

ANKARA ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

YÜKSEK LİSANS TEZİ

ÇOK BİLEŞENLİ BİR KARIŞIMIN DAMITILDIĞI LABORATUVAR - ÖLÇEKLİ
DOLGULU DAMITMA KOLONUNUN KISITLANMIŞ MODEL ÖNGÖRMELİ
KONTROLÜ

Saniye AY

KİMYA MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

ANKARA
2006

Her hakkı saklıdır

Doç. Dr. Süleyman KARACAN danışmanlığında, Saniye AY tarafından hazırlanan bu çalışma 16 / 02 / 2006 tarihinde aşağıdaki jüri tarafından Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı'nda Yüksek Lisans tezi olarak kabul edilmiştir.

Başkan : Prof. Dr. Canan CABBAR
Gazi Üniversitesi Kimya Mühendisliği

Üye : Prof. Dr. Mustafa ALPBAZ
Ankara Üniversitesi Kimya Mühendisliği

Üye : Doç. Dr. Süleyman KARACAN
Ankara Üniversitesi Kimya Mühendisliği

Yukarıdaki sonucu onaylarım

Prof. Dr. Ülkü MEHMETOĞLU
Enstitü Müdürü

ÖZET

Yüksek Lisans Tezi

ÇOK BİLEŞENLİ BİR KARIŞIMIN DAMITILDIĞI LABORATUVAR-ÖLÇEKLİ DOLGULU DAMITMA KOLONUNUN KISITLANMIŞ MODEL ÖNGÖRMELİ KONTROLÜ

Saniye AY

Ankara Üniversitesi
Fen Bilimleri Enstitüsü
Kimya Mühendisliği Anabilim Dalı

Danışman: Doç. Dr. Süleyman KARACAN

Sürekli çalışan laboratuvar ölçekli bir dolgulu damıtma kolonunda çok bileşenli alkol karışımının ayırımı yapılmıştır. Yapılan çalışma prosesin dinamik davranışı ve üst ürün sıcaklığının teorik ve deneysel kontrolü üzerinedir. Üst ürün sıcaklığının kontrolü için kısıtlamalı model öngörmeli kontrol (CMPC) ve PID uygulanmıştır. Besleme çözeltisi olarak etil alkol üretim tesisinden elde edilen metanol- etanol- n-butanol-isoamil alkol-anisol (metil-fenil eter) beşli karışımı kullanılmıştır. Kontrol tasarımı yapmak amacı ile prosesin giriş değişkeni olarak geri akma oranı ve çıkış değişkeni olarak ise üst ürün sıcaklığı seçilmiştir. Geri akma oranına basamak etkileri verilerek üst ürün sıcaklığının zamanla değişimi elde edilmiştir. Bu verilerden yararlanılarak istatistiksel regresyon yöntemi ile prosesin birinci mertebeden ölü zamanlı iletim fonksiyonu bulunmuştur. Bu iletim fonksiyonu kullanılarak MATLAB ortamında basamak yanıtı modeli elde edilmiştir. Kısıtlamalı model öngörmeli kontrol tasarımında basamak yanıtı modeli kullanılmıştır. Prosesin üst ürün sıcaklığının CMPC kontrolü için MPC Toolbox'ından yararlanılmıştır. Ayrıca PID kontrolü de MATLAB Simulink ortamında oluşturulan blok diyagramı ile yapılmıştır. Deneysel kontrol çalışmaları, 2 L kazan hacmi ve 1 m lik dolgu boyu olan laboratuvar ölçekli bir kolonda üst ürün sıcaklığının kontrolü için gerçekleştirilmiştir. Bu amaçla kolonun giriş değişkenlerine çeşitli kademe etkileri ve kontrol edilen değişkenin set noktasına pulse etkileri verilerek kontrol sonuçları elde edilmiştir. Deneysel CMPC performansının geleneksel PID'ye göre daha iyi sonuç verdiği görülmüştür. Ayrıca kolonda değişkenlerin birbiri ile etkileşimlerini görmek için sistemin RGA analizi iki girdi - iki çıktı değişkeni için yapılmıştır.

2006, 81 sayfa

Anahtar Kelimeler: Laboratuvar ölçekli dolgulu damıtma kolonu, Model öngörmeli kontrol, RGA analizi

ABSTRACT

Master Thesis

CONSTRAINED MODEL PREDICTIVE CONTROL OF A LABORATORY – SCALE PACKED DISTILLATION COLUMN WITH A MULTICOMPONENT MIXTURE

Saniye AY

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

Supervisor: Assoc.Prof. Dr. Süleyman KARACAN

Separation of multi-component alcohol mixture was conducted in a continuously fed laboratory scaled distillation column. This study mainly based on the dynamic behaviour and, theoretical and experimental control of top product temperature. Constrained Model Predictive Control (CMPC) and PID were applied to control of the top product temperature. Mixture including five components, namely methanol-ethanol-n-buthanol-isoamine alcohol-anisole or in other words methyl-phenyl-ether, was obtained from ethyl alcohol production plant and was used as feed mixture. Reflux ratio and top product temperature were selected as input and output variables, respectively, for controlling design. A step changes in reflux ratio were applied and the variation of top product temperature with time was obtained. The transfer function of the first order process with dead time was determined by using obtained data of the top product temperature. Thus, step response model was obtained from Matlab and this model was used for design of constrained model predictive control. The MPC Toolbox was taken to control of the top product temperature of the system. In addition, PID control was realised with the block diagram created in the Matlab Simulink environment.. Experimental control studies were performed on a 1 m packing height and 2 L tank volume laboratory scale column to control of top product temperature. For this purpose control results were taken for different step disturbance of the input variables of the system and for the pulse effects of the set point of the controlling variable. It was observed that the experimental CMPC produced better performance than PID. Furthermore, RGA analysis was conducted for two input- two output variable in order to get idea on the interaction of column variables with each other.

2006, 81 pages

Key Words: Laboratory scale packed distillation column, Model Predictive Control, RGA analysis

TEŞEKKÜR

Yüksek lisans çalışmalarım boyunca bilgi ve tecrübesini benden esirgemeyen, her türlü konuda yardımcı olan danışman hocam sayın Doç. Dr. Süleyman KARACAN'a en derin duygularıyla teşekkür ederim.

Sürekli beni olumlu yönde motive eden, maddi manevi desteğini her an hissettiğim sayın Prof. Dr. Mustafa ALPBAZ'a ve çalışmalarım boyunca bana yardımcı olan Proses Kontrol Laboratuvarında çalışan tüm hocalarıma sonsuz teşekkürlerimi sunarım.

Bu günlerime gelene kadar her türlü sıkıntıma katlanan, öğrenim hayatım boyunca hep yanımda olan ve beni daima doğru yönlendiren aileme teşekkür eder, saygı ve sevgilerimi sunarım.

İç yaşantıma başladığım 30 Eylül 2004'ten bu yana yüksek lisans çalışmalarımı destekleyen, izin konusunda bana kolaylık gösteren amirim Alb. Cemil BOĞA'ya babacan tavırlarından ötürü çok teşekkür eder saygılar sunarım. Ayrıca anlayışlı yaklaşımlarıyla bana destek olan mesai arkadaşlarıma da teşekkürü bir borç bilirim.

Saniye AY

Ankara, Őubat 2006

İÇİNDEKİLER

ÖZET.....	i
ABSTRACT.....	ii
TEŞEKKÜR.....	iii
SİMGELER DİZİNİ.....	vi
ŞEKİLLER DİZİNİ.....	viii
ÇİZELGELER DİZİNİ.....	x
1. GİRİŞ.....	1
2. KAYNAK ÖZETLERİ.....	4
3. MATERYAL ve YÖNTEM.....	11
3.1 Sistemin Matematiksel Modellenmesi.....	11
3.1.1 Matematiksel modelin dayandığı temel varsayımlar.....	11
3.1.2 Kolon modeli.....	12
3.1.3 Kazan modeli.....	14
3.2 Karışımın Kaynama Noktası Hesabı.....	15
3.3 Geri Beslemeli Kontrol Sistemi ve PID Parametrelerini Bulma Yöntemleri.....	16
3.3.1 Geri beslemeli kontrol kavramı.....	17
3.3.2 Geri beslemeli kontrol için kontrol edicinin ayarlanması.....	18
3.3.2.1 Ziegler-Nichols Ayarlama Yöntemi.....	19
3.3.2.2 Bode diyagramı.....	21
3.4 Bağlı Kazanç Matrisi (RGA) Analizi.....	25
3.4.1 Bağlı Kazanç (λ_{11}) hesabı.....	25
3.4.2 Döngüler arasındaki etkileşim.....	28
3.5 Çok Değişkenli Proseslerin Kontrolü (Çok Değişkenli Kontrol, MIMO).....	29
3.6. Model Öngörmeli Kontrol Sistemi (MPC).....	31
3.6.1. Kısıtlamalar.....	35
3.7 Deney Sistemi ve Yöntemi.....	36
3.7.1 Sistemin tanıtımı.....	36
3.7.2 Deneysel çalışmalarda kullanılan çözelti.....	38
3.7.3 Deney yöntemi.....	39
4. SONUÇLAR.....	40
4.1 İstatistiksel Yöntem (Doğrusal Regrasyon) ile Prosesin İletim Fonksiyonlarının Bulunması.....	42
4.1.1 Kazan ısıasına (Q_R) pozitif kademe etkisinde elde edilen proses iletim fonksiyonları.....	43
4.1.2 Geri akma oranına (R) negatif kademe etkisinde elde edilen proses iletim fonksiyonları.....	44
4.2 Ziegler-Nichols Ayarlama Yöntemi ile PID Parametrelerinin Bulunması.....	46
4.3 RGA Analizi.....	48
4.4 Kontrol Sonuçları.....	53
4.4.1 Teorik kontrol sonuçları.....	53
4.4.1.1 PID kontrol sonuçları.....	53
4.4.1.2 Teorik Model Öngörmeli Kontrol sonuçları.....	58

4.4.2	Deneysel kontrol sonuçları.....	65
4.4.2.1	Deneysel PID kontrol sonuçları.....	65
4.4.2.2	Deneysel Model Öngörmeli Kontrol sonuçları.....	71
5.	TARTIŞMA VE SONUÇ.....	77
	KAYNAKLAR.....	79
	ÖZGEÇMİŞ.....	81

SİMGELER DİZİNİ

a_k	A matrisi elemanları
b_k	B matrisi elemanları
B	Kazandan Çıkan Sıvı Akış Hızı, (mol/dak)
D	Üst Ürün Akış Hızı, (mol/dak)
D_x	Sıvı Faz Eddy Difüzyon Katsayısı, (m^2/dak)
D_y	Buhar Faz Eddy Difüzyon Katsayısı, (m^2/dak)
f	Parametre
F	Besleme Akış Hızı, (mol/dak)
Gm	Kazanç Marjı
G	İletim Fonksiyonu
H_L	Sıvı Entalpisi, (cal/mol)
H_V	Buhar Entalpisi, (cal/mol)
K	Kazanç Matrisi
Kc	Parametre
K_{OG}	Gaz Faz Tüm Kütle Aktarım Katsayısı, (mol/dak.cm ²)
Ku	Kontrol Edici Son Kazancı
L	Sıvı Akış Hızı, (mol/dak)
m	Ayarlanabilen Giriş Değişkeni
P	Toplam Basınç, (atm)
P^o	Buhar Basıncı, (atm)
Pu	Salınım Periyodu
Q_R	Kazana Isısı, (cal/dak)
R	Geri Akma Oranı
t	Zaman, (dak)
T	Sıcaklık, (°C)
u	Ayarlanabilen Değişken
V	Buhar Akış Hızı, (mol/dak)
W_{cg}	Kazanç Marjının Frekansı, (rad/sec)
W_{cp}	Faz Marjının Frekansı, (rad/sec)
w_r	Rezonans Frekansı, (rad/sec)
x	Hal Değişkeni
x_D	Üst Ürün Mol Kesri
x_F	Besleme Mol Kesri
y	Çıkış Değişkeni
x_i	i Bileşenin Sıvı Birikimi
x_i^*	i Sıvı Bileşenin Buhar ile Dengedeki Bileşimi
y_i	i Bileşenin Buhar Birikimi
y_i^*	i Buhar Bileşenin Sıvı ile Dengedeki Bileşimi
z	Kolon Yüksekliği, (m)

Yunan Alfabeti

ϕ Faz Gecikmesi

ξ	Sönüm Oranı
τ	Zaman Sabiti
λ	Bağıl Kazanç
Λ	Bağıl Kazanç Matrisi

Kısaltmalar

CMPC	Kısıtlamalı Model Öngörmeli Kontrol
DMC	Dinamik Matris Kontrol
GPC	Genelleştirilmiş Öngörmeli Kontrol
IMC	İç Model Kontrol
MIMO	Çok Girdili Çok Çıktılı
MPC	Model Öngörmeli Kontrol
NC	Kontrol Ufku
NP	Tahmin Ufku
P	Oransal
PI	Oransal- İntegral
PID	Oransal – İntegral - Türevsel
RGA	Bağıl Kazanç Matrisi

ŞEKİLLER DİZİNİ

Şekil 3.1	Bir diferansiyel yükseklikte kütle transferi.....	11
Şekil 3.2	Dolgulu damıtma kolonunun kazan kısmı.....	13
Şekil 3.3	Geri beslemeli kontrol blok diyagramı.....	16
Şekil 3.4	Sürekli salınımın sağlandığı son kazanç ve periyot.....	19
Şekil 3.5	Birinci merteye sistemin bode diyagramı.....	22
Şekil 3.6	İkinci merteye sistemin bode diyagramı.....	23
Şekil 3.7	RGA hesabında kullanılan diyagramlar (a) Açık döngü, (b) Yarı açık döngü.....	24
Şekil 3.8	I. Döngü konfigürasyonu.....	27
Şekil 3.9	II. Döngü konfigürasyonu.....	27
Şekil 3.10	İki kontrol edilen ve iki ayarlanabilen değişkenli bir prosesin açık döngü blok diyagramı.....	29
Şekil 3.11	İki kontrol edilen ve iki ayarlanabilen değişkenli bir prosesin kapalı döngü blok diyagramı.....	29
Şekil 3.12	Basamak yanıtım modeli.....	30
Şekil 3.13	Dinamik Matris Kontrolün Hareket Yörüngeleri.....	32
Şekil 3.14	Toplam deney düzeneği.....	35
Şekil 4.1	Dolgulu damıtma kolonunun şematik gösterimi.....	41
Şekil 4.2	Kazan ısisına pozitif kademe etkisinde (5.2 - 6.54) üst ürün sıcaklığının zamanla değişimi.....	42
Şekil 4.3	Kazan ısisına pozitif kademe etkisinde (5.2 - 6.54) kazan sıcaklığının zamanla değişimi.....	43
Şekil 4.4	Geri akma oranına negatif kademe etkisinde (1.5 - 0.25) kazan sıcaklığının zamanla değişimi.....	44
Şekil 4.5	Geri akma oranına negatif kademe etkisinde (1.5 - 0.25) üst ürün sıcaklığının zamanla değişimi.....	44
Şekil 4.6	RGA analizi için kullanılan açık-döngü blok diyagramı.....	47
Şekil 4.7	R'ye (u_1, m_1) birim negatif kademe etkisi verildiğinde $T_D(y_1)$ değerinin değişimi.....	49
Şekil 4.8	Dolgulu damıtma kolonunda RGA analizi için kullanılan blok diyagramı.....	50
Şekil 4.9	m_1 etkisinde yarı açık döngü kontrol sonucu.....	51
Şekil 4.10	Set noktasına kademe etkisi için sistemin geri beslemeli PID kontrol blok diyagramı.....	53
Şekil 4.11	Üst ürün sıcaklığının set noktasına birim pozitif kademe etkisi verildiğinde PID kontrol sonucu.....	54
Şekil 4.12	Üst ürün sıcaklığının set noktasına birim negatif kademe etkisi verildiğinde PID kontrol sonucu.....	54
Şekil 4.13	Yük değişkenine kademe etkisi için sistemin geri beslemeli PID kontrol blok diyagramı.....	55
Şekil 4.14	Yük değişkenine verilen birim pozitif kademe etkisinde üst ürün sıcaklığının PID kontrol sonucu.....	56
Şekil 4.15	Yük değişkenine verilen birim negatif kademe etkisinde üst ürün sıcaklığının PID kontrol sonucu.....	56

Şekil 4.16	Yük değişkenine birim pozitif kademe etkisi verildiğinde elde edilen MPC kontrol sonuçları.....	58
Şekil 4.17	Yük değişkenine birim negatif kademe etkisi verildiğinde elde edilen MPC kontrol sonuçları.....	59
Şekil 4.18	Yük değişkenine 0.5 büyüklüğünde pozitif kademe etkisi verildiğinde elde edilen MPC kontrol sonuçları.....	60
Şekil 4.19	Yük değişkenine 0.5 büyüklüğünde negatif kademe etkisi verildiğinde elde edilen MPC kontrol sonuçları.....	61
Şekil 4.20	Yük değişkenine 0.25 büyüklüğünde pozitif kademe etkisi verildiğinde elde edilen MPC kontrol sonuçları.....	62
Şekil 4.21	Yük değişkenine 0.25 büyüklüğünde negatif kademe etkisi verildiğinde elde edilen MPC kontrol sonuçları.....	63
Şekil 4.22	Set noktasına pulse etkide ($70.5^{\circ}\text{C} - 68^{\circ}\text{C} - 70.5^{\circ}\text{C}$) üst ürün sıcaklığının zamanla değişimi.....	65
Şekil 4.23	Set noktasına pulse etkide kontrol çıktısının (geri akma oranının) zamanla değişimi.....	65
Şekil 4.24	Kazan ısısına pozitif kademe etkisinde ($5.45 - 7$) üst ürün sıcaklığının zamanla değişimi.....	66
Şekil 4.25	Kazan ısısına pozitif kademe etkisinde kontrol çıktısının (geri akma oranının) zamanla değişimi.....	67
Şekil 4.26	Kazan ısısına negatif kademe etkisinde ($7 - 5.45$) üst ürün sıcaklığının zamanla değişimi.....	67
Şekil 4.27	Kazan ısısına negatif kademe etkisinde kontrol çıktısının (geri akma oranının) zamanla değişimi.....	68
Şekil 4.28	Besleme sıcaklığına negatif kademe etkisinde ($46^{\circ}\text{C} - 16^{\circ}\text{C}$) üst ürün sıcaklığının zamanla değişimi.....	69
Şekil 4.29	Besleme sıcaklığına negatif kademe etkisinde kontrol çıktısının (geri akma oranının) zamanla değişimi.....	69
Şekil 4.30	Set noktasına pulse etkide ($70-73-70$) üst ürün sıcaklığının zamanla değişimi.....	72
Şekil 4.31	Set noktasına pulse etkide ($70-73-70$) geri akımın zamanla değişimi.....	72
Şekil 4.32	Set noktasına negatif pulse etki ($71^{\circ}\text{C} - 68^{\circ}\text{C} - 71^{\circ}\text{C}$) verildiğinde üst ürün sıcaklığının zamanla değişimi.....	73
Şekil 4.33	Set noktasına negatif pulse etki ($71^{\circ}\text{C} - 68^{\circ}\text{C} - 71^{\circ}\text{C}$) verildiğinde geri akımın zamanla değişimi.....	73
Şekil 4.34	Besleme mol kesrine metanol yüzdesi olarak pozitif etkide ($0.2-0.28$) üst ürün sıcaklığının zamanla değişimi.....	74
Şekil 4.35	Besleme mol kesrine metanol yüzdesi olarak pozitif etkide ($0.2-0.28$) geri akımın zamanla değişimi.....	74
Şekil 4.36	Kazan ısısına pozitif pulse etki ($5.45-7-5.45$) verildiğinde üst ürün sıcaklığının zamanla değişimi.....	75
Şekil 4.37	Kazan ısısına pozitif pulse etki ($5.45-7-5.45$) verildiğinde geri akımın zamanla değişimi.....	75

ÇİZELGELER DİZİNİ

Çizelge 3.1 Ziegler-Nichols Ayarlama Yöntemi.....	19
Çizelge 3.2 Laboratuvar ölçekli dolgulu damıtma kolonunun fiziksel özellikleri.....	37
Çizelge 3.3 Karışımdaki bileşenler ve mol yüzdeleri.....	37
Çizelge 4.1 İşletim parametreleri ve yatışkın hal sonuçları.....	40
Çizelge 4.2 Bileşenlerin Antoine sabitleri, kaynama noktaları, mol kesirleri.....	40
Çizelge 4.3 Sistemin iletim fonksiyonları ve PID parametreleri.....	46

1. GİRİŞ

Damıtma, bir sıvı karışımının buharlaşmaya kadar ısıtılıp daha sonra yükselen buharın bir soğutma yöntemiyle yeniden sıvılaştırılmasına dayanan bir ayırma yöntemidir. Damıtma, kimya ve petrol endüstrisinde en çok kullanılan ayırma yöntemlerinden biridir. Bir damıtma işlemi besleme karışımının durumuna göre ikili ve çok bileşenli olarak sınıflandırılabilir. Ticari damıtmanın hemen hemen hepsi çok bileşenli damıtma üzerinedir.

Damıtma kolonları işletim türüne göre sürekli ve kesikli, kolon tipine göre de dolgulu ve kademeli olarak ikiye ayrılmaktadır. Dolgulu kolonların küçük fakat sürekli temas alanları gerektiren sıvı-gaz temas sistemlerinde, özellikle de absorpsiyon ve damıtma işlemlerinde yoğun kullanım alanları bulunmaktadır. Kademeli kolonlara kıyasla daha düşük yatırım gerektirirler. Dolgulu kolon kullanılması ile ısı kayıplarının giderilmesi ve ayırım bakımından en uygun işletim şartları sağlanabilmektedir.

Çok bileşenli damıtmanın teorisi ve pratiği oldukça karmaşıktır. Literatürde çoğunlukla çok bileşenli kademeli kolonların kontrolü üzerine çalışmalar yoğunlaşmıştır ve ürün derişimlerinin kontrolü zor ve pahalı olduğundan onun yerine sıcaklık kontrolü yapılmaktadır.

