g/s** *uygulandığında;*



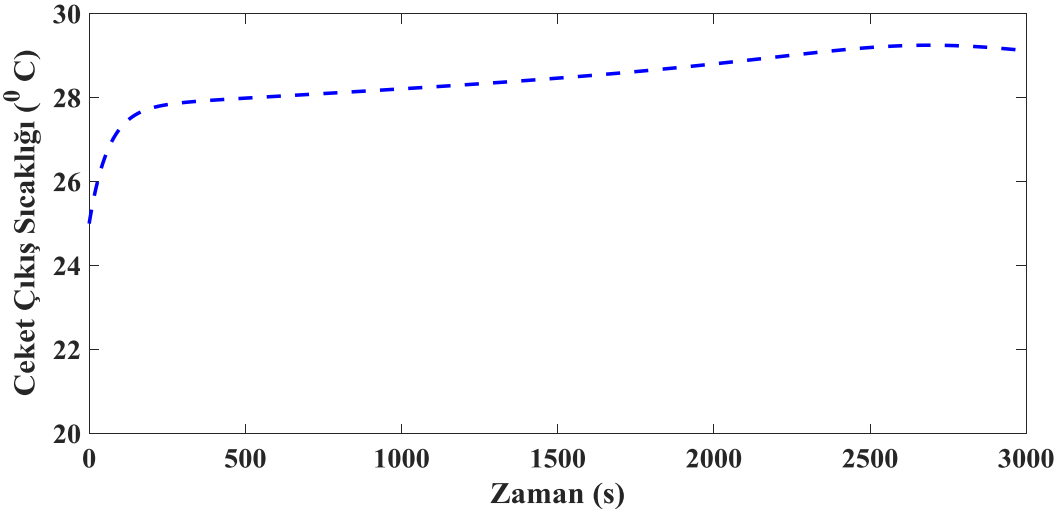
Şekil 4.5 Başlatıcı derişiminin zamana göre değişimi (m_c=16 g/s).



Şekil 4.6 Monomer derişiminin zamana göre değişimi (m_c=16 g/s).



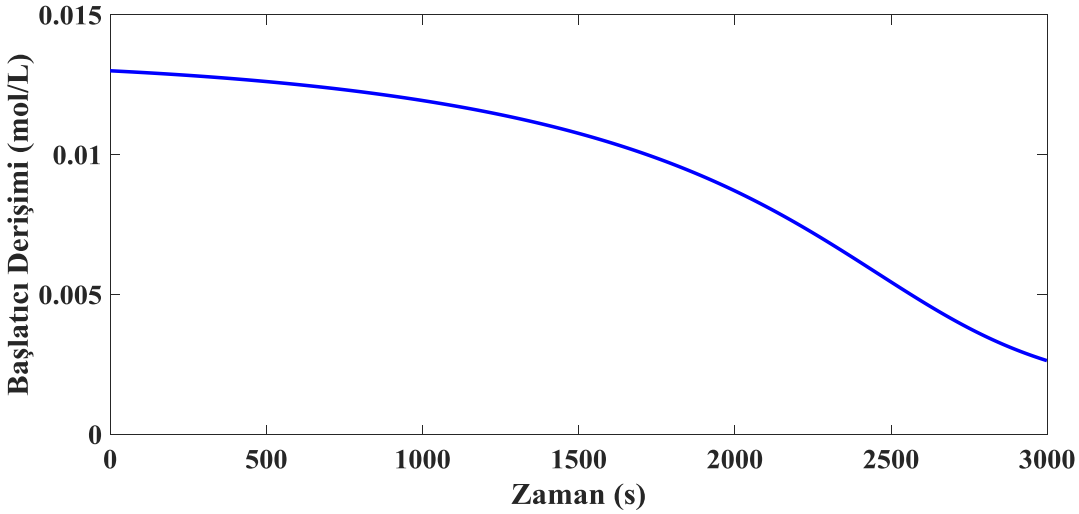
Şekil 4.7 Reaktör sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c=16 g/s).



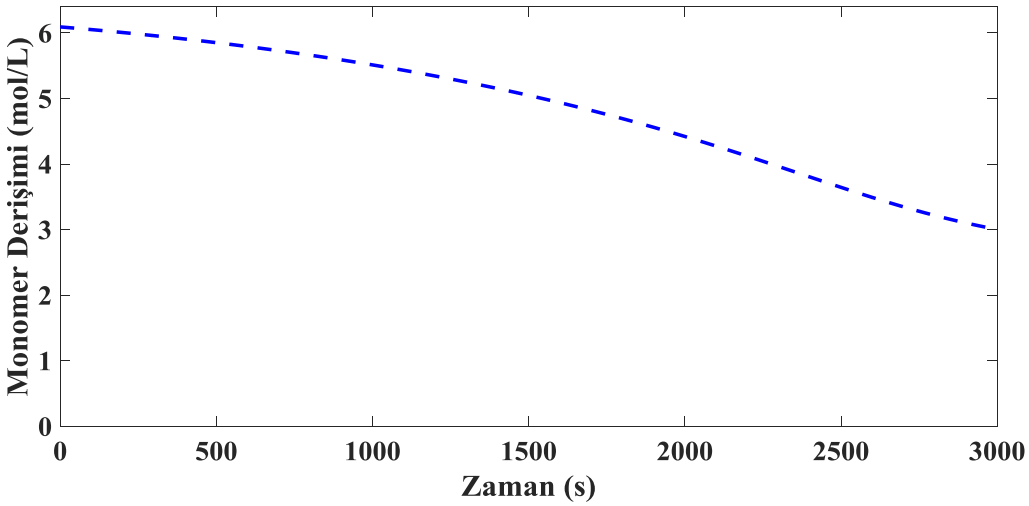
Şekil 4.8 Ceket çıkış sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c=16 g/s).

Soğutma suyu akış hızı m_c=16 g/s olarak değiştirildiğinde; başlatıcı derişimi şekil 4.5'de görüldüğü gibi 0.013 mol/L'den başlayarak zamanla azalmaktadır. Benzer olarak şekil 4.6'da belirtilen monomer derişimi de 6.092 mol/L'den başlayıp zamanla azalmıştır. Şekil 4.7'de belirtilen reaktör sıcaklığı 2800. sn'de 126^{0}C ye kadar artmakta ve sonra azalma eğilimi göstermektedir. Şekil 4.8'de belirtilen ceket çıkış sıcaklığı ise 2950. sn'ye kadar 25^{0}C' den 29^{0}C'ye artmakta ve sonrasında zamanla azalmaktadır.

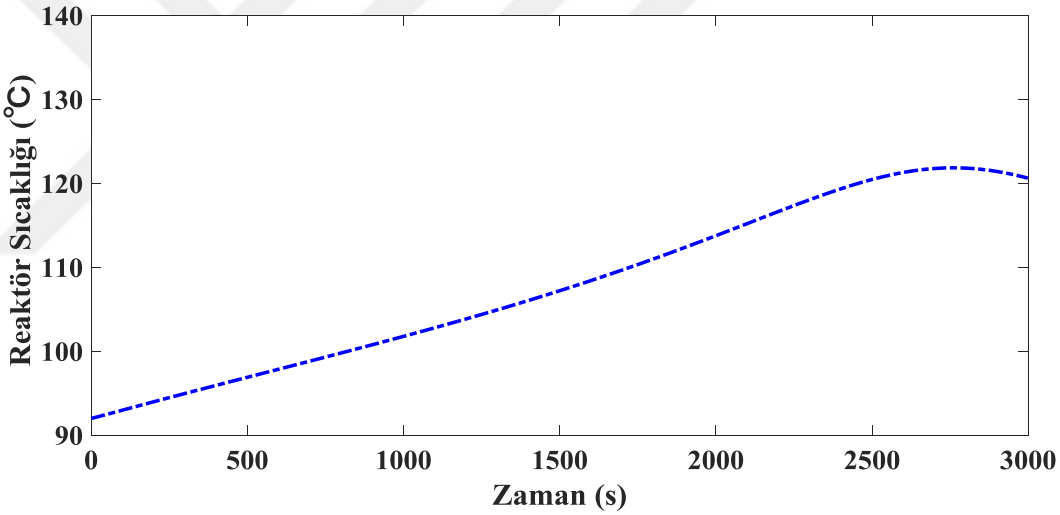
Soğutma suyu akış hızı **m_c=25 g/s** *uygulandığında;*



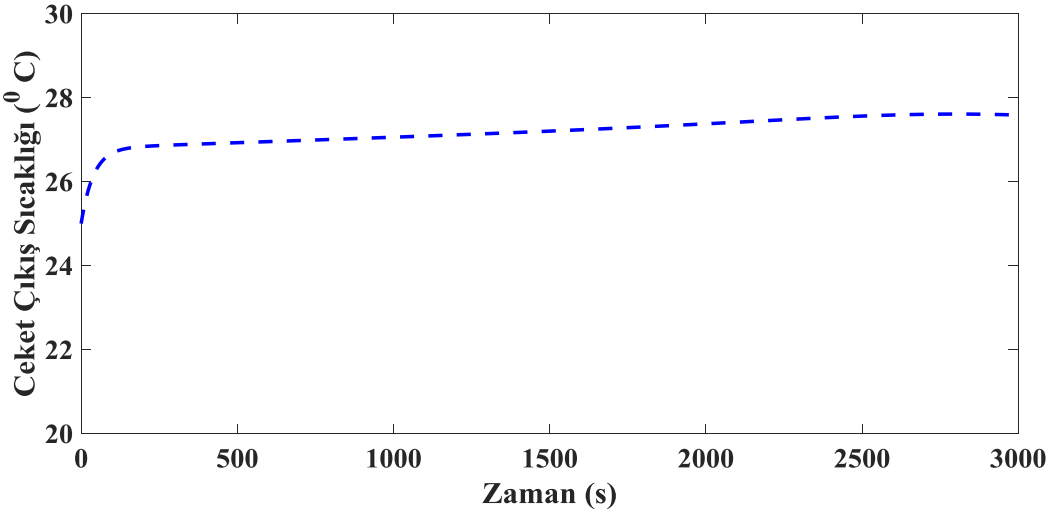
Şekil 4.9 Başlatıcı derişiminin zamana göre değişimi (m_c=25 g/s).



Şekil 4.10 Monomer derişiminin zamana göre değişimi (m_c=25 g/s).



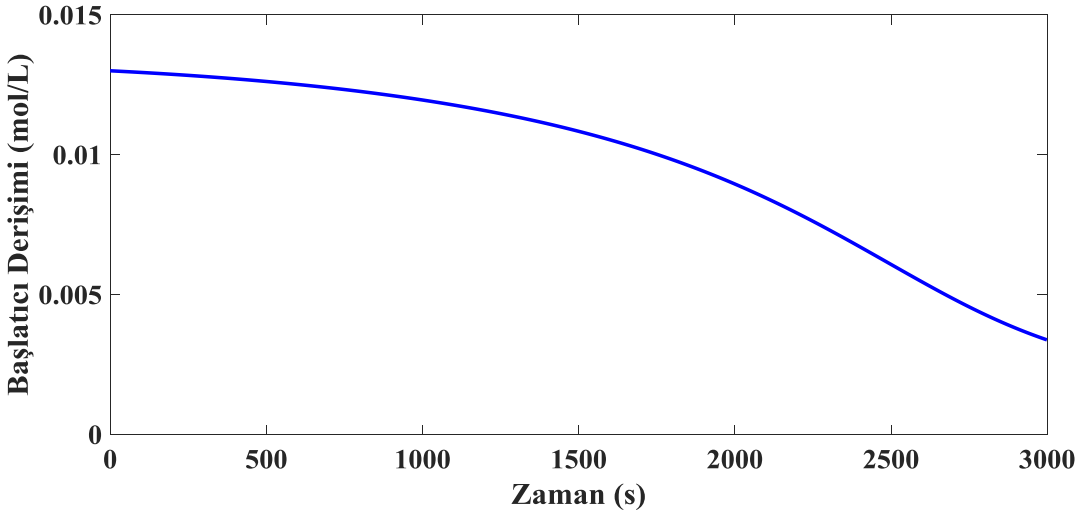
Şekil 4.11 Reaktör sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c=25 g/s).



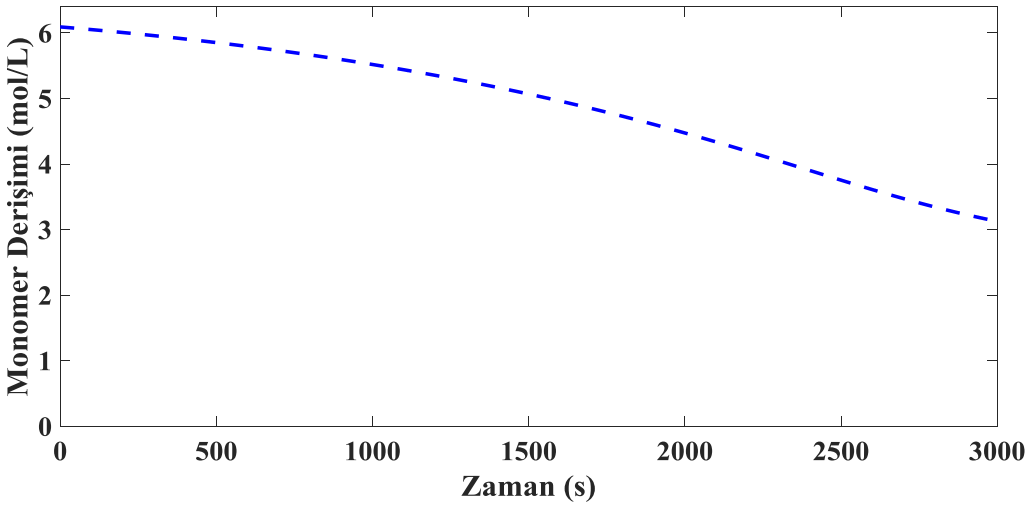
Şekil 4.12 Ceket çıkış sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c=25 g/s).

Soğutma suyu akış hızı m_c=25 g/s olarak değiştirildiğinde şekil 4.9'da görülen başlatıcı derişimi 0.013 mol/L'den başlayarak zamanla azalmaktadır. Şekil 4.10'da ki monomer derişimi de zamanla azalmaktadır. Reaktör sıcaklığı şekil 4.11'de görüldüğü gibi 92^0C'den başlayarak 2900. sn'de 121^0C'ye kadar artmakta ve sonra azalma eğilimi göstermektedir. Şekil 4.12'da ceket çıkış sıcaklığı 2800. sn'ye kadar 25^0C' den 27^0C'ye artmakta ve sonra zamanla azalmaktadır.

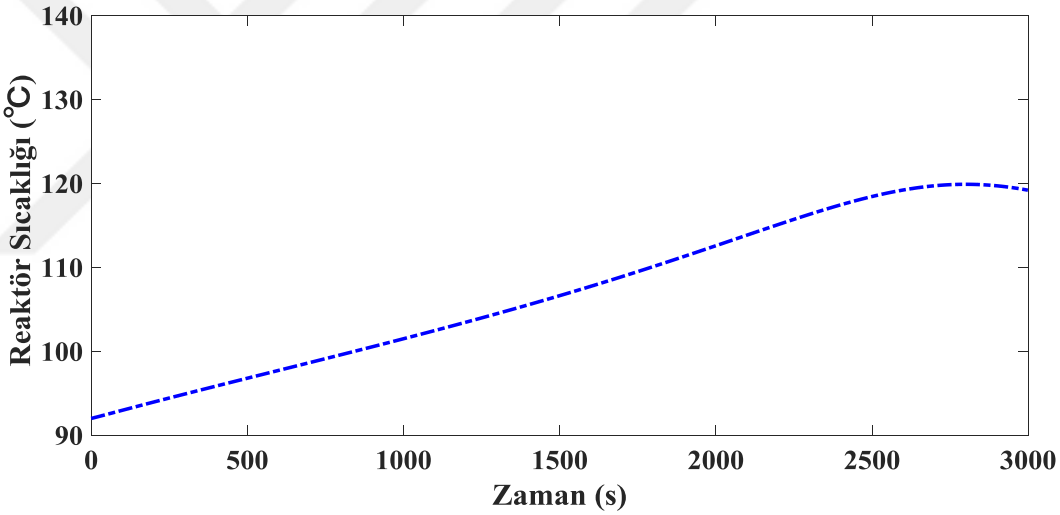
Soğutma suyu akış hızı **m_c=32 g/s** *uygulandığında;*



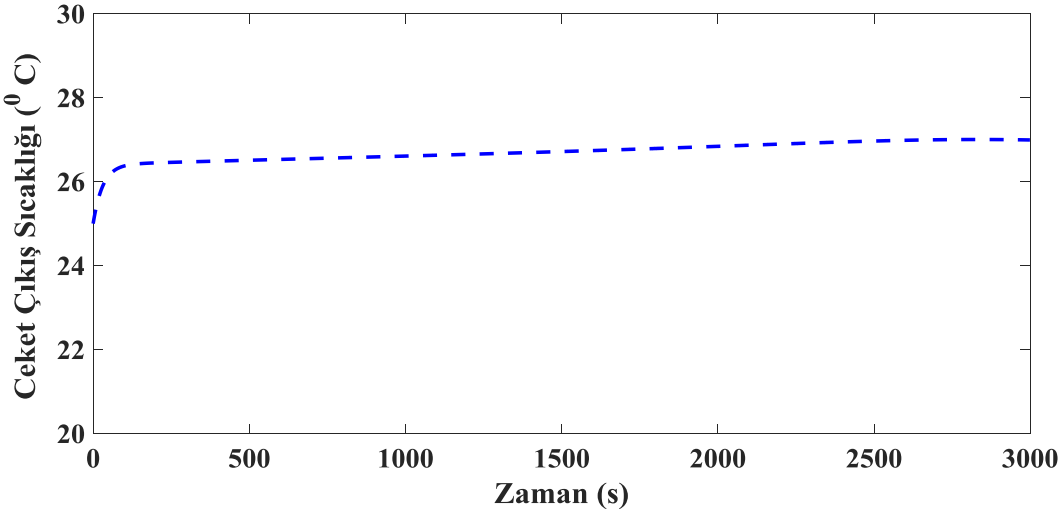
Şekil 4.13 Başlatıcı derişiminin zamana göre değişimi (m_c=32 g/s).



Şekil 4.14 Monomer derişiminin zamana göre değişimi (m_c=32 g/s).



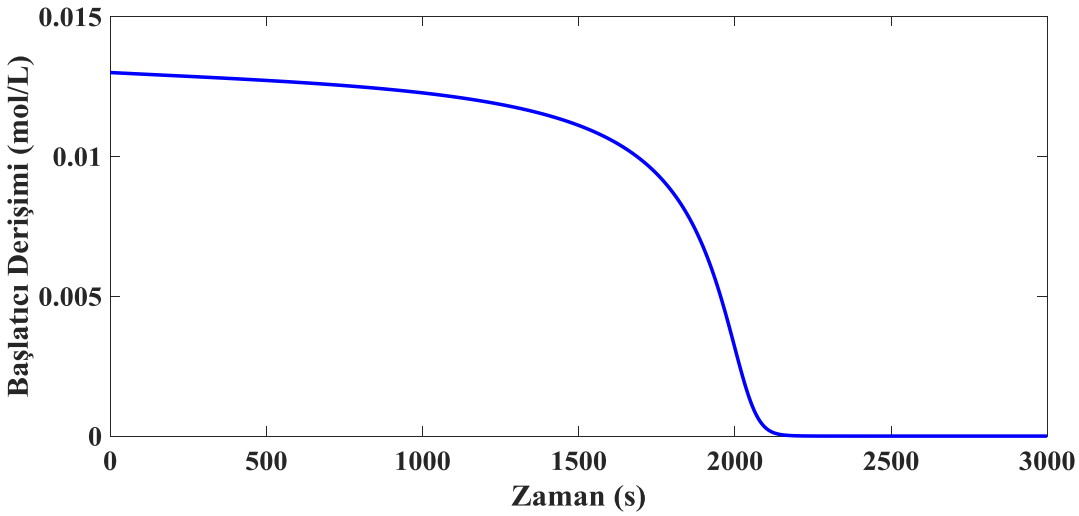
Şekil 4.15 Reaktör sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c=32 g/s).



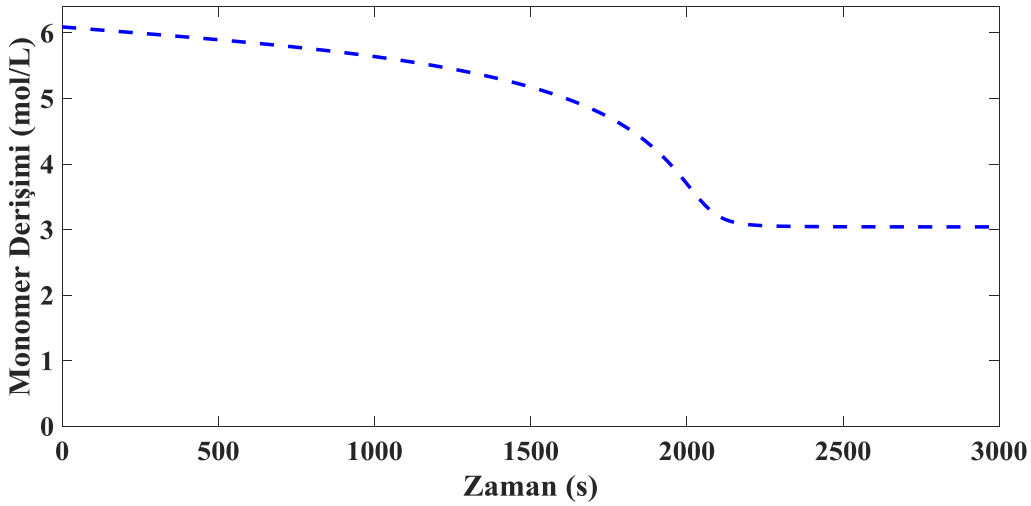
Şekil 4.16 Ceket çıkış sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c=32 g/s).

Soğutma suyu akış hızı m_c=32 g/s olarak değiştirildiğinde; başlatıcı derişimi 0.013 mol/L'den başlayarak zamanla azalmaktadır (şekil 4.13). Aynı şekilde monomer derişimi de zamanla azalmaktadır (şekil 4.14). Reaktör sıcaklığı 2810. sn'ye kadar 119^{0}C ye kadar artmakta ve sonra azalma eğilimi göstermektedir. Şekil 4.16'da ceket çıkış sıcaklığı 2930. sn'ye kadar 25^{0}C' den 27^{0}C'ye artmakta ve sonra azalmaktadır.

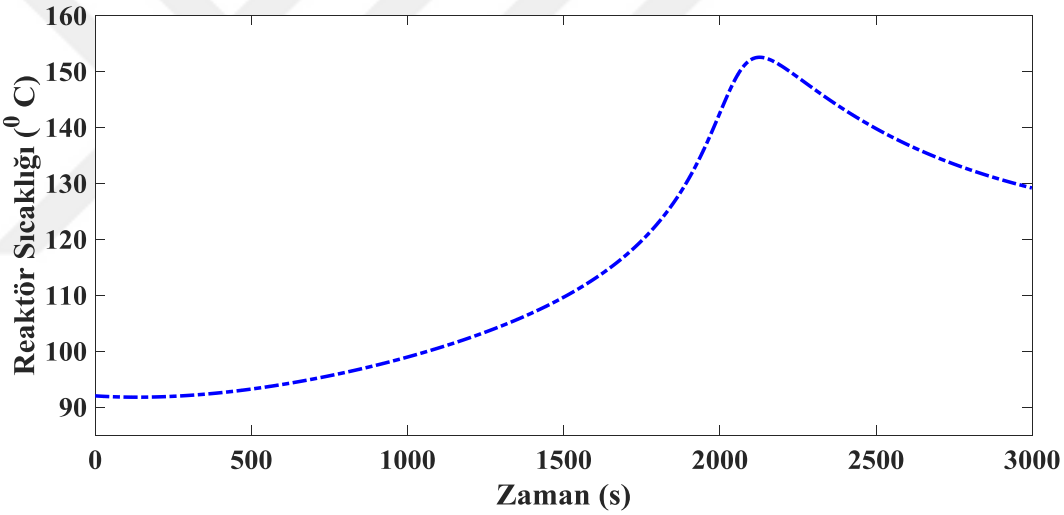
Soğutma suyu akış hızı $\boldsymbol{m_c}$**=0.5 g/s** ve reaktör ısıtıcı gücü $\boldsymbol{Q}$**=161 W** *uygulandığında;*



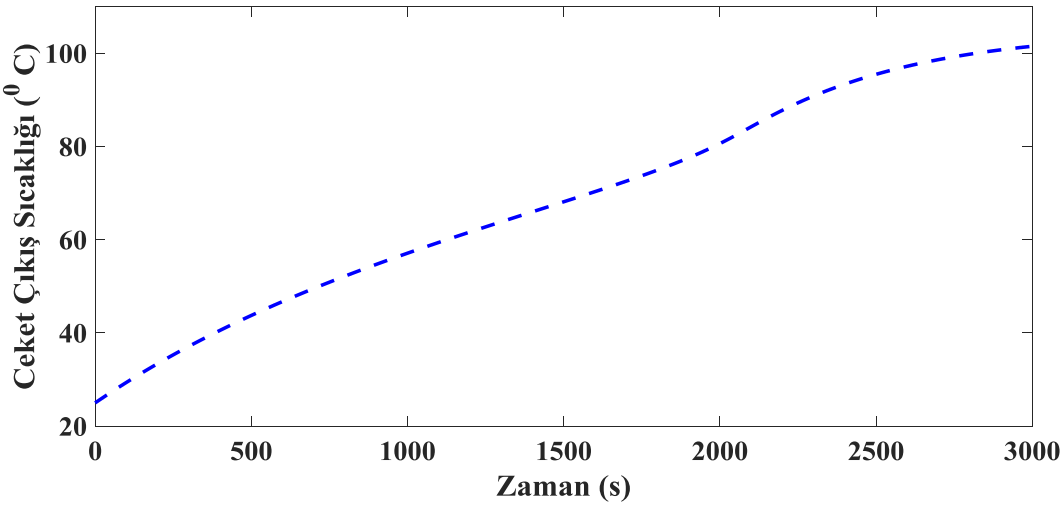
Şekil 4.17 Başlatıcı derişiminin zamana göre değişimi (m_c=0.5 g/s, Q=161 W).



Şekil 4.18 Monomer derişiminin zamana göre değişimi (m_c=0.5 g/s, Q=161 W).



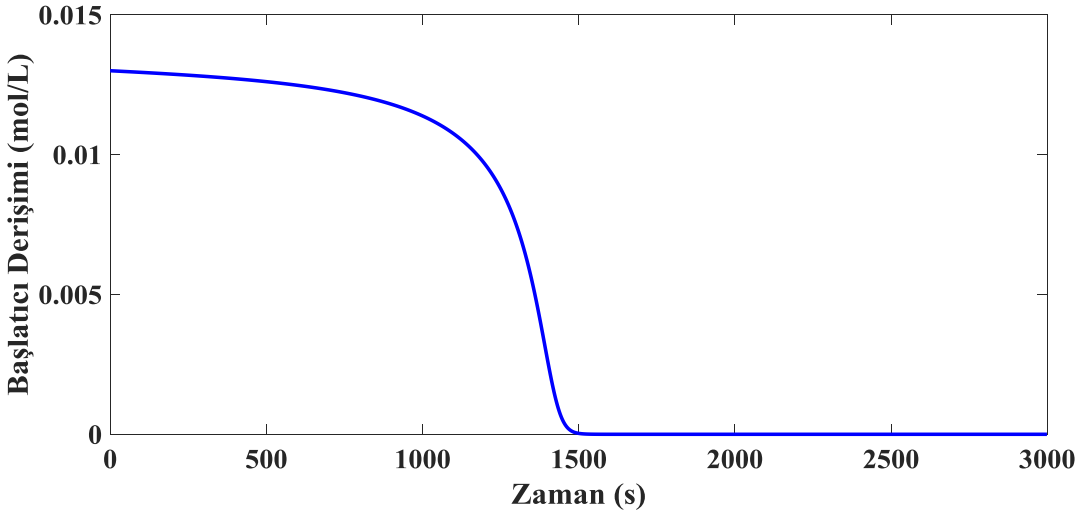
Şekil 4.19 Reaktör sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c=0.5 g/s, Q=161 W).



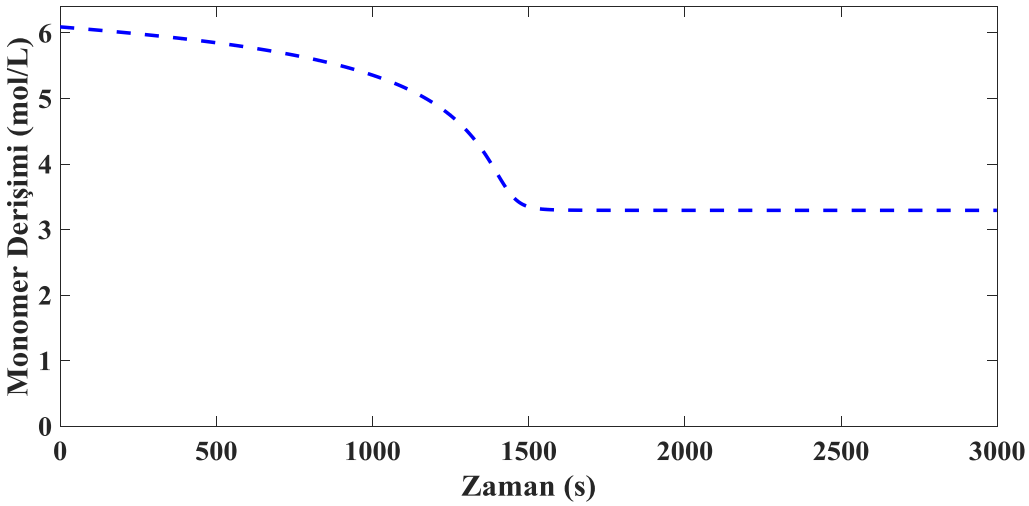
Şekil 4.20 Ceket çıkış sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c=0.5 g/s, Q=161 W).

Soğutma suyu akış hızı m_c=0.5 g/s ve reaktör ısıtıcı gücü Q=161 W olarak değiştirildiğinde; başlatıcı derişimi şekil 4.17.'de görüldüğü gibi 0.013 mol/L'den başlayıp zamanla azalarak sıfıra yaklaşmaktadır. Şekil 4.18'de belirtilen monomer derişimi ise 6.092 mol/L'den başlayıp zamanla azalarak 1700. sn'de 3.04 mol/L'de sabitlenmiştir. Reaktör sıcaklığı 92 ^{0}C' den zamanla artarak şekil 4.19'da görüldüğü gibi 2520. sn'de 139 ^{0}C ye çıkmış ve sonra zamanla azalmıştır. Şekil 4.20'de ceket çıkış sıcaklığında ise 25 ^{0}C'den başlayarak zamanla sürekli artış gözlemlenmektedir.

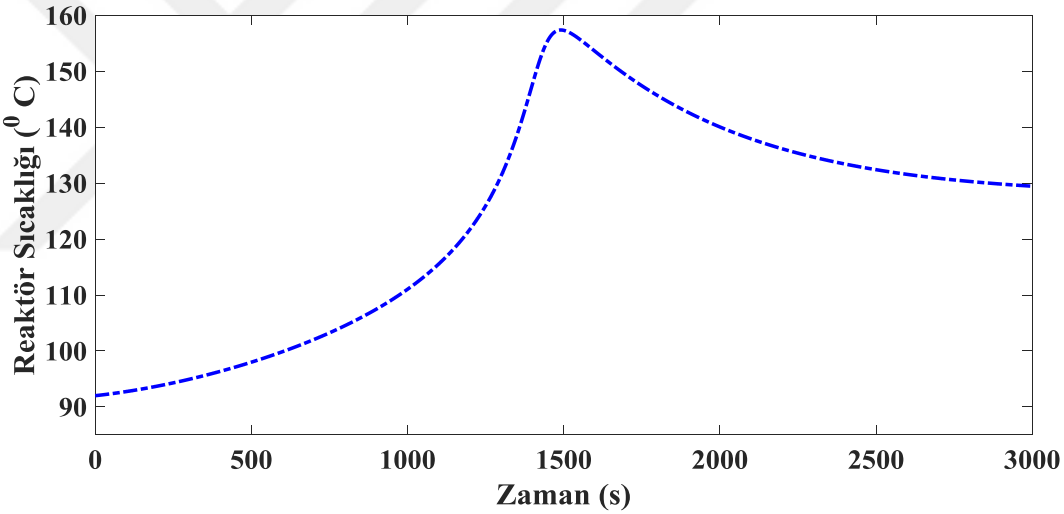
Soğutma suyu akış hızı $\boldsymbol{m_c}$**=0.5 g/s** ve ceket giriş sıcaklığı $\boldsymbol{T_{ji}}$**=20 ^{0}C** *uygulandığında;*



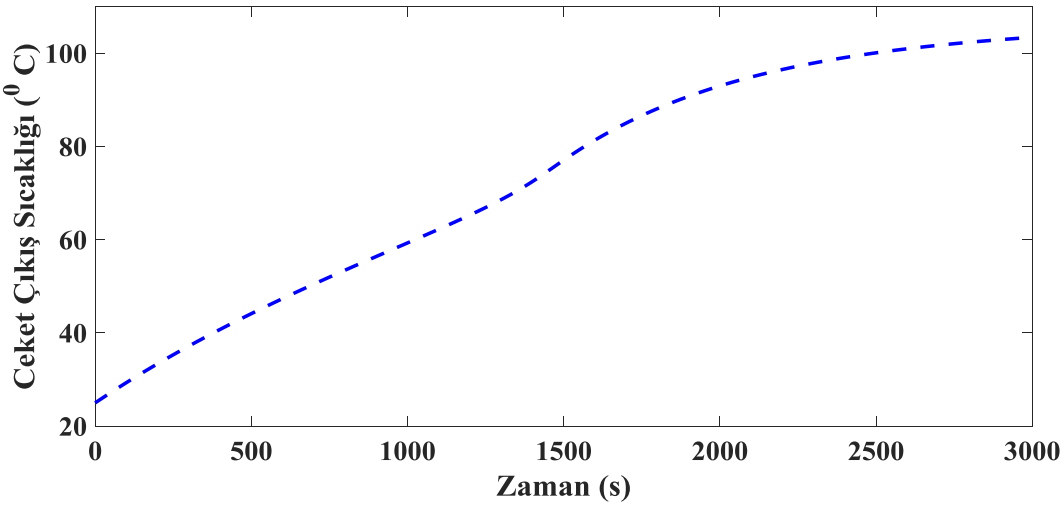
Şekil 4.21 Başlatıcı derişiminin zamana göre değişimi (m_c=0.5 g/s, T_{ji}=20 ^{0}C).



Şekil 4.22 Monomer derişiminin zamana göre değişimi (m_c=0.5 g/s, T_{ji}=20 ^{0}C).



Şekil 4.23 Reaktör sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c=0.5 g/s, T_{ji}=20 ^{0}C).



Şekil 4.24 Ceket çıkış sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c=0.5g/s, T_{ji}=20 ^{0}C).

Soğutma suyu akış hızı m_c=0.5 g/s ve ceket giriş sıcaklığı T_{ji}=20 ^{0}C olarak değiştirildiğinde ise; başlatıcı derişimi 0.013 mol/L'den zamanla azalarak sıfıra yaklaşmakta (şekil 4.21), monomer derişimi 6.092 mol/L'den zamanla azalarak 2058. sn'de 3.29 mol/L'de sabitlenmekte (şekil 4.22), reaktör sıcaklığı 92 ^{0}C' den zamanla artarak 1523. sn'de 156 ^{0}C ye kadar çıkmış sonra zamanla azalmakta (şekil 4.23) ve son olarak ceket çıkış sıcaklığında ise 25^{0}C'den başlayarak zamanla sürekli artış meydana geldiği gözlemlenmiştir (şekil 4.24).

4.2 Kontrol Amaçlı Sistem Tanımlama Çalışmaları

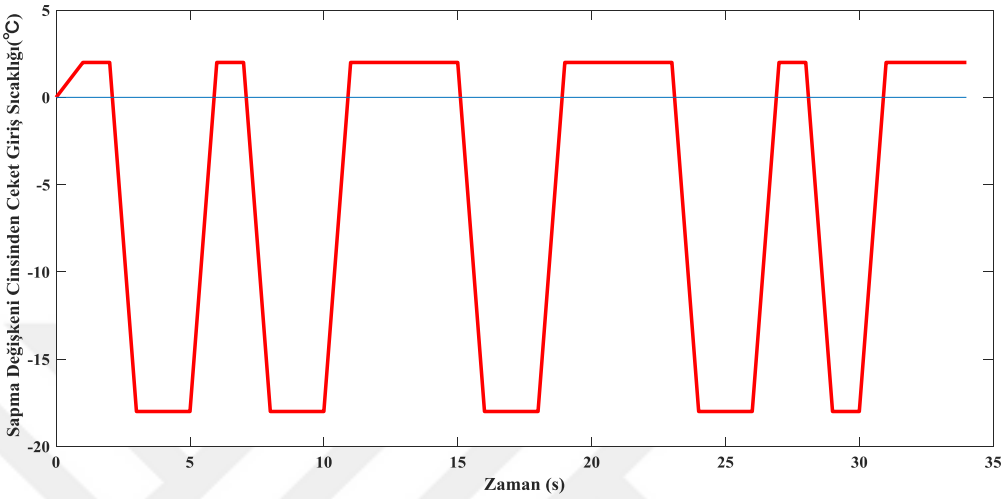
4.2.1 Sapma değişkeni cinsinden ceket giriş sıcaklığı-reaktör sıcaklığı ilişkisi

Şekil 4.25'de belirtilen Sapma değişkeni cinsinden ceket giriş sıcaklığı PRBS (Gelişigüzel ikili sinyal etkileri) sinyali verilerek değiştirildiğinde, çıkış değişkeni sapma cinsinden reaktör sıcaklığı Şekil 4.26'deki gibi Matlab ortamında yazılan programla bulunmuştur. Bu veriler Bierman algoritmasında kullanılarak parametreler elde edilmiştir ve eşitlik 4.2'de verilen T_{ji}'- T' ayrık zaman modeli oluşturulmuştur.

$$\frac{T'}{T_{ji}'} = \frac{b_0\, z^3}{z^4+a_1\, z^3+a_2\, z^2+a_3\, z+a_4} \tag{4.1}$$

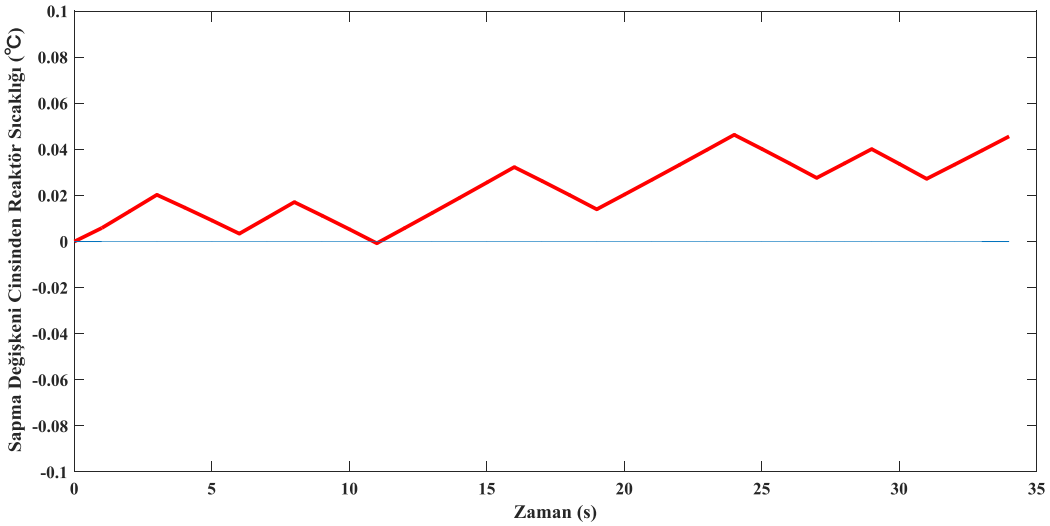
$$\frac{T'}{T_{ji}'} = \frac{0.000001932\, z^3+0.000000205\, z^2+0.000000255\, z-0.000000014}{z^4-0.5296\, z^3-0.1586\, z^2-0.1413\, z-0.1440} \tag{4.2}$$

Ayrık zaman transfer fonksiyonu kökleri z-düzlemi birim dairesinde olan 0.9860 + 0.0000i, -0.4813 + 0.0000i, 0.0125 +0.5597i, 0.0125 - 0.5507i olarak değerlendirilmiştir.



Şekil 4.25 Sapma değişkeni cinsinden ceket giriş sıcaklığının zamana göre değişimi.

Başlangıç değeri 25℃ olan ceket giriş sıcaklığına, PRBS sinyali 27 ^{0}C ile 7 ^{0}C arasında verildiğinde şekil 4.25 belirtilen sapma değişkeni cinsinden ceket giriş sıcaklığının zamana göre değişimi elde edilmektedir. Verilen PRBS sinyalinin etkisine reaktör sıcaklığının cevabı sapma değişkeni cinsinden reaktör sıcaklığının zamana göre değişimi ise şekil 4.26.'da görülmektedir. Ceket giriş sıcaklığına PRBS sinyali verildiğinde reaktör sıcaklığı set noktası olan 92℃ den 0.5℃ artmıştır.



Şekil 4.26 Sapma değişkeni cinsinden reaktör sıcaklığının zamana göre değişimi (T_{ji}- T).

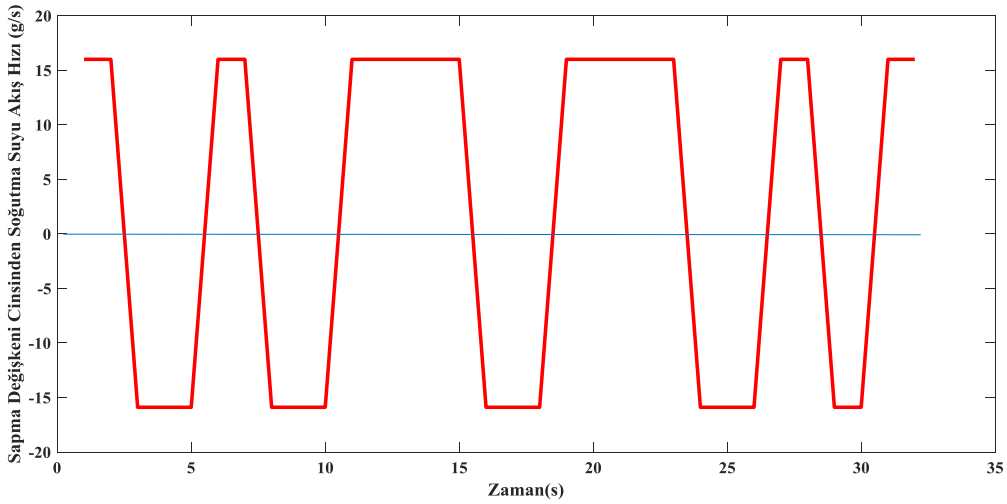
4.2.2 Sapma değişkeni cinsinden soğutma suyu akış hızı-reaktör sıcaklığı ilişkisi

Şekil 4.27'de belirtilen Sapma değişkeni cinsinden soğutma suyu akış hızına PRBS sinyali verilerek değiştirildiğinde, çıkış değişkeni sapma cinsinden reaktör sıcaklığı Şekil 4.28'deki gibi Matlab ortamında yazılan programla bulunmuştur. Bu veriler Bierman algoritmasında kullanılarak parametreler elde edilmiştir. Bu veriler kullanılarak eşitlik 4.4'te verilen m_c'- T' ayrık zaman modeli oluşturulmuştur.

$$\frac{T'}{m_c'} = \frac{b_0\, z^2}{z^4 + a_1\, z^3 + a_2\, z^2 + a_3\, z + a_4} \tag{4.3}$$

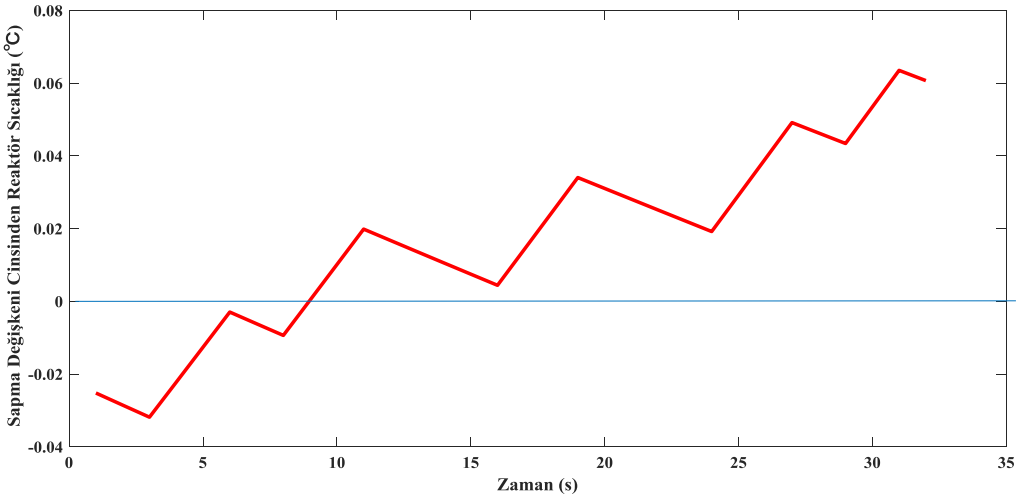
$$\frac{T'}{m_c'} = \frac{-2.1559e{-}04\;\; z^2}{z^4 - 0.5296\, z^3 - 0.1586 z^2 - 0.1413\, z - 0.1440} \tag{4.4}$$

Ayrık zaman transfer fonksiyonu kökleri z-düzlemi birim dairesinde olan 0.9860 + 0.0000i, -0.4813 + 0.0000i, 0.0125 +0.5597i, 0.0125 - 0.5507i olarak değerlendirilmiştir.



Şekil 4.27 Sapma değişkeni cinsinden soğutma suyu akış hızının zamana göre değişimi.

Başlangıç değeri 16 g/s olan soğutma suyu akış hızına 0.10 g/s ile -32 g/s arasında PRBS sinyali verildiğinde, sapma değişkeni cinsinden soğutma suyu akış hızının zamana göre değişimi şekil 4.27'de belirtilmektedir. Verilen PRBS sinyaline reaktör sıcaklığının cevabı olan sapma değişkeni cinsinden reaktör sıcaklığının zamana göre değişimi şekil 4.28'de görülmektedir. Soğutma suyu akış hızına PRBS sinyali verildiğinde reaktör sıcaklığı set noktası olan 92 ^{0}C den 0.7 ^{0}C artmıştır.



Şekil 4.28 Sapma değişkeni cinsinden reaktör sıcaklığının zamana göre değişimi (m_c- T).

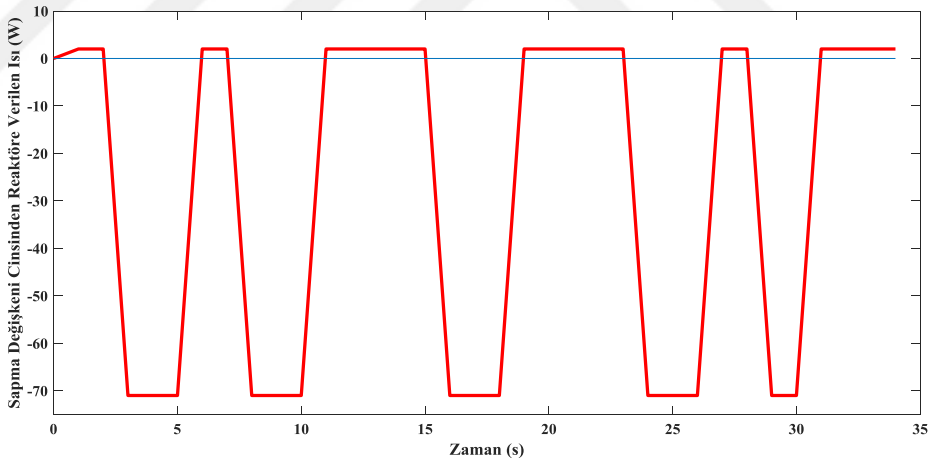
4.2.3 Sapma değişkeni cinsinden reaktöre verilen ısı-reaktör sıcaklığı ilişkisi

Şekil 4.29'de belirtilen sapma değişkeni cinsinden reaktör ısısına PRBS sinyali verilerek değiştirildiğinde, çıkış değişkeni sapma cinsinden reaktör sıcaklığı şekil 4.30'daki gibi Matlab ortamında yazılan programla bulunmuştur. Bu veriler Bierman algoritmasında kullanılarak parametreler elde edilmiştir. Eşitlik 4.6'da verilen Q'-T' ayrık zaman modeli oluşturulmuştur.

$$\frac{T'}{Q'} = \frac{b_0\, z^3}{z^4+a_1\, z^3+a_2\, z^2+a_3\, z+a_4} \tag{4.5}$$

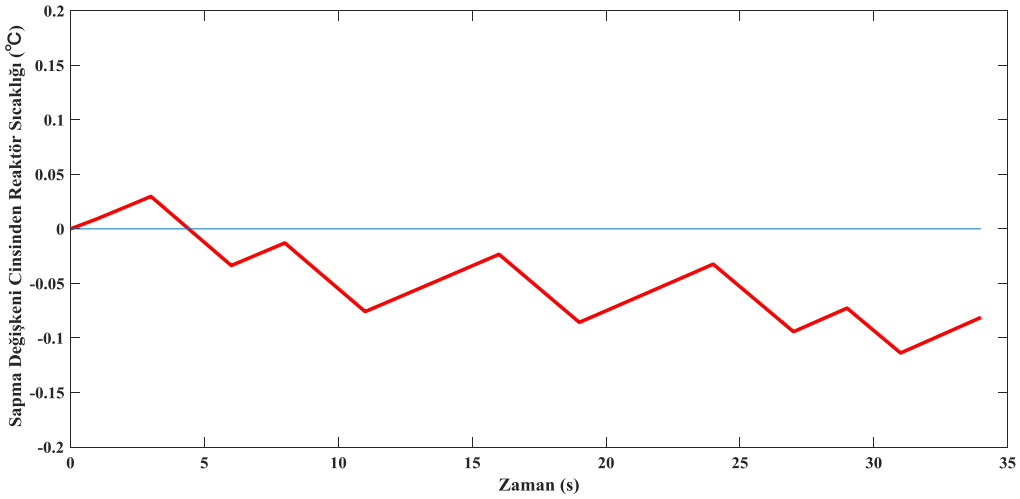
$$\frac{T'}{Q'} = \frac{0.0002111\, z^3-0.0000033\, z^2+0.0000469\, z+0.0000161}{z^4-0.5296\, z^3-0.1586 z^2-0.1413 z-0.1440} \tag{4.6}$$

Ayrık zaman transfer fonksiyonu kökleri z-düzlemi birim dairesinde olan 0.9860 + 0.0000i, -0.4813 + 0.0000i, 0.0125 +0.5597i, 0.0125 - 0.5507i olarak değerlendirilmiştir.