Dolgulu damıtma kolonu doğrusal olmayan işletim özelliklerine sahiptir, üst ürün ile alt ürün arasındaki etkileşim nedeni ile dolgulu damıtma kolonunun denetimi oldukça güçtür. Bu nedenle kontrol tasarımının yapılabilmesi için sistemin dinamik davranışının bilinmesi gerekmektedir. Damıtma kolonlarının en önemli özelliklerinden biri zaman gecikmeli yapılarıdır. Dinamik davranışını belirlemek amacıyla girdi değişkenlerine değişik etkiler verilerek çıkış değişkeninin zamanla değişimi gözlenir. Bunun için

basamak, ani darbe, sinüs ve rastgele etkileri verilerek dinamik davranışı belirlenir. Sistemin dinamik davranışı belirlendikten sonra prosesin kontrolü yapılabilir.

Damıtma kolonlarının kontrolü, kontrol değişkenleri ile çıkış değişkeni arasındaki ilişki doğrusal olmadığı için oldukça zordur. Bu nedenle birçok kontrol yöntemi kullanılmaktadır. Bunlardan bazıları: PI, PID, IMC, MPC, Bulanık Mantık vb.

1980'li yılların başından beri model öngörmeli kontrol ediciler kararlı proseslerin kontrolünde hem teorik hem de pratik alanda oldukça önemli gelişmelere yol açmıştır. Bu tip kontrol edicilerde prosesin bir modeli, kontrol şemasına hat üstünde dahil edilir. Böylelikle model düzensizliklerinin nasıl geldiğini hesaplayıp doğrudan veya dolaylı olarak bunlara karşı gerekli kontrol hareketinde bulunur. Online model esasına dayalı kontrol edicilerin önemli avantajı gerek kontrol hareketi gerekse kontrol edilen değişken üzerindeki sınırlamaları hesaba katma olanağı sağlamalarıdır. Bu sınırlamalardan kontrol hareket sınırlamaları diğerlerine göre çok daha önemlidir.

Proses modeli kullanılarak, ayarlanabilen değişkenlerdeki değişimlere karşı prosesin yanıtını öngörülebilir. Ayarlanan değişkenlerin şimdiki ve gelecekteki karakteristiklerine bakarak sadece ilk hesaplanan değişimler uygulanır. Bir sonraki zaman ufku, bir zaman aralığı kadar öteye alınarak hesaplama yinelenir. Bu yaklaşım; problem her zaman aralığında, gelecekte aynı sayıdaki zaman adımlarını kapsayacak bir zaman ufku boyunca çözüldüğü için “hareketli ufuk” yaklaşımı olarak da adlandırılır. Bu optimum kontrol uygulaması problemin her zaman aralığında çözüldüğü klasik uygulamadan farklıdır (Seborg *et al.* 1989).

Sistem dinamiğinden elde edilen sonuçlara göre laboratuvar ölçekli dolgulu damıtma kolonunun üst ürün sıcaklığının kontrolü PID ve MPC kontrol mekanizmaları ile teorik ve deneysel olarak yapılmıştır. İlgili kontrol mekanizmalarında geri akma oranı

ayarlanabilen değişken olarak seçilmiştir. Kazan ısısına ve besleme sıcaklığına negatif ve pozitif kademe etkileri verilmiştir. Ayrıca kontrol çalışmalarında üst ürün sıcaklığının set noktasına da pulse etkileri verilmiştir. PID kontrol parametreleri Ziegler-Nichols yöntemiyle Matlab ortamında Simulink Toolbox'ı yardımıyla bulunmuştur.

Model öngörmeli kontrol tasarımında prosesin basamak yanıtım modeli geliştirilmiştir. Bu model kullanılarak üst ürün sıcaklığının teorik MPC kontrolü, MPC Toolbox'ından yararlanılarak yapılmıştır. Kullanılan sistemde 2 L'lik kazan ve Rasching halkalarıyla doldurulmuş 1 m dolgu boyu ve 5 cm çapında bir kolon kullanılmıştır. Deneysel çalışmalarda kaynama noktaları birbirinden farklı 5 bileşenli bir alkol karışımı damıtılmıştır. Bu karışımdan alkol fabrikası için önemli olan etil alkolün, karışımdaki diğer bileşenlerden ayrılması amaçlanmıştır. Bunun için kolonun üst kısmı kontrol edilerek karışımdaki bileşenlerin kaynama noktaları göz önünde bulundurulmuş ve istenilen yüzdede etanol elde edilmesi planlanmıştır. Kontrol öncesi yapılan deneyler sonucunda kolonun işletim parametreleri de dikkate alınarak üst üründe metanol-etanol karışımı, alt üründe ise karışımdaki diğer bileşenler elde edilmiştir. Böylece üst üründeki alkol karışımının hangi yüzdede olabileceği tespit edilerek buna göre kontrol çalışmaları için set noktası değeri belirlenmiştir. Damıtma kolonlarının üst ürün derişiminin kontrolü, analiz esnasında oluşan gecikmeden dolayı zordur. Onun yerine derişimle doğrudan ilişkili olan çığlenme sıcaklığı kontrol edilmektedir. Bundan dolayı bu çalışmada da üst ürün sıcaklığı kontrol edilmiştir. Sistemdeki sıcaklık ölçümleri online olarak gerçekleştirilmiştir. Bu ölçümleri gerçekleştirmek için deney sistemine kontrol modülü bağlanmıştır. Kazana verilen ısıyı ayarlamak için bir triyak modülü ve geri akma oranını ayarlamak için zaman ayarlı bir geri döngü ayarlayıcısı sisteme online olarak bağlanmıştır. Üst ürün ve alt ürün derişimleri GC/MS analiz cihazı kullanılarak tespit edilmiştir. Ayrıca kullanılan sistem çok girdili çok çıktılı bir sistem olduğu için giriş ve çıkış değişkenlerinin birbiriyle olan etkileşimlerini görmek amacıyla prosesin bağıl kazanç matrisi (RGA) analizi de yapılmıştır. Bağıl kazanç matrisi bulunarak değişkenlerin birbiriyle etkileşiminin oldukça önemli olduğu tespit edilmiştir.

2. KAYNAK ÖZETLERİ

Tomamasi and Rice (1970), çalışmalarında bir dolgulu damıtma kolonunun geri akma oranına verilen kademe etkisinde, zenginleştirme bölgesinin dinamiğini incelemişlerdir. Sıvı ve buhar fazları için geliştirdikleri doğrusal modeli analitik olarak çözmüşlerdir. Çalışmalarında doğrusal olmayan denge eğrisini doğrusal hat denge eğrisi olarak kabul etmişlerdir. Çözüm sonuçlarında sıvı konsantrasyonunun kütle boyunca ve zamana karşı değerlerini saptamışlardır. Çalışmalarında etanol-su ikili karışımını damıtmış, teorik ve deneysel sonuçların uygunluğunu göstermişlerdir.

Honorat and Sandall (1978), çalışmalarında ikili karışımların damıtıldığı ve raching halkalarının bulunduğu damıtma kolonu için ısı ve kütle iletim modellerini beraberce çözmüşlerdir. Diferansiyel yükseklik tekniği ile kolon boyunca değişen sıcaklık ve bileşimleri ölçerek kütle iletim katsayılarını elde etmişlerdir. Deneysel çalışmalar sonucunda sıvı tarafında herhangi bir direnç görülmemesine karşılık, gaz absorpsiyon verilerinden tahmin edilen değerler ile kütle iletim değerleri deneysel sonuçlarla iyi bir uyum içinde bulunmuştur.

Karacan ve Cabbar (1997), çalışmalarında dolgulu damıtma kolonunun geri akma oranına kademe etkisi verilmesi durumu için dinamik özellikleri incelemişlerdir. Teorik ve deneysel çalışmalar yapmışlardır. Teorik çalışmalarda dolgulu damıtma kolonu için iki ayrı model kullanılmıştır. Bunlara özgü iki ayrı bilgisayar çözümüyle de teorik hesaplamalar yapılmıştır. Ayrıca modele dayalı kontrol sistemlerinin tasarımında kullanılan model teknikleri üzerinde de çalışmalar yapılmıştır. Bunun için Laplace temeline dayalı parçalı modeller geliştirilmiştir. Geri akma oranına verilen kademe etkisiyle proses reaksiyon eğrileri elde edilmiştir. Modelin çözümünde bu eğrilerden yararlanılmıştır. Sistem sürekli halde yatışkın iken geri akma oranına pozitif ve negatif kademe etkileri verilmiş, üst ürün derişim ve sıcaklıkları gözlenmiştir. Deneysel verilerle teorik hesaplama sonuçları karşılaştırılmış ve uyumlu oldukları gözlenmiştir.

Schwarm and Nikolaou (1999), bu çalışma, çıkış değişkeni kısıtlamalarını göz önüne alan model öngörmeli kontrolün güçlülüğünü göstermeyi amaçlamıştır. Kullanılan yaklaşım, bir damıtma kolonunda yüksek kalitede ürün eldesi için simülasyon çalışmasına dayanmaktadır. Olası çıkış değişkeni kısıtlamaları için MPC algoritması kullanılmıştır. Olası kısıtlanmış MPC, standart kısıtlanmış MPC'ye göre daha iyi sonuç vermiştir. Üst ve alt ürün sıcaklıklarının set noktası basamak değişimleri için kontrolleri incelenmiştir. Simülasyon çalışmaları için Matlab algoritmasından yararlanılmıştır.

Gupta et al. (2001), kontrol sisteminin amacı, kontrol edilen değişkenlere verilen yük etkisini yok etmektir. Bunu da ayar değişkenlerinin optimum değerlerinde küçük değişiklikler yaparak gerçekleştirmektedir. Ayrıca ayar değişkenleri ve diğer değişkenler üzerinde kısıtlamalar yapılmalıdır. Sonuç olarak, kontrol sistemi online olarak kısıtlanmış çok değişkenli optimizasyon probleminin üstesinden gelmelidir ve Model Öngörmeli Kontrol (MPC) bu amaç için en uygun yöntemdir.

Bu yayının amacı, endüstriyel bir ortamda SMPC algoritmasının performansı hakkında bilgi vermektir. Bu amaçla, İngiliz ölçü düzenine uygun bir yağ rafinerisindeki damıtma kolonu üzerinde algoritmanın performansı verilmiştir.

Kontrol sistemi için aşağıdaki hedefler seçilmiştir:

1. Üst ürün kalitesini istenen set noktasına yakın tutmak ve belirtilen aralık arasında olmasını sağlamak
2. Üründe maksimum geri kazanımı sağlamak için geri akımı belirtilen maksimum değere yakın tutmak
3. Yoğrurucudaki seviyeyi belirtilen aralık arasında tutmak
4. Kolonda minimum basıncı sağlamak için basınç vanasının ayarını belirtilen aralık arasında tutmak.

Bu hedeflere ulaşmak için aşağıdaki kontrol değişkenleri seçilmiştir:

- ✓ Kontrol edilen değişkenler: üst ürün kalitesi, yoğruşan madde seviyesi, basınç vanası pozisyonu
- ✓ Ayar değişkenleri: buhar akışı, üst ürün akışı, geri akış
- ✓ İleri besleme değişkenleri: besleme akışı, kolon basıncı

Çalışmadan şu sonuçlar elde edilmiştir:

- Az miktarda hesapsal kaynak gerektiren LP formülasyonunu damıtma kolonunda uygulamaya koymak ve işletmek kolay olmuştur.
- SISO kontrol ediciler kullanılarak ürün bileşimindeki %15'lik sapma ortadan kaldırılmıştır.
- SMPC algoritmasının uygulanması sonucunda üretim oranında %2.5 artış, ürün geri kazanımında %0.5 artış ve karda önemli ölçüde artış görülmüştür.

Karacan vd (2001), yapılan çalışmada metanol-su karışımı kullanılan dolgulu damıtma kolonu için optimal uyarlanır öngörü kontrolünü (OA-GPC), teorik ve deneysel olarak incelemişlerdir. Kolon için matematiksel modelleme ortogonal kolokasyon yöntemiyle çözülmüştür. Sistem için ideal çalışma koşulu Box-Wilson ve deneysel tasarım yöntemleriyle bulunmuştur. Kontrolde PID ve GPC yöntemleri kullanılmıştır. Rastgele ikili sinyal (PRBS) kontrol edilen sistemin dinamiğini tanımlamak için, bir etki fonksiyonu olarak kullanılmış ve üst ürün sıcaklığı ölçülmüştür. Genelde deneysel ve teorik sonuçlarda uyum görülmüştür.

Pelkonen et al. (2001): Varolan deneysel damıtma verileri ya model parametrelerinin bulunmasında ya da matematiksel modellerin doğrulanmasında kullanılmaktadır. Yayınlanan deneysel verilerin çoğu ikili sistemler için ve sadece kolonun tepe ve en alt kısmından ölçülen madde miktarlarını içermektedir. Modelleri doğrulamak için bu tür verileri kullanmanın yarattığı problemler:

- İkili karışımların doğruladığı modeller ve model parametreleri çok bileşenli sistemler için geçerli değildir.
- Sadece kolonun en alt ve tepesindeki ölçümlere dayanan sonuçlar, kolonun içindeki davranış hakkında yeterli bilgiyi sağlayamamaktadır. Bu bilgi damıtma sınırlarındaki ideal olmayan karışımların damıtılmasının incelenmesinde önemlidir.

Bu yayının amacı, dolgulu kolonlarda ideal olmayan sistemler için çok bileşenli damıtma konusunda literatürdeki boşluğu doldurmaktır. Bu amaçla, ideal olmayan 3 sistem için damıtma deneyleriyle kolon yüksekliği boyunca derişim profili veriliyor. Bu 3 sistem şunlardır:

- Metanol + 2-propanol + su
- Metanol + asetonitril + su
- Metanol + aseton + 2-propanol + su

Bu karışımlardan ilki Clausthal Üniversitesi'ndeki damıtma kolonunda çalışılmış ve kolonda dolgu maddesi olarak Sulzer BX, Platte K kullanılmıştır. Diğer iki karışım da Dortmund Üniversitesi'nde çalışılmıştır; kolonda dolgu maddesi olarak Montzpak A3-500 ve Rombopak 6M kullanılmıştır. Yapılan deneyler sonucunda elde edilen, kolon yüksekliğine göre karışımdaki madde miktarları tablolar halinde verilmiştir.

Kısacası bu çalışmada, atmosfer basıncı altında toplam refluxta çalışan dolgulu kolonlarda, çok bileşenli ideal olmayan sistemlerin deneysel derişim profilleri verilmiştir. Pilot ölçekli damıtma kolonları oluşturmak için gerekli teknik bilgiden söz edilmiştir.

Ou and Rhinehart (2002), çalışmalarında daha önce ileri sürülen genel doğrusal olmayan model öngörmeli kontrol (NMPC)'e paralel bir model yapısı için deneysel gösterim yapmışlardır. Bu model, her biri gelecekte seçilen bir noktadaki proses

çıkırtısını tahmin eden alt-modeller grubundan oluşmaktadır. Bu alt modeller karşılıklı bağımsızdırlar ve bu nedenle paralel çalışabilmektedirler. Bu çalışma, her alt model için sinir ağları (NNs) kullanmakta ve gruplanmış sinir ağı (GNN)'ni tahmini model olarak adlandırmaktadır. Gruplanmış sinir ağına dayanan doğrusal olmayan model öngörmeli kontrol (NMPC) modelinden GNNMPC olarak söz edilmektedir. Bu çalışma, GNNMPC'nin doğrusal olmayan, çok değişkenli kısıtlanmış pilot-ölçekli damıtma ünitesinde uygulanmasını göstermektedir.

Kano et al. (2003), bu makalede, bir damıtma kolonunun ürün derişimini artırmak için "tahmini kontrol sistemi"ni uygulamışlardır. Tahmini kontrol sisteminde, o andaki derişimleri kontrol etmek yerine online ölçülen proses değişkenlerinden tahmin edilen "gelecekteki derişimler" kontrol edilir. Burada ana unsur, damıtma kolonunun kendi özelliğini kullanarak ileri besleme etkisiyle birlikte geri beslemeli kontrol uygulamaktır. Detaylı dinamik simülasyon sonuçları, burada önerilen "cascade" kontrol ile birleşen tahmini kontrol sisteminin, diğer kontrol sistemlerinden çok daha iyi çalıştığını göstermektedir.

Moslempour (2003), çalışmasında metanol-su karışımının damıtıldığı pilot ölçekli dolgulu damıtma kolonuna, teorik ve deneysel olarak, Uyarlanır 'Generic' Model Kontrolü uygulamıştır. Damıtma kolonunun dinamik davranışı giriş değişkenleri olan besleme derişimi ve sıcaklığa pozitif ve negatif kademe etkileri verilerek teorik olarak incelenmiştir. Kontrol çalışmaları üst ve alt ürün sıcaklığı kontrol edilen, geri akma oranı ve kazana verilen ısı yükü ise, ayarlanabilen değişkenler olarak seçilmiştir. Sistemin kontrolü için iki farklı algoritma kullanılmıştır. Birinci kontrol algoritması doğrusal olmayan siyah kutu modeli temelinde tasarlanmıştır. Diğerisi ise doğrusal siyah kutu modeli temelindedir. Doğrusal sistem modeli olarak zaman tekrarlı model (ARX) kullanılmıştır. Model parametreleri Matlab ortamında Sistem Tanımlama Toolbox'ı kullanılarak hem üst hem de alt ürün sıcaklıkları için elde edilmiştir. Uyarlanır 'Generic' Model Kontrol etkinliğini elde etmek için her iki kontrol sonuçlarının hata kareleri integrali (ISE) ve hata mutlak değerleri integrali (IAE) kriterleri hesaplanmıştır.

Ayrıca kapalı kutu modeli ile DAGMC kontrolü doğrusal olan ve olmayan sistemler için ISE ve IAE değerleri karşılaştırılmıştır.

Guiamba and Mulholland (2004), çalışmalarında dinamik matris kontrolün kısıtlanmış koşullar altında kimyasal proseslerin en uygun şekilde kontrolü için etkili bir yöntem olduğunu kanıtlamışlardır. Dinamik matris kontrolü (DMC), basamak-yanıtım ölçümlerinden türetilen doğrusal katlamalı modele dayanır. Bir model öngörmeli kontrol algoritması, herhangi bir işletim noktası için kapalı-döngü performansını iyileştirir. Fakat, proses sözü edilen bu noktadan uzaklaştığında, prosesin doğrusal olmaması nedeniyle kontrol genellikle optimum noktanın altında kalır. Bu çalışmada, gerçek sistemin normal değişimlerinden elde edilen tahmini basamak yanıtım parametrelerinin yinelenmesiyle yeni bir model kurmak için DMC algoritması “uyarlanabilir” yapılmıştır. Fakat, bütünleşmiş proses üniteleri içeren gerçek sistemlerin kontrolü için kullanıldığında, devamlı değişimler için yatışkın hal ofsetleri meydana gelmiştir. Sonuçta, yeni bir Uyarlanır Doğrusal Dinamik Matris Kontrol (ALDMC) algoritması geliştirmişler ve bütünleşmiş davranışla 2 girdi-2 çıktılı bir sistemi kontrol etmek için kullanmışlardır. Model kontrolü ve gerçek sistem kontrolünü kıyaslayarak bütünleşmiş prosesler için integral kompenzasyonun önemini ve gerçek sistem/model uyumsuzluğunda model adaptasyonunun önemini göstermişlerdir. Artan bütünleşik yük etkilerini ve matris parametre değişimlerini aynı anda gören bir “holistic” teknik göstermişlerdir. Sadece bunlardan birini gören eski tekniklerin, yenisinin yanında başarısız olacağını ileri sürmüşlerdir.

Imsland et al. (2005), çalışmalarında doğrusal sistemlerin kısıtlanmış öngörmeli kontrolü için bir yaklaşım geliştirmişlerdir. Bu yaklaşım, hat dışı optimizasyon ve çok verimli hat içi optimizasyondan oluşmaktadır. Öncelikle verimli öngörmeli kontrol (ERPC)’ün hat dışı problemini genelleştirerek GERPC yaklaşımını ortaya koymuşlardır. Hat dışı problemin çözümüyle elde edilen bilgiyi kullanarak iki tane hat içi optimizasyon problemi belirlemişlerdir. Çalışmada bir tanesi deneysel olmak üzere iki

tane örnek vermişlerdir; bu örneklerde sözü edilen yaklaşımın varolan yaklaşımlarla karşılaştırmasını yapmışlar, avantajları ve dezavantajlarını göstermişlerdir.

Khowinij *et al.* (2005), çalışmalarında yüksek saflıkta damıtma kolonları için uygun doğrusal olmayan dinamik modelleri kullanarak, doğrusal olmayan kontrol stratejileri geliştirmişlerdir. Kısıtlanmış doğrusal olmayan optimizasyon probleminin çözümü için doğrusal olmayan model öngörmeli kontrol edicileri kullanmışlardır. Çok yüksek saflıkta nitrojen arıtma kolonunun kontrolle ilgili dinamik modellerini oluşturmak için bölmelere ayırma yaklaşımını kullanmışlardır. İndirgenmiş mertebede doğrusal olmayan modelleri, kademe-kademe denge modelinden türetmişlerdir. Bunun için kolonu farklı bölmelere ayırmışlar ve her bölmeyi tanımlayan adi türevli diferansiyel denklemleri daha basit cebirsel denklemlere dönüştürmüşlerdir. Matlab'daki diferansiyel-cebirsel denklem (DAE) çözücüsünü kullanarak bölmelere ayırma modellerinin dinamik olarak benzerlerini yapmışlardır. Kademe-kademe ve bölmelere ayırma modellerini “Aspen Dynamics” içinde yapılanmış dikkatli dinamik simülatörle karşılaştırmışlardır. Bu karşılaştırmada amaçları, önerilen model stratejisinin tahmindeki doğruluk ve hesapsal verim açısından değerlendirmektir.

3. MATERYAL VE YÖNTEM

Bu bölümde dolgulu damıtma kolonunun matematiksel modeli, karışımın kaynama noktası hesabı, geri beslemeli kontrol sistemi ve PID parametrelerini bulma yöntemleri, bağıl kazanç matrisi (RGA) analizi, çok değişkenli proseslerin kontrolü, model öngörmeli kontrol sistemi ve son olarak da deney sistemi ve yöntemi hakkında bilgi verilecektir.