Şekil 4.29 Sapma değişkeni cinsinden reaktöre verilen ısının zamana göre değişimi.

Başlangıç değeri 191 W olan reaktör ısısına 193W ile 120W arasında PRBS sinyali verildiğinde şekil 4.29'de belirtilen sapma değişkeni cinsinden reaktöre verilen ısının zamana göre değişimi elde edilmektedir. PRBS sinyalinin etkisine reaktör sıcaklığının cevabı olan sapma değişkeni cinsinden reaktör sıcaklığının zamana göre değişimi şekil 4.30'da görülmektedir. Reaktör ısısına PRBS sinyali verilerek değiştirildiğinde reaktör sıcaklığı set noktası olan 92 ^{0}C den 1 ^{0}C azalmıştır.



Şekil 4.30 Sapma değişkeni cinsinden reaktör sıcaklığının zamana göre değişimi(Q-T).

4.3 Üç Parametreli Tasarlanan Kontrol ile Kesikli Polimerizasyon Kontrolü

Üç parametreli kontrolör ayar parametreleri $CB1$, $CA1$ ve $CA2$ olarak gösterildi. Bu parametreler kullanılarak kapalı sistem kutuplarına da bakılıp kutup yerleştirme ile parametrelerin kapalı hat sistemde IAE (Hata mutlak değeri integrali) ve ISE (Hata kareleri integrali) etkinlik değerleri bulundu. Aynı zamanda set profili ile kontrol edilen değişken sıcaklık grafikleri oluşturuldu ve görsel inceleme de yapıldı. Bu sırada ayar değişkeninin değişimleri de incelendi. Transfer fonksiyonu, denklemde hata ve soğutucu akış hızı arasında tanımlanmıştır.

Üç parametreli kontrolör ;

$$Gc = \frac{CB1z^2}{z^2+CA1z+CA2} \tag{4.7}$$

$$\frac{m'_c}{e} = \frac{CB1z^2}{z^2+CA1z+CA2} \tag{4.8}$$

$$e = T' - T'_R \tag{4.9}$$

Burada, CA1 ve CA2, z alanındaki monik polinomun katsayılarıdır. CB1, z etki alanındaki polinom katsayılarını temsil eder. T'_Rve e, sırasıyla sapma değişken biçiminde ayar noktası sıcaklığı ve sapma değişken biçiminde hatadır.

CB1, CA1, CA2 parametreleri sırasıyla –10, –0.9 ve –0.1 olduğunda, kapalı geri besleme döngüsü transfer fonksiyonu aşağıda verilmiştir.

$$\frac{T'}{m_{c'}} = \frac{(-0.00021559*52.1223)z^2}{z^4-0.5296\,z^3-0.1586\,z^2-0.1413\,z-0.1440} \tag{4.10}$$

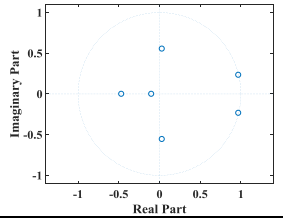
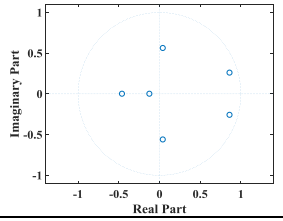
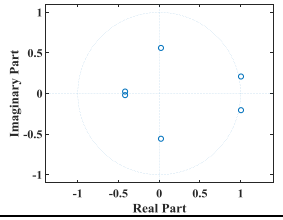
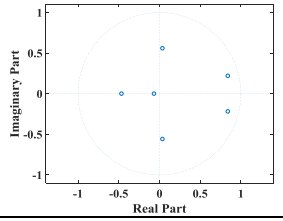
Uygulanan tüm kontrolörlerin performanslarının karşılaştırılması için hatanın integral karesi (ISE) ve hatanın mutlak değerinin integrali (IAE) kriterleri aşağıdaki formül kullanılarak değerlendirilmiştir:

$$ISE = \sum (T - T_s)^2$$

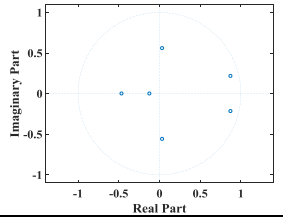
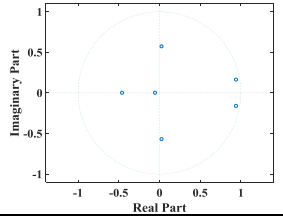
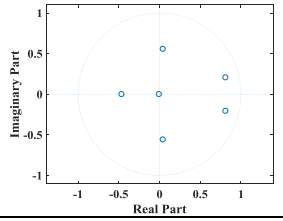
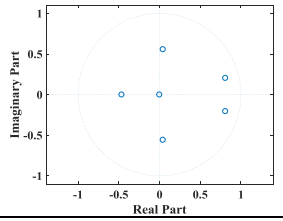
$$IAE = \sum |T - T_s|$$

Üç parametreli ayrık zaman kontrolör çalışmalarının inceleme bulguları çizelge 4.1 ve çizelge 4.2 de verilmiştir.

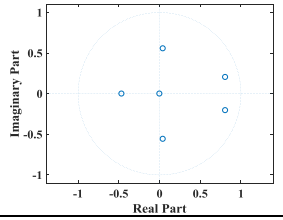
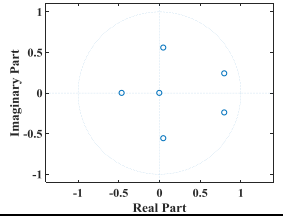
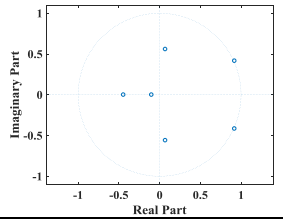
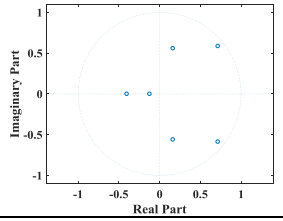
Çizelge 4.1 Üç parametreli kontrol ayar parametreleri kutup yerleştirme değişimi

Kontrol Ayar Parametreleri			**Kapalı Döngü Transfer Fonksiyonu Kutupları**	**Zplane**	**Stabilite**
CB1	**CA1**	**CA2**			
-10	-0.9	-0.1	0.9691 + 0.2335i 0.9691 - 0.2335i 0.0302 + 0.5551i 0.0302 - 0.5551i -0.4684 + 0.0000i -0.1001 + 0.0000i		Stabil
-15	-0.7	-0.1	0.8625 + 0.2591i 0.8625 - 0.2591i 0.0427 + 0.5617i 0.0427 - 0.5617i -0.4585 + 0.0000i -0.1220 + 0.0000i		Stabil
-10	-0.7	-0.4	1.0071 + 0.2074i 1.0071 - 0.2074i 0.0242 + 0.5593i 0.0242 - 0.5593i -0.4163 + 0.0221i -0.4163 - 0.0221i		Stabil değil
-12	-0.7	-0.05	0.8414 + 0.2191i 0.8414 - 0.2191i 0.0386 + 0.5587i 0.0386 - 0.5587i -0.4647 + 0.0000i -0.0653 + 0.0000i		Stabil

Çizelge 4.1 Üç parametreli kontrol ayar parametreleri kutup yerleştirme değişimi (devamı)

Kontrol Ayar Parametreleri			Kapalı Döngü Transfer Fonksiyonu Kutupları	Zplane	Stabilite
CB1	CA1	CA2			
-11	-0.7	-0.1	0.8806 + 0.2287i 0.8806 - 0.2287i 0.0291 + 0.5686i 0.0291 - 0.5686i -0.4768 + 0.0000i -0.1126 + 0.0000i		Stabil
-10	-0.9	-0.05	0.9424 + 0.1617i 0.9424 - 0.1617i 0.0277 + 0.5716i 0.0277 - 0.5716i -0.4576 + 0.0000i -0.0525 + 0.0000i		Stabil
-12	-0.7	-0.005	0.8107 + 0.2061i 0.8107 - 0.2061i 0.0408 + 0.5573i 0.0408 - 0.5573i -0.4660 + 0.0000i -0.0071 + 0.0000i		Stabil
-12	-0.7	-0.001	0.8077 + 0.2046i 0.8077 - 0.2046i 0.0411 + 0.5571i 0.0411 - 0.5571i -0.4661 + 0.0000i -0.0014 + 0.0000i		Stabil

Çizelge 4.1 Üç parametreli kontrol ayar parametreleri kutup yerleştirme değişimi (devamı)

Kontrol Ayar Parametreleri			Kapalı Döngü Transfer Fonksiyonu Kutupları	Zplane	Stabilite
CB1	**CA1**	**CA2**			
-12	-0.7	-0.0001	0.8070 + 0.2043i 0.8070 - 0.2043i 0.0411 + 0.5571i 0.0411 - 0.5571i -0.4661 + 0.0000i -0.0001 + 0.0000i		Stabil
-15	-0.7	-0.0001	0.7976 + 0.2408i 0.7976 - 0.2408i 0.0488 + 0.5582i 0.0488 - 0.5582i -0.4626 + 0.0000i -0.0001 + 0.0000i		Stabil
-30	-0.9	-0.1	0.9187 + 0.4159i 0.9187 - 0.4159i 0.0690 + 0.5591i 0.0690 - 0.5591i -0.4451 + 0.0000i -0.1003 + 0.0000i		Stabil
-60	-0.7	-0.1	0.7153 + 0.5865i 0.7153 - 0.5865i 0.1627 + 0.5593i 0.1627 - 0.5593i -0.4031 + 0.0000i -0.1230 + 0.0000i		Stabil

Üç parametreli kontrolör ayar parametreleri z- düzleminin birim dairesinde kapalı çevrim transfer fonksiyonu kutup yerleştirme tekniği kullanılarak belirlenmiştir. $CB1$, $CA1$ ve $CA2$ kontrolör ayar parametrelerine çeşitli değerler verilmiş ve bu değerlerin kapalı döngü sistemi kararlılığı üzerindeki etkileri çizelge 4.1'de belirtilmiştir.

Ayar parametreleri olan:

a. $CB1$ ve $CA1$ değerleri sabit tutulup $CA2$ değeri arttırıldığında; gerçek ve sanal kutuplar birim çember cidarından merkeze doğru yaklaşmakta, azaltıldığında ise birim çember cidarına yaklaşmakta ve verilen değere göre birim çember dışına çıkmaktadır.

b. $CA1$ ve $CA2$ değerleri sabit tutulup $CB1$ değeri azaltıldığında; gerçek ve sanal kutuplar birim çember cidarından merkeze doğru yaklaşmakta, arttırıldığında ise birim çember cidarına yaklaşmakta ve verilen değere göre birim çember dışına çıkmaktadır.

Çizelge 4.2 Üç parametreli kontrol ayar değişkenleri performans kriterleri

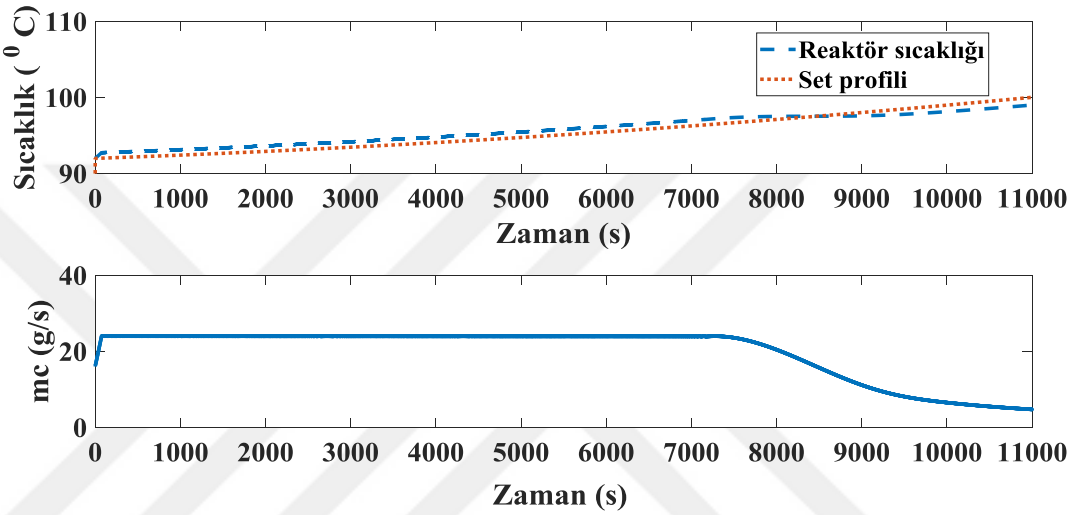
Kontrol Ayar Parametreleri			**$\Sigma \mid e \mid$ =IAE**	**Σe^2 =ISE**	**Şekil No**
CB1	**CA1**	**CA2**			
-10	-0.9	-0.1	7.4839e+03	5.4391e+03	4.31
-11	-0.7	-0.1	6.8327e+03	4.5254e+03	-
-12	-0.8	-0.1	6.2871e+03	3.8252e+03	4.32
-12	-07	-0.001	6.9449e+03	4.6773e+03	4.33
-12	-07	-0.0001	6.9489e+03	4.6832e+03	-
-15	-0.7	-0.1	5.0756e+03	2.4829e+03	4.34
-15	-0.7	-0.0001	5.6127e+03	3.0426e+03	4.35
-20	-0.7	-0.1	3.8354 e+03	1.4126e+03	-
-25	-0.9	-0.001	3.4157 e+03	1.1187e+03	4.36
-25	-07	-0.1	3.0843 e+03	911.1371	4.37
-30	-0.7	-0.1	2.5739 e+03	634.0468	4.38
-35	-0.7	-0.1	2.2126 e+03	467.8232	4.39
-60	-0.7	-0.1	1.2923 e+03	159.001	4.40

Üç parametreli kontrol ayar değişkenlerine verilen değerlerin performans kriterlerine olan etkileri incelenmiş olup, çizelge 4.2'de belirtilmiştir. Çizelge 4.2'ye göre;

a. $CA1$ ve $CA2$ değerleri sabit tutulup $CB1$ ayar parametresinin değeri azaldıkça IAE ve ISE hata kriterlerinin değerlerinin azaldığı, $CB1$ ayar parametresinin değeri arttırıldığında ise IAE ve ISE hata kriterlerinin değerlerinin arttığı,

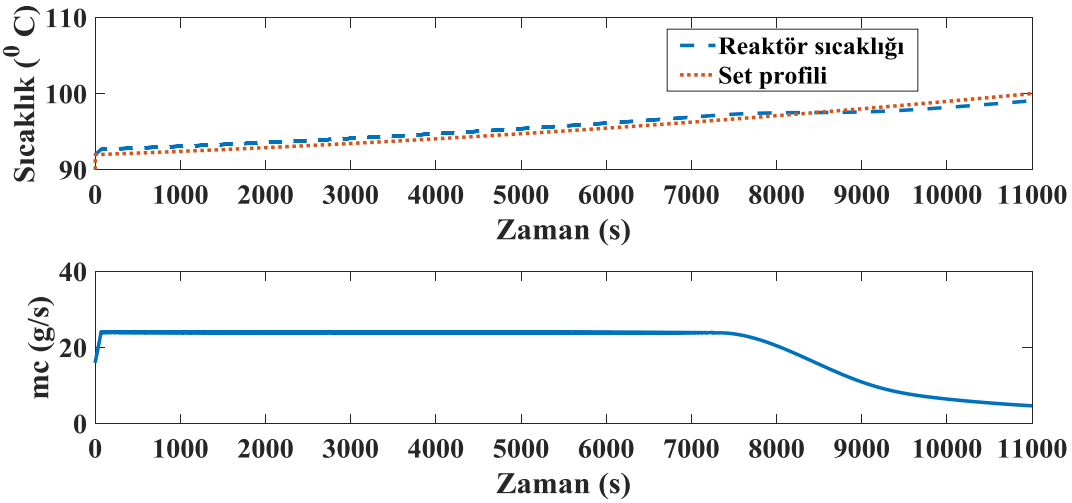
b. $CB1$ ve $CA1$ değerleri sabit tutulup $CA2$ ayar parametresinin değeri azaldıkça yine aynı şekilde IAE ve ISE hata kriterlerinin değerlerinin azaldığı, $CA2$ ayar parametresinin değeri arttırıldığında ise IAE ve ISE hata kriterlerinin değerlerinin arttığı görülmektedir.

Çizelge 4.2'de $CB1$, $CA1$ ve $CA2$ kontrolör ayar parametre değerlerinden en iyi performansı sırasıyla -60, -0.7 ve -0.1'in sağladığı tespit edilmiştir.

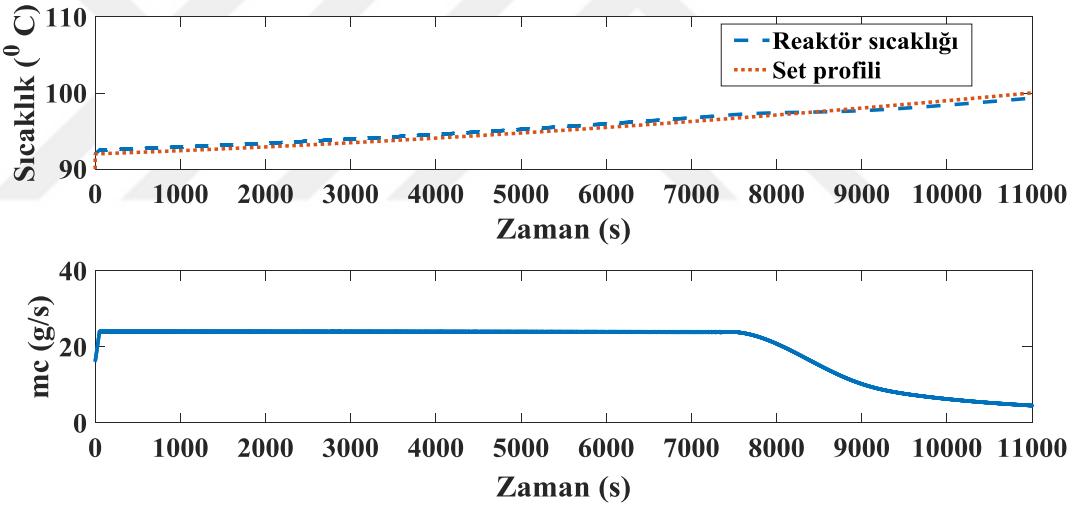


Şekil 4.31 Üç parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-10, $CA1$=-0.9, $CA2$=-0.1

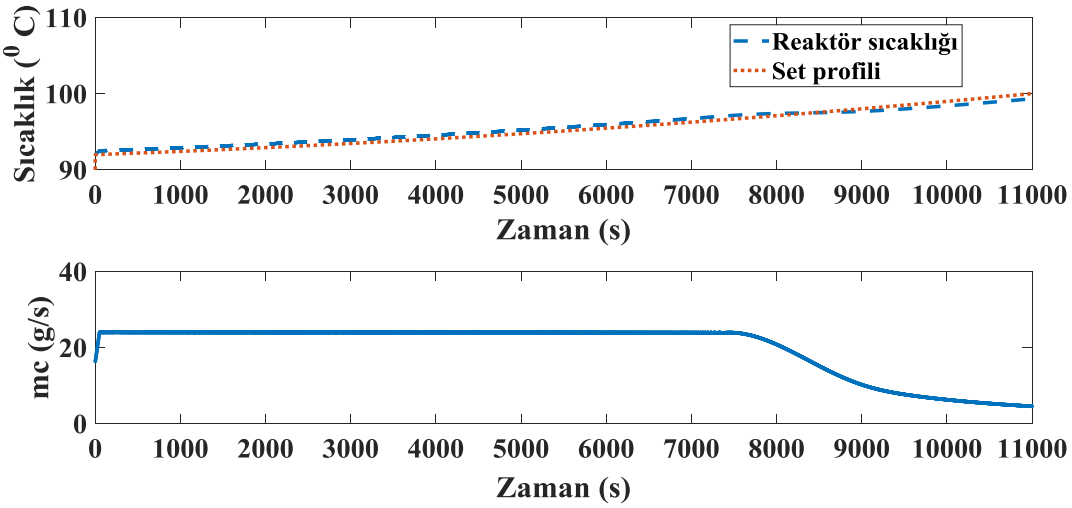
Kontrolör ayar parametreleri $CB1$=-10, $CA1$=-0.9, $CA2$=-0.1 olarak seçildiğinde ve 92°C'den 100°C ye bir ayar noktası adımı artması verildiğinde zamana karşı kapalı döngü çıkışı olarak elde edilen reaktör sıcaklığı değişimi şekil 4.31.'de gösterilmektedir. Verilen kontrolör ayar parametreleri ile reaktör sıcaklığının set profilini yakalaması ve devamında set profilinin altına düşmesi için soğutma suyu akış hızı 16 g/sn'den 24 g/sn'ye kadar yükselmiştir. Reaktör sıcaklığının 8471.sn'de set profilini yakalaması ve devamında set profilinin altına düşmesiyle soğutma suyu akış hızı düşmeye başlamış ve 4,73 g/sn'ye kadar düştüğü gözlemlenmiştir.