3.1 Sistemin Matematiksel Modellenmesi

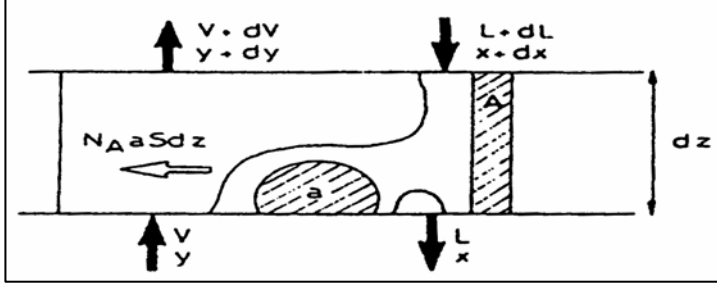
Dolgulu damıtma kolonları modellenirken, dolgulu kolonlar tek kademeli kolon gibi düşünülerek, kolonun dinamik durumu için kütle ve enerji denklikleri çıkartılabilmektedir. Kullanılan model damıtma kolonunun zenginleştirme bölgesi için kütle transferinin iki film teorisinin kullanılmasıyla geliştirilmektedir (Karacan vd. 2001).

3.1.1 Matematiksel modelin dayandığı temel varsayımlar

1. Buhar fazındaki madde birikimi sıvı faza göre ihmal edilebilir.
2. Yoğunlaştırıcıdaki sıvı ve buhar birikimleri kütle transfer eşitlikleri için ihmal edilebilir.
3. Kolon adyabatik olarak işletilir.
4. Kolon boyunca basınç düşmesi ihmal edilir.
5. Buhar ve sıvı akış hızları kütle transfer birimlerinde sabittir.
6. Sıvı akımı kaynama noktasında, buhar akımları ise çiğlenme noktasındadır.

3.1.2 Kolon modeli

Şekil 3.1’de damıtma kolonunda kütle transfer birimi görülmektedir.



Şekil 3.1 Bir diferansiyel yükseklikte kütle transferi

dz kalınlığında bir hacim elemanında fazlar arasında i bileşeni için transfer edilen maddeler $-Vdy_i$ ve $-Ldx_i$ olup, dolgulu kısmında yatışkın ve yatışkın olmayan hal denklikleri yazılır.

Sıvı fazdaki i bileşeni için yatışkın hal denkliği eşitlik (3.1)’de verilmiştir.

$$L \frac{dx_i}{dz} + H_L D_x \frac{d^2 x_i}{dz^2} + K_{OG} a S (y_i - y_i^*) = 0 \quad (3.1)$$

$$i = 1, 2, \dots, c$$

Buhar fazdaki i bileşeni için yatışkın hal denkliği eşitlik (3.2)’de gösterilmiştir.

$$-V \frac{dy_i}{dz} + H_V D_y \frac{d^2 y_i}{dz^2} - K_{OG} a S (y_i - y_i^*) = 0 \quad (3.2)$$

$$i = 1, 2, \dots, c$$

Sıvı fazdaki i bileşeni için yatışkın olmayan hal denkleği eşitlik (3.3)'te verilmiştir.

$$L \frac{\partial x_i}{\partial z} + H_L D_x \frac{\partial^2 x_i}{\partial z^2} + K_{OG} a S (y_i - y_i^*) = H_L \frac{\partial x_i}{\partial t} \quad (3.3)$$

$$i = 1, 2, \dots, c$$

Buhar fazdaki i bileşeni için yatışkın olmayan hal denkleği eşitlik (3.4)'te gösterilmiştir.

$$-V \frac{\partial y_i}{\partial z} + H_V D_y \frac{\partial^2 y_i}{\partial z^2} - K_{OG} a S (y_i - y_i^*) = H_V \frac{\partial y_i}{\partial t} \quad (3.4)$$

$$i = 1, 2, \dots, c$$

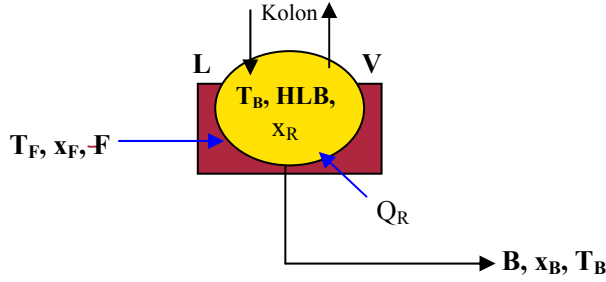
Gaz faz tüm kütle aktarım katsayısı K_{OG} , Sahay and Sharma (1973) tarafından verilen (3.5) eşitliği ile tanımlanmaktadır.

$$K_y a = K_{OG} a = b (V_G)^m (V_L)^n \quad (3.5)$$

kullanılan dolgu maddesi için:

$$b = 1.28 \cdot 10^{-5}, m = 0.64, n = 0.48 \text{ değerleri alınmaktadır.}$$

3.1.3 Kazan modeli



Şekil 3.2 Dolgulu damıtma kolonunun kazan kısmı

Toplam kütle denkleği;

$$F + L - B - V = \frac{d}{dt}(HLB) \quad (3.6)$$

Bileşen kütle denkleği;

$$Fx_F + Lx - Bx_B - Vy_B = \frac{d}{dt}(HLBx_R) \quad (3.7)$$

$$\frac{Fx_F + Lx - Bx_B - Vy_B - x_R(F + L - B - V)}{HLB} = \frac{dx_R}{dt} \quad (3.8)$$

Kazan için enerji denkleği;

$$\frac{d}{dt}(h_L HLB) = Q_R + Fh_F + Lh_L - Bh_B - VH_V \quad (3.9)$$

$$\frac{Q_R + Fh_F - Bh_B - VH_V - h_L(F - B - V)}{HLB} = \frac{dh_L}{dt} \quad (3.10)$$

$\frac{dh_L}{dt}$ ihmal edilirse;

$$V = \frac{Q_R + F(h_F - h_L) - B(h_B - h_L)}{H_V - h_L} \quad (3.11)$$

3.2 Karışımın Kaynama Noktası Hesabı

Denge ilişkisi eşitlik (3.12) ve (3.13) ile verilmiştir (Sinnott 1983).

$$y_{n,i} = K_{n,i} \dot{x}_{n,i} \quad (3.12)$$

$$\sum_{n=1}^k (K_{n,i} \dot{x}_{n,i}) = 1 \quad (3.13)$$

Dalton ve Raoult yasalarından;

$$y_{n,i} = \frac{P_{n,i}}{P_T} = \frac{x_{n,i}}{P_T} p_i^0 \quad (3.14)$$

Antoine eşitliğinden;

$$p_i^0 = \exp \left[A_i + \frac{B_i}{C_i + T_n} \right] \quad (3.15)$$

$$y_{n,i} = \frac{\exp \left[A_i + \frac{B_i}{C_i + T_n} \right] x_{n,i}}{P_T} \quad (3.16)$$

(3.16) eşitliğinin türevi alınırsa;

$$\frac{dy_{n,i}}{dT} = \frac{y_{n,i} B_i}{(C_i + T_n)^2} \quad (3.17)$$

Karışımın kaynama noktası ve buhar bileşimi yukarıda çıkarılan eşitliklerin kullanılmasıyla aşağıdaki *Newton - Raphson* algoritmasına göre hesaplanır:

1. T_n , $n=0,1,2,\dots,N$ seçilir.

2. (3.16) eşitliğinden $y_{n,i}$ 'ler hesaplanır ve $\sum_{i=1}^k y_n$ elde edilir.

3. (3.17) eşitliğinden $\frac{dy_{n,i}}{dT_n}$ bulunur ve $\sum_{i=1}^k \frac{dy_{n,i}}{dT}$ belirlenir.

4. $Errn = 1.0 - \sum_{i=1}^k y_n$ hata bulunur.

5. Yeni sıcaklık hesabı yapılır;

$$T_{n(yeni)} = T_{n(eski)} + \frac{Errn}{\sum_{i=1}^k \frac{dy_n}{dT}} \quad (3.18)$$

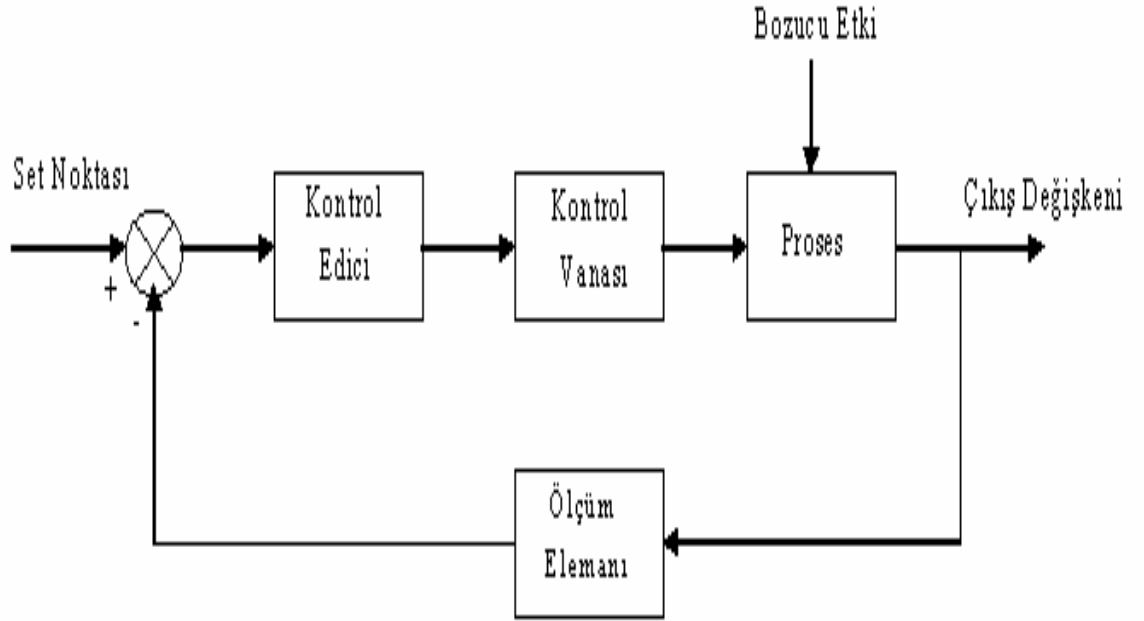
6. Eğer hata belirlenen tolerasyondan büyükse algoritma yeni T_n sıcaklığı ile istenilen değere ulaşmaya kadar tekrarlanır.

3.3 Geri Beslemeli Kontrol Sistemi ve PID Parametrelerini Bulma Yöntemleri

Bu bölümde geri beslemeli kontrol kavramı anlatılacak ve optimum kontrol edicilerin ayarlanması için kullanılan Ziegler- Nichols Ayarlama Yöntemi hakkında bilgi verilecektir.

3.3.1 Geri beslemeli kontrol kavramı

Geri beslemeli kontrol sisteminde prosesin çıkış değişkeni bir ölçüm elemanından geçtikten sonra istenilen set değeriyle karşılaştırılarak bir hata sinyali elde edilir. Bu hata sinyalinin değerine göre kontrol edici gerekli hesaplamaları yaparak kontrol çıktısı değerini kontrol vanasına gönderir ve böylece proses için bir ayar değişkeni elde edilmiş olur. Geri beslemeli kontrol sisteminin blok diyagramı Şekil 3.3'te görüldüğü gibidir (Stephanopoulos 1984).



Şekil 3.3 Geri beslemeli kontrol blok diyagramı

Geri beslemeli kontrol edicide üç tip eylem vardır. Bunlar C_s kontrol edicinin çıktısı olmak üzere ;

1. Oransal Kontrol (P)

$$C_s = K_c \epsilon(t) \quad (3.19)$$

2. Oransal- İntegral Kontrol (PI)

$$C_s = K_c \varepsilon(t) + \frac{K_c}{\tau_I} \int_0^t \varepsilon(t) dt \quad (3.20)$$

3. Oransal - İntegral - Türevsel Kontrol (PID)

$$C_s = K_c \varepsilon(t) + \frac{K_c}{\tau_I} \int_0^t \varepsilon(t) dt + K_D \frac{d\varepsilon(t)}{dt} \quad (3.21)$$

Eşitlik (3.21)'dan gerekli dönüşümler yapılarak PID kontrol edicinin kullanımı için gerekli olan transfer fonksiyonu ($G_c(s)$) eşitlik (3.22)'deki gibi elde edilir.

$$G_c(s) = K_c \left(1 + \frac{1}{\tau_I s} + \tau_D s \right) \quad (3.22)$$

3.3.2 Geri beslemeli kontrol için kontrol edicinin ayarlanması

Bu bölümde geri beslemeli kontrol sisteminde yer alan kontrol edicinin ayarlanması için kontrol parametrelerinin bulunması anlatılmıştır.

Yapılan çalışmada kullanılan kontrol edici PID kontrol edicidir. PID kontrol edicinin parametrelerinin bulunması için Ziegler-Nichols Ayarlama Yöntemi kullanılmıştır.

3.3.2.1 Ziegler-Nichols Ayarlama Yöntemi

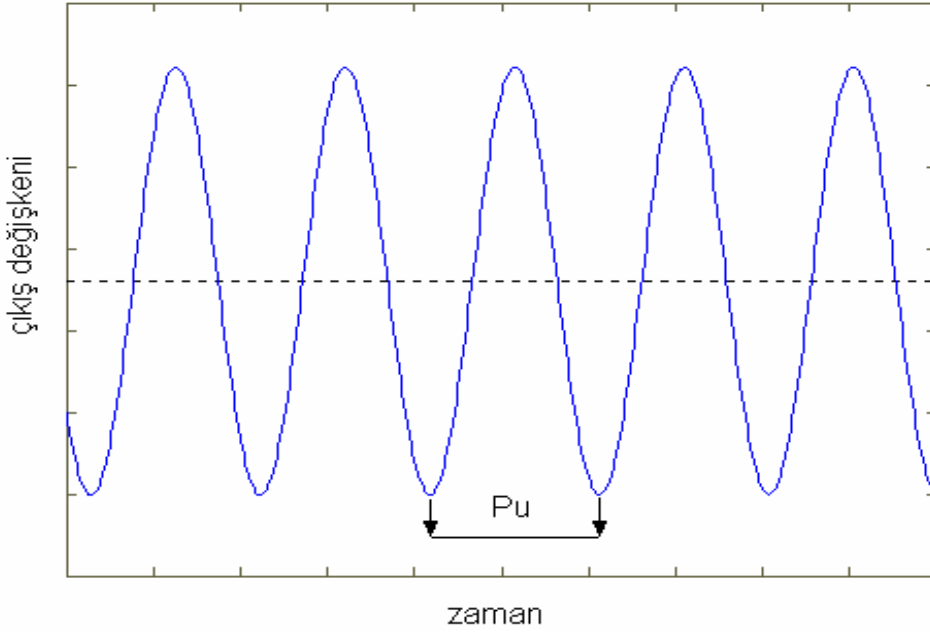
Prosesin yanıtını birinci dereceden ölü zamanlı bir sistemin yanıtına benzediği yaklaşımı yapılmıştır. Prosesin transfer fonksiyonu $G(s)$ eşitlik (3.23)'deki gibidir.

$$G(s) = \frac{Ke^{-\theta s}}{\tau s + 1} \quad (3.23)$$

Buna göre Ziegler-Nichols kontrol edici ayarlama yöntemi şu şekilde uygulanır;

- Proses kapalı devre oransal kontrole alınır.
 - a. İntegral zaman sabiti sonsuza getirilir (reset hızı=0)
 - b. Türev zaman sabiti 0'a getirilir. (türev hızı=0)
 - c. Kontrol edici kazancına yeteri kadar küçük bir değer verilir.
- Set noktasına küçük bir basamak etki verilir. Proses değişkeni gözlenir.
- Kontrol edici kazancı yavaş yavaş arttırılarak proses değişkeni sürekli salınım verecek hale getirilir.
- Sürekli salınım gözleendiğinde, salınım periyodu (P_u) ve kontrol edici son kazancı (K_u) not edilir.

Şekil 3.4'te kontrol edicinin sürekli salınım sağladığı son kazanç değerinde (K_u) salınım periyodu (P_u) gösterilmiştir.



Şekil 3.4 Sürekli salınımın sağlandığı son kazanç ve periyot

Ziegler-Nichols Yöntemi ile optimum kontrol parametrelerinin hesaplanmasında kullanılan K_u ve P_u 'ya bağlı denklemler Çizelge 3.1'de verilmiştir.

Çizelge 3.1 Ziegler-Nichols Ayarlama Yöntemi (Stephanopoulos 1984)

Ziegler-Nichols Ayarlama Yöntemi			
Kontrol Edici	P	PI	PID
K_c	$\frac{K_u}{2}$	$\frac{K_u}{2.2}$	$\frac{K_u}{1.7}$
τ_I		$\frac{P_u}{1.2}$	$\frac{P_u}{2}$
τ_D			$\frac{P_u}{8}$

3.3.2.2 Bode diyagramı

Bode eğrileri, frekans değişimine karşı çizilen genlik oranı ve faz açısı eğrilerinden oluşur. Buralarda genellikle yatay eksen logaritmik ölçekte frekans değeri, dikey eksen normal ölçekte genlik oranının 10 tabanına göre logaritma değeri ve faz açısı değerleri yer alır. 10 tabanına göre genlik oranı logaritmasının çok düşük olmasından dolayı, genellikle bunun 20 katı olan desibel (dB) cinsinden değerlerle gösterilir. Burada boyutsuz genlik oranı, desibel cinsinden eşitlik (3.24)'da verildiği gibi tanımlanır (Stephanopoulos 1984).

$$\text{magdb} = 20 \cdot \log_{10}(\text{mag}) \quad (3.24)$$

Bu aynı zamanda Matlab programında genlik oranının dB cinsinden hesaplanmasında kullanılır.

Birinci mertebe sistem için; genlik oranı eşitlik (3.25), faz gecikmesi ise eşitlik (3.26) kullanılarak hesaplanır. Birinci mertebe sistemin bode diyagramı da Şekil 3.5'de verilmiştir.

$$\text{Genlik oranı} = AR = \frac{K_p}{\sqrt{1 + \tau_p^2 \omega^2}} \quad (3.25)$$

$$\text{Faz gecikmesi} = \Phi = \tan^{-1} - \tau_p \omega \quad (3.26)$$

Alçak frekans asimtotu;

$$\omega \rightarrow 0 \text{ için } \log \frac{AR}{K_p} = 0 \rightarrow \frac{AR}{K_p} = 1$$

$$\frac{AR}{K_p} = 1 \text{ den geçen yatay doğru}$$

$$\Phi = 0$$

Yüksek frekans asimtotu;

$$\omega \rightarrow \infty \text{ için } \rightarrow \log \frac{AR}{K} \rightarrow \frac{1}{2} \log(\tau\omega)^2 = -\log(\tau\omega)$$

$$\tau\omega = 1 \text{ için } \frac{AR}{K_p} = 1 \text{ den geçen, } -1 \text{ eğiminde bir doğru}$$

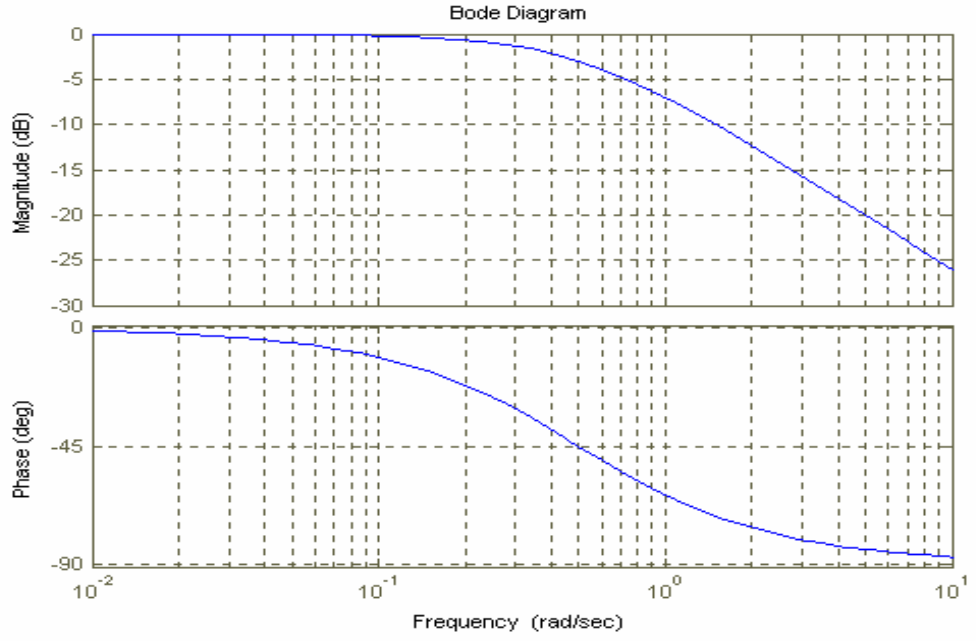
$$\Phi \rightarrow \tan^{-1}(-\infty) = -90^\circ$$

Köşe frekansı: İki asimtotun kesim noktası.

$$\frac{AR}{K} = \frac{1}{\tau\omega}$$

$$\omega = \frac{1}{\tau} \text{ için } \Phi = \tan^{-1}(-1) = -45^\circ$$

$$\frac{AR}{K} = 1$$



Şekil 3.5 Birinci mertebe sistemin bode diyagramı

İkinci mertebe sistem için; genlik oranı eşitlik (3.27), faz gecikmesi ise eşitlik (3.28) kullanılarak hesaplanır. İkinci mertebe sistemin bode diyagramı da Şekil 3.6'da verilmiştir.

$$AR = \frac{K}{\sqrt{(1 - \tau^2 \omega^2)^2 + (2\xi \tau \omega)^2}} \quad (3.27)$$

$$\Phi = \tan^{-1} \left(\frac{-2\xi \tau \omega}{1 - \tau^2 \omega^2} \right) \quad (3.28)$$

Alçak frekansta;

$$\omega \rightarrow 0 \text{ için } \frac{AR}{K} = 1$$

Yüksek frekansta;

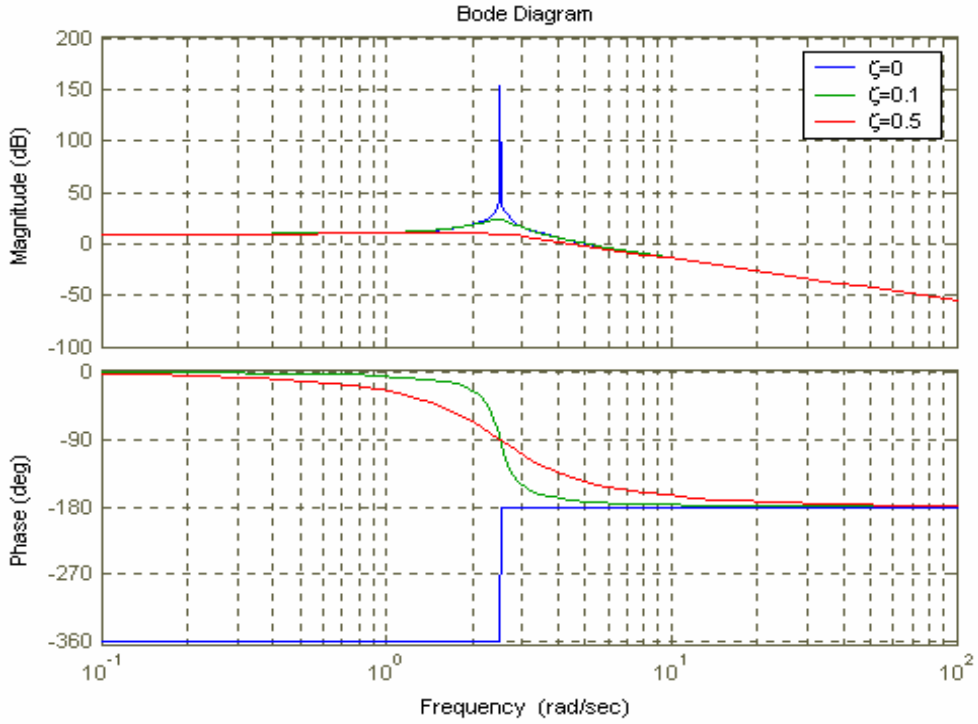
$$\omega \rightarrow \infty \text{ için } \Phi = -180^\circ$$

$$\omega = \frac{1}{\tau} \text{ için } \xi \text{ ne olursa olsun, } \Phi = -90^\circ$$

ξ ' nin çok küçük değerleri için AR' de sivri bir pik gösterir. Bu sivri pike rezonans denir.

Rezonans frekansı eşitlik (3.29)'de verildiği gibi hesaplanır.

$$\omega_r = \frac{1}{\tau} \sqrt{1 - 2\xi^2} \quad (3.29)$$



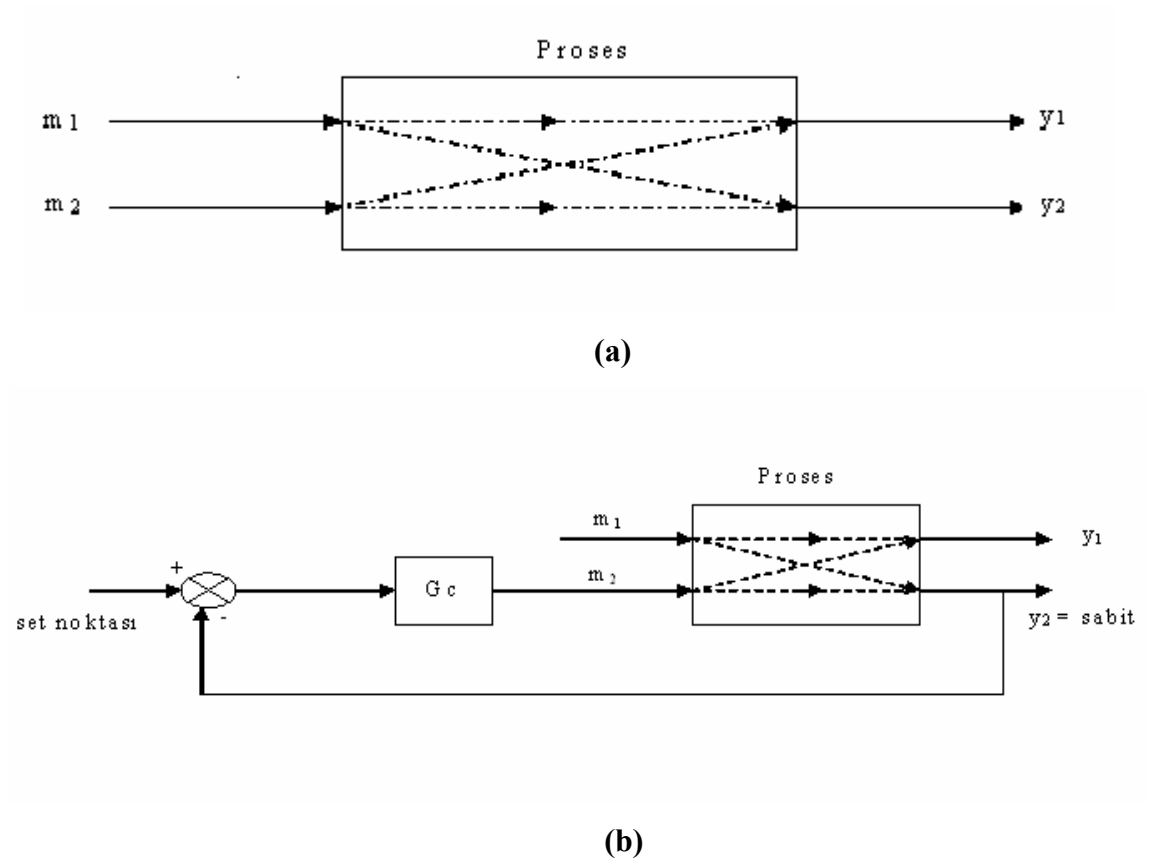
Şekil 3.6 İkinci mertebe sistemin bode diyagramı

3.4 Bağıl Kazanç Matrisi (RGA) Analizi

N tane kontrol edilen ve ayarlanan değişken için N! tane kontrol döngüsü vardır. Etkileşimin en az olduğu döngü seçimi yapılan en iyi seçimdir. Döngüler arasında minimum etkileşimi yapacak kontrol çifti seçilir. Bristol ilk olarak RGA ile bunu amaçlamaktadır (Stephanopoulos 1984).

3.4.1 Bağıl Kazanç (λ_{11}) hesabı

İki girdi ve iki çıktılı sistem için RGA hesabında kullanılan diyagramlar Şekil 3.7’de verilmiştir.



Şekil 3.7 RGA hesabında kullanılan diyagramlar a. Açık döngü, b. Yarı açık döngü

λ_{11} 'i tespit etmek için Şekil 3.7.a ve Şekil 3.7.b göz önüne alındığında;

i) Şekil 3.7.a'da m_2 sabit iken m_1 'e basamak değişimi verilirse y_1 'in yeni yatışkın hal değeri tespit edilir ve Δy_1 elde edilir. y_1 ve m_1 arasındaki açık-döngü yatışkın kazanç, m_2 sabit olduğunda hesaplanabilir.

$$\left(\frac{\Delta y_1}{\Delta m_1} \right)_{m_2} = K_1 \quad (3.30)$$

ii) Şekil 3.7.b'ye göre m_1 değiştiğinde y_2 de değişir fakat kontrol döngüsü ile m_2 ayarlanarak y_2 sabit kalır. Bu durumdan y_1 'in yatışkın hali etkilenir. $\Delta y_1'$ yatışkın hal değeri oluşur, bu değer Δy_1 'den farklıdır. $\Delta y_1'$, m_1 ve m_2 'nin değişiminden sonra hesaplanır. Yeni açık döngü kazancı y_1 ve m_1 arasındadır ve y_2 sabit durumdadır.

$$\left(\frac{\Delta y_1'}{\Delta m_1} \right)_{y_2} = K_2 \quad (3.31)$$

Yukarıda hesaplanan bu iki açık döngü kazançlarının oranı Bağlı Kazanç, λ_{11} olarak tanımlanır.

$$\lambda_{11} = \frac{\left(\frac{\Delta y_1}{\Delta m_1} \right)_{m_2}}{\left(\frac{\Delta y_1'}{\Delta m_1} \right)_{y_2}} \quad (3.32)$$

Proses değişkenleri arasındaki etkileşimde λ_{11} çok önemlidir.

1. $\lambda_{11} = 0$ ise;

m_1 , y_1 'i etkilemez ve y_1 'i kontrol etmek için kullanılamaz.

2. $\lambda_{11} = 1$ ise;

m_2 , y_1 'i etkilemez. y_1 ve m_1 arasındaki kontrol döngüsü y_2 ve m_2 arasındaki döngüyü etkilemez. Bu durum döngülerin ayrıştırılması anlamındadır.

3. $0 < \lambda_{11} < 1$ ise;

etkileşim vardır ve m_2 , y_1 'in yatışkın halini etkiler. λ_{11} küçüldükçe etkileşim artar.

4. $\lambda_{11} < 0$ ise;

m_2 , y_1 üzerinde güçlü bir etki yapar ve m_1 'in sebep olduğundan ters yönde bir etki verir. Bu etkileşim çok tehlikelidir.

Diğer RGA'lar da benzer şekilde yazılabilir. Eşitlik (3.33), y_1 ve m_2 arasındaki RGA'yı göstermektedir.

$$\lambda_{12} = \frac{\left(\frac{\Delta y_1}{\Delta m_2} \right)_{m_1}}{\left(\frac{\Delta y_1}{\Delta m_2} \right)_{y_2}} \quad (3.33)$$

Eşitlik (3.34), y_2 ve m_1 arasındaki RGA'yı göstermektedir.

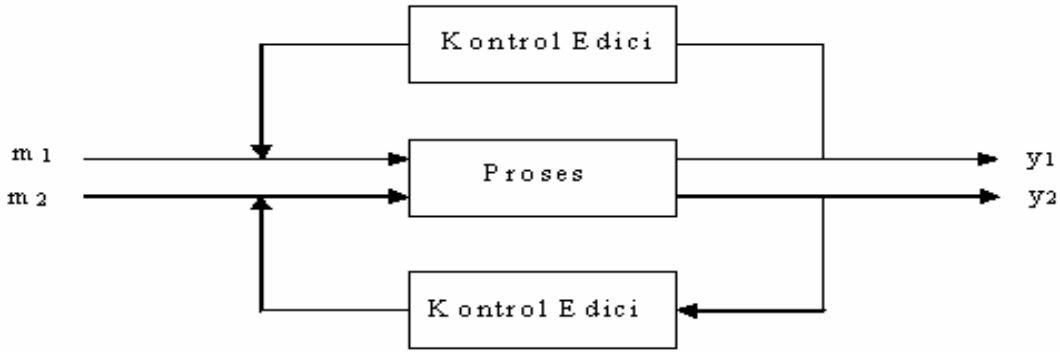
$$\lambda_{21} = \frac{\left(\frac{\Delta y_2}{\Delta m_1} \right)_{m_2}}{\left(\frac{\Delta y_2}{\Delta m_1} \right)_{y_1}} \quad (3.34)$$

Eşitlik (3.35), y_2 ve m_2 arasındaki RGA'yı göstermektedir.

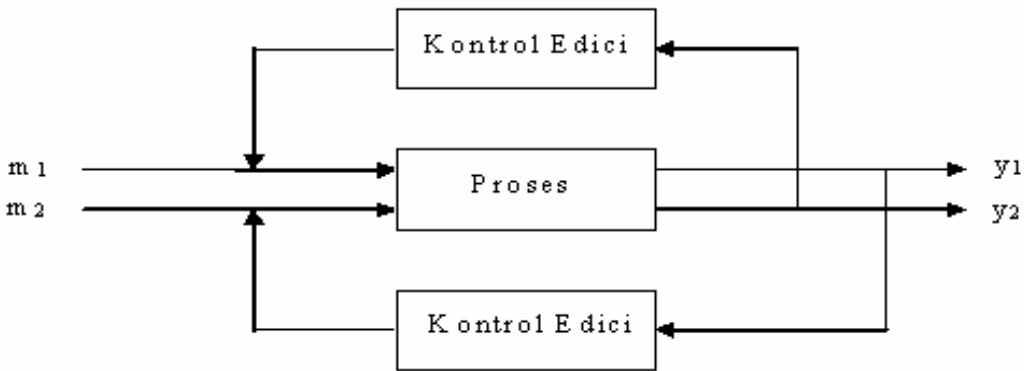
$$\lambda_{22} = \frac{\left(\frac{\Delta y_2}{\Delta m_2} \right)_{m_1}}{\left(\frac{\Delta y_2}{\Delta m_2} \right)_{y_1}} \quad (3.35)$$

3.4.2 Döngüler arasındaki etkileşim

Şekil 3.8 ve Şekil 3.9'da iki girdi ve iki çıktı için farklı konfigürasyon gösterilmiştir.



Şekil 3.8 I. Döngü konfigürasyonu



Şekil 3.9 II. Döngü konfigürasyonu

Döngüler arasında minimum etkileşim için konfigürasyon seçerken bağlı kazançların 4 farklı RGA değeri bir matris formunda yazılabilir. Bu matris eşitlik (3.36)'da görüldüğü gibidir.

$$\Lambda = \begin{matrix} & \begin{matrix} m_1 & m_2 \end{matrix} \\ \begin{matrix} \lambda_{11} & \lambda_{12} \\ \lambda_{21} & \lambda_{22} \end{matrix} & \begin{matrix} y_1 \\ y_2 \end{matrix} \end{matrix} \quad (3.36)$$

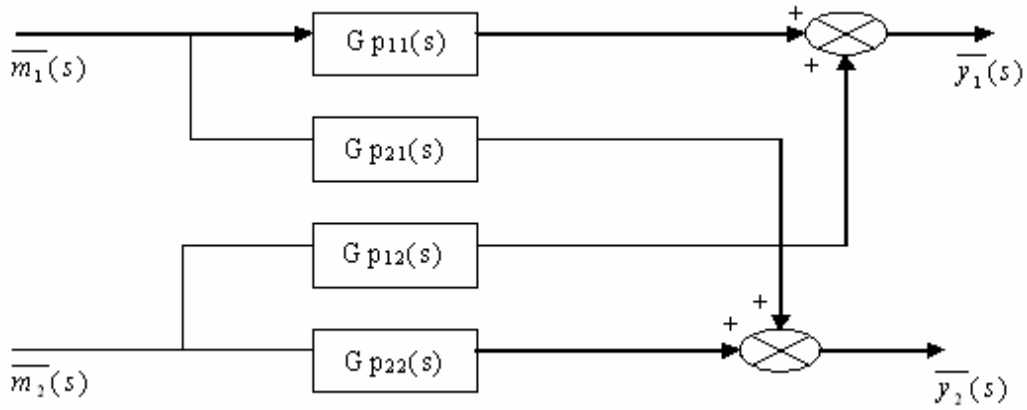
Herhangi bir satır veya kolonun RGA toplamı 1 olmalıdır.

$$\begin{aligned} \lambda_{11} + \lambda_{12} &= 1; & \lambda_{11} + \lambda_{21} &= 1; \\ \lambda_{21} + \lambda_{22} &= 1; & \lambda_{12} + \lambda_{22} &= 1; \end{aligned}$$

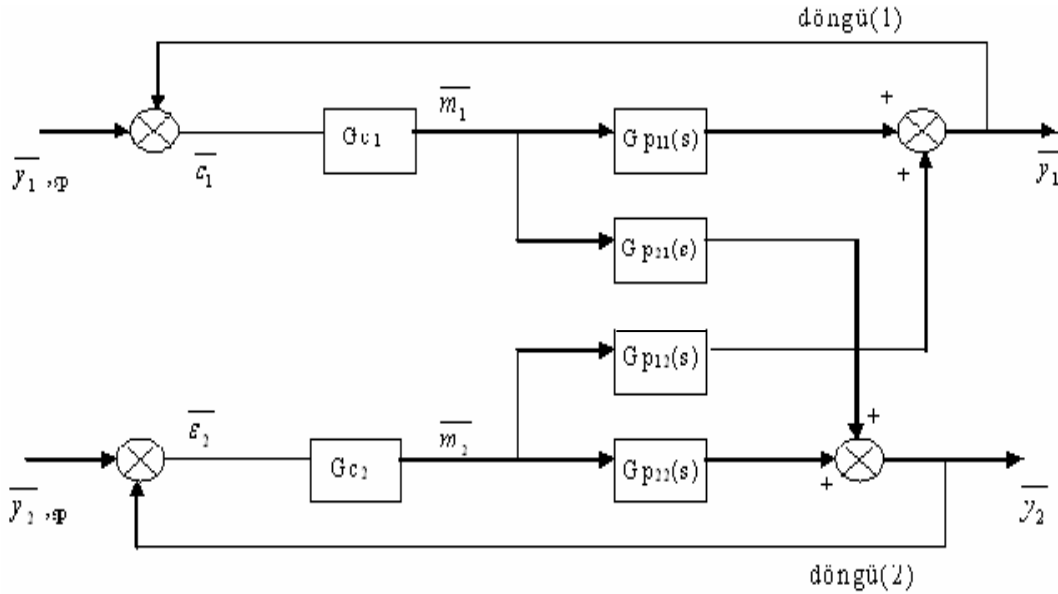
3.5 Çok Değişkenli Proseslerin Kontrolü (Çok Değişkenli Kontrol, MIMO)

Çok değişkenli (MIMO) prosesler için birden fazla kontrol konfigürasyonu vardır ve kontrol sistemleri problemleri oldukça karmaşıktır. Çünkü proses etkileşimleri kontrol edilen ve ayarlanabilen değişkenler arasında olur. Genelde ayarlanabilen değişkendeki bir değişim, M_1 tüm kontrol edilen değişkenleri etkiler. Proses etkileşiminden dolayı, çok döngülü kontrol şeması için ayarlanabilen ve kontrol edilen değişkenlerin en iyi çiftini seçmek zor bir iştir. Özellikle n tane kontrol edilen ve ayarlanabilen değişkenlerin kontrol problemi için $n!$ tane kontrol döngü konfigürasyonu vardır. Bu durumda $n=5$ için 120 tane konfigürasyon vardır (Stephanopoulos 1984).

İki girdi ve iki çıktılı bir prosesin açık döngü blok diyagramı Şekil 3.10'daki gibi ve alternatif kontrol döngülerinden birisi de Şekil 3.11'deki gibidir.



Şekil 3.10 İki kontrol edilen ve iki ayarlanabilen değişkenli bir prosesin açık döngü blok diyagramı

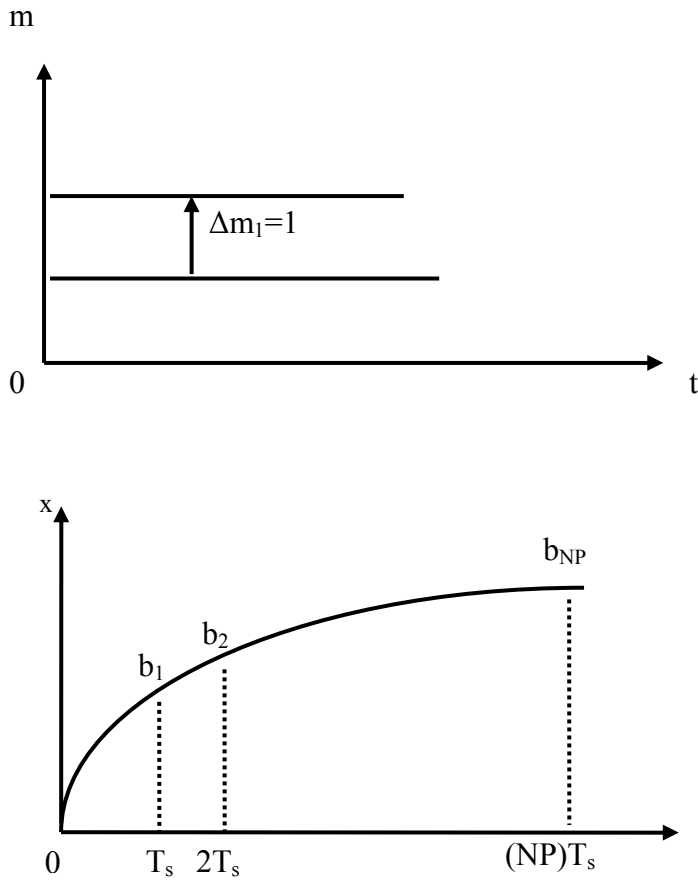


Şekil 3.11 İki kontrol edilen ve iki ayarlanabilen değişkenli bir prosesin kapalı döngü blok diyagramı

Bu tip kontrol sistemlerinde istenilen kontrol performansını yakalamak zordur. Çünkü döngüler birbirini etkilemektedir. Bu etkileşimleri yok etmek için 'Decoupling' (Ayrıcıcı) kontrol sistemleri tasarlanır.

3.6 Model Öngörmeli Kontrol Sistemi (MPC)

Bu sistemin kontrolünde model öngörmeli kontrol algoritmalarından biri olan dinamik matris kontrol (DMC) stratejisi kullanılmıştır. DMC sistemi parçalı modelleri kullanır. Sistemin girdi ve ayarlanabilen değişkenine basamak etki verilir. Elde edilen reaksiyon eğrisi zaman basamaklarına bölünerek basamak yanıtım modeli geliştirilir. Şekil 3.12’de üstteki grafik ayarlanabilen değişkene birim basamak etkisi verildiğini, alttaki grafik de elde edilen yanıtımı göstermektedir (Luyben 1990).