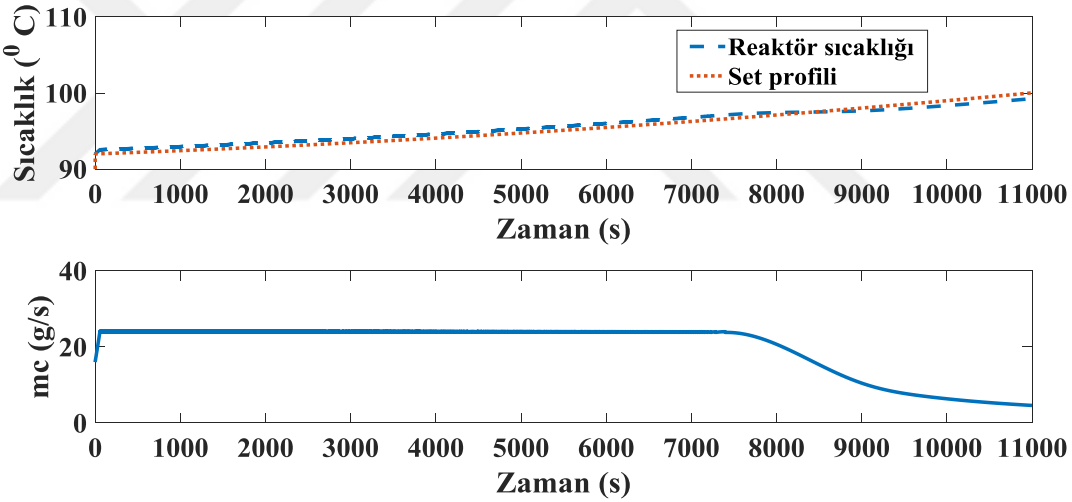
Şekil 4.32 Üç parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-12, $CA1$=-0.8, $CA2$=-0.1



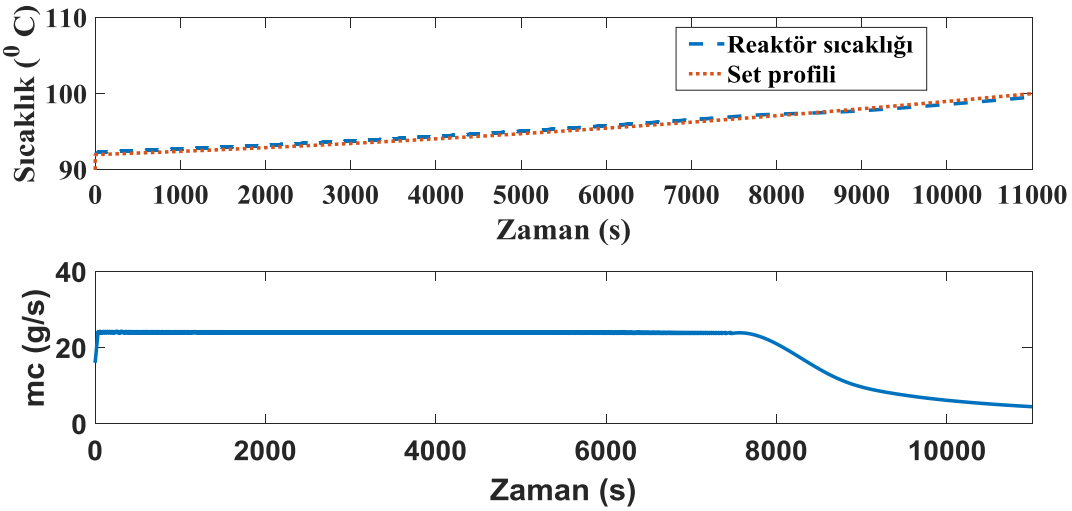
Şekil 4.33 Üç parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-12, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.001



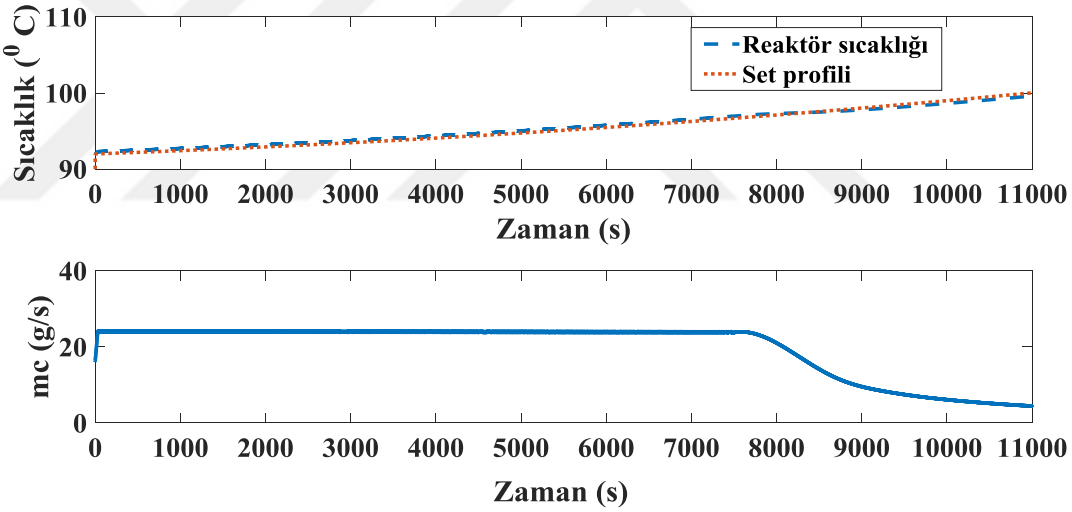
Şekil 4.34 Üç parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-15, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.1



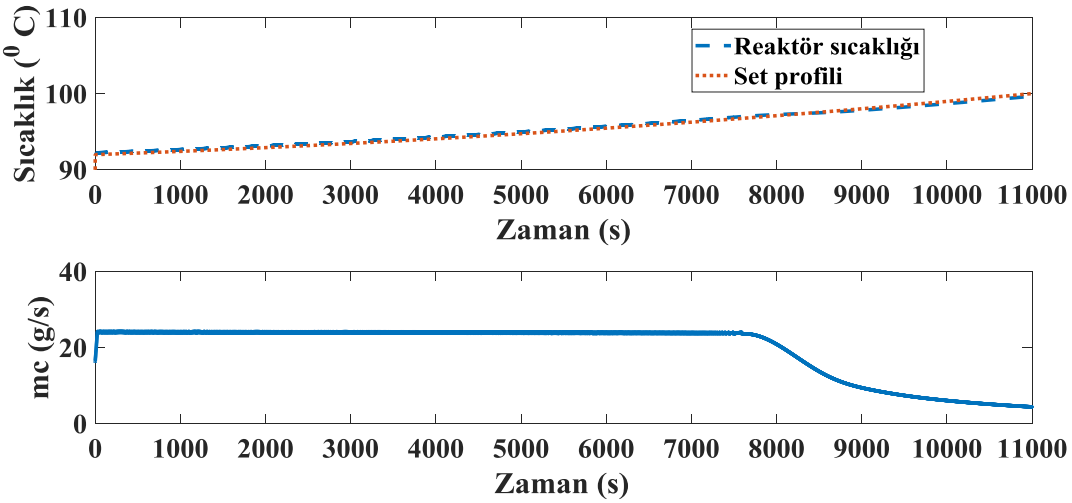
Şekil 4.35 Üç parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-15, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.0001



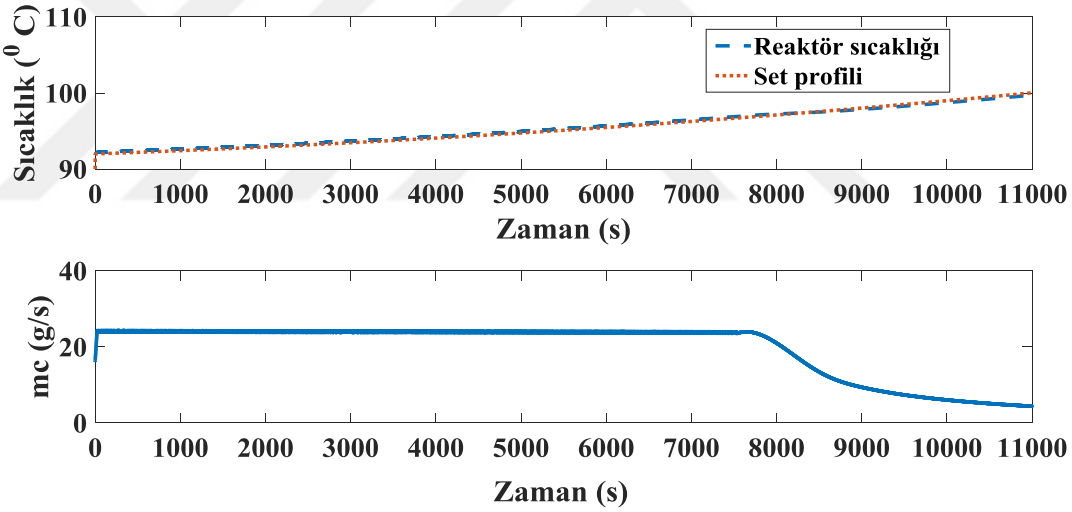
Şekil 4.36 Üç parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-25, $CA1$=-0.9, $CA2$=-0.001



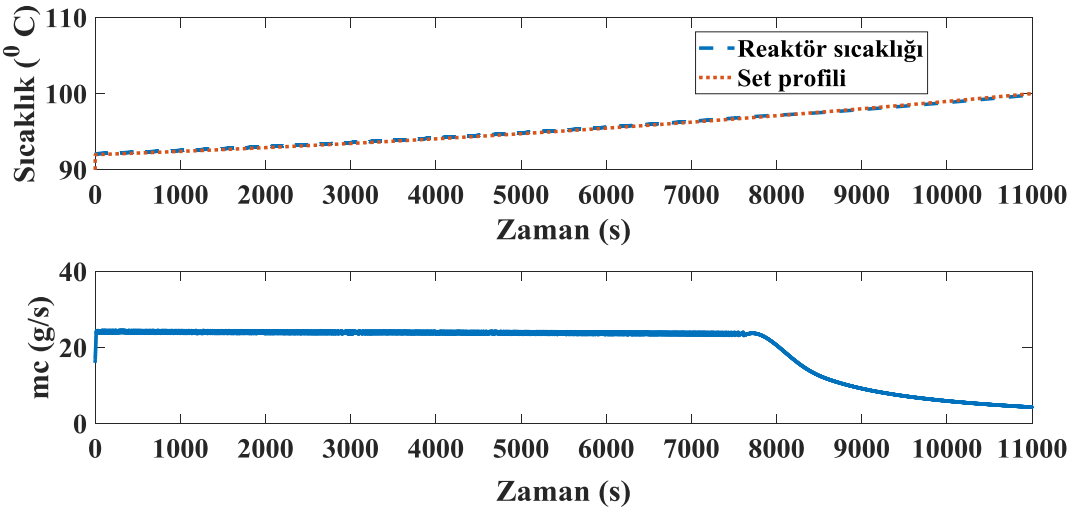
Şekil 4.37 Üç parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-25, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.1



Şekil 4.38 Üç parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-30, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.1



Şekil 4.39 Üç parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-35, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.1



Şekil 4.40 Üç parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-60, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.1

Kontrolör ayar parametreleri olan $CB1$, $CA1$ ve $CA2$'ye çizelge 4.2'de belirtilen değerler ve 92℃'den 100℃ ye bir ayar noktası adımı artması verildiğinde zamana karşı kapalı döngü çıkışı olarak elde edilen reaktör sıcaklığı ile soğutma suyu akış hızı değişimleri şekil 4.31-40'da gösterilmektedir. Söz konusu bu şekiller incelendiğinde, verilen kontrolör ayar parametreleri ile reaktör sıcaklığının set profilini yakalaması ve devamında set profilinin altına düşmesi için geçen sürenin azaldığı gözlemlenmiştir. Soğutma suyu akış hızının ise; reaktör sıcaklığının set profilini yakaladığı zamana kadar yükseldiği, yakalaması ve altına düşmesi ile birlikte azaldığı görülmektedir.

Çizelge 4.2 ve yukarıda belirtilen şekil 4.31-40 birlikte incelendiğinde IAE ve ISE hata kriterlerinin değerleri ile reaktör sıcaklığının set profilini yakalaması için geçen sürenin birbiri ile paralel olarak azaldığı veya arttığı görülmektedir. Ayarlanabilen değişken değişimlerine uyumlu olarak 0.1748 maksimum hata ve 0.0008 minimum hata ile reaktör sıcaklığı set profilini 11000 s zaman süresi boyunca takip etmiştir.

Kontrolör ayar parametreleri $CB1$=-60, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.1 değerlerinin hem şekil 4.40.'da sistem çıkışı set profilini izleme süresinin kısalması hem de çizelge 4.2.'de IAE 1.2923 e+03 ve ISE 159.001 hata kriterleri değerlerinin diğerlerinden az olması nedeniyle üç iyi ayarlanmış parametre değeri olduğu tespit edilmiştir

4.4 Dört Parametreli Tasarlanan Kontrolör ile Kesikli Polimerizasyon Kontrolü

Dört parametreli kontrolör ayar parametreleri $CB1, CB2, CA1$ ve $CA2$ olarak gösterildi. Bu parametreler kullanılarak kapalı sistem kutuplarına da bakılıp kutup yerleştirme ile parametrelerin kapalı hat sistemde IAE ve ISE etkinlik değerleri bulundu. Aynı zamanda set profili ile kontrol edilen değişken sıcaklık grafikleri oluşturuldu ve görsel inceleme de yapıldı. Bu sırada ayar değişkeninin değişimleri de incelendi. Transfer fonksiyonu, denklemde hata ve soğutucu akış hızı arasında tanımlanmıştır.

Dört parametreli kontrolör ;

$$Gc = \frac{CB1z^2+CB2z}{z^2+CA1z+CA2} \tag{4.11}$$

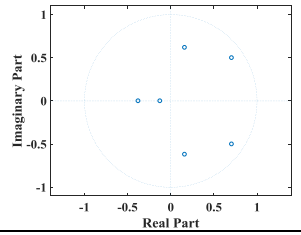
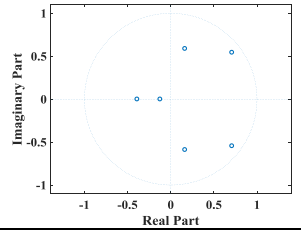
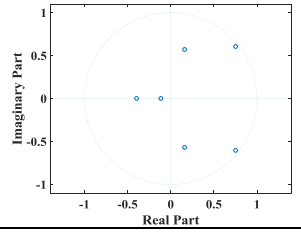
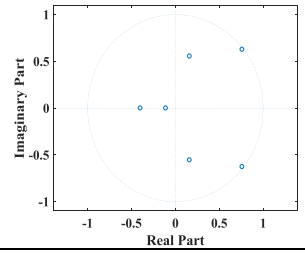
$$\frac{m'_c}{e} = \frac{CB1z^2+CB2z}{z^2+CA1z+CA2} \tag{4.12}$$

$CB1, CB2, CA1, CA2$ parametreleri sırasıyla –60, 10, –0.7 ve –0.1 olduğunda, kapalı geri besleme döngüsü transfer fonksiyonu aşağıda verilmiştir.

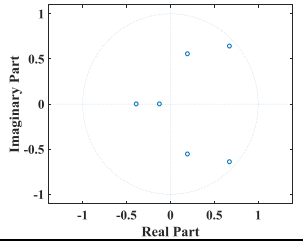
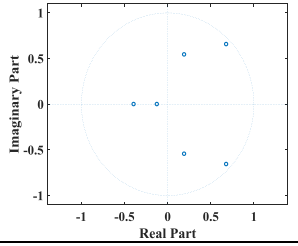
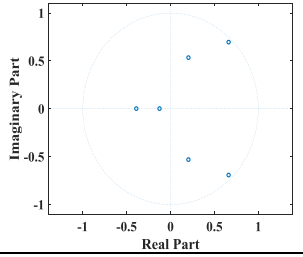
$$\frac{T'}{m_{c'}} = \frac{-0.01124z^2}{z^4-0.5296\,z^3-0.1586\,z^2-0.1413\,z-0.1440} \tag{4.13}$$

Dört parametreli ayrık zaman kontrolör çalışmalarının inceleme bulguları çizelge 4. 3 ve çizelge 4.4' de verilmiştir.

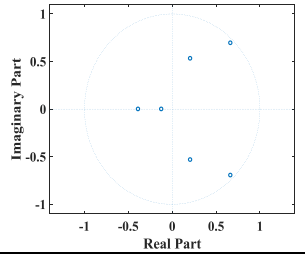
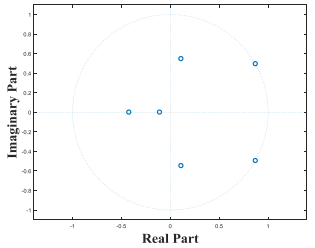
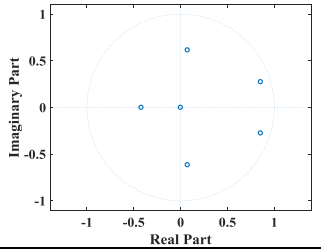
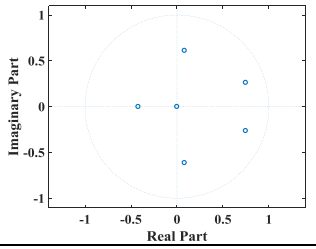
Çizelge 4.3 Dört parametreli kontrol ayar parametreleri kutup yerleştirme değişimi

Kontrol Ayar Parametreleri				Kapalı Döngü Transfer Fonksiyonu Kutupları	Z-plane	Stabilite
CB1	CB2	CA1	CA2			
-60	10	-0.7	-0.1	0.7054 + 0.4996i 0.7054 - 0.4996i 0.1609 + 0.6187i 0.1609 - 0.6187i -0.3776 + 0.0000i -0.1249 + 0.0000i		Stabil
-60	5	-0.7	-0.1	0.7085 + 0.5442i 0.7085 - 0.5442i 0.1635 + 0.5885i 0.1635 - 0.5885i -0.3902 + 0.0000i -0.1239 + 0.0000i		Stabil
-65	5	-0.8	-0.1	0.7545 + 0.6047i 0.7545 - 0.6047i 0.1629 + 0.5700i 0.1629 - 0.5700i -0.3935 + 0.0000i -0.1114 + 0.0000i		Stabil
-65	2	-0.8	-0.1	0.7603 + 0.6271i 0.7603 - 0.6271i 0.1604 + 0.5548i 0.1604 - 0.5548i -0.4004 + 0.0000i -0.1110 + 0.0000i		Stabil

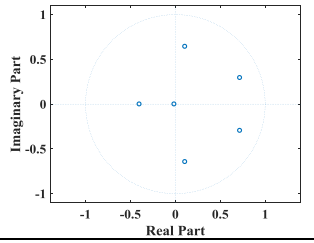
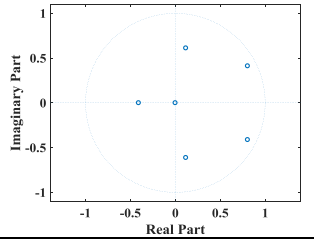
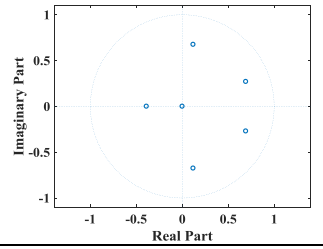
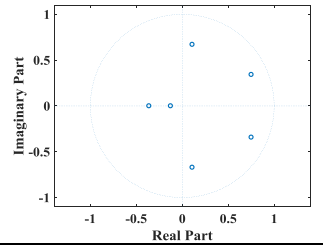
Çizelge 4.3 Dört parametreli kontrol ayar parametreleri kutup yerleştirme değişimi (devamı)

Kontrol Ayar Parametreleri				Kapalı Döngü Transfer Fonksiyonu Kutupları	Z-plane	Stabilite
CB1	**CB2**	**CA1**	**CA2**			
-70	2	-0.7	-0.1	0.6749 + 0.6409i 0.6749 - 0.6409i 0.1959 + 0.5552i 0.1959 - 0.5552i -0.3880 + 0.0000i -0.1236 + 0.0000i		Stabil
-70	0.1	-0.7	-0.1	0.6802 + 0.6565i 0.6802 - 0.6565i 0.1928 + 0.5438i 0.1928 - 0.5438i -0.3927 + 0.0000i -0.1233 + 0.0000i		Stabil
-75	0.1	-0.7	-0.1	0.6643 + 0.6941i 0.6643 - 0.6941i 0.2063 + 0.5324i 0.2063 - 0.5324i -0.3879 + 0.0000i -0.1234 + 0.0000i		Stabil

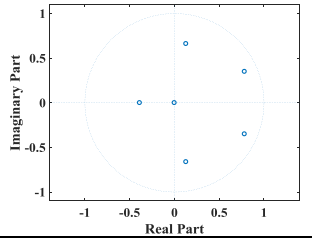
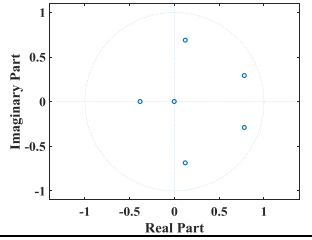
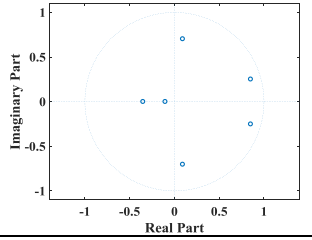
Çizelge 4.3 Dört parametreli kontrol ayar parametreleri kutup yerleştirme değişimi (devamı)

Kontrol Ayar Parametreleri				Kapalı Döngü Transfer Fonksiyonu Kutupları	Z-plane	Stabilite
CB1	CB2	CA1	CA2			
-75	0.01	-0.7	-0.1	0.6647 + 0.6948i 0.6647 - 0.6948i 0.2061 + 0.5319i 0.2061 - 0.5319i -0.3881 + 0.0000i -0.1233 + 0.0000i		Stabil
-35	5	-0.9	-0.01	0.8707 + 0.4952i 0.8707 - 0.4952i 0.1102 + 0.5471i 0.1102 - 0.5471i -0.4228 + 0.0000i -0.1090 + 0.0000i		Stabil
-30	15	-0.9	-0.001	0.8533 + 0.2747i 0.8533 - 0.2747i 0.0727 + 0.6150i 0.0727 - 0.6150i -0.4209 + 0.0000i -0.0011 + 0.0000i		Stabil
-30	10	-0.7	-0.001	0.7461 + 0.2630i 0.7461 - 0.2630i 0.0810 + 0.6125i 0.0810 - 0.6125i -0.4227 + 0.0000i -0.0014 + 0.0000i		Stabil

Çizelge 4.3 Dört parametreli kontrol ayar parametreleri kutup yerleştirme değişimi (devamı)

Kontrol Ayar Parametreleri				Kapalı Döngü Transfer Fonksiyonu Kutupları	Z-plane	Stabilite
CB1	CB2	CA1	CA2			
-40	15	-0.7	-0.01	0.7170 + 0.2949i 0.7170 - 0.2949i 0.1060 + 0.6436i 0.1060 - 0.6436i -0.4019 + 0.0000i -0.0140 + 0.0000i		Stabil
-45	15	-0.9	-0.001	0.8041 + 0.4119i 0.8041 - 0.4119i 0.1162 + 0.6120i 0.1162 - 0.6120i -0.4095 + 0.0000i -0.0011 + 0.0000i		Stabil
-45	20	-0.7	-0.0001	0.6912 + 0.2702i 0.6912 - 0.2702i 0.1186 + 0.6752i 0.1186 - 0.6752i -0.3894 + 0.0000i -0.0001 + 0.0000i		Stabil
-50	20	-0.7	-0.1	0.7508 + 0.3421i 0.7508 - 0.3421i 0.1084 + 0.6705i 0.1084 - 0.6705i -0.3618 + 0.0000i -0.1267 + 0.0000i		Stabil

Çizelge 4.3 Dört parametreli kontrol ayar parametreleri kutup yerleştirme değişimi (devamı)

Kontrol Ayar Parametreleri				Kapalı Döngü Transfer Fonksiyonu Kutupları	Z-plane	Stabilite
CB1	CB2	CA1	CA2			
-50	25	-0.9	-0.001	0.7820 + 0.3499i 0.7820 - 0.3499i 0.1282 + 0.6616i 0.1282 - 0.6616i -0.3892 + 0.0000i -0.0011 + 0.0000i		Stabil
-50	30	-0.9	-0.1	0.7826 + 0.2909i 0.7826 - 0.2909i 0.1232 + 0.6872i 0.1232 - 0.6872i -0.3815 + 0.0000i -0.0001 + 0.0000i		Stabil
-50	35	-0.9	-0.1	0.8510 + 0.2515i 0.8510 - 0.2515i 0.0916 + 0.7029i 0.0916 - 0.7029i -0.3517 + 0.0000i -0.1035 + 0.0000i		Stabil

Dört parametreli kontrolör ayar parametreleri z- düzleminin birim dairesinde kapalı çevrim transfer fonksiyonu kutup yerleştirme tekniği kullanılarak belirlenmiştir. $CB1, CB2,\ CA1$ ve $CA2$ kontrolör ayar parametrelerine çeşitli değerler verilmiş ve bu değerlerin kapalı döngü sistemi kararlılığı üzerindeki etkileri çizelge 4.3'te belirtilmiştir.

Ayar parametreleri olan:

a. $CB1$, $CA1$ ve $CA2$değerleri sabit tutulup $CB2$ değeri azaltıldığında; köklerin gerçek kısmı pozitif tarafta birim çember cidarına yaklaşmaktadır. Sanal kısımlardan biri pozitif, diğeri negatif tarafta cidara yaklaşmaktadır.

b. $CB2$, $CA1$ ve $CA2$ değerleri sabit tutulup, $CB1$ değeri azaltıldığında; köklerin gerçek kısmı pozitif tarafta olup, birim çember merkezine yaklaşmaktadır. Sanal kısımların biri pozitif, diğeri negatif tarafta olup birim çember cidarına yaklaşmaktadır.

c. $CB2$ ve $CA1$ değerleri sabit tutulup, $CB1$ ve $CA2$ değerleri azaltıldığında gerçek kısımlar pozitif tarafta olup, birim çember cidarına yaklaşmaktadır. Sanal kısımların biri pozitif, diğeri negatif tarafta olup, cidara yaklaşmaktadır.