Şekil 3.12 Basamak yanıtım modeli

Tahmin ufku (NP) ve kontrol ufku (NC) parametrelerine göre parçalı modellerin geliştirilmiş hali eşitlik (3.37) ve (3.38)’de gösterilmektedir.

$$\begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ \vdots \\ x_{NP} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} b_1 & 0 & \cdot & \cdot & 0 \\ b_2 & b_1 & 0 & \cdot & \cdot \\ b_3 & b_2 & b_1 & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ b_{NP} & b_{NP-1} & \cdot & \cdot & b_{NP, NC} \end{bmatrix} * \begin{bmatrix} \Delta m_1 \\ \cdot \\ \cdot \\ \cdot \\ \Delta m_{NC} \end{bmatrix} \quad (3.37)$$

$$\underline{x} = \underline{B} \underline{\Delta m} \quad (3.38)$$

A matrisinin elemanları ile B matrisinin elemanları arasındaki ilişki eşitlik (3.39)'da verilmektedir.

$$a_{ik} = b_{i+1-k} \quad (3.39)$$

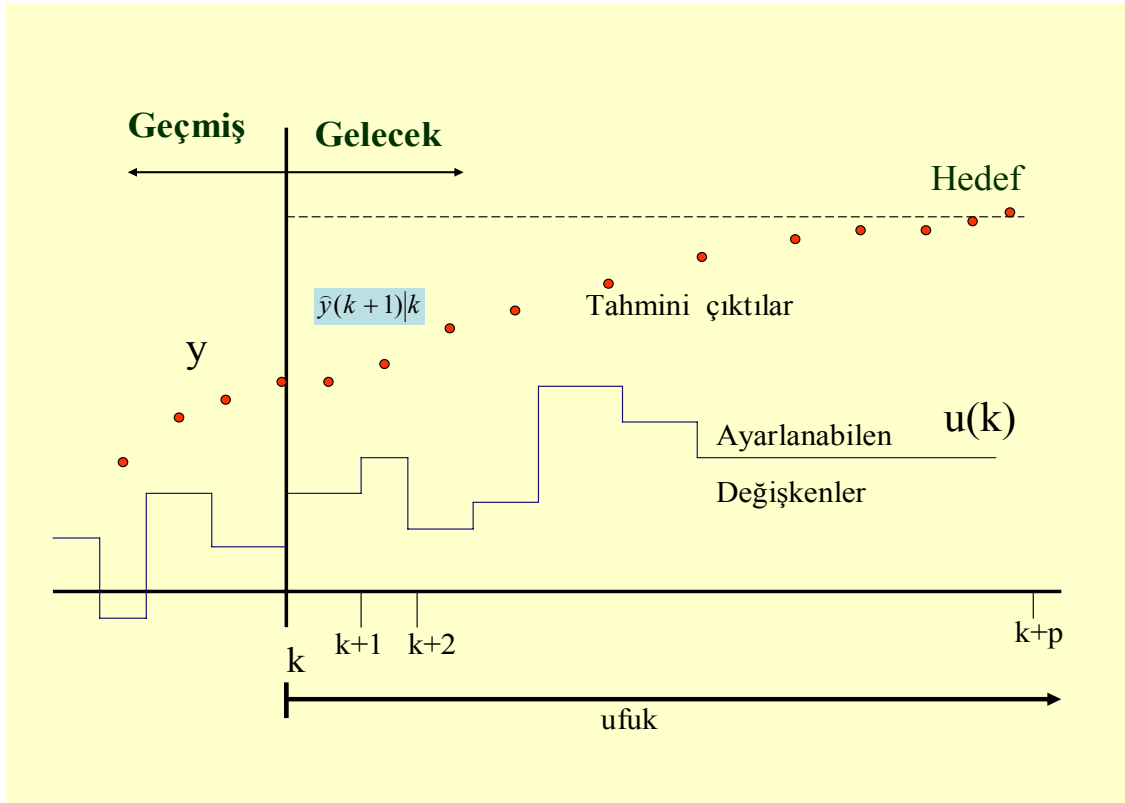
A matrisinin gösterimi eşitlik (3.40)'daki gibidir.

$$\underline{A} = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} & \cdot & \cdot & a_{1, NC} \\ a_{21} & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ a_{NP,1} & a_{NP,2} & \cdot & \cdot & a_{NP, NC} \end{bmatrix} \quad (3.40)$$

Δm_k , ayarlanabilen değişken değişimini gösterdiğinde çıkış değişkeni olan x_i , eşitlik (3.41)'deki gibi ifade edilir.

$$x_i = \sum_{k=1}^{NC} b_{i+1-k} \Delta m_k = \sum_{k=1}^{NC} a_{ik} \Delta m_k \quad (3.41)$$

Modellenebilen bir proseste, Şekil 3.13'te görüldüğü gibi bu prosesin k anındaki durumu gelecekteki p zaman ufku dikkate alır. Proses modeli kullanılarak, ayarlanabilen değişkenlerdeki değişimlere karşı prosesin yanıtını öngörülebilir. Ayarlanabilen değişkenlerin şimdiki ve gelecekteki değişimleri öyle seçilir ki, öngörülen yanıtım istenen belli karakteristiklere (veya optimum değere) sahip olsun. Ayarlanabilen değişkenlere sadece ilk hesaplanan değişimler uygulanır. $k+1$ anında zaman ufku, bir zaman aralığı kadar öteye alınarak hesaplama yinelenir. Bu yaklaşım; problem her zaman aralığında, gelecekteki aynı sayıdaki zaman adımlarını kapsayacak bir zaman ufku boyunca çözüldüğü için “hareketli ufuk” yaklaşımı olarak adlandırılır (Seborg *et al.* 1989).



Şekil 3.13 Dinamik Matris Kontrolün hareket yörüngeleri

Giriş değişkeninde eski değişimler gelecekteki çıktı değişkenini değiştirir. Bu çıktı değişkeni x_{OL} ile ifade edilir.

Gelecekteki i. basamak için çıkış değişkeninin tahmin edilen değeri;

$$x_{OL,i} = \sum_{k=0}^{-NP+1} b_{i+1-k} (\Delta m_k)^{eski} \quad (3.42)$$

Ölçüm anındaki çıkış değişkeninin tahmin edilen değeri de eşitlik (3.43) ile verilmiştir.

$$x_{OL,0} = \sum_{k=0}^{-NP+1} b_{1-k} (\Delta m_k)^{eski} \quad (3.43)$$

Gerçek ölçülen değer $x_0^{\text{ölçülen}}$ ve tahmin edilen değerde $x_{OL,0}$ ise açık hat yanıtını eşitlik (3.44)'deki gibi olur.

$$\begin{aligned} x_{OL,i} &= \sum_{k=0}^{-NP+1} b_{i+1-k} (\Delta m_k)^{eski} + x_0^{\text{ölçülen}} - x_{OL,0} \\ &= \sum_{k=0}^{-NP+1} b_{i+1-k} (\Delta m_k)^{eski} + x_0^{\text{ölçülen}} - \sum_{k=0}^{-NP+1} b_{1-k} (\Delta m_k)^{eski} \\ x_{OL,i} &= x_0^{\text{ölçülen}} + \sum_{k=0}^{-NP+1} [b_{i+1-k} - b_{1-k}] (\Delta m_k)^{eski} \end{aligned} \quad (3.44)$$

Kapalı hat yanıtını ise;

$$x_{CL,i} = x_{OL,i} + \sum_{k=1}^{NC} a_{ik} (\Delta m_k)^{yeni} \quad (3.45)$$

Dinamik matris algoritması için J performans indeksi:

$$J = \sum_{i=1}^{NP} [x^{set} - x_{CL,i}]^2 + f^2 \sum_{i=1}^{NC} [(\Delta m_k)^{yeni}]^2 \quad (3.46)$$

$$J = \sum_{i=1}^{NP} \left[x^{set} - x_{OL,i} - \sum_{k=1}^{NC} a_{ik} (\Delta m_k)^{yeni} \right]^2 + f^2 \sum_{i=1}^{NC} [(\Delta m_k)^{yeni}]^2 \quad (3.47)$$

Denklem (3.47)'nin minimize edilmesiyle elde edilen DMC için kontrol çıktısı aşağıdaki gibi olur:

$$(\Delta \mathbf{m})^{yeni} = [\underline{\mathbf{A}}^T \underline{\mathbf{A}} + f^2 \underline{\mathbf{I}}]^{-1} \underline{\mathbf{A}}^T \underline{\mathbf{x}} \quad (3.48)$$

Buradaki kontrol kazancı eşitlik (3.49) ile gösterilmiştir.

$$\mathbf{K} = [\underline{\mathbf{A}}^T \underline{\mathbf{A}} + f^2 \underline{\mathbf{I}}]^{-1} \underline{\mathbf{A}}^T \quad (3.49)$$

3.6.1 Kısıtlamalar

Bir proste çıkış değişkenini kontrol etmek için kullanılan ayar değişkenlerinin, prosesin işletim şartlarına göre bir alt ve üst sınır değerinde tutulması gerekebilir. Bu sınır değerler işletmecinin daha önceki tecrübe ve bilgi birikimine göre belirlenebilir (Morari and Ricker 1998).

Model öngörmeli kontrol sisteminde iki çeşit sınırlama kullanılmıştır. Bu sınırlamalar, eşitlik (3.50) ve (3.51)'de verildiği gibidir.

- Ayarlanan değişken sınırlamaları

$$u_{\min}(l) \leq u(k+1) \leq u_{\max}(l) \quad (3.50)$$

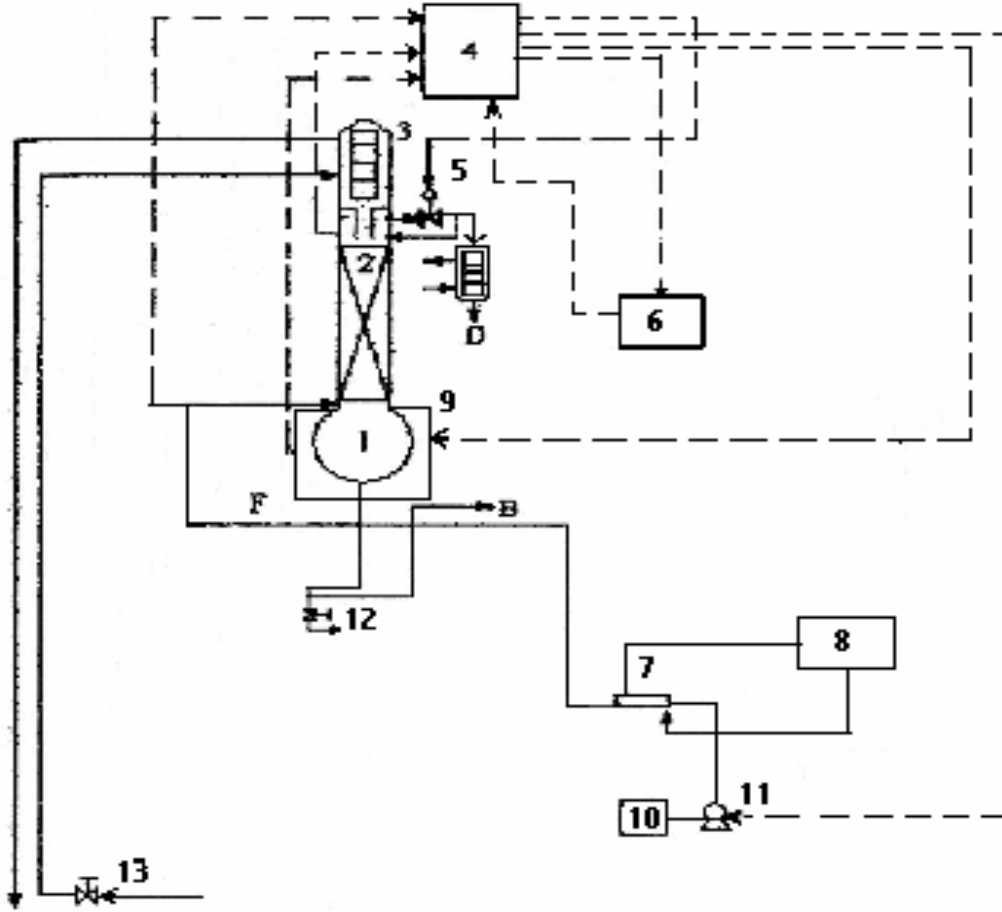
- Çıkış değişkeni sınırlamaları

$$y_{\min}(l) \leq y(k+1) \leq y_{\max}(l) \quad (3.51)$$

3.7 Deney Sistemi ve Yöntemi

3.7.1 Sistemin tanıtımı

DeneySEL çalışmalarda kullanılan dolgulu damıtma kolonunun toplam deney düzeneği Şekil 3.14'de gösterilirken fiziksel özellikleri Çizelge 3.2'de verilmiştir.



Şekil 3.14 Toplam deney düzeneği

1. Kazan; 2. Dolgulu Kolon; 3. Yoğunlaştırıcı; 4. Kontrol ünitesi; 5. Geri döngü ayar cihazı; 6. Bilgisayar; 7. Isı Değiştiricisi; 8. Isıtıcı sirkulatör; 9. Ceketli ısıtıcı; 10. Besleme tankı; 11. Peristaltik pompa; 12. Alt ürün çıkış vanası; 13. Soğutma suyu giriş vanası

Kolonun kazan kısmı (1), toplam 2 L hacime sahip cam balondan yapılmıştır. Kaynatma kazanı, etrafındaki 2 kW gücündeki bir ısıtıcı manto ile ısıtılmaktadır. Isıtıcı manto (9), kontrol ünitesinde yer alan bir triyak ile bilgisayara (6) bağlanmıştır. Böylece on-line olarak ısıtma gücü istenilen değere ayarlanabilmektedir. Sisteme sürekli besleme yapmak amacı ile yine bilgisayara bağlı bir adet peristaltik pompa (11) kullanılmıştır. Peristaltik pompadan gelen çözelti ön ısıtma sıcaklığının set edildiği bir ısı değiştiriciden (7) geçirildikten sonra ön ısıtılmış olarak kazana beslenir.

Geri döngü oranını ayarlayabilmek için zaman ayarlı bir geri döngü cihazı kullanılmaktadır (5). Bu cihazda da istenilen geri döngü oranı bilgisayardan on-line olarak ayarlanabilmektedir. Burada ayarlanan zaman oranlarına göre yoğunlaştırıcıdan gelen çözeltinin bir kısmı geri döngü olarak kolona verilmekte, bir kısmı ise üst ürün toplama kabına gönderilmektedir. Sistemin sıcaklıkları kolonun tepe, kazan ve besleme hattında olmak üzere 3 adet kontrol modülleri (4) aracılığı ile bilgisayardan on-line olarak okunmaktadır. Her bir saniyede üç noktadan okunan sıcaklıklar ve geri akma oranı değeri, triyak ısıtma değeri ve besleme akış hızı değerlerinin zamanla değişimleri veri bankasına kaydedilmektedir. On-line veri alımı ve kontrol Visidaq paket programı ile sağlanmaktadır.

Bunun için ise Visual Basic dilinde bir program yazılmıştır. Kazanı ısıtmak için triyak değeri, besleme akış hızı için peristaltik pompanın akış hızı değeri ve geri akma oranı için zaman değeri bu program aracılığı ile elsel olarak ayarlanabilmektedir.

Çizelge 3.2 Laboratuvar ölçekli dolgulu damıtma kolonunun fiziksel özellikleri

Dolgu boyu (mm)	1000
Kolon iç çapı (mm)	50
Dolgu cinsi	Rasching Halkası
Dolgu boyutları, boy/çap (mm)	20/15
Besleme tankı hacmi (L)	5
Ceket ısıtıcı gücü	2 kW
Kolon kaynatma kazanı hacmi (L)	2
İşletme basıncı (mmHg)	690

3.7.2 Deneysel çalışmalarda kullanılan çözelti

Deneysel çalışmalarda etil alkol üretim tesisinden temin edilen çok bileşenli bir alkol karışımı kullanılmıştır. Bu karışımdaki bileşenler ve mol yüzdeleri Çizelge 3.3'te verilmiştir.

Çizelge 3.3 Karışımdaki bileşenler ve mol yüzdeleri

Bileşen	% mol
Metanol	20.20
Etanol	36.79
n-Bütanol	7.93
İsoamil alkol	17.62
Anisol (metil-fenil eter)	17.46

3.7.3 Deney yöntemi

Deneye başlarken besleme çözeltisi olan alkol karışımı, kolonun kazanına doldurulur. Geri akma oranı toplam geri akmaya ayarlanır. Bilgisayardan ısıtıcıya verilen enerji değeri ayarlanır. Sistem ısıtılmaya başlanır. Kazan sıcaklığı besleme çözeltisinin kaynama noktasına yaklaştığında yoğunlaştırıcı suyu devreye sokulur. Kolon toplam geri akmada yaklaşık bir saat çalıştırılır. Bu durumda kolona besleme yapılmadığı gibi üründe alınmaz. Bilgisayar ekranında izlenerek, kolonun tepe sıcaklığına bakılır. Sıcaklık sabit kaldığında sistem yatışkın hale gelmiş olur. Sistem ilk yatışkın hale ulaştıktan sonra peristaltik pompanın açıklık değeri bilgisayardan ayarlanarak, ön ısıtmaya tabi tutulmuş çözelti kazana beslenir. Geri akma oranı da belirli bir değere ayarlanır ve alt ürün vanası da açılarak ürün alınmaya başlanır. Böylece sistem sürekli işleme alınmış olur. Sistemin okunan sıcaklıkları ise bilgisayara aktarılarak kaydedilir. Üst ürün sıcaklığının sabit kalması ile sistemin tekrar yatışkın hale geldiği anlaşılır. Laboratuvar ölçekli damıtma kolonunun ikinci yatışkın hal durumunda kolonun geri akma oranına negatif veya pozitif kademe etkisi verilerek sistem dinamik hale getirilir. Böylece kolon tekrar yatışkın olmayan hale geçer. Sıcaklıklar okunarak sistemin tekrar yatışkın hale gelişi beklenir. Sıcaklıkların sabit kalmasıyla damıtma kolonunun dinamik yatışkın hale geldiği anlaşılır.

Besleme bileşimi ve üst ürün bileşimleri GC/MS'de analizlenerek tespit edilmiştir. Kontrol çalışmaları için Visidaq paket programına PID ve MPC kontrol algoritmaları Visual Basic dilinde yazılarak eklenmiştir. Ayrıca kısıtlamalı model öngörmeli kontrol için kısıtlayıcı bileşen olarak geri akma oranı seçilerek üst ve alt sınır değerleri algoritmada gösterilmiştir.

4. SONUÇLAR

Bu çalışmada laboratuvar ölçekli damıtma kolonu sisteminin birinci mertebeden ölü zamanlı bir sistem olduğu kabul edilip deneysel verilerden yararlanılarak, sistemi değişik yük etkileri koşullarında tanımlayan iletim fonksiyonları Matlab ortamında yazılan program yardımıyla elde edilmiştir. Elde edilen bu iletim fonksiyonlarının PID parametreleri Matlab ortamında Ziegler-Nichols Ayarlama Yöntemiyle bulunmuştur.

Çalışmamızda kullandığımız sistem çok girdili ve çok çıktılı bir sistem olduğundan sistemin RGA analizi yapılarak bulunan λ değerine göre girdiler ve çıktılar arasında bir etkileşim olup olmadığına bakılmıştır. Çok girdili çok çıktılı (MIMO) bir model geliştirilmiştir. Bu model çıkış değişkenlerini giriş değişkenlerine bağlayan iletim fonksiyonları ile ifade edilmiştir.

Çok bileşenli karışımın damıtıldığı laboratuvar ölçekli dolgulu damıtma kolonunun kontrolü deneysel ve teorik olarak gerçekleştirilmiştir. Teorik kontrol PID, MPC ve CMPC kontrol algoritmaları ile yapılmıştır. Deneysel kontrol kısmında ise, teorik kontrol için kullanılan PID parametreleri kullanılarak prosesin geri beslemeli kontrolü yapılmıştır. Ayrıca Matlab ortamında bulunmuş olan kazanç matrisi kullanılarak da CMPC kontrolü gerçekleştirilmiştir.

Deneysel ve teorik çalışmalarda kullanılmış olan dolgulu damıtma kolonu, her hangi bir etki verilmeden önce yatışkın koşul şartlarında çalıştırılmıştır. Çizelge 4.1'de işletim parametreleri ve yatışkın hal sonuçları gösterilmektedir.

Çizelge 4.1 İşletim parametreleri ve yatışkın hal sonuçları

Kolon İşletim Parametreleri	X_F (%mol)	X_D (%mol)	R	Q_R (cal/dk)	M_B (mol)	T_F (°C)	T_B (°C)	T_D (°C)	F (mol/dk)	B (mol/dk)	D (mol/dk)
Deneysel	20.20(a) 36.79(b) 7.93(c) 17.62(d) 17.46(e)	24.76(a) 75.24(b)	1.5	700	59.6	51	77	70.5	0.280	0.027	0.253

(a): Metanol, (b): Etanol, (c): n-bütanol, (d): İsoamil alkol, (e): Anisol

Çizelge 4.2 Bileşenlerin Antoine sabitleri, kaynama noktaları, mol kesirleri

Bileşen	ANT-A	ANT-B	ANT-C	$T_{kay}(°C)$	x_B	y_B
Metanol	18.58	3626.55	-34.29	64.6	0.2020	0.3685
Etanol	18.91	3803.98	-41.68	78.3	0.3679	0.4185
N-Butanol	17.21	3137.02	-94.43	117.7	0.0793	0.1788
İsoamil alkol	16.52	3026.9	-105.0	137.8	0.1762	0.0185
Anisol	16.24	3430.82	-69.58	153.6	0.1746	0.0157

Çizelge 4.2’de besleme karışımındaki bileşenlerin Antoine katsayıları, saf haldeki kaynama noktaları, sıvı ve buhar bileşimleri verilmiştir. Besleme karışımının kaynama noktasını teorik olarak bulmak için Newton-Raphson iterasyon yöntemi Matlab ortamında uygulanmıştır ve karışımın kaynama noktası 79°C bulunmuştur.

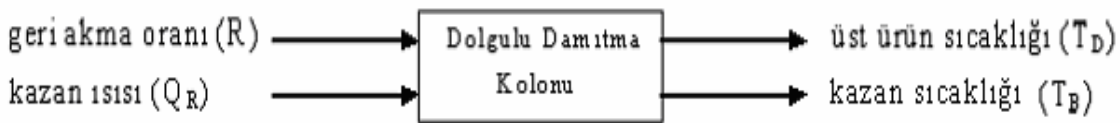
4.1 İstatistiksel Yöntem (Doğrusal Regrasyon) ile Prosesin İletim Fonksiyonlarının Bulunması

Deneysel verilerden yararlanılarak Matlab ortamında yazılan program yardımıyla 1. mertebeden ölü zamanlı bir sistem için istatistiksel yöntem ile iletim fonksiyonu belirlenir.

$$G_p(s) = \frac{K \cdot e^{-\theta \cdot s}}{\tau \cdot s + 1} \quad (4.1)$$

Kazanç (K) değerleri deneysel veriler ve ayar değişkenlerinin (Q_R ve R) kademe etkisi değerleri yardımıyla $K = \frac{\Delta y}{\Delta u}$ eşitliğinden hesaplanmıştır. Burada y , kontrol edilen değişken; u ise ayar değişkenidir.

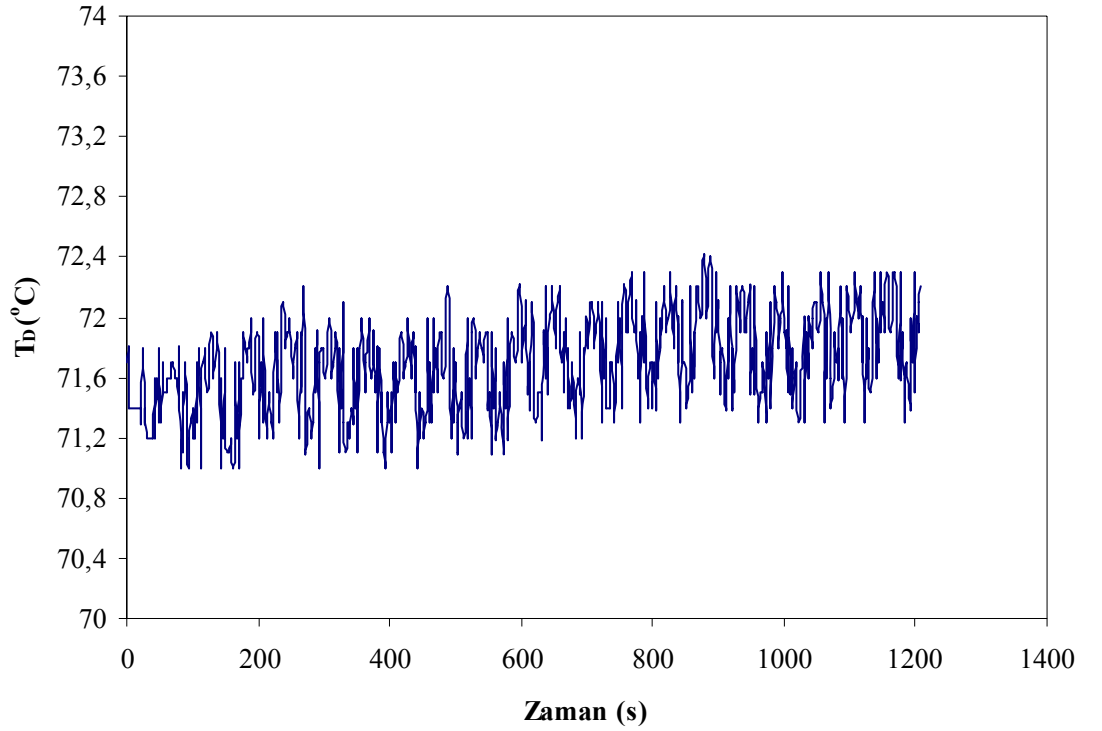
Şekil 4.1’de dolgulu damıtma kolonu 2 girdi - 2 çıktı için blok diyagramıyla gösterilmiştir. Burada girdi değişkenleri olan geri akma oranı ve kazan ısı yüküne çeşitli basamak etkileri verilerek çıkış değişkenleri olan üst ve alt ürün sıcaklıklarının zamanla değişimleri incelenmiştir.



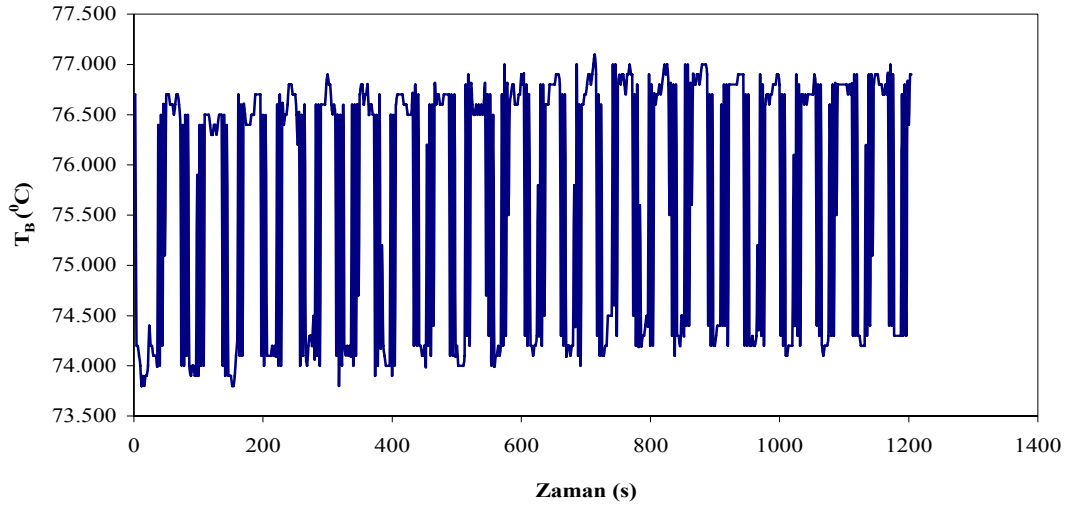
Şekil 4.1 Dolgulu damıtma kolonunun şematik gösterimi

4.1.1 Kazan ısına (Q_R) pozitif kademe etkisinde elde edilen proses iletim fonksiyonları

Proses, Çizelge 4.1’de verilen yatışkın işletim koşullarında çalıştırılırken kazan ısısı 5.2’den 6.54 triyak değerine yükseltilerek pozitif etki verilmiştir. Bu etkide üst ürün sıcaklığının zamanla değişimi Şekil 4.2’de, kazan sıcaklığının zamanla değişimi ise Şekil 4.3’de verilmiştir. Üst ürün sıcaklığı ufak salınımlarla 71.6°C ’den 72.4°C ’ye kadar değişirken alt ürün sıcaklığı da başlangıç sıcaklığına göre yaklaşık 2°C ’lik bir salınım yaparak değişmiştir.



Şekil 4.2 Kazan ısına pozitif kademe etkisinde (5.2 - 6.54) üst ürün sıcaklığının zamanla değişimi



Şekil 4.3 Kazan ısıasına pozitif kademe etkisinde (5.2 - 6.54) kazan sıcaklığının zamanla değişimi

Bu deneysel verilerden yararlanılarak Matlab ortamında istatistiksel regrasyon analizi yapılmıştır. Kolonun üstü ve altı için 1. mertebeden ölü zamanlı iletim fonksiyonları eşitlik (4.2) ve (4.3)'de verildiği gibi elde edilmiştir.

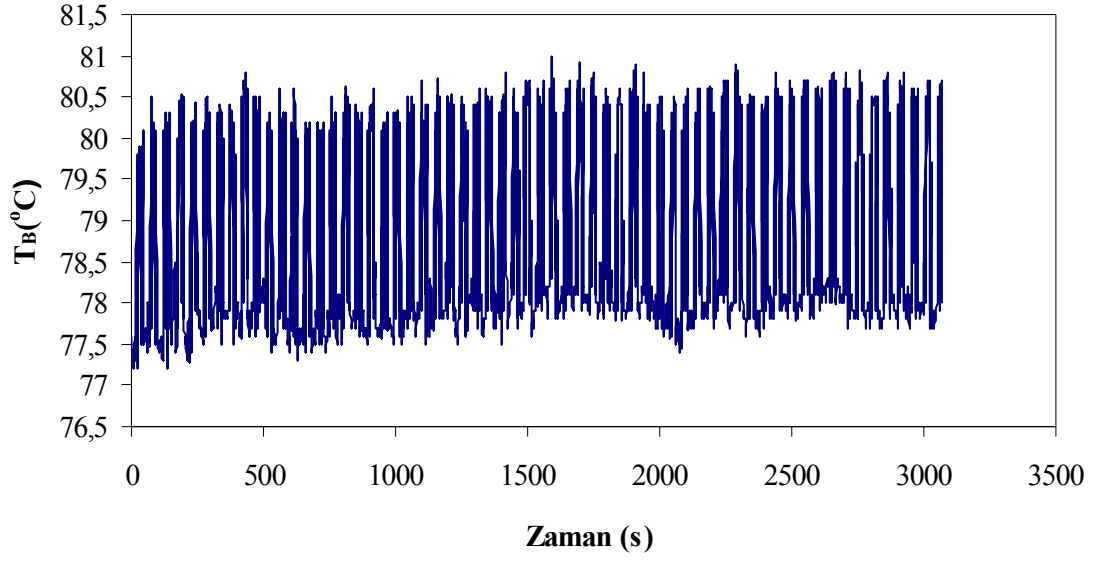
$$\frac{T_D(s)}{Q_R(s)} = \frac{1.04 e^{-4.64s}}{16.55s + 1} \quad (4.2)$$

$$\frac{T_B(s)}{Q_R(s)} = \frac{2.39 e^{-1.246s}}{9.94s + 1} \quad (4.3)$$

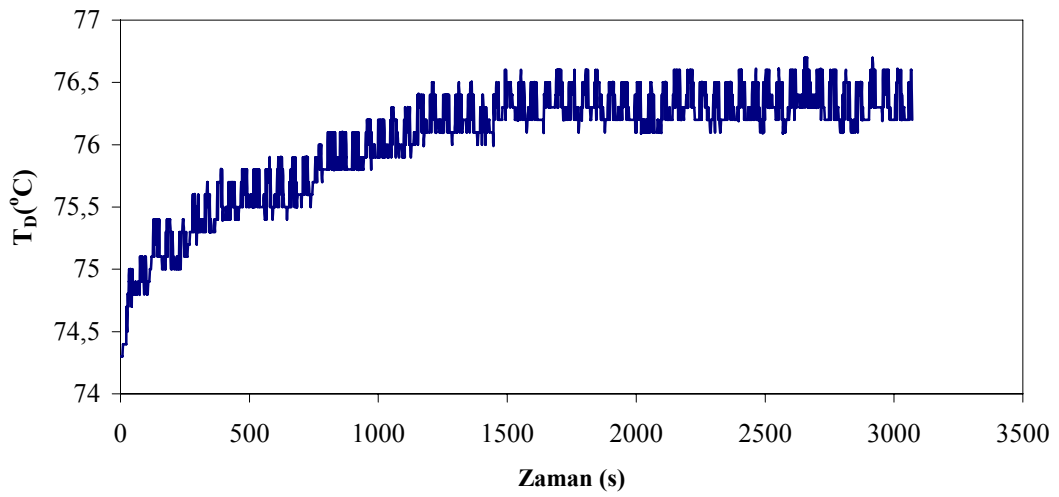
4.1.2 Geri akma oranına (R) negatif kademe etkisinde elde edilen proses iletim fonksiyonları

Distilasyon kolonunun geri akma oranı yatışkın hal değeri olan 1.5'da işletilirken, 0.25 değerine indirilerek negatif kademe etkisi verilmiştir. Bu durumda üstten daha fazla

ürün alınmaya başlanmıştır. Bu etkide alt ürün sıcaklığının zamanla değişimi Şekil 4.4'te ve üst ürün sıcaklığının zamanla değişimi Şekil 4.5'te verildiği gibidir. Beklenildiği gibi sıcaklık değişimi zamanla artmıştır ve ikinci yatışkın hal değerine kadar sistem bu dinamik etkide tutulmuştur.



Şekil 4.4 Geri akma oranına negatif kademe etkisinde (1.5 - 0.25) kazan sıcaklığının zamanla değişimi



Şekil 4.5 Geri akma oranına negatif kademe etkisinde (1.5 - 0.25) üst ürün sıcaklığının zamanla değişimi

İstatistiksel regresyon analizi ile proses parametreleri eşitlik (4.4) ve (4.5)'deki gibi elde edilmiştir.

$$\frac{T_B(s)}{R(s)} = \frac{2.88 e^{-8.15s}}{74.6s + 1} \quad (4.4)$$

$$\frac{T_D(s)}{R(s)} = \frac{1.84 e^{-11.7s}}{56.1s + 1} \quad (4.5)$$

4.2 Ziegler-Nichols Ayarlama Yöntemi ile PID Parametrelerinin Bulunması

Bölüm 3.3.2.1'de anlatılan Ziegler-Nichols Ayarlama Yöntemine göre PID parametreleri elde edilmiştir. Bunun için daha önce elde edilmiş olan eşitlik (4.2), (4.3), (4.4) ve (4.5)'te verilen iletim fonksiyonları kullanılmıştır. Alt ürün için;

$$G_p(s) = \frac{T_B(s)}{Q_R(s)} = \frac{2.39 e^{-1.246s}}{9.94s + 1} \quad \text{ise;}$$

1. mertebe Pade Yaklaşımı kullanılarak sistemin yeni iletim fonksiyonu,

$$G_p(s) = \frac{-2.39s + 3.836}{9.94s^2 + 16.95s + 1.605} \quad \text{şeklinde bulunur.}$$

Sistemin bu iletim fonksiyonu kullanılarak Matlab ortamında Simulink Toolbox'ı (Morari and Ricker 1998) yardımıyla kontrol edici son kazancı (Ku) ve salınım periyodu (Pu) aşağıdaki gibi bulunmuştur:

$$G_m = K_u = 7.0921$$

$$P_u = \frac{2 * \pi}{W_{cg}} = \frac{2 * \pi}{1.7025} = 3.690$$

Elde edilen K_u ve P_u değerlerinden, Çizelge 3.1'deki eşitlikler yardımıyla PID parametreleri aşağıdaki gibi bulunur:

$$K_c = \frac{K_u}{1.7} = \frac{7.0921}{1.7} = 4.17$$

$$\tau_I = \frac{P_u}{2} = \frac{3.690}{2} = 1.845$$

$$\tau_D = \frac{P_u}{8} = \frac{3.690}{8} = 0.461$$

Diğer iletim fonksiyonları içinde aynı adımlar izlenerek Ziegler-Nichols ayarlama yöntemiyle PID parametreleri bulunmuş ve Çizelge 4.3'te gösterilmiştir.

Çizelge 4.3 Sistemin iletim fonksiyonları ve PID parametreleri

İletim Fonksiyonu	PID Parametreleri		
	K_c	τ_I (dak)	τ_D (dak)
$G_{p11} = \frac{T_D(s)}{R(s)} = \frac{1.84 e^{-11.7s}}{56.1s + 1}$	3.39	16.730	4.18
$G_{p12} = \frac{T_D(s)}{Q_R(s)} = \frac{1.04 e^{-4.64s}}{16.55s + 1}$	4.60	6.445	1.611
$G_{p21} = \frac{T_B(s)}{R(s)} = \frac{2.88 e^{-8.15s}}{74.6s + 1}$	3.94	12.155	3.04
$G_{p22} = \frac{T_B(s)}{Q_R(s)} = \frac{2.39 e^{-1.246s}}{9.94s + 1}$	4.17	1.845	0.461

4.3 RGA Analizi

Bulunan iletim fonksiyonlarına göre toplam sistemi gösteren iletim fonksiyonları eşitlik (4.6)'daki gibi gösterilebilir:

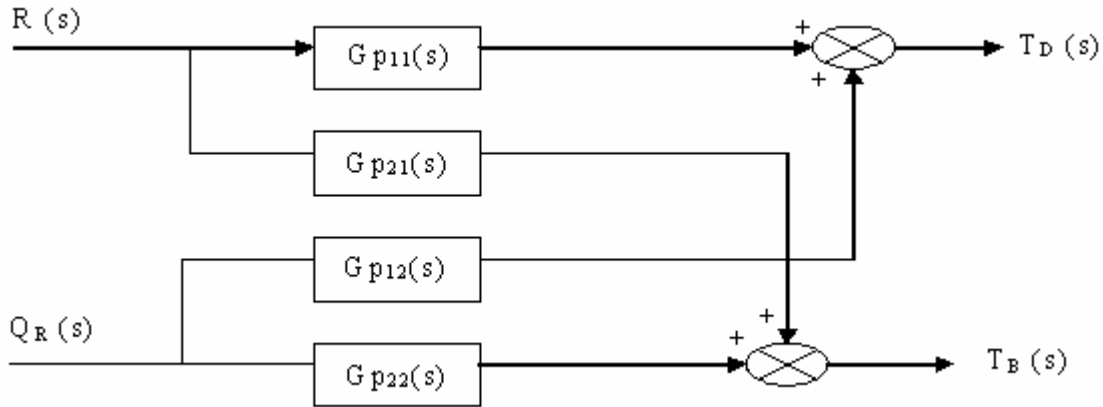
$$G_p(s) = \begin{bmatrix} G_{p11} & G_{p12} \\ G_{p21} & G_{p22} \end{bmatrix} \quad (4.6)$$

Bu iletim fonksiyonlarına göre,

$$G_p(s) = \begin{bmatrix} \frac{1.84e^{-11.7s}}{56.1s+1} & \frac{1.04e^{-4.64s}}{16.55s+1} \\ \frac{2.88e^{-8.15s}}{74.6s+1} & \frac{2.39e^{-1.246s}}{9.94s+1} \end{bmatrix} \quad (4.7)$$

şeklinde elde edilir.

RGA analizi için kullanılan sistemin açık-döngü blok diyagramı ise Şekil 4.6'daki gibidir.



Şekil 4.6 RGA analizi için kullanılan açık-döngü blok diyagramı

Blok diyagramına göre;

$$T_D(s) = G_{p11}(s).R(s) + G_{p12}.Q_R(s) \quad (4.8)$$

$$T_D(s) = \frac{1.84 e^{-11.7s}}{56.1s+1}.R(s) + \frac{1.04 e^{-4.64s}}{16.55s+1}.Q_R(s) \quad (4.9)$$

$$T_B(s) = G_{p21}(s).R(s) + G_{p22}.Q_R(s) \quad (4.10)$$

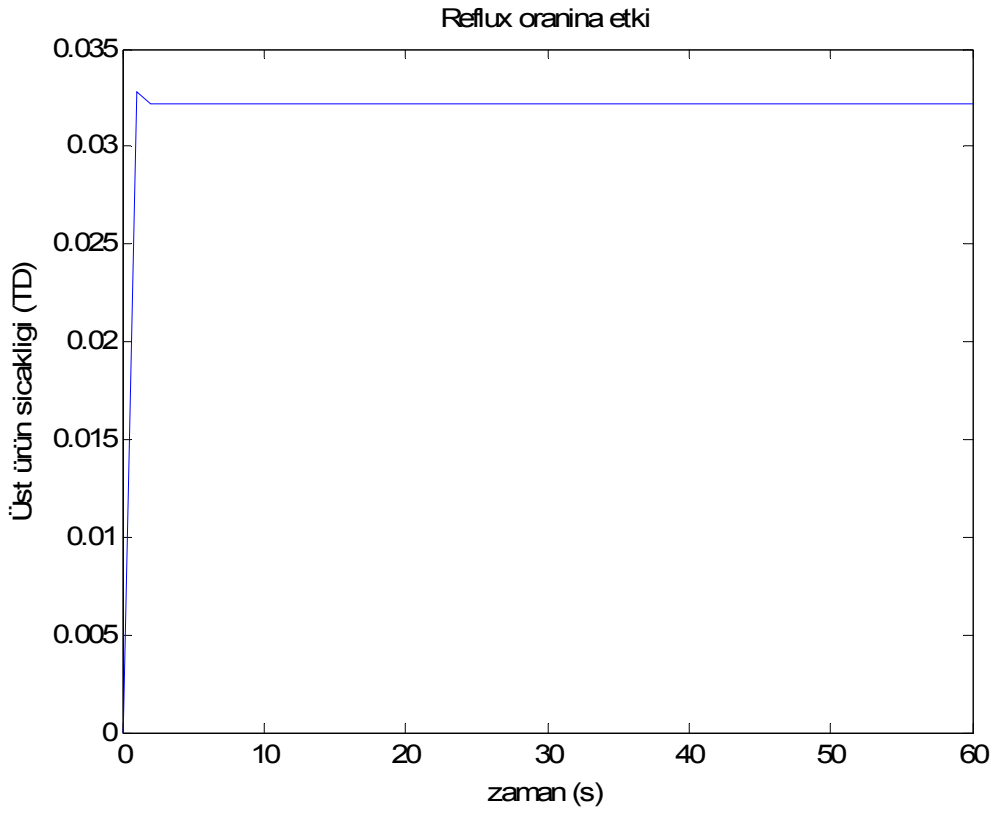
$$T_B(s) = \frac{2.88 e^{-8.15s}}{74.6s+1}.R(s) + \frac{2.39 e^{-1.246s}}{9.94s+1}.Q_R(s) \quad (4.11)$$

Bağıl Kazanç(λ) Hesabı:

Eşitlik (4.12)'ye göre payın ve paydanın değerleri ayrı ayrı hesaplanır ve λ_{11} bulunur.

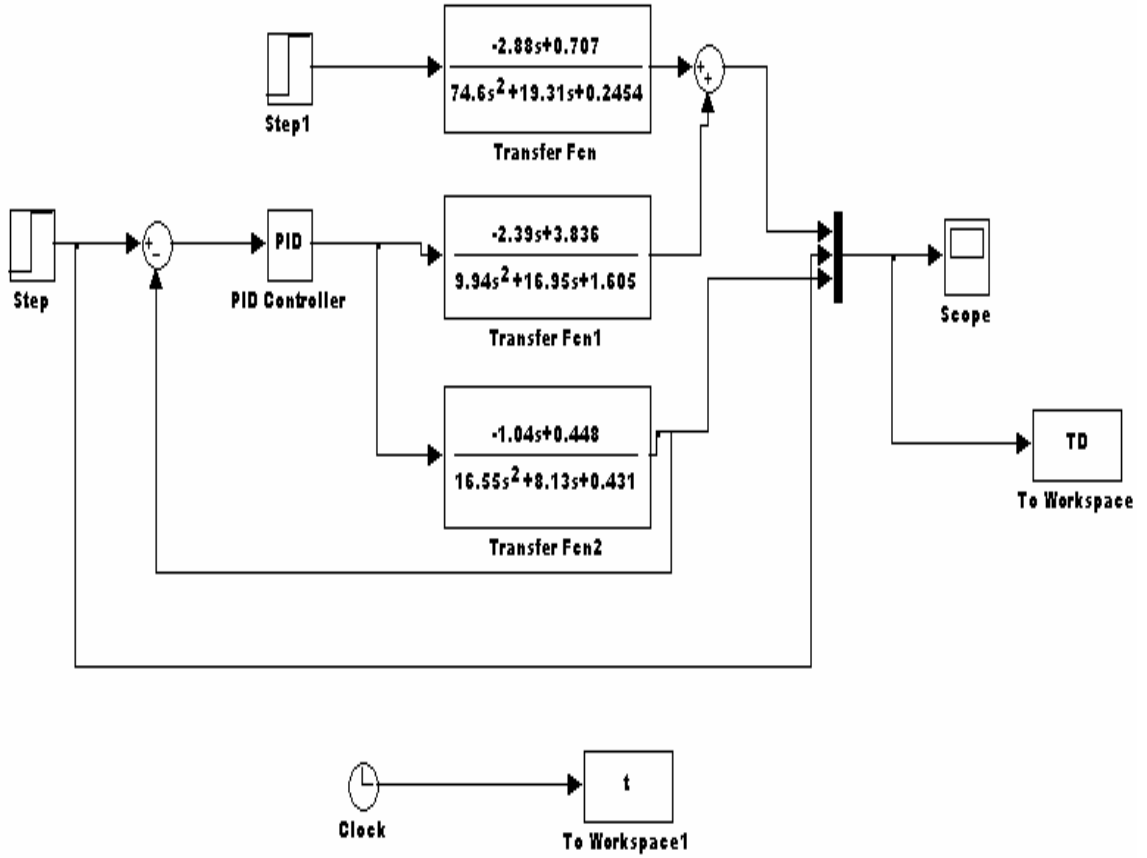
$$\lambda_{11} = \frac{\left(\frac{\Delta y_1}{\Delta m_1} \right)_{m_2}}{\left(\frac{\Delta y_1}{\Delta m_1} \right)_{y_2}} \quad (4.12)$$

$\left(\frac{\Delta y_1}{\Delta m_1} \right)_{m_2}$ 'nin bulunabilmesi için Matlab ortamında 'tfd2step' fonksiyonu kullanılarak ayar değişkeni R' ye verilen negatif kademe etkisinde T_D 'nin değişimini görebilmek için çizilen grafik yardımıyla $\left(\frac{\Delta y_1}{\Delta m_1} \right)_{m_2} = 0.0322$ olarak bulunmuştur. Bulunan bu değer Şekil 4.7'de verilen grafikten de görülebilmektedir.