Çizelge 4.4 Dört parametreli kontrol ayar değişkenleri performans kriterleri

Kontrol Ayar Parametreleri				**$\Sigma \mid e \mid$ =IAE**	**Σe^2 =ISE**	**Şekil No**
CB1	**CB2**	**CA1**	**CA2**			
-30	15	-0.9	-0.001	5.6078 e+03	3.0371 e+03	4.41
-60	10	-0.7	-0.1	1.5504e+03	229.5650	4.42
-60	5	-0.7	-0.1	1.4083e+03	189.4763	-
-65	5	-0.8	-0.1	1.2923e+03	159.4871	-
-65	2	-0.8	-0.1	1.2304e+03	144.6995	-
-70	2	-0.7	-0.1	1.1379e+03	123.7943	4.43
-70	2	-0.7	-0.01	1.2536 e+03	150.1148	-
-75	2	-0.7	-0.01	1.1678 e+03	130.2917	-
-70	0.1	-0.7	-0.1	1.1081 e+03	117.3218	-
-75	0.1	-0.7	-0.1	1.0328 e+03	102.0058	-
-75	0.01	-0.7	-0.1	1.0317 e+03	101.7872	4.44
-35	5	-0.9	-0.01	2.8290 e+03	766.2021	4.45
-30	10	-0.7	-0.001	4.2468 e+03	1.7340 e+03	4.46
-40	15	-0.7	-0.01	3.3820 e+03	1.0972 e+03	-
-45	15	-0.9	-0.001	2.8534 e+03	779	4.47
-45	20	-0.7	-0.0001	3.4174 e+03	1.1201 e+03	4.48
-50	20	-0.7	-0.1	2.5733 e+03	633.7175	-
-50	25	-0.9	-0.001	3.4148 e+03	1.1183 e+03	-
-50	30	-0.9	-0.0001	4.2486 e+03	1.7360 e+03	4.49
-50	35	-0.9	-0.1	5.0727 e+03	2.4807 e+03	4.50

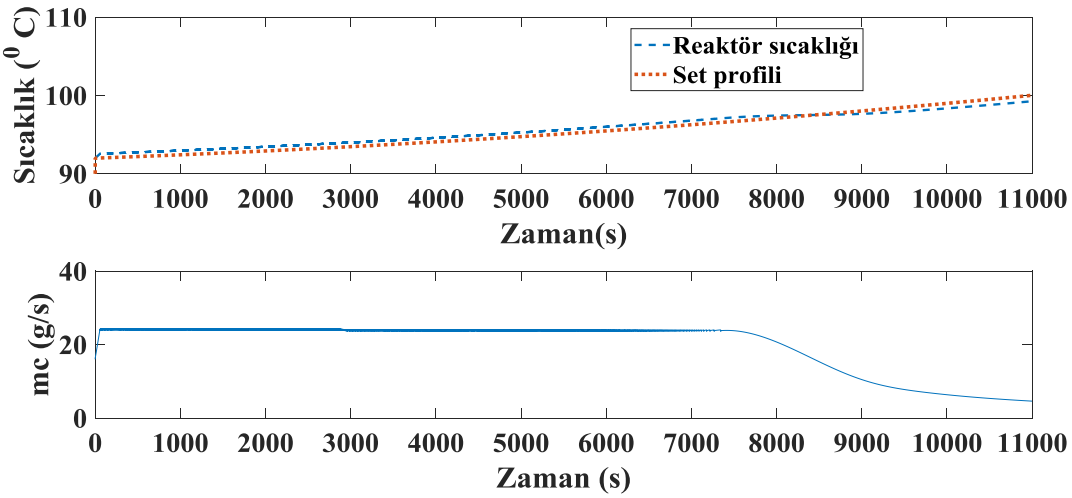
Dört parametreli kontrol ayar değişkenlerine verilen değerlerin performans kriterlerine olan etkileri incelenmiş olup, çizelge 4.4'de belirtilmiştir. Çizelge 4.4'e göre;

a. $CB1$, $CA1$ ve $CA2$ değerleri sabit tutulup $CB2$ ayar parametresinin değeri azaldıkça IAE ve ISE hata kriterlerinin değerlerinin azaldığı, $CB2$ ayar parametresinin değeri arttırıldığında ise IAE ve ISE hata kriterlerinin değerlerinin arttığı,

b. $CB2$, $CA1$ ve $CA2$değerleri sabit tutulup $CB1$ ayar parametresinin değeri azaldıkça yine aynı şekilde IAE ve ISE hata kriterlerinin değerlerinin azaldığı, $CB1$ ayar parametresinin değeri arttırıldığında ise IAE ve ISE hata kriterlerinin değerlerinin arttığı görülmektedir.

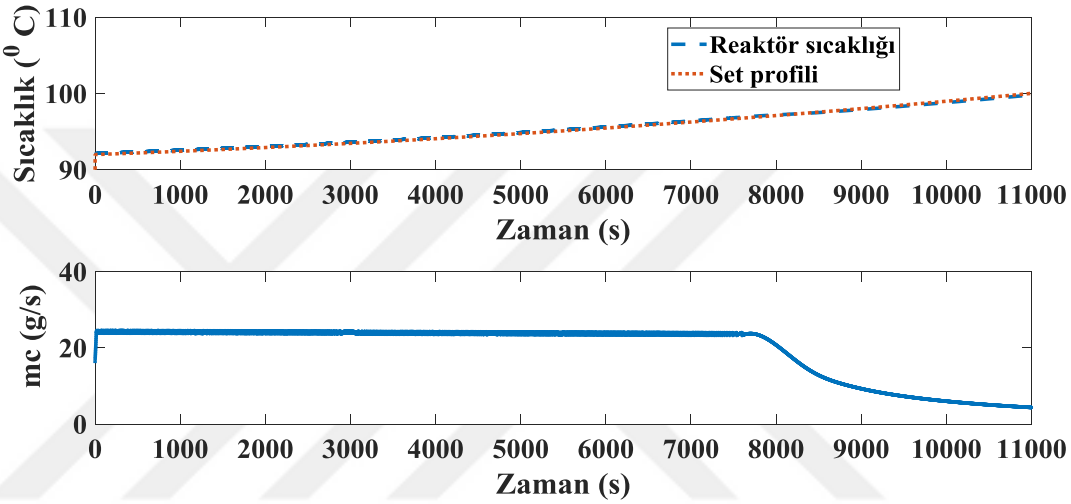
c. $CB1$, $CB2$ ve $CA1$ değerleri sabit tutulup $CA2$ ayar parametresinin değeri arttırıldığında IAE ve ISE hata kriterlerinin değerlerinin arttığı, $CA2$ ayar parametresinin değeri azaltıldığında ise IAE ve ISE hata kriterlerinin değerlerinin azaldığı görülmektedir.

Çizelge 4.4'de $CB1$, $CB2$, $CA1$ ve $CA2$ kontrolör ayar parametre değerlerinden en iyi performansı sırasıyla -75, 0.01, -0.7 ve -0.1'in sağladığı görülmektedir.

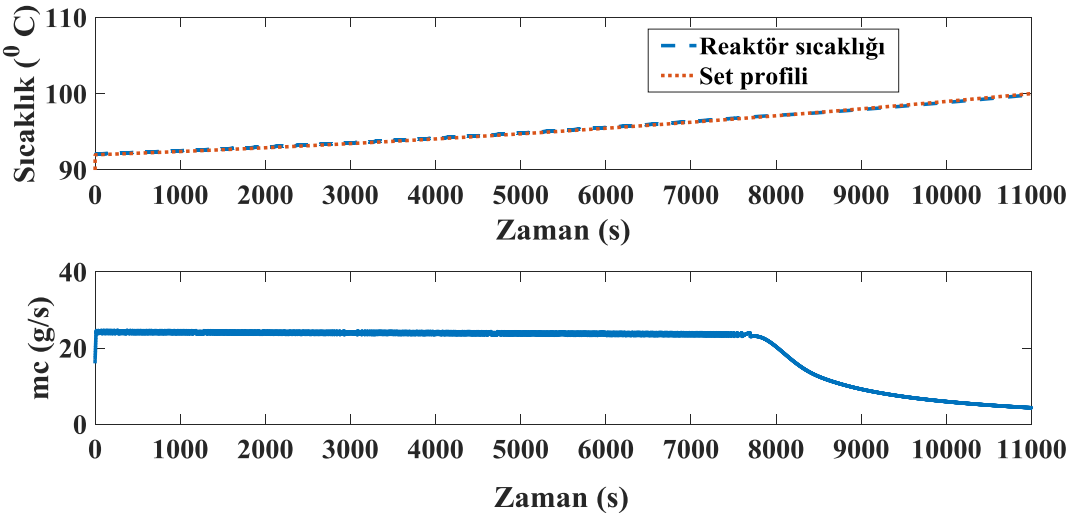


Şekil 4.41 Dört parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-30, $CB2$=15, $CA1$=-0.9, $CA2$=-0.001

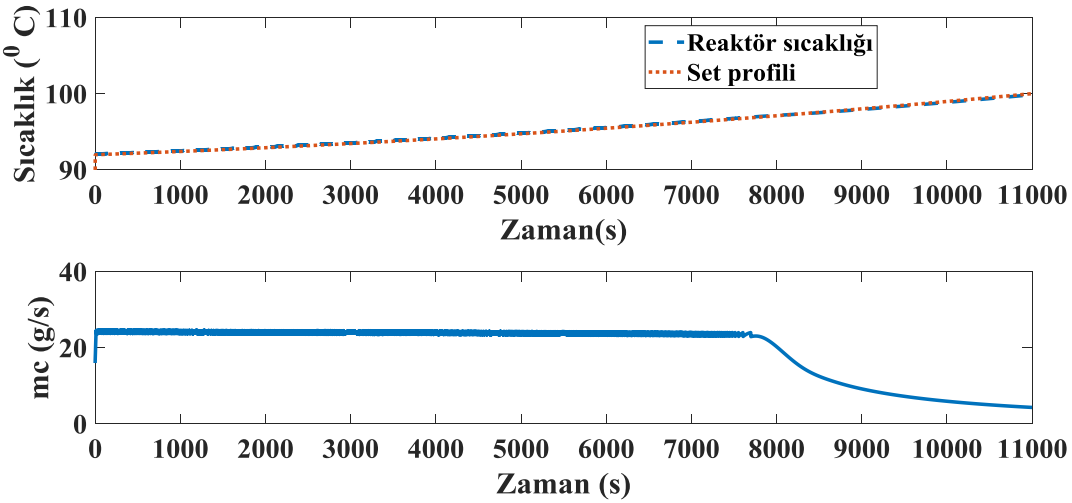
Kontrolör ayar parametreleri $CB1$=-30, $CB2$=15, $CA1$=-0.9, $CA2$=-0.001 olarak seçildiğinde ve 92℃'den 100℃ ye bir ayar noktası adımı artması verildiğinde zamana karşı kapalı döngü çıkışı olarak elde edilen reaktör sıcaklığı değişimi şekil 4.41.'de gösterilmektedir. Verilen kontrolör ayar parametreleri ile reaktör sıcaklığının set profilini yakalaması ve devamında set profilinin altına düşmesi için soğutma suyu akış hızı 16 g/sn'den 24 g/sn'ye kadar yükselmiştir. Reaktör sıcaklığının set profilini 8443.sn'de 97,5℃ yakalaması ve devamında set profilinin altına düşmesiyle soğutma suyu akış hızı düşmeye başlamış ve 4,6 g/sn'ye kadar düştüğü gözlemlenmiştir.



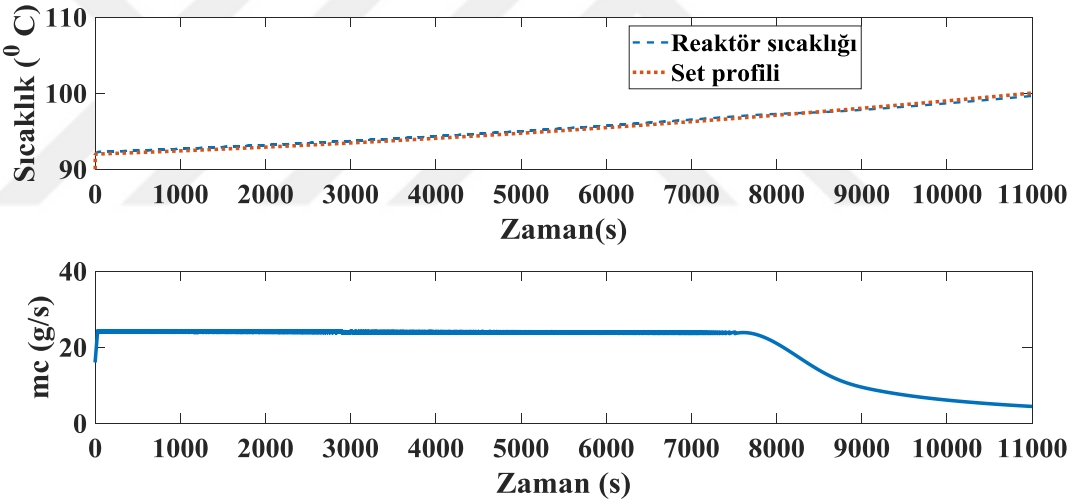
Şekil 4.42 Dört parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-60, $CB2$=10, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.1



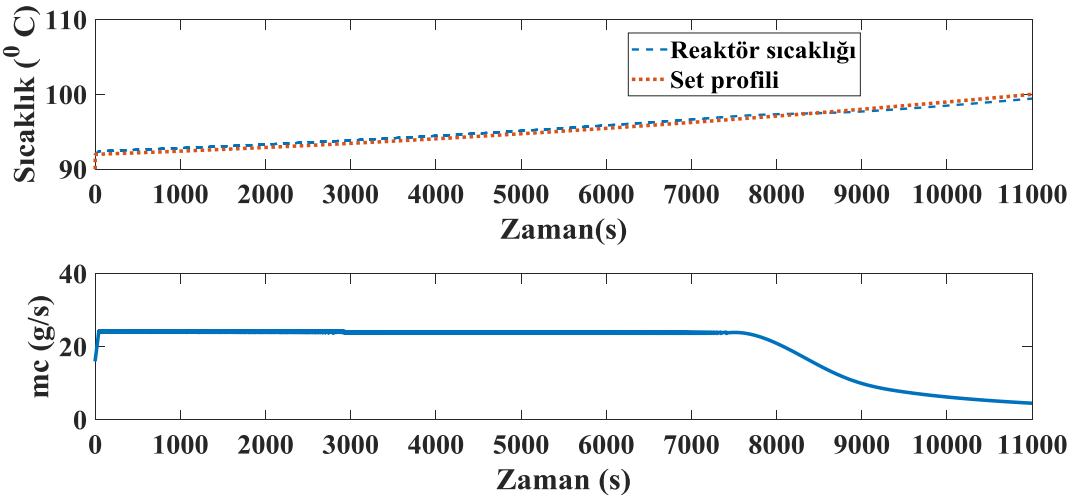
Şekil 4.43 Dört parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-70, $CB2$=2, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.1



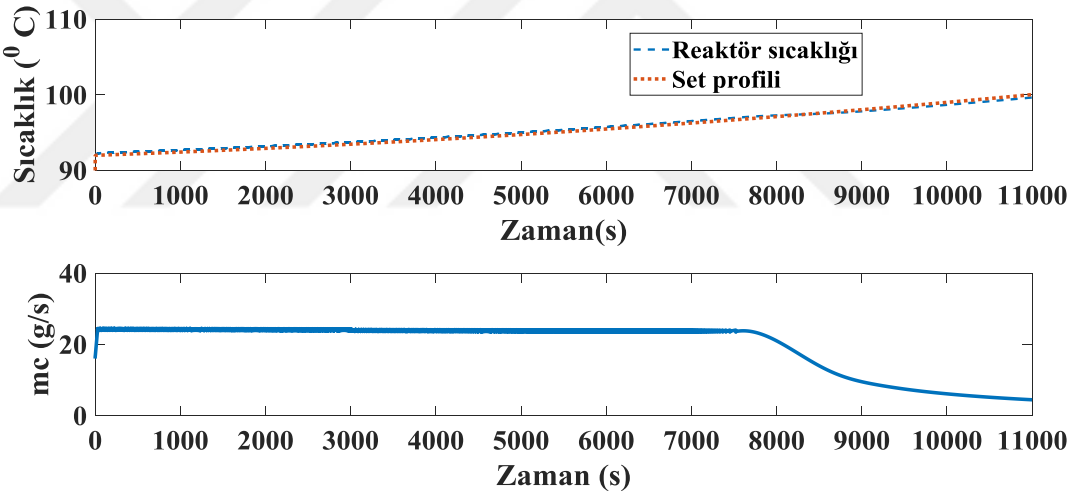
Şekil 4.44 Dört parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-75, $CB2$=0.01, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.1



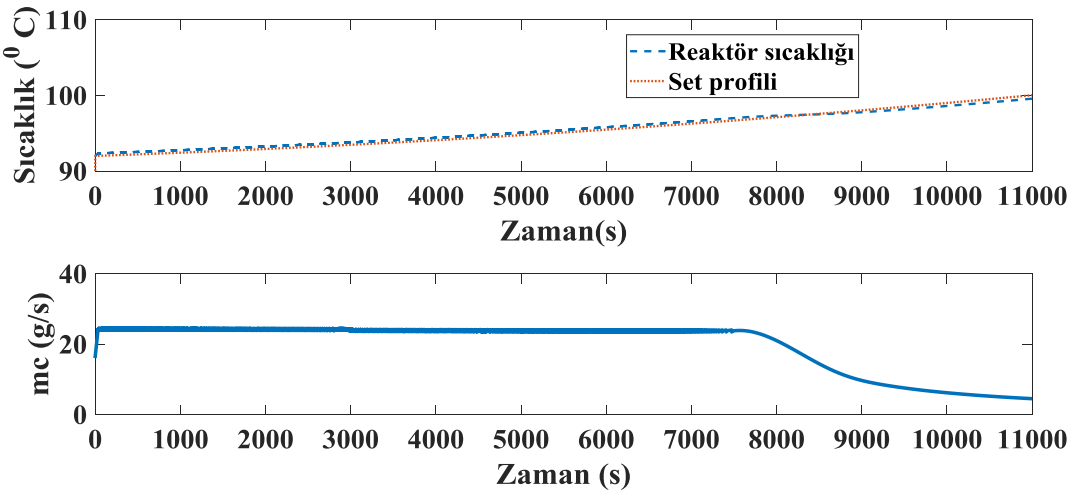
Şekil 4.45 Dört parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-35, $CB2$=5, $CA1$=-0.9, $CA2$=-0.01



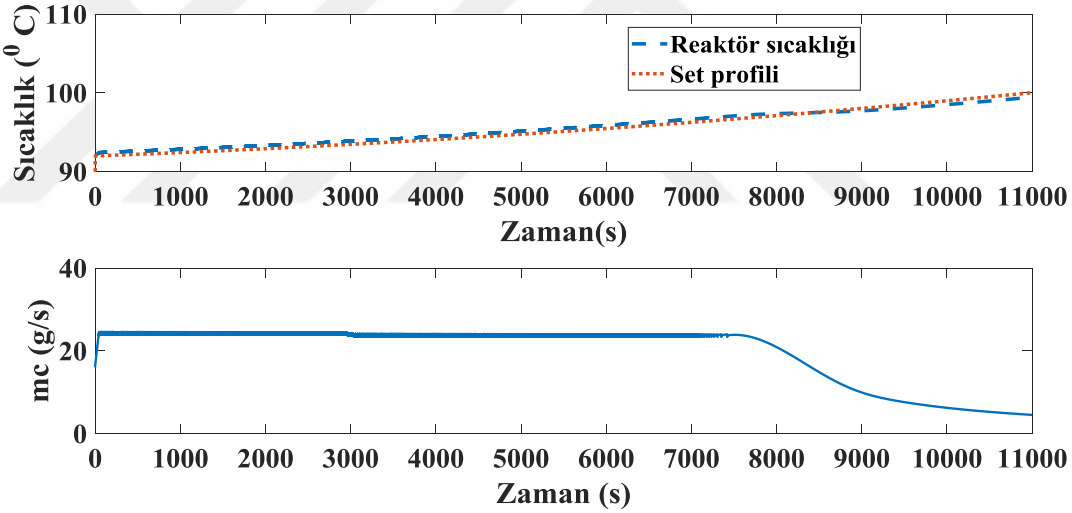
Şekil 4.46 Dört parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör CB1=-30, CB2=10, CA1=-0.7, CA2=-0.001



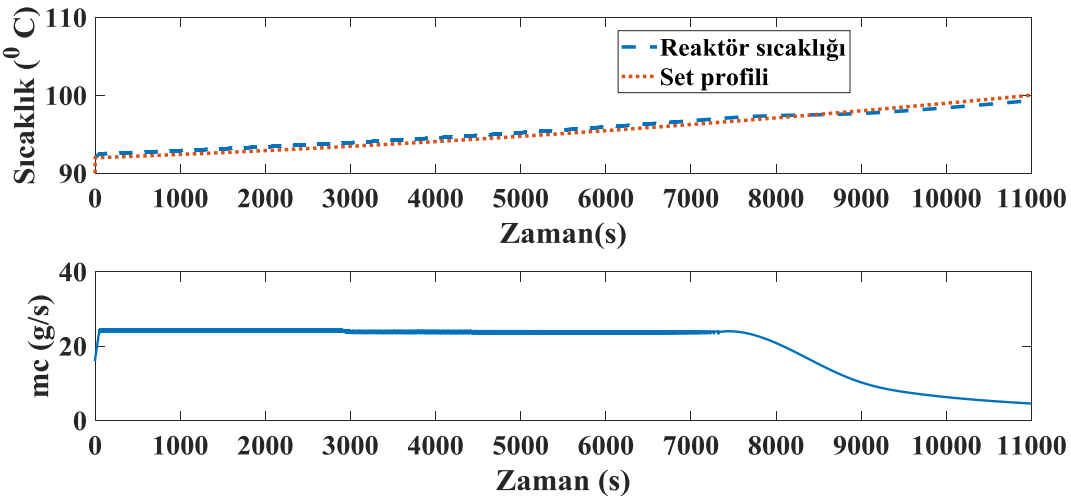
Şekil 4.47 Dört parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör CB1=-45, CB2=15, CA1=-0.9, CA2=-0.001



Şekil 4.48 Dört parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör CB1=-45, CB2=20, CA1=-0.7, CA2=-0.0001



Şekil 4.49 Dört parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör CB1=-50, CB2=30, CA1=-0.9, CA2=-0.0001



Şekil 4.50 Dört parametreli kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör $CB1$=-50, $CB2$=35, $CA1$=-0.9, $CA2$=-0.1

Kontrolör ayar parametreleri olan $CB1$, $CB2$, $CA1$ ve $CA2$'ye çizelge 4.4'de belirtilen değerler ve 92℃'den 100℃ ye bir ayar noktası adımı artması verildiğinde zamana karşı kapalı döngü çıkışı olarak elde edilen reaktör sıcaklığı ile soğutma suyu akış hızı değişimleri şekil 4.41-50'de gösterilmektedir. Söz konusu bu şekiller incelendiğinde; $CB1$, $CB2$ kontrolör ayar parametrelerine verilen değerler azaltıldığında, reaktör sıcaklığının set profilini yakalaması ve devamında set profilinin altına düşmesi için geçen sürenin azaldığı gözlemlenmiştir. Soğutma suyu akış hızının ise; reaktör sıcaklığının set profilini yakaladığı zamana kadar 24.3 g/sn – 23.8 g/sn aralığında salınımlı hareket ettiği, yakalaması ve altına düşmesi ile birlikte 4.6 g/sn 'ye kadar düştüğü görülmektedir.

Çizelge 4.4 ve yukarıda belirtilen şekil 4.41-50 birlikte incelendiğinde IAE ve ISE hata kriterlerinin değerleri ile reaktör sıcaklığının set profilini yakalaması için geçen sürenin birbiri ile paralel olarak azaldığı veya arttığı görülmektedir. Ayarlanabilen değişken değişimlerine uyumlu olarak 0.1401 maksimum hata ve 0.0001 minimum hata ile reaktör sıcaklığı set profilini 11000 s zaman süresi boyunca takip etmiştir.

Kontrolör ayar parametreleri $CB1$=-75, $CB2$=0.01, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.1 değerlerinin hem şekil 4.44'de sistem çıkışı set profilini izleme süresinin kısalması hem de çizelge 4.4'de IAE 1.0317 e+03 ve ISE 101.7872 hata kriterleri değerlerinin diğerlerinden az olması nedeniyle dört iyi ayarlanmış parametre değeri olduğu tespit edilmiştir.