Şekil 4.7 R'ye (u_1, m_1) birim negatif kademe etkisi verildiğinde $T_D(y_1)$ değerinin değişimi

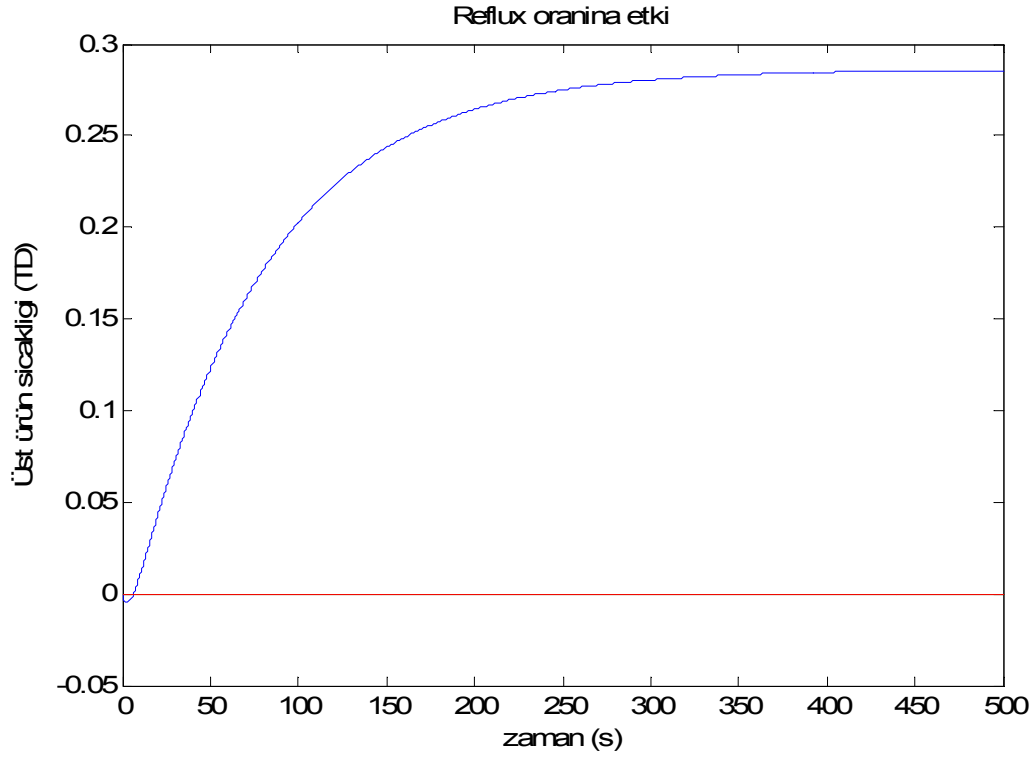
$\left(\frac{\Delta y_1}{\Delta m_1} \right)_{y_2}$ değerinin bulunabilmesi için m_1 'e etki verilip y_2 kontrol edilir. Bu kontrolü yapabilmek için Matlab Simulink programı yardımıyla kontrol şeması Şekil 4.8'deki gibi çizilir.



Şekil 4.8 Dolgulu damıtma kolonunda RGA analizi için kullanılan blok diyagramı

Matlab ortamında Simulink programı çalıştırılarak elde edilen sonuçlar Şekil 4.9’da

grafiğe geçirilmiştir ve bu grafik yardımıyla $\left(\frac{\Delta y_1}{\Delta m_1} \right)_{y_2} = 0.2775$ olarak bulunmuştur.



Şekil 4.9 m_1 etkisinde yarı açık döngü kontrol sonucu

λ_{12} ve diğer λ değerleri ise aşağıdaki gibi hesaplanabilir:

$$\lambda_{11} + \lambda_{12} = 1$$

$$\lambda_{12} + \lambda_{22} = 1$$

$$\lambda_{21} + \lambda_{22} = 1$$

$$\lambda_{21} + \lambda_{11} = 1$$

$$\lambda_{11} = \frac{\left(\frac{\Delta y_1}{\Delta m_1} \right)_{m_2}}{\left(\frac{\Delta y_1}{\Delta m_1} \right)_{y_2}} = \frac{0.0322}{0.2775} = 0.12 \quad \text{ise buna göre;}$$

$$\lambda_{12} = 0.88 \text{ olur.}$$

Buna göre:

$$\Lambda = \begin{bmatrix} 0.12 & 0.88 \\ 0.88 & 0.12 \end{bmatrix} \text{ olarak bulunur.}$$

λ_{11} değeri göz önünde bulundurularak $0 < \lambda_{11} < 1$ olduğundan m_1 y_2 'yi, m_2 de y_1 'i etkiler. Yani proses değişkenleri arasında etkileşim vardır. Böylece λ_{11} değerine göre etkileşimi incelemiş oluruz.

RGA analizi sonucuna göre üst ürün sıcaklığı(T_D) kontrolü için R ayarlanarak ve kazan sıcaklığı(T_B) kontrolü için Q_R ayarlanarak kontrol çifti seçilebilir ve buna göre dolgulu damıtma kolonunun çok girdili çok çıktılı kontrolü yapılabilir.

4.4 Kontrol Sonuçları

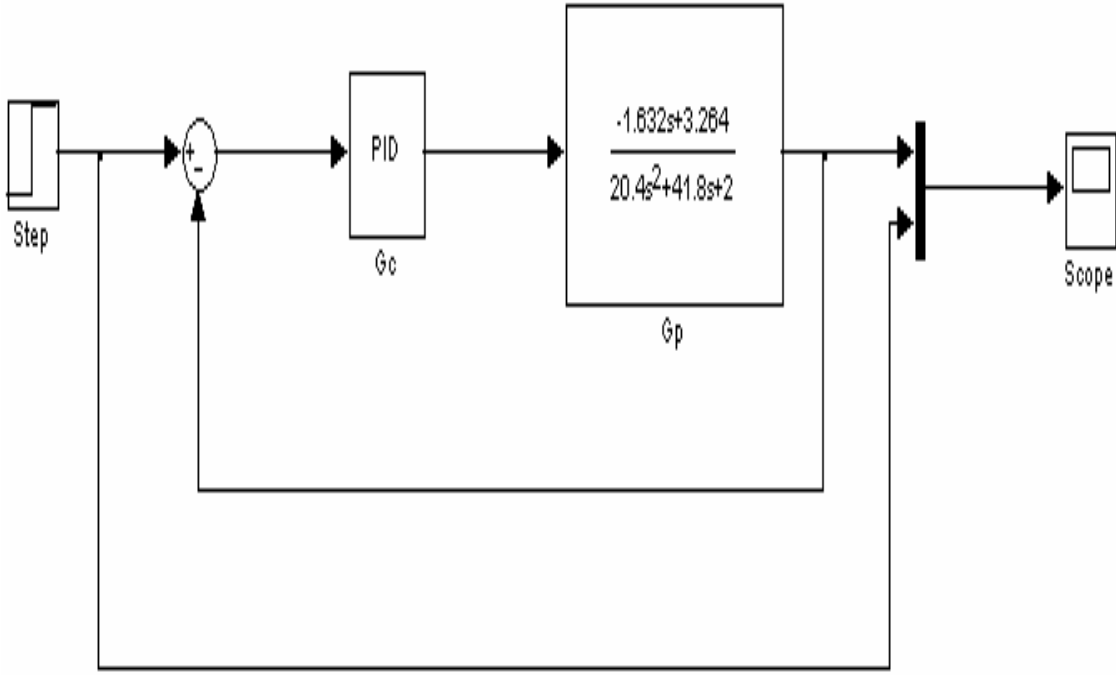
Burada laboratuvar ölçekli damıtma kolonunun üst ürün sıcaklığının kontrolü teorik ve deneysel olarak PID ve Kısıtlamalı Model Öngörmeli Kontrol algoritmaları kullanılarak yapılmıştır.

4.4.1 Teorik kontrol sonuçları

4.4.1.1 PID kontrol sonuçları

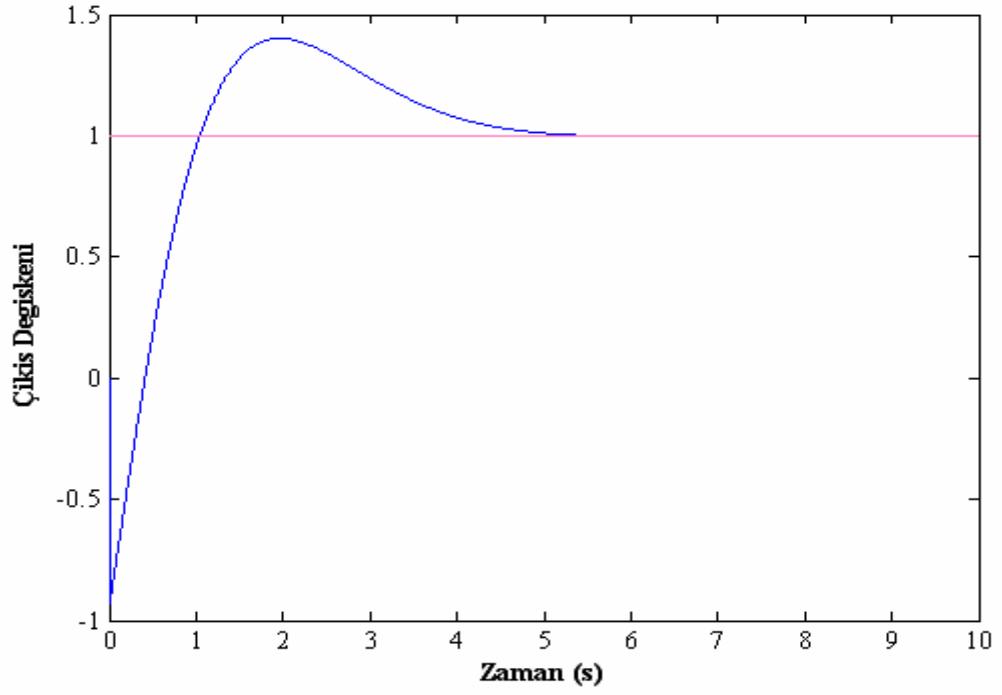
Ziegler-Nichols yöntemiyle bulunan kontrol parametreleri kullanılarak sistemin geri beslemeli teorik PID kontrolü yapılmıştır.

Bunun için Matlab Simulink ortamında kontrol blok diyagramı Şekil 4.10'da gösterildiği gibi çizilmiştir. Daha önce elde edilmiş olan kontrol edici ve prosesin iletim fonksiyonları kullanılarak, set noktası ve yük değişkeni etkilerinde üst ürün sıcaklığının kontrolü geri akma oranı ayarlanarak yapılmıştır.

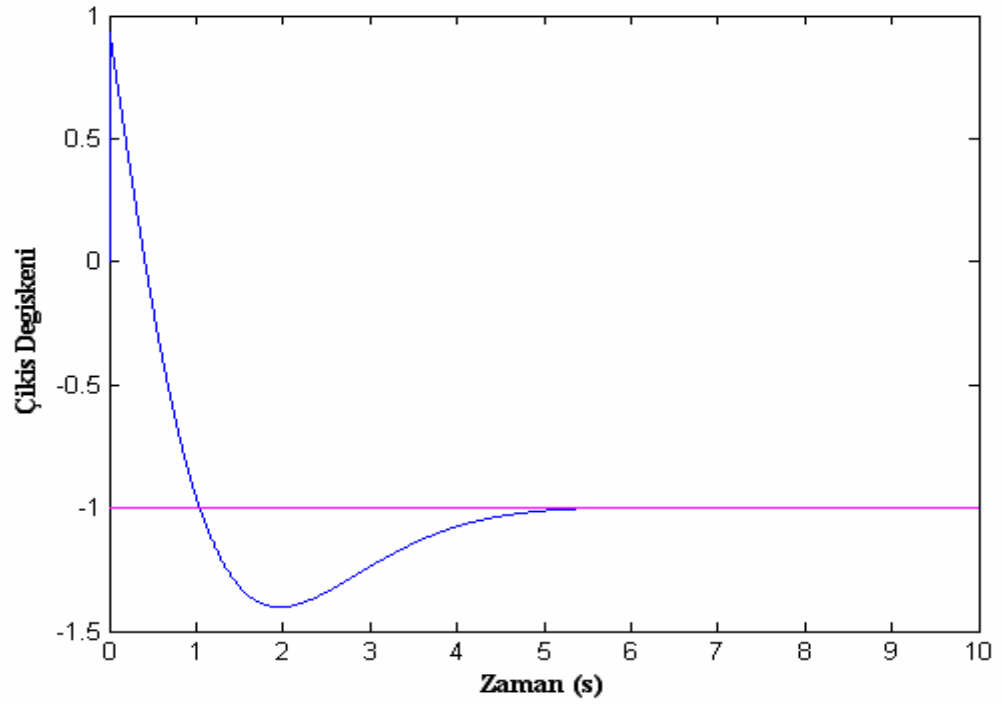


Şekil 4.10 Set noktasına kademe etkisi için sistemin geri beslemeli PID kontrol blok diyagramı

Üst ürün sıcaklığının set noktasına birim pozitif ve birim negatif etki verildiğinde alınan cevaplar sırasıyla Şekil 4.11 ve 4.12' de verilmiştir.

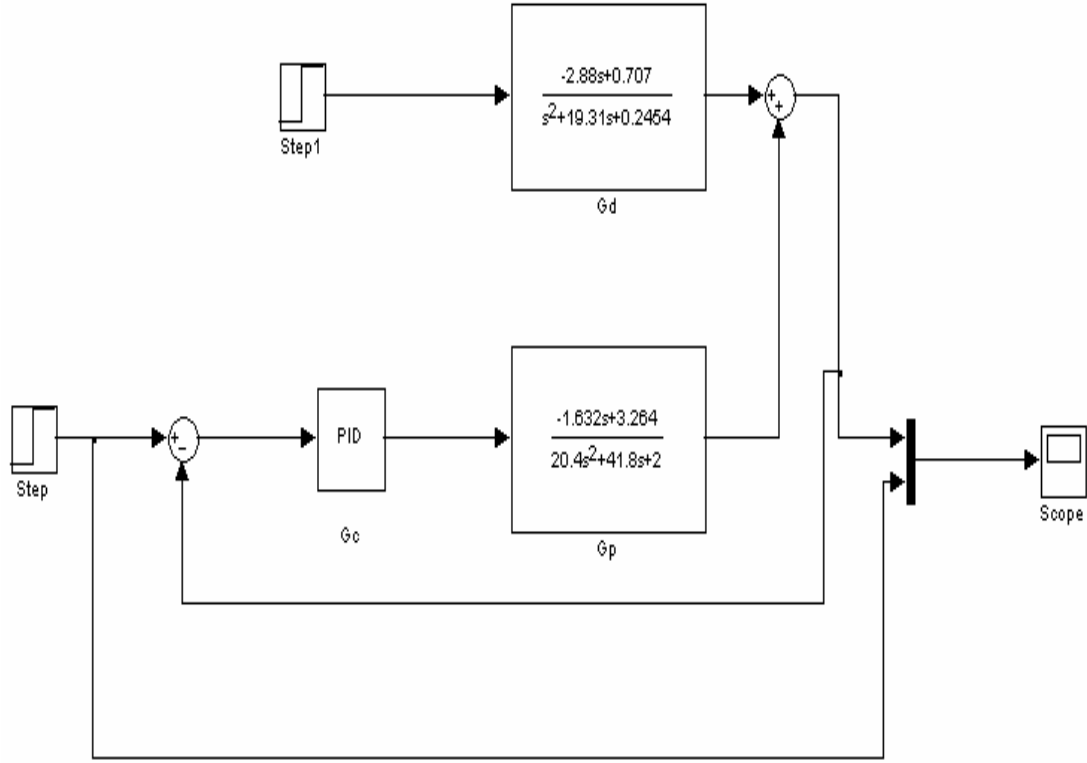


Şekil 4.11 Üst ürün sıcaklığının set noktasına birim pozitif kademe etkisi verildiğinde PID kontrol sonucu



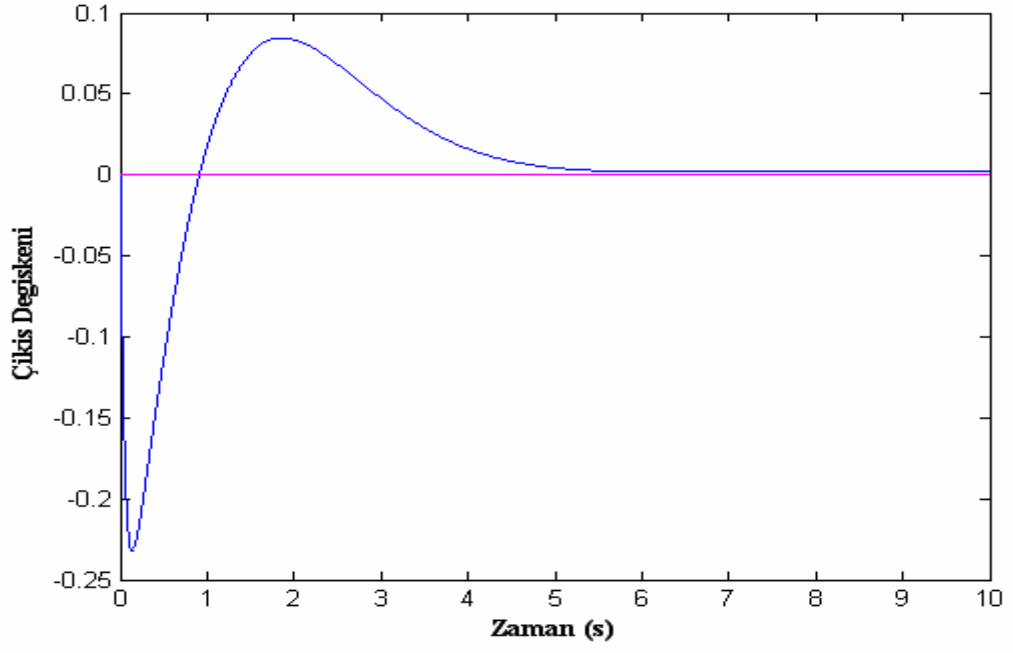
Şekil 4.12 Üst ürün sıcaklığının set noktasına birim negatif kademe etkisi verildiğinde PID kontrol sonucu

Sisteme yük etkisi verildiğinde geri beslemeli PID kontrolünü yapmak için Matlab Simulink ortamında oluşturulan blok diyagramı da Şekil 4.13'te verilmiştir.

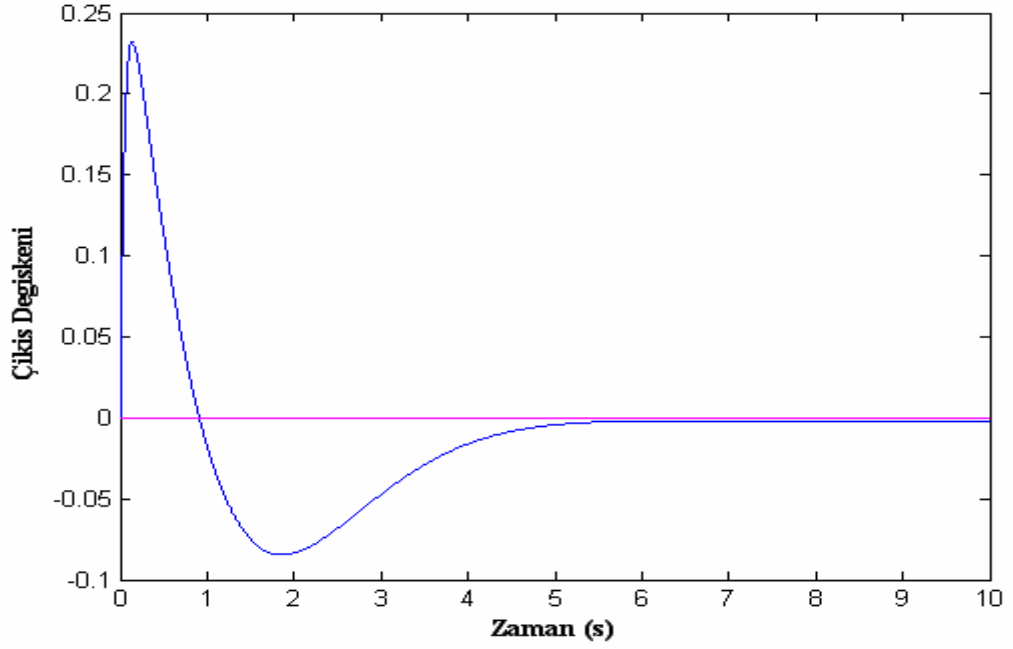


Şekil 4.13 Yük değişkenine kademe etkisi için sistemin geri beslemeli PID kontrol blok diyagramı

Birim pozitif yük ve birim negatif yük etkisi verildiğinde alınan cevaplar sırasıyla Şekil 4.14 ve 4.15'te verilmiştir.