4.5 Kendinden Ayarlamalı PID (STPID) Kontrolör ile Kesikli Polimerizasyon Kontrolü

Kendinden Ayarlamalı Oransal-İntegral-Türevsel Kontrol (STPID) kesikli polistiren polimerizasyonuna simüle edilmiştir. STPID kontrol için model parametreleri belirlenirken; ayarlanabilen değişken olan soğutucu akış hızına verilen PRBS sinyali (Şekil 4.27'de gösterilmiş) etkileriyle reaktör sıcaklığının zamanla değişim verileri model parametrelerinin hesaplanmasında kullanılmıştır. Bierman sistem tanımlama sonucunda eşitlik 2.41' deki model parametreleri $a_1 = -0.5213$, $a_2 = -0.4622$, $b_o = -0.034981695$ olarak bulunmuştur.

STPID algoritması MATLAB programlama dilinde yazılıp proses modeline uygulanmıştır.

STPID kontrolör ayar parametreleri t_2 ve t_3 minimum değerleri olan sıfırda tutulmuştur, t_1 ayar parametresini değiştirerek parametrelerin kapalı hat sistemde IAE (Hata mutlak değeri integrali) ve ISE (Hata kareleri integrali) etkinlik değerleri bulunmuştur. Aynı zamanda set profili ile kontrol edilen değişken sıcaklık grafikleri oluşturuldu ve görsel inceleme de yapıldı. Bu sırada ayar değişkeninin değişimleri de incelenmiştir.

STPID ayrık zaman kontrolör çalışmalarının inceleme bulguları çizelge 4.5' de verilmiştir.

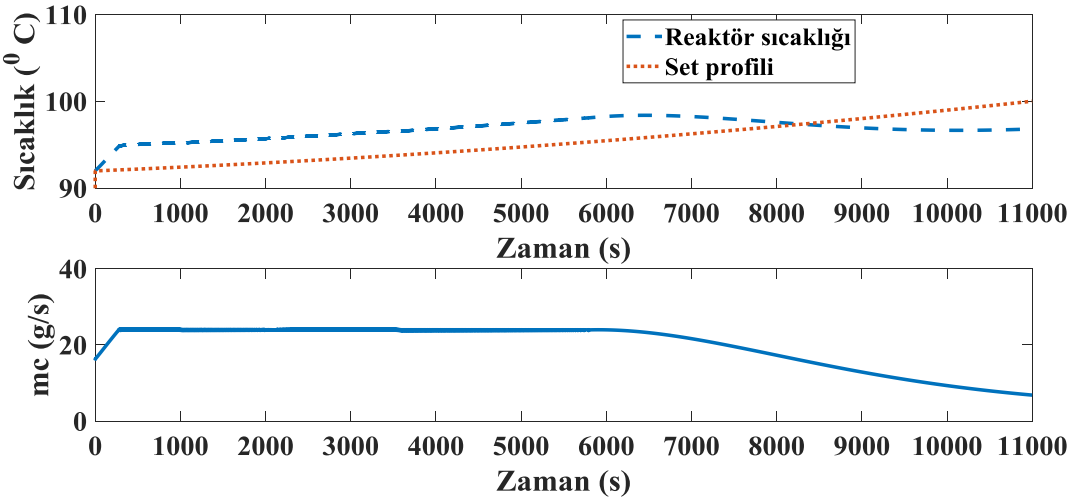
Kendinden Ayarlamalı PID(STPID) Kontrolör

$$G_c = \frac{m'_c}{e} = \frac{s_0 z^2 + s_1 z + s_2}{(z^2 - z)} \qquad (4.14)$$

Çizelge 4.5 Kendinden ayarlamalı PID kontrolör etkinliğinin t_1 ayar parametresi ile değişimi

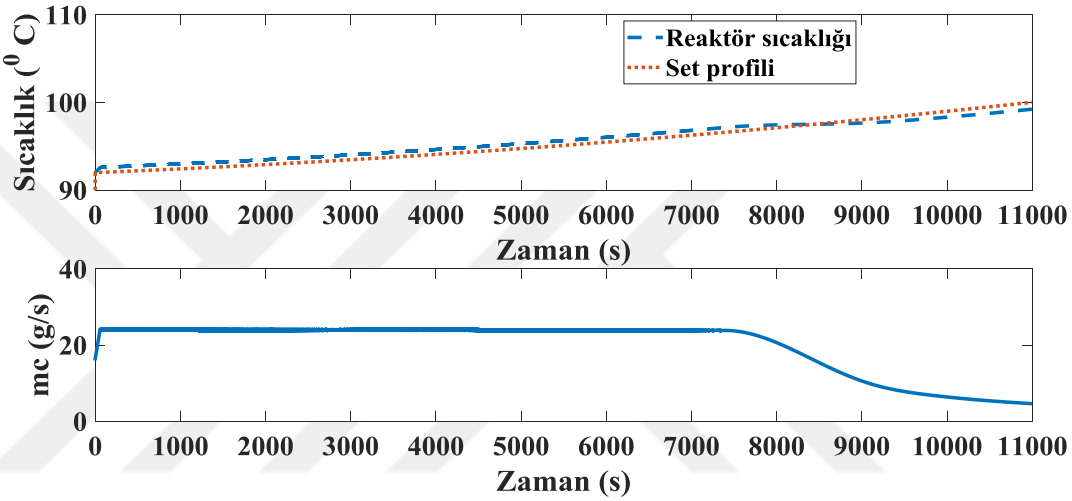
Kontrolör ayar parametresi (t_1)	**$\Sigma \mid e \mid$ =IAE**	**Σe^2 =ISE**
-0.9	2.5077e+04	6.4613e+04
-0.5	5.8754e+03	3.3370e+03
-0.1	3.3192e+03	1.0567e+03
-0.08	3.2495e+03	1.0124e+03
-0.05	3.1518e+03	951.7728
-0.03	3.0875e+03	913.2075
-0.005	3.0088e+03	867.3265
-0.001	2.9996e+03	861.6574

Kendinden ayarlamalı PID kontrolör etkinliğinin t_1 ayar parametresi Çizelge 4.5'deki gibi değiştirilip kontrolör etkinliği incelenmiştir. t_1 ayar parametresi arttıkça IAE ve ISE hata kriterlerinin azaldığı görülmektedir. t_1 ayar parametresi -0.001 değeri ile en düşük IAE=2.9996e+03 ve ISE= 861.6574 hata değerleri elde edilmektedir.

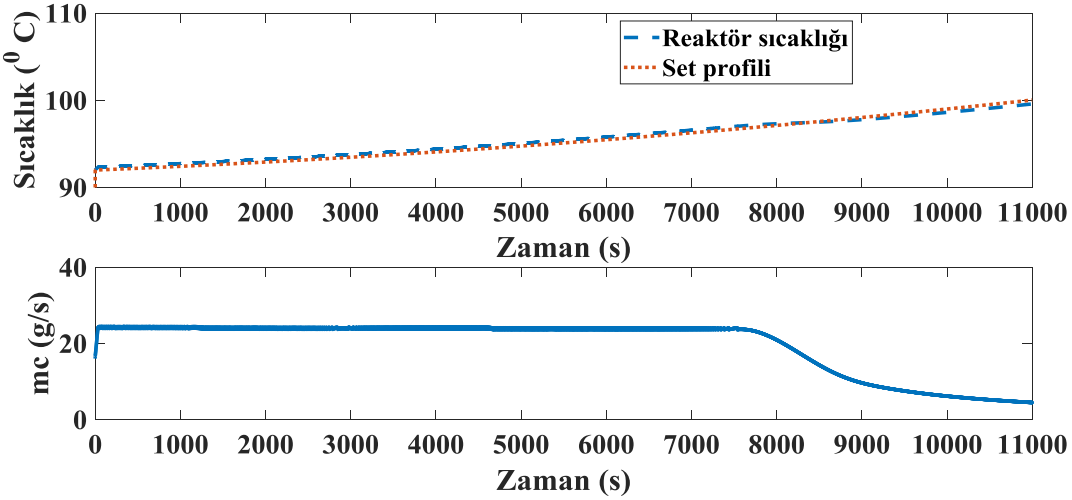


Şekil 4.51 STPID Kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör t_1=-0.9

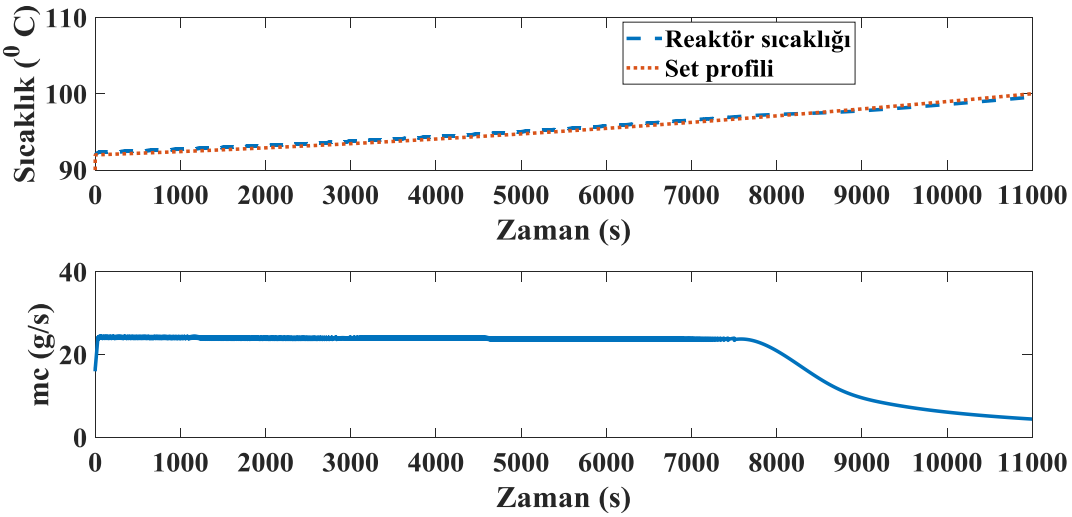
Kendinden ayarlamalı PID kontrolör ayar parametresi t_1=-0.9 olarak seçildiğinde ve 92°C'den 100°C ye bir ayar noktası adımı artması verildiğinde zamana karşı kapalı döngü çıkışı olarak elde edilen reaktör sıcaklığı değişimi şekil 4.51.'de gösterilmektedir. Verilen t_1 ayar parametresi ile reaktör sıcaklığının set profilini yakalaması ve devamında set profilinin altına düşmesi için soğutma suyu akış hızı 16 g/sn'den 24 g/sn'ye kadar yükselmiştir. Reaktör sıcaklığının set profilini 8296.sn'de 97.37°C yakalaması ve devamında set profilinin altına düşmesiyle soğutma suyu akış hızı düşmeye başlamış ve 6,83 g/sn'ye kadar düştüğü gözlemlenmiştir.



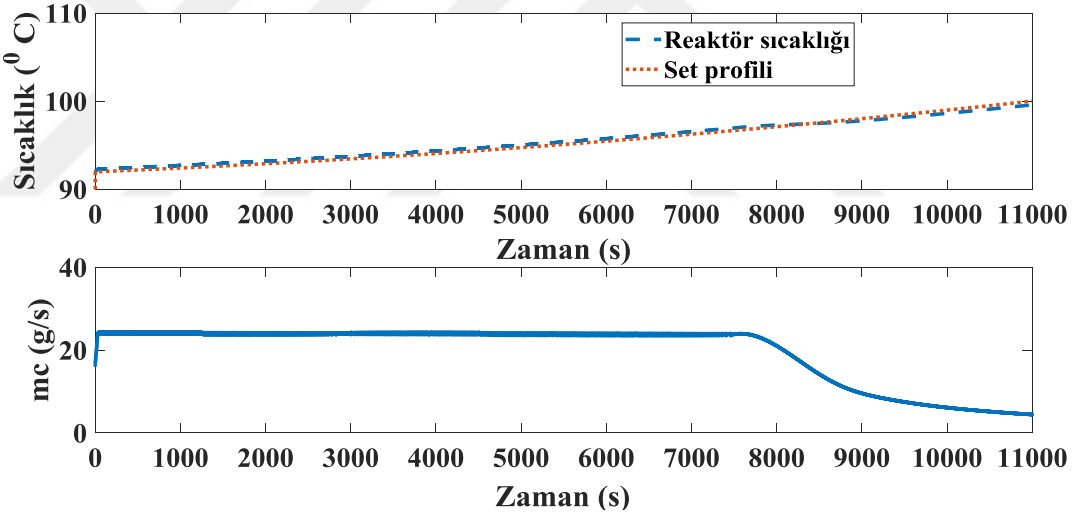
Şekil 4.52 STPID Kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör t_1=-0.5



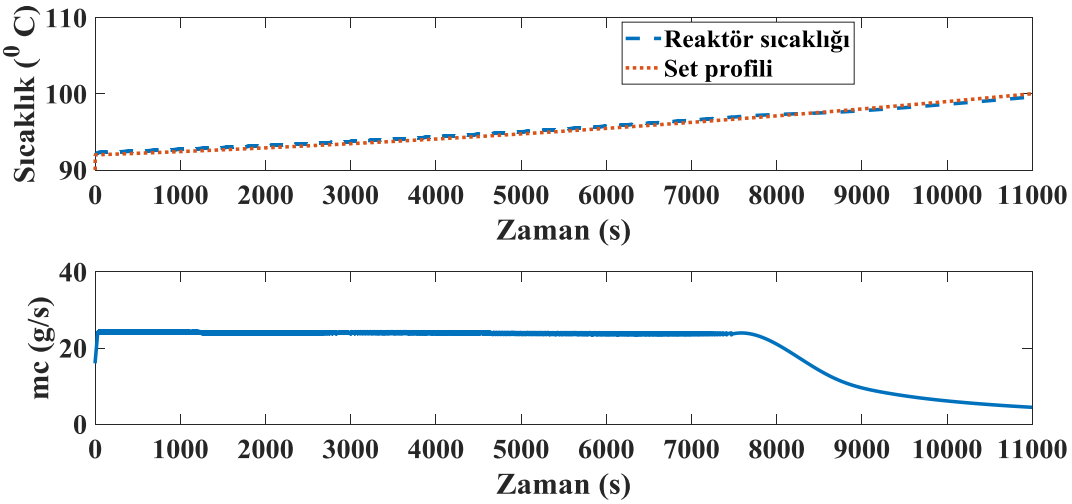
Şekil 4.53 STPID Kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör t_1=-0.1



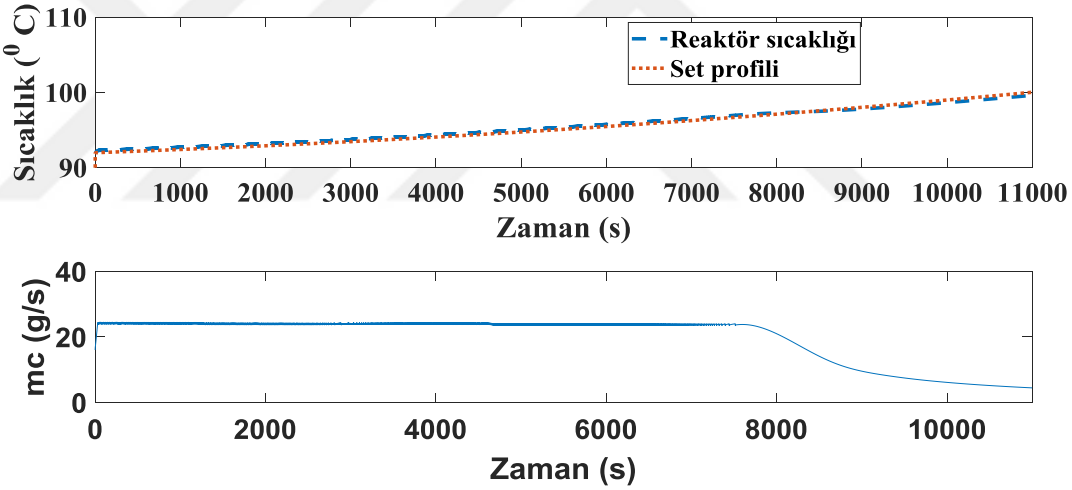
Şekil 4.54 STPID Kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör t_1=-0.08



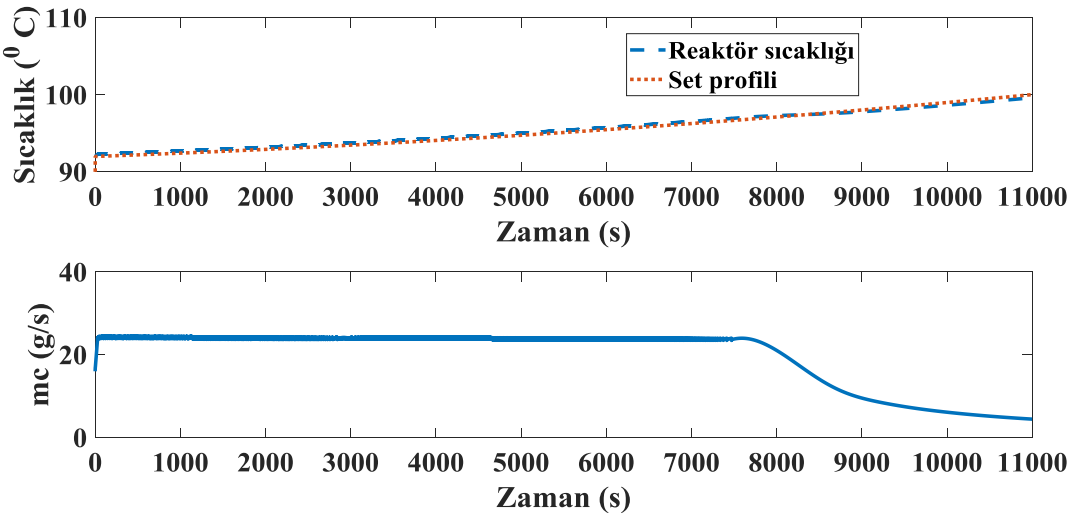
Şekil 4.55 STPID Kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör t_1=-0.05



Şekil 4.56 STPID Kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör t_1=-0.03



Şekil 4.57 STPID Kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör t_1=-0.005



Şekil 4.58 STPID Kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör t_1=-0.001

Kendinden ayarlamalı PID kontrolör ayar parametresi olan t_1'e çizelge 4.5'de belirtilen değerler ve 92℃'den 100℃ ye bir ayar noktası adımı artması verildiğinde zamana karşı kapalı döngü çıkışı olarak elde edilen reaktör sıcaklığı ile soğutma suyu akış hızı değişimleri şekil 4.51-58'de gösterilmektedir. Söz konusu bu şekiller incelendiğinde; t_1 ayar parametresine verilen değer arttırıldığında, reaktör sıcaklığının set profilini yakalaması ve devamında set profilinin altına düşmesi için geçen sürenin azaldığı gözlemlenmiştir. Soğutma suyu akış hızının ise; reaktör sıcaklığının set profilini yakaladığı zamana kadar 24.2 g/sn – 23.9 g/sn aralığında salınımlı hareket ettiği, yakalaması ve altına düşmesi ile birlikte 6.83 g/sn 'ye kadar düştüğü görülmektedir.

Çizelge 4.5 ve yukarıda belirtilen şekil 4.51-58 birlikte incelendiğinde IAE ve ISE hata kriterlerinin değerleri ile reaktör sıcaklığının set profilini yakalaması için geçen sürenin birbiri ile paralel olarak azaldığı veya arttığı görülmektedir. Ayarlanabilen değişken değişimlerine uyumlu olarak 0.4046 maksimum hata ve 0.0001 minimum hata ile reaktör sıcaklığı set profilini 11000 s zaman süresi boyunca takip etmiştir.

Kontrolör ayar parametresi t_1=-0.001 değerinin; hem şekil 4.58'de sistem çıkışı set profilini izleme süresinin kısalması hem de çizelge 4.5'de IAE 2.9996e+03 ve ISE

861.6574 hata kriterleri değerlerinin diğerlerinden az olması nedeniyle en iyi ayarlanmış parametre değeri olduğu tespit edilmiştir.

4.6 Altı Parametreli PID(2DOF) Kontrolör ile Kesikli Polimerizasyon Kontrolü

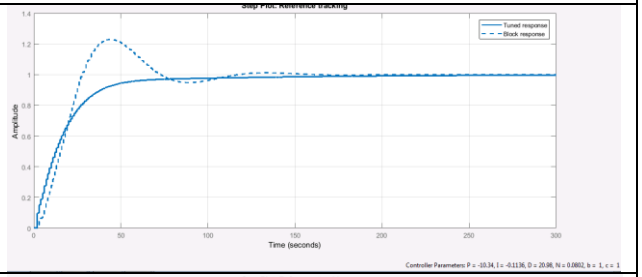
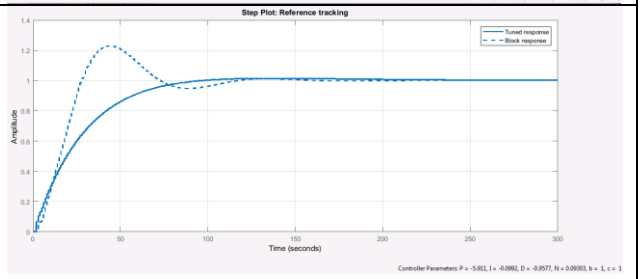
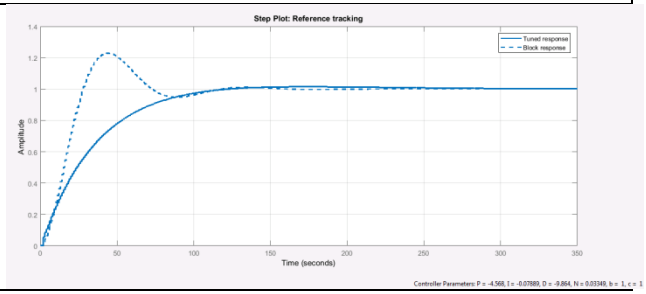
Altı parametreli PID(2DOF) kontrolör ile kesikli polimerizasyon kontrolünü, bloğu MATLAB simulink kütüphanesinde mevcut olan altı parametreli ayrık zamanlı PID kontrolör (2DOF) uygulamaları yapılmıştır. Ayrık zamanlı PID kontrolör formülünde yer alan altı parametre, MATLAB Simulink kontrol tasarımı kullanılarak en uygun değerler ayarlanmıştır.

Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ayar parametreleri P, I, D, N, b, ve c olarak gösterilmiştir. Parametrelerin kapalı hat sistemde IAE (Hata mutlak değeri integrali) ve ISE (Hata kareleri integrali) etkinlik değerleri bulunmuştur. Aynı zamanda set profili ile kontrol edilen değişken sıcaklık grafikleri oluşturulmuş ve görsel inceleme de yapılmıştır. Bu sırada ayar değişkeninin değişimleri de incelenmiştir.
Altı Parametreli PID(2DOF) Kontrolör;

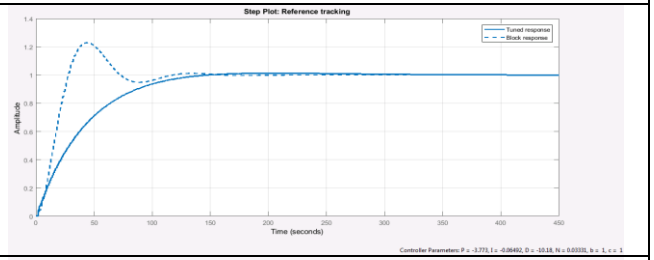
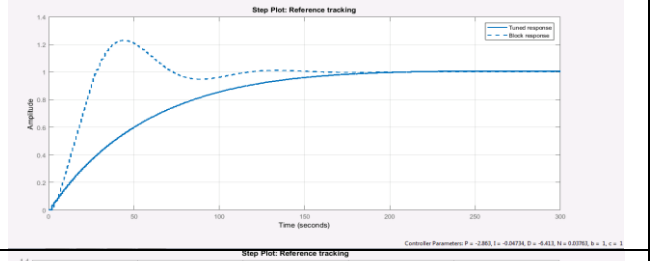
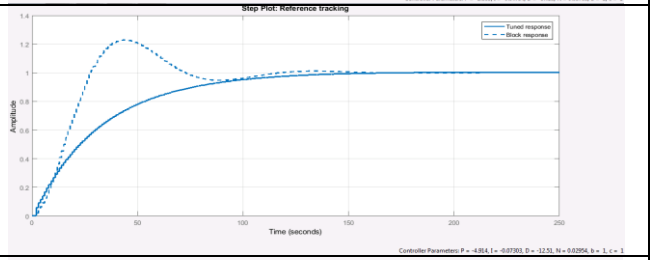
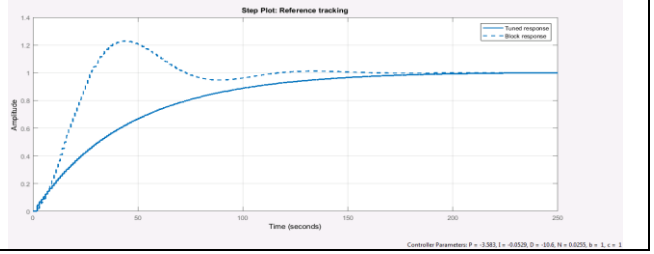
$$m_c' = P(br - y) + IT_s\left(\frac{1}{z-1}\right)(r - y) + D\left(\frac{N}{1+NTs\left(\frac{1}{z-1}\right)}\right)(cr - y) \qquad (4.15)$$

Altı parametreli PID (2DOF) ayrık zaman kontrolör çalışmalarının inceleme bulguları çizelge 4. 6 ve çizelge 4.7’ de verilmiştir.

Çizelge 4.6 Matlab simulink kullanılarak elde edilen altı parametreli PID (2DOF) kontrolör P, I, D, N, b ve c parametreleri

Cevap Zaman Parametresi	Geçiş Davranışı	P	I	D	N	b	c	Set Noktasını Yakaladığı Zaman (s)	Şekil
34.06	0.85	-10.34	-0.1136	20.98	0.0802	1	1	240	
55.49	0.85	-5.911	-0.0992	-0.9577	0.09303	1	1	200	
69.85	0.86	-4.568	-0.07889	-9.864	0.03349	1	1	250	

Çizelge 4.6 Matlab simulink kullanılarak elde edilen altı parametreli PID(2DOF) kontrolör P, I, D, N, b ve c parametreleri (devam)

Cevap Zaman Parametresi	Geçiş Davranışı	P	I	D	N	b	c	Set Noktasını Yakaladığı Zaman (s)	Şekil
83.98	0.86	-3.773	-0.06492	-10.14	0.03331	1	1	245	
110.7	0.86	-2.863	-0.04734	-6.413	0.03763	1	1	180	
66.71	0.9	-4.914	-0.07303	-12.51	0.02954	1	1	180	
92.08	0.9	-3.583	-0.0529	-10.6	0.0255	1	1	200	

Çizelge 4.6 incelendiğinde;

a. Geçiş davranışı 0.85 değerine ayarlanıp, cevap zaman parametresi arttırıldığında; program tarafından hesaplanan altı parametreden P, I, D ve N değerleri artmakta, b ve c değerleri sabit kalmakta, reaktör sıcaklığının set noktasını yakalama süresi azalmaktadır,

b. Geçiş davranışı 0.86 değerine ayarlanıp, cevap zaman parametresi arttırıldığında; program tarafından hesaplanan altı parametreden P, I, D ve N değerleri artmakta, b ve c değerleri sabit kalmakta, reaktör sıcaklığının set noktasını yakalama süresi azalmaktadır,

c. Geçiş davranışı 0.9 değerine ayarlanıp, cevap zaman parametresi arttırıldığında; program tarafından hesaplanan altı parametreden P, I, ve D değerleri artmakta, N değeri azalmakta, b ve c değerleri sabit kalmakta, reaktör sıcaklığının set noktasını yakalama süresi artmaktadır.

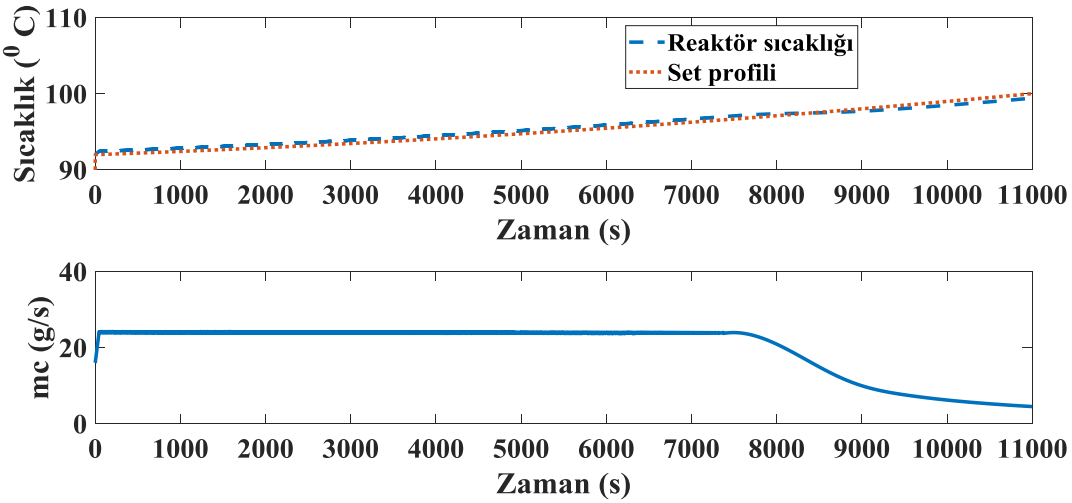
Çizelge 4.7 Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör etkinliğinin ayar parametreleri ile değişimi

Kontrol Ayar Parametreleri						**IAE**	**ISE**	**Şekil No**
P	**I**	**D**	**N**	**b**	**c**			
-4.568	-0.07889	-9.864	0.03349	1	1	4.4402e+03	1.8963e+03	4.59
-10.34	-0.1136	20.98	0.0802	1	1	2.6234e+03	658.4579	4.60
-5.911	-0.992	-0.9577	0.09303	1	1	5.2488e+03	2.6567e+03	4.61
-4.914	-0.07303	-12.51	0.02954	1	1	4.1131e+03	1.6257e+03	4.62
-3.773	0.06492	-10.18	0.03331	1	1	5.2561e+03	2.6648e+03	4.63
-2.863	0.04734	-6.413	0.03331	1	1	6.8958e+03	4.6098e+03	4.64
-3.583	0.0529	-10.6	0.0255	1	1	5.5689e+03	2.9950e+03	4.65

Ayrık zamanlı PID kontrolör formülünde yer alan altı parametre, MATLAB Simulink kontrol tasarımı kullanılarak hesaplanmış olup; elde edilen en uygun değerler ve bu değerler kullanılarak hesaplanan kapalı hat sistemde IAE (Hata mutlak değeri integrali) ve ISE (Hata kareleri integrali) etkinlik değerleri çizelge 4.7'de belirtilmektedir. Çizelge 4.7 genel olarak incelendiğinde;

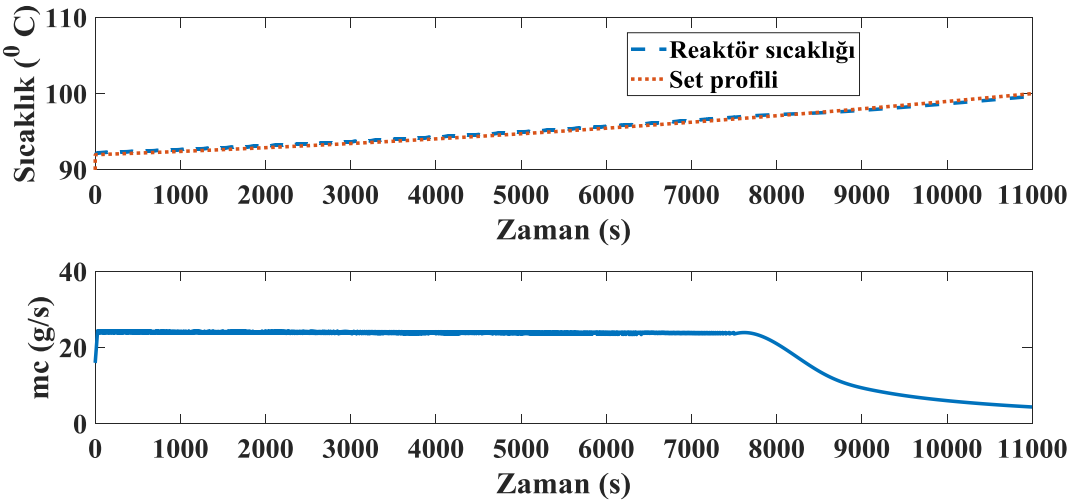
a. *"P, D* ve *N*" değerleri arttıkça IAE ve ISE değerleri artmış, azaldıkça da IAE ve ISE değerleri azalmıştır.

b. *"I"* değeri arttıkça IAE ve ISE değerleri azalmış, azaldıkça da IAE ve ISE değerleri artmıştır.



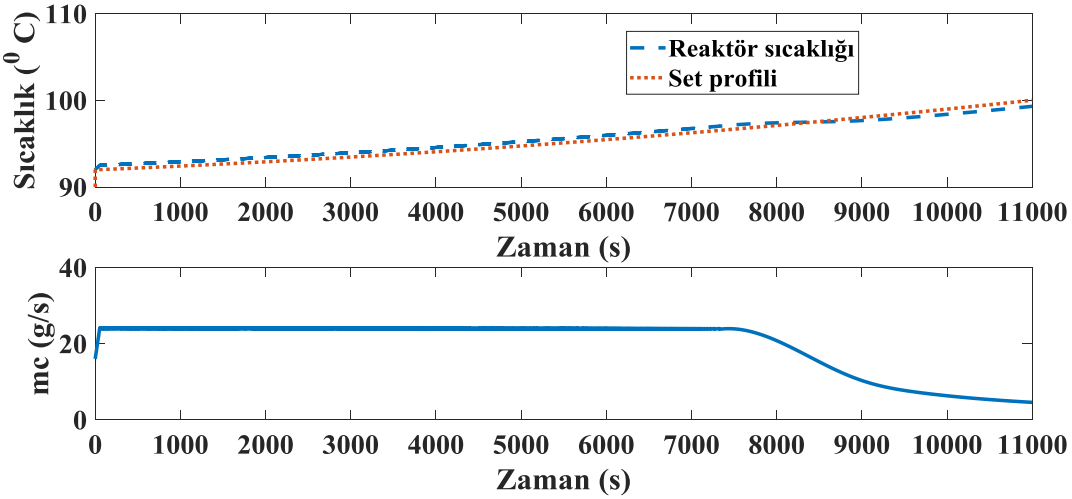
Şekil 4.59 Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör P=-4.568, I=-0.07889, D=-9.864, N=0.03349, b=1, c=1

Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ayar parametreleri P=-4.568, I=-0.07889, D=-9.864, N=0.03349, b=1, c=1 seçildiğinde ve 92℃'den 100℃ ye bir ayar noktası adımı artması verildiğinde zamana karşı kapalı döngü çıkışı olarak elde edilen reaktör sıcaklığı ile soğutma suyu akış hızı değişimleri Şekil 4.59'da gösterilmektedir. Seçilen altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ayar parametreleri ile reaktör sıcaklığının set profilini yakalaması ve devamında set profilinin altına düşmesi için soğutma suyu akış hızı 16 g/sn'den 24 g/sn'ye kadar yükselmiştir. Reaktör sıcaklığının set profilini 8414.sn'de 97.48℃ yakalaması ve devamında set profilinin altına düşmesiyle soğutma suyu akış hızı düşmeye başlamış ve 4.53 g/sn'ye kadar düştüğü gözlemlenmiştir.



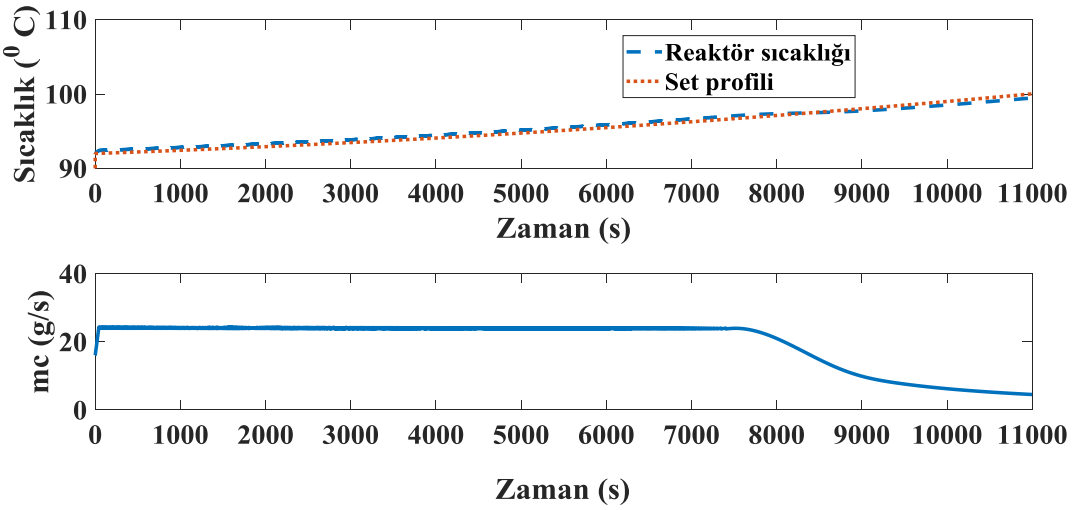
Şekil 4.60 Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör P=-10.34, I=-0.1136, D=20.98, N=0.0802, b=1, c=1

Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ayar parametreleri P=-10.34, I=-0.1136, D=20.98, N=0.0802, b=1, c=1seçildiğinde ve 92℃'den 100℃ ye bir ayar noktası adımı artması verildiğinde zamana karşı kapalı döngü çıkışı olarak elde edilen reaktör sıcaklığı ile soğutma suyu akış hızı değişimleri Şekil 4.60'da gösterilmektedir. Seçilen altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ayar parametreleri ile reaktör sıcaklığının set profilini yakalaması ve devamında set profilinin altına düşmesi için soğutma suyu akış hızı 16 g/sn'den 24 g/sn'ye kadar yükselmiştir. Reaktör sıcaklığının set profilini 8342.sn'de 97.41℃ yakalaması ve devamında set profilinin altına düşmesiyle soğutma suyu akış hızı düşmeye başlamış ve 4.42 g/sn'ye kadar düştüğü gözlemlenmiştir.



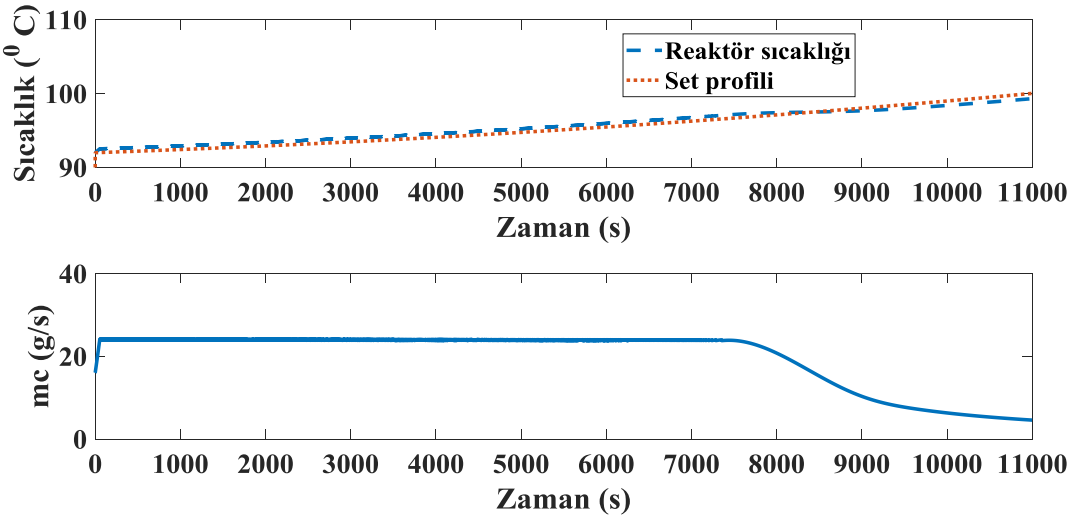
Şekil 4.61 Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör P=-5.911, I=-0.0992, D=-0.9577, N=0.09303, b=1, c=1

Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ayar parametreleri P=-5.911, I=-0.0992, D=-0.9577, N=0.09303, b=1, c=1seçildiğinde ve 92℃'den 100℃ ye bir ayar noktası adımı artması verildiğinde zamana karşı kapalı döngü çıkışı olarak elde edilen reaktör sıcaklığı ile soğutma suyu akış hızı değişimleri Şekil 4.61'de gösterilmektedir. Seçilen altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ayar parametreleri ile reaktör sıcaklığının set profilini yakalaması ve devamında set profilinin altına düşmesi için soğutma suyu akış hızı 16 g/sn'den 24 g/sn'ye kadar yükselmiştir. Reaktör sıcaklığının set profilini 8434.sn'de 97.50℃ yakalaması ve devamında set profilinin altına düşmesiyle soğutma suyu akış hızı düşmeye başlamış ve 4.58 g/sn'ye kadar düştüğü gözlemlenmiştir.



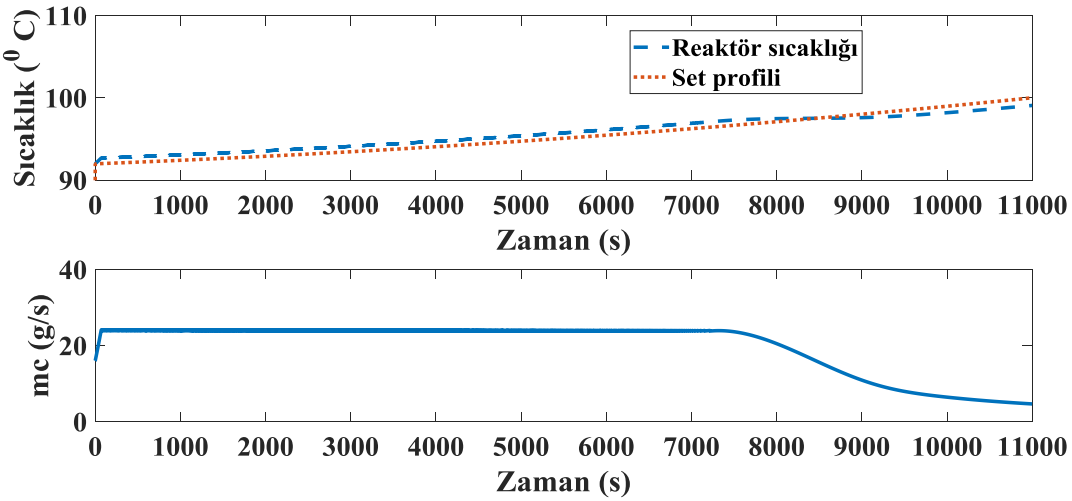
Şekil 4.62 Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör P=-4.914, I=-0.07303, D=-12.51, N=0.02954, b=1, c=1

Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ayar parametreleri P=-4.914, I=-0.07303, D=-12.51, N=0.02954, b=1, c=1 seçildiğinde ve 92℃'den 100℃ ye bir ayar noktası adımı artması verildiğinde zamana karşı kapalı döngü çıkışı olarak elde edilen reaktör sıcaklığı ile soğutma suyu akış hızı değişimleri Şekil 4.62'de gösterilmektedir. Seçilen altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ayar parametreleri ile reaktör sıcaklığının set profilini yakalaması ve devamında set profilinin altına düşmesi için soğutma suyu akış hızı 16 g/sn'den 24 g/sn'ye kadar yükselmiştir. Reaktör sıcaklığının set profilini 8404.sn'de 97.47℃ yakalaması ve devamında set profilinin altına düşmesiyle soğutma suyu akış hızı düşmeye başlamış ve 4.51 g/sn'ye kadar düştüğü gözlemlenmiştir.



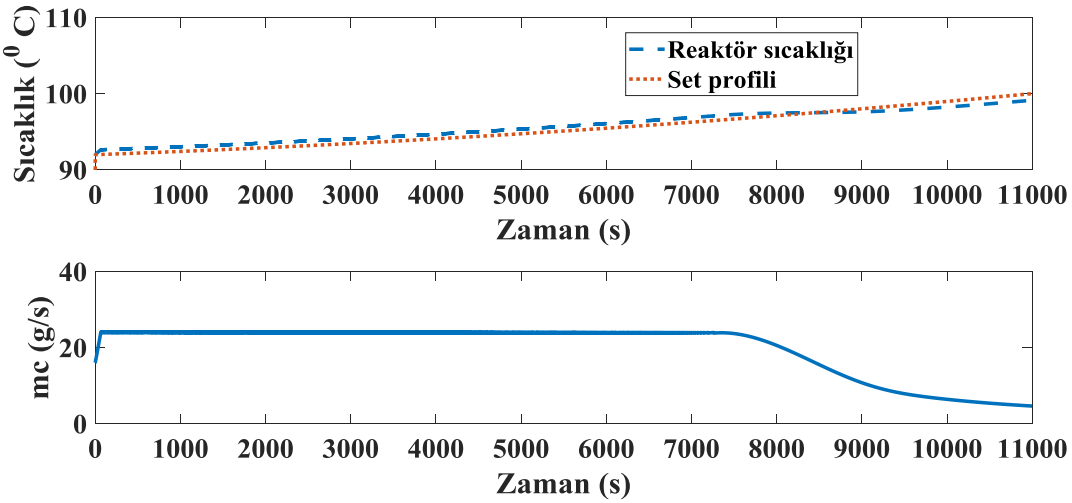
Şekil 4.63 Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör P=-3.773, I=0.06492, D=-10.18, N=0.03331, b=1, c=1

Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ayar parametreleri P=-3.773, I=0.06492, D=-10.18, N=0.03331, b=1, c=1 seçildiğinde ve 92℃'den 100℃ ye bir ayar noktası adımı artması verildiğinde zamana karşı kapalı döngü çıkışı olarak elde edilen reaktör sıcaklığı ile soğutma suyu akış hızı değişimleri Şekil 4.63'de gösterilmektedir. Seçilen altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ayar parametreleri ile reaktör sıcaklığının set profilini yakalaması ve devamında set profilinin altına düşmesi için soğutma suyu akış hızı 16 g/sn'den 24 g/sn'ye kadar yükselmiştir. Reaktör sıcaklığının set profilini 8432.sn'de 97.50℃ yakalaması ve devamında set profilinin altına düşmesiyle soğutma suyu akış hızı düşmeye başlamış ve 4.58 g/sn'ye kadar düştüğü gözlemlenmiştir.



Şekil 4.64 Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör P=-2.863, I=0.04734, D=-6.413, N=0.03763, b=1, c=1

Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ayar parametreleri P=-2.863, I=0.04734, D=-6.413, N=0.03763, b=1, c=1 seçildiğinde ve 92℃'den 100℃ ye bir ayar noktası adımı artması verildiğinde zamana karşı kapalı döngü çıkışı olarak elde edilen reaktör sıcaklığı ile soğutma suyu akış hızı değişimleri Şekil 4.64'de gösterilmektedir. Seçilen altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ayar parametreleri ile reaktör sıcaklığının set profilini yakalaması ve devamında set profilinin altına düşmesi için soğutma suyu akış hızı 16 g/sn'den 24 g/sn'ye kadar yükselmiştir. Reaktör sıcaklığının set profilini 8467.sn'de 97.52℃ yakalaması ve devamında set profilinin altına düşmesiyle soğutma suyu akış hızı düşmeye başlamış ve 4.69 g/sn'ye kadar düştüğü gözlemlenmiştir.



Şekil 4.65 Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ile kontrol edilen sıcaklığın set değişkeni takibi ve ayarlanabilen değişken değişimleri. Kontrolör P=-3.583, I=0.0529, D=-10.6, N=0.0255, b=1, c=1

Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ayar parametreleri P=-3.583, I=0.0529, D=-10.6, N=0.0255, b=1, c=1 seçildiğinde ve 92℃'den 100℃ ye bir ayar noktası adımı artması verildiğinde zamana karşı kapalı döngü çıkışı olarak elde edilen reaktör sıcaklığı ile soğutma suyu akış hızı değişimleri Şekil 4.65'de gösterilmektedir. Seçilen altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ayar parametreleri ile reaktör sıcaklığının set profilini yakalaması ve devamında set profilinin altına düşmesi için soğutma suyu akış hızı 16 g/sn'den 24 g/sn'ye kadar yükselmiştir. Reaktör sıcaklığının set profilini 8457.sn'de 97.33℃ yakalaması ve devamında set profilinin altına düşmesiyle soğutma suyu akış hızı düşmeye başlamış ve 4.66 g/sn'ye kadar düştüğü gözlemlenmiştir.

Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ayar parametreleri P=-3.583, I=0.0529, D=-10.6, N=0.0255, b=1, c=1 hem şekil 4.60'da sistem çıkışı set profilini izleme süresinin kısalması hem de çizelge 4.7'de IAE 2.6234e+03 ve ISE 658.4579 hata kriterleri değerlerinin diğerlerinden az olması nedeniyle altı iyi ayarlanmış parametre değeri olduğu tespit edilmiştir.

5. TARTIŞMA ve SONUÇ

Kesikli reaktör sıcaklığındaki bazı küçük değişiklikler, düşük ürün kalitesine neden olabilmektedir. Bu nedenle, üretilen polistirenin istenen moleküler ağırlığını elde etmek için hızlı örnekleme ara değişkeni olarak reaktör sıcaklığı kontrol edilmelidir.

Bu çalışmada, kapalı döngü kutup yerleştirmeye dayalı olarak ayarlanan farklı sayıda parametreler içeren ayrık zamanlı kontrolörler kullanarak bir polistiren polimerizasyon reaktöründe sıvı ortam sıcaklığı kontrol edilmiş ve soğutma ceketli bir reaktörde çözücü olarak toluen ve başlatıcı olarak benzoil peroksit kullanılan bir polistiren polimerizasyon süreci için kapalı döngü ayrık zaman transfer fonksiyonu simulink yazılımı gerçekleştirilmiştir. Reaktör ceketi soğutucu akış hızı ayarlanabilen değişken olarak seçilmiştir. Bu polistiren polimerizasyon reaktöründe sıvı ortam sıcaklığını kontrol etmek için kapalı döngü kutup yerleştirmeye dayalı olarak ayarlanan farklı sayıda parametreler içeren ayrık zamanlı kontrolör transfer fonksiyon yazılımları oluşturulmuştur. Bu kontrolörler için en uygun ayar parametrelerinin bulunması ayrık zaman kapalı döngü transfer fonksiyonu kutuplarının z-tabakasında yerleştirilmesi ile Matlab ortamında birim çembere göre yerleşim bölgesi izlenerek gerçekleştirilmiştir. Matlab-simulink ortamında, bu ayrık zamanlı kontrol çalışma etkinlikleri karşılaştırmalı olarak incelenmiştir.

Ayrıca çalışılan koşullarda etkinlik karşılaştırmalarında kullanmak üzere bloğu simulink kütüphanesinde mevcut olan altı parametreli ayrık zamanlı PID kontrolör (2DOF) uygulamaları gerçekleştirilmiştir. Ayrık zamanlı PID kontrolör formülünde yer alan altı parametre, simulink kontrol tasarımı kullanılarak en uygun değerlerine ayarlanmıştır.

Gerçekleştirilen teorik karşılaştırmalı kontrol sonuçlarının geçerliliğini onaylamak açısından, elde edilen teorik sonuçlar ısıtıcı gücünün ayarlanabilen değişken olarak seçildiği daha önce yayımlanmış pasifliğe dayalı kontrolör deneysel verileri ile karşılaştırılmıştır.

Üç parametreli kontrolör ayar parametreleri $CB1$=-60, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.1 değerlerinin hem şekil 4.40.'da sistem çıkışı set profilini izleme süresinin kısalması hem de çizelge

4.2.'de IAE 1.2923 e+03 ve ISE 159.001 hata kriterleri değerlerinin diğerlerinden az olması nedeniyle üç iyi ayarlanmış parametre değeri olduğu tespit edilmiştir.
Dört parametreli kontrolör ayar parametreleri $CB1$=-75, $CB2$=0.01, $CA1$=-0.7, $CA2$=-0.1 değerlerinin diğer on dokuz kontrolör ayar parametre değerleri ile karşılaştırıldığında, hem şekil 4.44'de sistem çıkışı set profilini izleme süresinin kısalması hem de çizelge 4.4'de IAE 1.0317 e+03 ve ISE 101.7872 hata kriterleri değerlerinin diğerlerinden az olması nedeniyle dört iyi ayarlanmış parametre değeri olduğu tespit edilmiştir.

Kendinden ayarlamalı PID kontrolör ayar parametresi t_1=-0.001 değerinin; hem şekil 4.58'de sistem çıkışı set profilini izleme süresinin kısalması hem de çizelge 4.5'de IAE 2.9996e+03 ve ISE 861.6574 hata kriterleri değerlerinin diğerlerinden az olması nedeniyle en iyi ayarlanmış parametre değeri olduğu tespit edilmiştir.

Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör ayar parametreleri P=-3.583, I=0.0529, D=-10.6, N=0.0255, b=1, c=1 değerleri çizelge 4.7'deki diğer kontrolör ayar parametre değerleri ile karşılaştırıldığında, hem şekil 4.60'da sistem çıkışı set profilini izleme süresinin kısalması hem de çizelge 4.7'de IAE 2.6234e+03 ve ISE 658.4579 hata kriterleri değerlerinin diğerlerinden az olması nedeniyle altı iyi ayarlanmış parametre değeri olduğu tespit edilmiştir.

Bu dört farklı kontrolör performansları, set noktasında bir adım düşüşü için birbirleriyle karşılaştırıldı. Çok yakın bir eşleşmenin sağlandığı ve kontrolörlerin belirlenen en iyi ayarlanmış parametrelerle kapalı çevrim sistemini arzu edilir ve kararlı hale getirdiği kaydedildi.

Bu çalışmada, polistiren polimerizasyon reaktöründe sıvı ortam sıcaklığını kontrol etmek için kapalı döngü kutup yerleştirmeye dayalı olarak ayarlanan farklı sayıda parametreler içeren ayrık zamanlı kontrolörlerin performansları, simulink kütüphanesinde mevcut olan altı parametreli ayrık zamanlı PID kontrolör (2DOF) etkinliği ile karşılaştırıldığında daha başarılı bir sonuç elde edilmiştir.

Gerçekleştirilen teorik karşılaştırmalı kontrol sonuçlarının geçerliliğini onaylamak açısından, elde edilen teorik sonuçlar ısıtıcı gücünün ayarlanabilen değişken olarak seçildiği daha önce yayımlanmış olan Nguyen vd. (2019b)'nin pasifliğe dayalı kontrolör (PBC) ile gerçekleştirdiği kontrol ile ulaştığı hata kriterleri olan IAE 7.4950e+03 ve ISE 6.4567e+03 değerleri ile karşılaştırılmış olup, yakın eşleşmenin sağlandığı görüldü. Polistiren polimerizasyon reaktöründe sıvı ortam sıcaklığını kontrol etmek için, reaktör ceketi soğutucu akış hızı ayarlanabilen değişken olarak seçildiği, kapalı döngü kutup yerleştirmeye dayalı olarak ayarlanan farklı sayıda parametreler içeren ayrık zamanlı kontrolörlerin performanslarının çizelge 5.1'de de görüldüğü üzere daha başarılı olduğu kaydedildi.

Çizelge 5.1 Tezde yapılan teorik kontrol çalışmaları ve daha önce yayınlanan verilerin etkinlik karşılaştırmaları.

Yöntem	**IAE**	**ISE**
Üç parametreli kontrolör	1.2923 e+03	159.001
Dört parametreli kontrolör	1.0317 e+03	101.7872
Kendinden ayarlamalı PID kontrolör	2.9996e+03	861.6574
Altı parametreli PID (2DOF) kontrolör	2.6234e+03	658.4579
PBC kontrolör (Nguyen vd 2019b)	7.4950e+03	6.4567e+03

Polistiren polimerizasyonunun enerji tüketimini azaltarak kesikli reaktör karışımını optimum sıcaklık profilinde tutmak önemlidir. Uygulanan kontrolörün etkinliğide bu ölçüde önemlidir. İncelenen bu iyi ayarlanmış farklı sayıda parametreler içeren ayrık zamanlı kontrolörler etkinliği ve kolaylığı nedeniyle proses endüstrisinde kolaylıkla uygulanabilir.

Yapılan çalışmaların bir kısmında ceketli kesikli polistiren reaksiyon sistemlerinin sıcaklık kontrolü, reaksiyon karışımına gerekli ısıtma enerjisini sağlayan bir ısıtıcı manipüle edilerek incelenmiştir (Özkan 1998, Ekpo vd. 2007, Ghasem vd. 2007,

Altınten vd. 2008, Hosen vd. 2014). Çalışmaların bazılarında ise reaktör sıcaklığı, yalnızca ceket soğutma akış hızının ayarlanabilen değişken olarak kullanılması ile kontrol edilmiştir (Fileti vd. 2007, Alipoor 2009, Copelli vd. 2019). Bu çalışmada ise reaktör ceketi soğutucu akış hızı ayarlanabilen değişken olarak seçilmiş olup koordineli olarak soğutucu akış hızının belirlenen üst sınırında, ısı giriş değişkenini değiştirerek uygulamanın daha ekonomik olması sağlanmıştır.

Öneriler

Polistiren, geniş bir uygulama yelpazesinde en önemli ve yaygın olarak kullanılan termoplastik polimerlerden biridir ve bu kimyasalın endüstriyel üretimi için yılda birkaç milyon ton tüketim ile önemli bir pazar talebi vardır. Bu sebepten, incelenen bu iyi ayarlanmış farklı sayıda parametreler içeren ayrık zamanlı kontrolörler etkinliği ve kolaylığı nedeniyle proses endüstrisinde kolaylıkla uygulanabilir.

Reaktör ceketi soğutucu akış hızı ayarlanabilen değişken olarak seçilmiş olup koordineli olarak soğutucu akış hızının belirlenen üst sınırında, ısı giriş değişkenini değiştirerek uygulamanın daha ekonomik olması avantaj sağlayacağı için proses endüstrisinde uygulanabilir.

Bu çalışmada ayarlanabilen değişken olarak soğutma suyu akış hızı(m_c) kullanılmış olup ısı(Q) için tek bir komutla değişiklik yapılmıştır. Bu çalışmayı geliştirerek hem (Q) hem de (m_c) olmak üzere iki ayar değişkeni koordineli kontrol algoritması yazılabilir.

Farklı sayıda parametreler içeren ayrık zamanlı bu kontrolörler diğer ileri kontrol yöntemleri ile karşılaştırarak etkinlikleri incelenebilir.

Model parametrelerinin tahmini için PRBS, Bierman gibi klasik yöntemlerden farklı olarak genetik algoritma gibi yöntemler de kullanılabilir.

Kontrol algoritmalarında kullanılan sistem modelleri fuzzy model gibi ileri kontrol algoritma modelleri de kullanılabilir.

KAYNAKLAR

Alipoor, M., Zeinali, M. and Yazdi, H.S. 2009. Fuzzy temperature control in a batch polymerization reactor using anfis method. International Journal of Engineering and Technology 1(1): 1793–8236.

Altınten, A., Ketevanlıoğlu, F., Erdoğan S., Hapoğlu, H. ve Alpaz, M. 2008. Self-tuning PID control of jacketed batch polystyrene reactor using genetic algorithm. Chem. Eng. J, Cilt 138; 490-497.

Altınten, A., Karakurt, S., Erdogan, S. ve Alpbaz, M. 2010. Application of self-tuning PID control with genetic algorithm to a semi-batch polystyrene reactor. Indian Journal of Chemical Technology (IJCT)IJCT Vol.17(5).

Altınten, A., Altındal, S., Erdoğan, S. ve Hapoğlu, H. 2011. Yarı-kesikli stiren polimerizasyon reaktörünün genetik algoritma ile bulanık kontrolü. Journal of the Faculty of Engineering and Architecture of Gazi University. Vol 30, No 1; 49-56.

Altuntaş, S., Ertunç, S., Hapoğlu, H. and Alpbaz, M. 2011. Discrete-time modelling of the cheese whey drink production and servo control of pH. Ordu Univ. J. Sci. Tech., Vol:1, No:1; 15-21.

Altuntaş, S. 2012. Peynir yapım tesislerinden alınan atıksuyu biyolojik işlemden geçirme. Doktora Tezi, Ankara Üniversitesi. Fen Bilimleri Enstitüsü Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı, Ankara.

Altuntaş, S., Hapoğlu, H. 2016 Control of adiabatic continuous stirred tank reactor at an unstable operating point, Bulgarian Chemical Communications, 48, Special C, 14-19

Anonymous. 2014. Web Sitesi: https://www.coulton.com/article58.html. Erişim Tarihi: 11.08.2021.

Anonymous. 2021. Web Sitesi: https://www.mathworks.com/help/control/examples/designing-cascade-control-system-with-pi-controllers.html . Erişim Tarihi: 31.08.2021

Anonymous. 2021. Web Sitesi: https://www.mathworks.com/help/ident/gs/about-system-identification.html. Erişim Tarihi: 30.07.2021.

Arora, S., Gesthuisen, R. and Engell, S. 2007. Model based operation of emulsion polymerization reactors with evaporative cooling: Application to vinyl acetate homopolymerization. Computers & Chemical Engineering 31(5–6): 552–564.

Aström, K. ve Hägglund, T. 2006. *Advanced PID control*. Research Triangle Park, NC: ISA.

Bayram, İ. 2015.İleri kontrol yöntemleriyle kablosuz sıvı seviye kontrolü. Doktora Tezi, Ankara Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı, Ankara

Bayram, İ. 2017. Kablosuz kontrol amacıyla geliştirilmiş bir proses kontrol simülatöründe sistem dinamiğinin teorik ve deneysel incelenmesi. GU J Sci, Part C, 5(4); 47-58.

Beşergil, B. 2008. Polimer Kimyası. Gazi Kitabevi, 490, Ankara.

Bierman, G.J. 1976. Measurement Updating Using the U-D Factorisation. Automatica, 12, 375-382.

Chidrawar, S. and Patre, B. 2008. Generalized predictive control and neural generalized predictive control. Leonardo Journal of Sciences. ISSN 1583-0233. Issue 13, p. 133-152.

Clarke, D.W., Mohtadı, C. and Tuffs, P.S. 1987. Generalized Predictive Control -Part I The Basic Algorithm. Automatica, VoL 23, No. 2, pp. 137 148.

Copelli, S., Barozzi, M., Petrucci, N. and Moreno, V. 2019. Modeling and process optimization of a full-scale emulsion polymerization reactor.Chemical Engineering Journal 358: 1410–1420.

Çetinkaya, S., Durmazuçar, H.H., Zeybek, Z., Hapoğlu, H. ve Alpbaz, M. 2013. Kesikli bir polimerizasyon reaktörüne farklı optimal şartlarda sıcaklık kontrolunun uygulanması. Journal of the Faculty of Engineering and Architecture of Gazi University. Vol 28, No 2; 383-392.

Çırak, C.R. 2019. Kontrol teorisi uygulamaları ile zaman serisi öngörülerinin iyileştirilmesi. Yüksek Lisans Tezi. Hacettepe Üniversitesi, Sosyal Bilimler Enstitüsü, İşletme Anabilim Dalı, Üretim Yönetimi ve Sayısal Yöntemler Bilim Dalı, Ankara.

De Toledo, E., Martini, R. and Maciel Filho, R. 2000. Development of high performance operational strategies for polymerization reactor. Computers & Chemical Engineering 24(2–7): 481–486.

De Toledo, E., Martini, R.F., Maciel, M.R.W. and Maciel Filho, R. 2005. Process intensification for high operational performance target: Autorefrigerated CSTR polymerization reactor. Computers & Chemical Engineering 29(6): 1447–1455.

Ding, S. 2021. Application of numerical GPC for temperature control. Journal of Physics: Conference Series 1939 012087. doi:10.1088/1742-6596/1939/1/012087

Duzelbayev, M. 2009. Kontrol sistemlerinin tasarımında polinomsal denklemler yaklaşımı. Yüksek Lisans Tezi. Yıldız Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul.

Ekpo, E.E. and Mujtaba, I.M. 2007. Performance analysis of three controllers for the polymerisation of styrene in a batch reactor. Chemical Product and Process Modeling 2(1). pp. 1–29.

Fileti, A.M.F., Antunes, A.J.B. and Silva, F.V. 2007. Experimental investigations on fuzzy logic for process control. Control Engineering Practice 15(9): 1149–1160.

Gezgin, M. 2012. Vinilen karbonat homo ve kopolimerlerinin kontrollü polimerleşme teknikleri ile elde edilmesi. Yüksek Lisans Tezi. İstanbul Teknik Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, Kimya Anabilim Dalı,81, İstanbul.

Gharaghani, M., Abedini, H. and Parvazinia, M. 2012. Dynamic simulation and control of auto-refrigerated CSTR and tubular reactor for bulk styrene polymerization. Chemical Engineering Research and Design 90(10): 1540–1552.

Ghasem, N.M., Sata, S.A. and Hussain, M.A. 2007. Temperature control of a bench-scale batch polymerization reactor for polystyrene production. Chemical Engineering & Technology: Industrial Chemistry-Plant Equipment-Process Engineering-Biotechnology 30(9):1193–1202.

Gürer, S.Ç., Anaklı, D. and Hapoğlu, H. 2019. Optimal temperature control in a batch polymerization reactor using Deadbeat control. Eskişehir Technical University. Journal of Science and Technology A- Applied Sciences and Engineering. Vol: 20; pp. 49 – 54. DOI: 10.18038/estubtda.634183.

Hapoğlu, H. 1993. Self-Tuning Control of Packed Distillation Colums. Doktora Tezi. Wales Üniversitesi, İngiltere.

Hapoğlu, H., Özkan, G. and Altuntas, S. 2019. Discrete-time controllers for temperature control of a polystyrene polymerization reactor. Journal Indian Chem. Soc.,Vol. 96, pp. 1227-1232.

Hidalgo, P. and Brosilow, C. 1990. Nonlinear model predictive control of styrene polymerization at unstable operating points. Computers & Chemical Engineering 14(4–5): 481–494.

Hosen, M.A., Hussain, M.A. and Mjalli, F.S. 2011a. Hybrid modelling and kinetic estimation for polystyrene batch reactor using Artificial Neutral Network (ANN) approach. Asia-Pac. J. Chem. Eng. 6; 274–287.

Hosen, M.A., Hussain, M.A. and Mjalli, F.S. 2011b. Control of polystyrene batch reactors using neural network based model predictive control (NNMPC): An experimental investigation. Control Engineering Practice 19; 454–467.

Hosen, M.A., Hussain, M.A. and Mjalli, F.S. 2014. Performance analysis of three advanced controllers for polymerization batch reactor:An experimental investigation. Chemical Engineering Research and Design 92(5): 903–916.

Hvala, N., Aller, F., Miteva, T. and Kukanja, D. 2011. Modelling, simulation and control of an industrial, semi-batch, emulsionpolymerization reactor. Computers & Chemical Engineering 35(10): 2066–2080.

Kannan, G., Saravanakumar, G. and Saraswathi, M. 2018. Two-degree of freedom PID controller in time delay system using hybrid controller model. International Journal of Automation and Control, 12(3); 399. DOI:10.1504/IJAAC.2018. 092852

Karagöz, A.R., Saçak, M., Erdoğan, S. ve Alpbaz, M. 1996. Stiren polimer reaktörünün çevrimiçi bilgisayar ile kontrolü. Journal of the Faculty of Engineering and Architecture of Gazi University, Vol 11, No 1; 31-42.

Karagöz, A.R. 1998. Bir polimerizasyon reaktörünün optimal sıcaklık profiline Genelleştirilmiş Minimum Varyans (GMV) kontrolünün uygulanması. Doktora Tezi. Ankara Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı, Ankara.

Karataş, Y. 2007. Dijital Kontrol Sistemlerinde Dayanıklılık Analizi. Yüksek Lisans Tezi. İnönü Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, Elektronik Mühendisliği Anabilim Dalı, Malatya.

Luyben, W. 1999. Temperature control of autorefrigerated reactors. Journal of Process Control 9(4): 301–312.

Maghade, D.K. and Patre, B.M. 2014. Pole placement by PID controllers to achieve time domain specifications for TITO systems. Transactions of the Institute of Measurement and Control. Vol 36, Issue 4.

Malathi, S., Bhuvaneswari, N. S. 2018 Control strategy of glass-lined batch polymerization reactor for PVC resin industrial process, International Journal of Applied Engineering Research, 13(17), 13392-13401

Mijwil, M.M. 2018. Artificial Neural Networks Advantages and Disadvantages. ResearchGate. Web Sitesi: https://www.researchgate.net/publication/323665827. Erişim Tarihi: 31 Ağustos 2021.

Mokhtarname, R., Safavi, A.A., Urbas, L., Salimi, F., Zerafat, M.M. and Harasi, N. 2021. Model development and control of an auto-refrigerated polystyrene polymerization reactor. Transactıons of the Institute of Measurement and Control. Article Number 01423312211025125. DOI: 10.1177/01423312211025125

Nguyen, T.S., Hoang, N.H. and Hussain, M.A. 2019a. Feedback passivation plus tracking-error-basedmultivariable control for a class of free radical polymerisation reactors. Internatıonal Journal of Control, Vol. 92, NO. 9; 1970–1984.

Nguyen, T.S., Hoang, N.H., Hussain, M.A. and Tan, C.K. 2019b. Tracking-error control via the relaxing port-Hamiltonian formulation:Application to level control and batch polymerization reactor. T. Sang Nguyena, N. Ha Hoangb, Mohd Azlan Hussaina, Chee Keong Tanaa Journal of Process Control 80 (2019) 152–166

Orman, F. ve Altınten, A. 2017. Sıcaklık kontrolü ile polistiren/kil nanokompozit sentezi ve karakterizasyonu. Journal of the Faculty of Engineering and Architecture of Gazi University 32:2; 303-312

Özkan, G., Hapoğlu, H. and Alpbaz, M. 1998. Generalized predictive control of optimal temperature profiles in a polystyrene polymerization reactor. Chemical Engineering and processing: Process Intensification 37(2): 125–139.

Özkan, G. 2006. Jenerik modele dayalı kontrol algoritmasının benzetimi yapılmış bir polimer reaktörüne uygulanması. Eskişehir Osmangazi Üniversitesi Müh.Mim.Fak. Dergisi, C.XIX; S.2.

Prokopa, R., Matušub, R. and Vojtěšekc, J. 2020. Feedback control of chemical reactors by modern principles. Chemical Engineering Transactions. vol. 81, p. 805-810

Prasad, V., Schley, M., Russo, L. and Bequette, B. 2002. Product property and production rate control of styrene polymerization. Journal of Process Control 12(3): 353–372.

Roetzel, W., Luo, X. and Chen, D. 2020. Design and Operation of Heat Exchangers and their Networks. Academic Press. ISBN: 978-0-12-817894-2. 577 p.

Rumelhart, D. E., Hinton, G. E. and Williams, R. J. 1986. Learning representations by back-propagating errors. Nature, 323, 533-536.

Sezer, E. 2011. Sıcaklık kontrolü ile elde edilen polistiren nanokompozitlerinin araştırılması. Yüksek Lisans Tezi, Gazi Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü.

Solo´rzano, M.Z. and Ray, W.H. 2008. Multiplicity and stability of chemical reactors with evaporative cooling. Industrial & Engineering Chemistry Research 47(23): 9025–9039

Tajika, H., Sato, T., Vilanova, R., Konishi, Y. 2015 23th Mediterranean Conference on Control and Automation (MED), Torremolinos, Spain, 249-254

Uludemir, B. 2006. Genelleştirilmiş Minimum Değişmeli (GMV) algoritması kullanarak bir nötralizasyon prosesinin pH kontrolü. Yüksek Lisans Tezi. Ankara Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı, Ankara.

Ünlütürk, A.E., Erdoğan S., Altınten A. ve Alpbaz M. 2013. Kesikli bir polimetil metakrilat (PMM) reaktörünün sıcaklığını kendinden ayarlamalı PID yöntemi ile kontrolü. Erciyes Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Dergisi, 29(2); 114-124.

Vasičkaninová, A., Bakošová, M. and Oravec, J. 2020. Fuzzy control of heat exchangers in series using complex control structures. Academic Press. In Advanced Analytic and Control Techniques for Thermal Systems with Heat Exchangers, p. 287-306.

Vural, İ.H., Altınten, A., Hapoğlu, H. Erdoğan ,S. and Alpbaz, M. 2015. Application of pH control to a tubular flow reactor. Chinese Journal of Chemical Engineering Volume 23, Issue 1, Pages 154-161.

Wang, Q.G., Zhang, Z., Astrom, K.J., Zhang, Yu. and Zhang, Yong. 2008. Guaranteed dominant pole placement with PID controllers. Proceedings of the 17th World

Congress. The International Federation of Automatic Control Seoul, July 6-11, Korea.

Zítek, P., Fišer, J. and Vyhlídal, T. 2013. Dimensional analysis approach to dominant three-pole placement in delayed PID control loops. Journal of Process Control. Volume 23, Issue 8; Pages 1063-1074.

Zou, Z., Zhao, D., Liu, X., Guo, Y., Guan, C., Feng, W. and Guo, N. 2015. Pole-placement self-tuning control of nonlinear Hammerstein system and its application to pH process control. Chinese Journal of Chemical Engineering. Volume 23, Issue 8; Pages 1364-1368.