Şekil 4.14 Yük değişkenine verilen birim pozitif kademe etkisinde üst ürün sıcaklığının PID kontrol sonucu



Şekil 4.15 Yük değişkenine verilen birim negatif kademe etkisinde üst ürün sıcaklığının PID kontrol sonucu

4.4.1.2 Teorik Model Öngörmeli Kontrol sonuçları

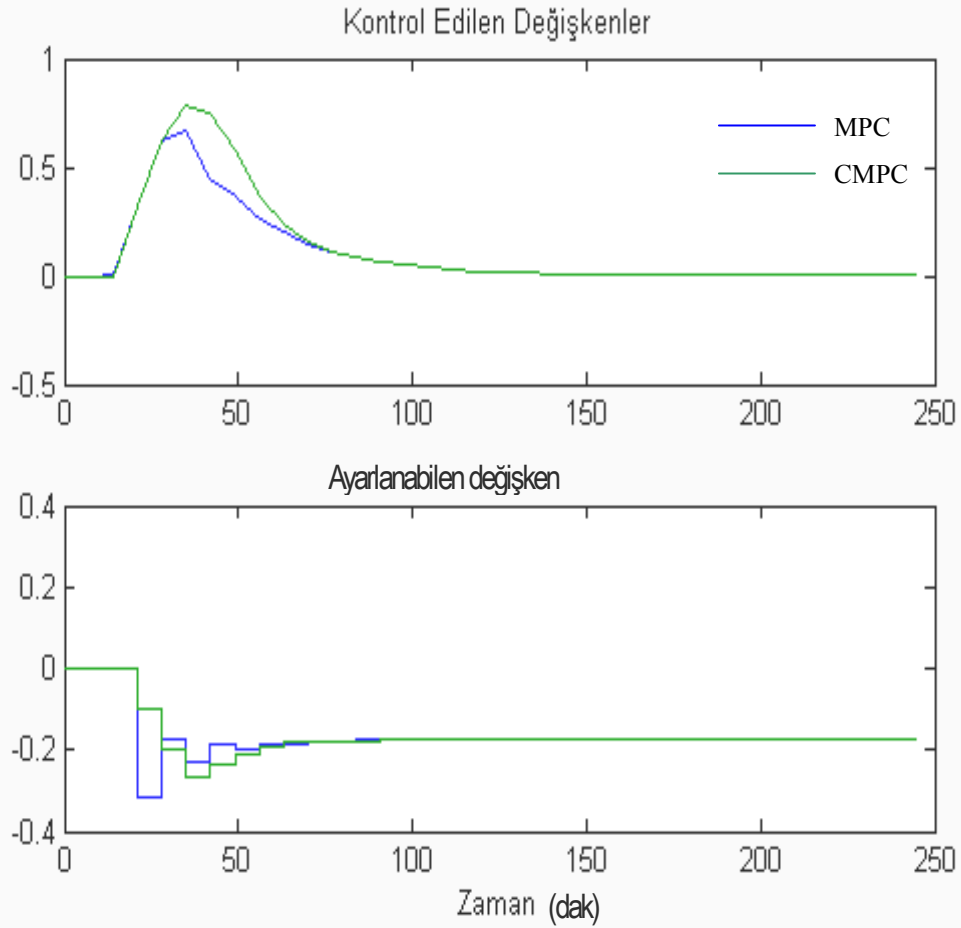
Laboratuvar ölçekli dolgulu damıtma kolonunun teorik model öngörmeli kontrolü Matlab ortamında MPC Toolbox'ından yararlanılarak yapılmıştır. Bunun için Matlab'da bir program yazılmıştır. Kısıtlamalı model öngörmeli kontrol için kısıtlayıcı bileşen olarak ayarlanabilen değişken olan geri akma oranı seçilmiştir. Alt limiti 1 ve üst limiti 8 olacak şekilde belirlenmiştir. Burada üst ürün sıcaklığı ile geri akma oranı arasındaki ilişkiyi veren ve daha önce eşitlik (4.5)'te verilmiş olan prosesin iletim fonksiyonu kullanılmıştır.

$$\frac{T_D(s)}{R(s)} = \frac{1.84e^{-11.7s}}{56.1s + 1} \quad (4.5)$$

Bu eşitlikten yararlanılarak basamak yanıtım modeli geliştirilmiştir. Basamak yanıtım modeli ise MPC ve CMPC algoritmaları için kullanılmıştır. Kontrol parametreleri olarak kontrol ufku (NC=1), tahmin ufku (NP=10) ve f=0 alınmıştır.

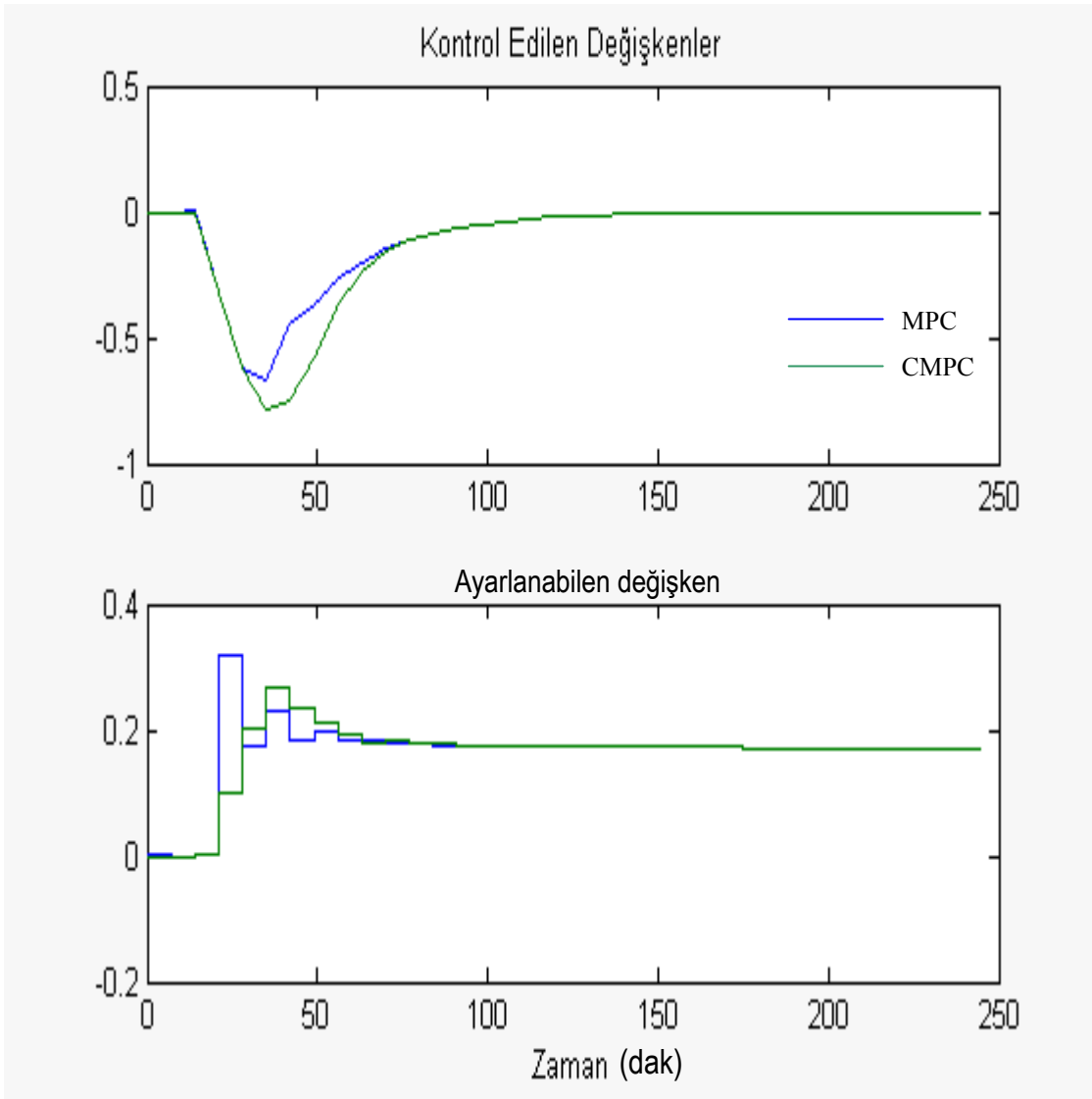
Prosesin yük değişkenine negatif ve pozitif kademe etkileri verilerek model öngörmeli kontrol sonuçları elde edilmiştir.

Şekil 4.16'da yük değişkenine birim pozitif kademe etkisi verildiğinde üst ürün sıcaklığının ve ayar değişkeninin, kısıtlamalı ve kısıtlamasız MPC kontrol sonuçları çizilmiştir. Şekilden de görüldüğü gibi 11 dakikalık bir ölü zamandan sonra yük değişkeninin etkisi görülmektedir. Başlangıçta 0.75 büyüklüğünde bir aşma (overshoot) yaptıktan sonra zamanla set noktasına yaklaşacak şekilde bir kontrol sonucu elde edilmiştir. Yaklaşık 100. dakikada çıkış değişkeni istenilen değere gelmiştir. Buradaki kontrol sonucuna bakıldığında kısıtlamalı MPC'deki salınım yüksekliğinin diğerine göre biraz daha fazla olduğu görülmektedir. Fakat yatışkın hale gelme süreleri ikisinde de aynıdır.



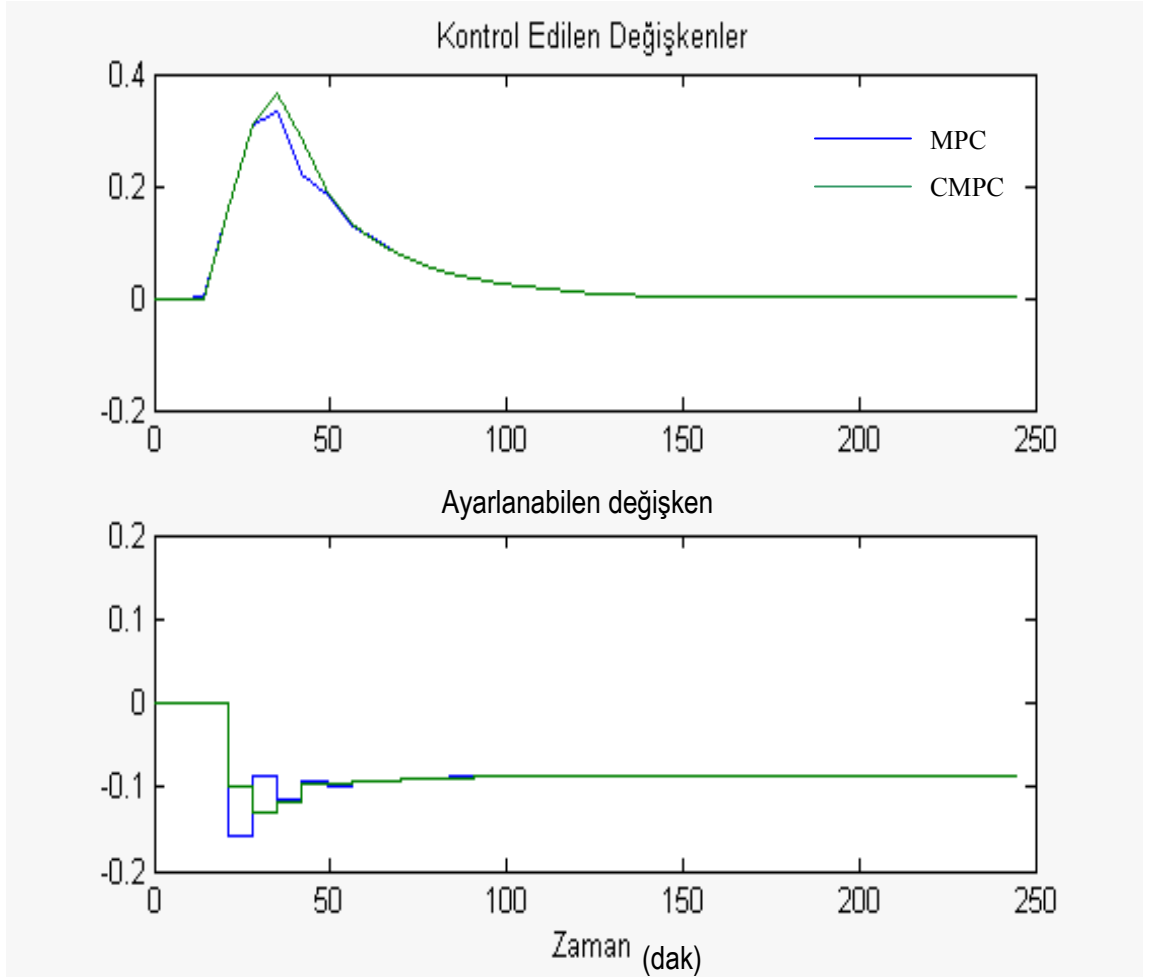
Şekil 4.16 Yük değişkenine birim pozitif kademe etkisi verildiğinde elde edilen MPC kontrol sonuçları

Şekil 4.17’de ise yük değişkenine birim negatif kademe etkisi verildiğinde elde edilen MPC kontrol sonuçları gösterilmiştir. Burada -0.75 büyüklüğünde bir aşmadan sonra kontrol edilen değişkenin değeri set noktasına yaklaşık 100 dakika sonra ulaşmıştır ve bu değerde tutulmuştur.



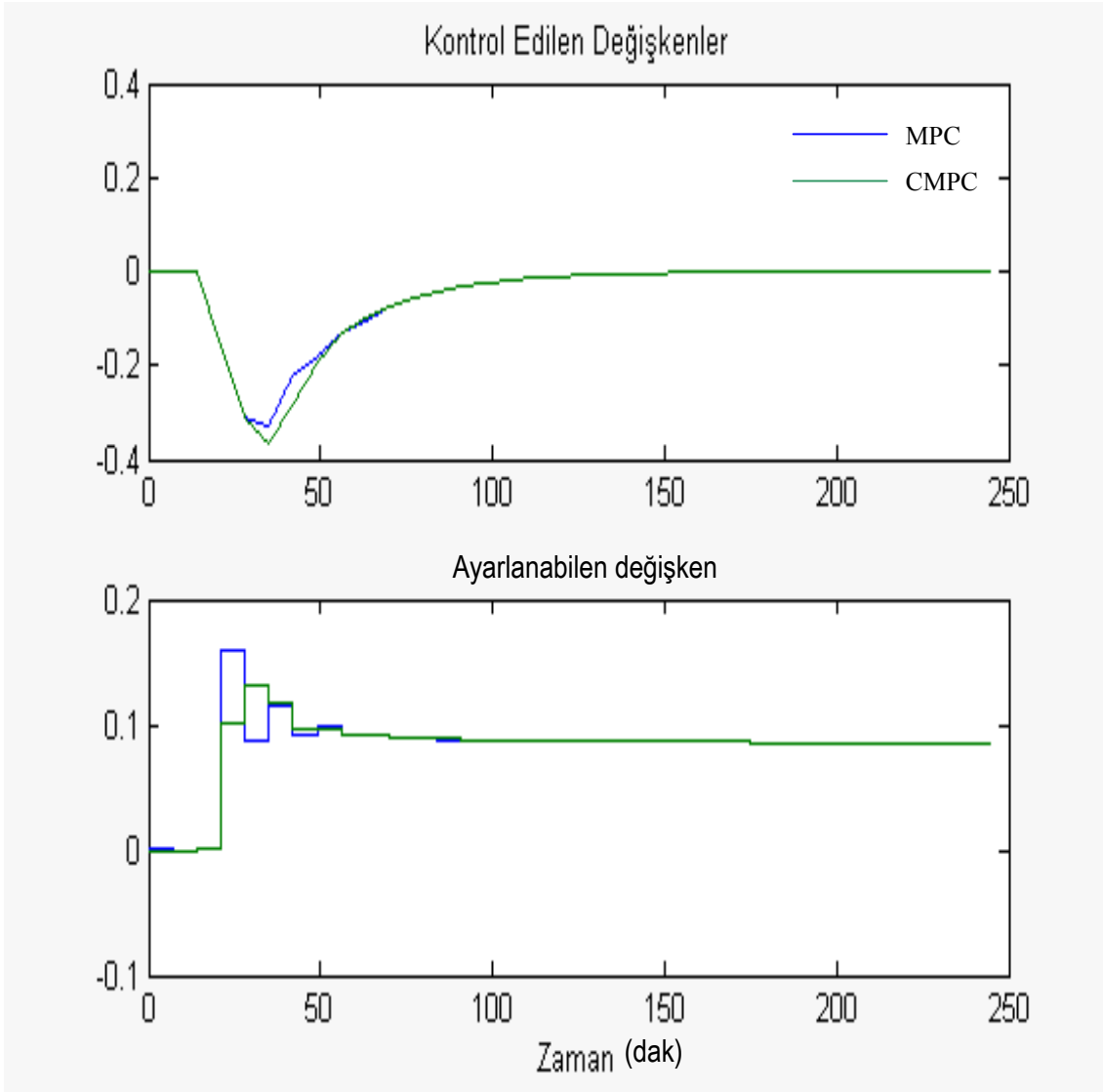
Şekil 4.17 Yük değişkenine birim negatif kademe etkisi verildiğinde elde edilen MPC kontrol sonuçları

Şekil 4.18’de yük değişkenine 0.5 büyüklüğünde pozitif kademe etkisi verildiğinde üst ürün sıcaklığının ve ayar değişkeninin, kısıtlamalı ve kısıtlamasız MPC kontrol sonuçları çizilmiştir. Başlangıçta yaklaşık 0.38 büyüklüğünde bir aşma (overshoot) yaptıktan sonra yaklaşık 100. dakikada çıkış değişkeni set noktasına ulaşmıştır. Buradaki kontrol sonucuna bakılacak olunursa kısıtlamalı MPC’deki salınım yüksekliği diğerine göre biraz daha fazla olmakla birlikte aradaki fark birim basamak etkisinden daha azdır. Kısıtlamalı ve kısıtlamasız MPC sonuçlarının yatışkın hale gelme süreleri burada da aynıdır.



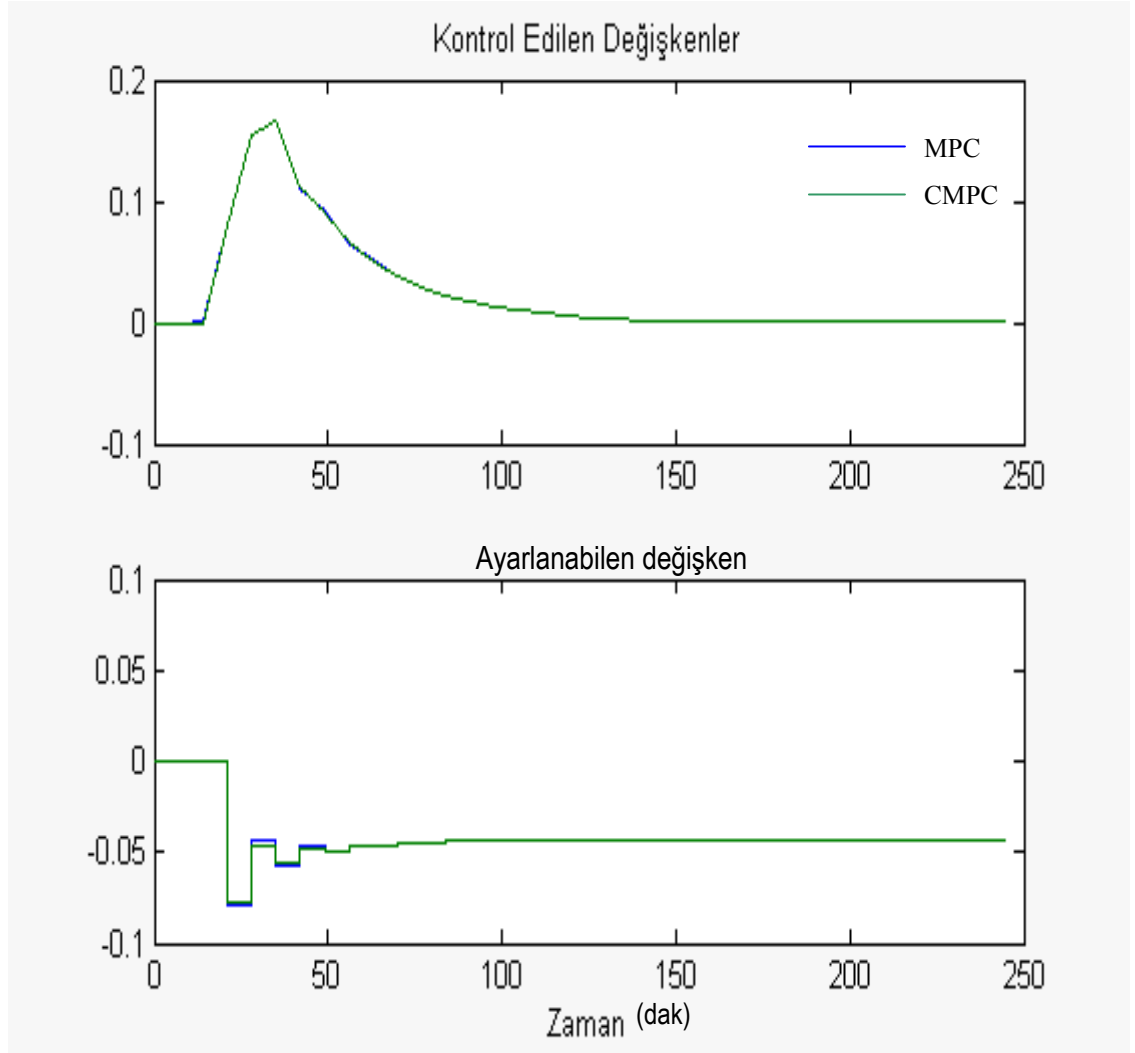
Şekil 4.18 Yük değişkenine 0.5 büyüklüğünde pozitif kademe etkisi verildiğinde elde edilen MPC kontrol sonuçları

Bir başka etki de Şekil 4.19’da gösterilmiştir. Burada yük değişkenine 0.5 büyüklüğünde negatif kademe etkisi verilerek MPC kontrol sonuçları elde edilmiştir. Şekilde de görüldüğü gibi yaklaşık -0.38 büyüklüğünde bir aşmadan sonra kontrol edilen değişkenin değeri set noktasına ulaşmıştır ve bu değerde tutulmuştur. Diğer etkilerde olduğu gibi bu etkide de set noktasına ulaşma süresi 100 dakika civarındadır.



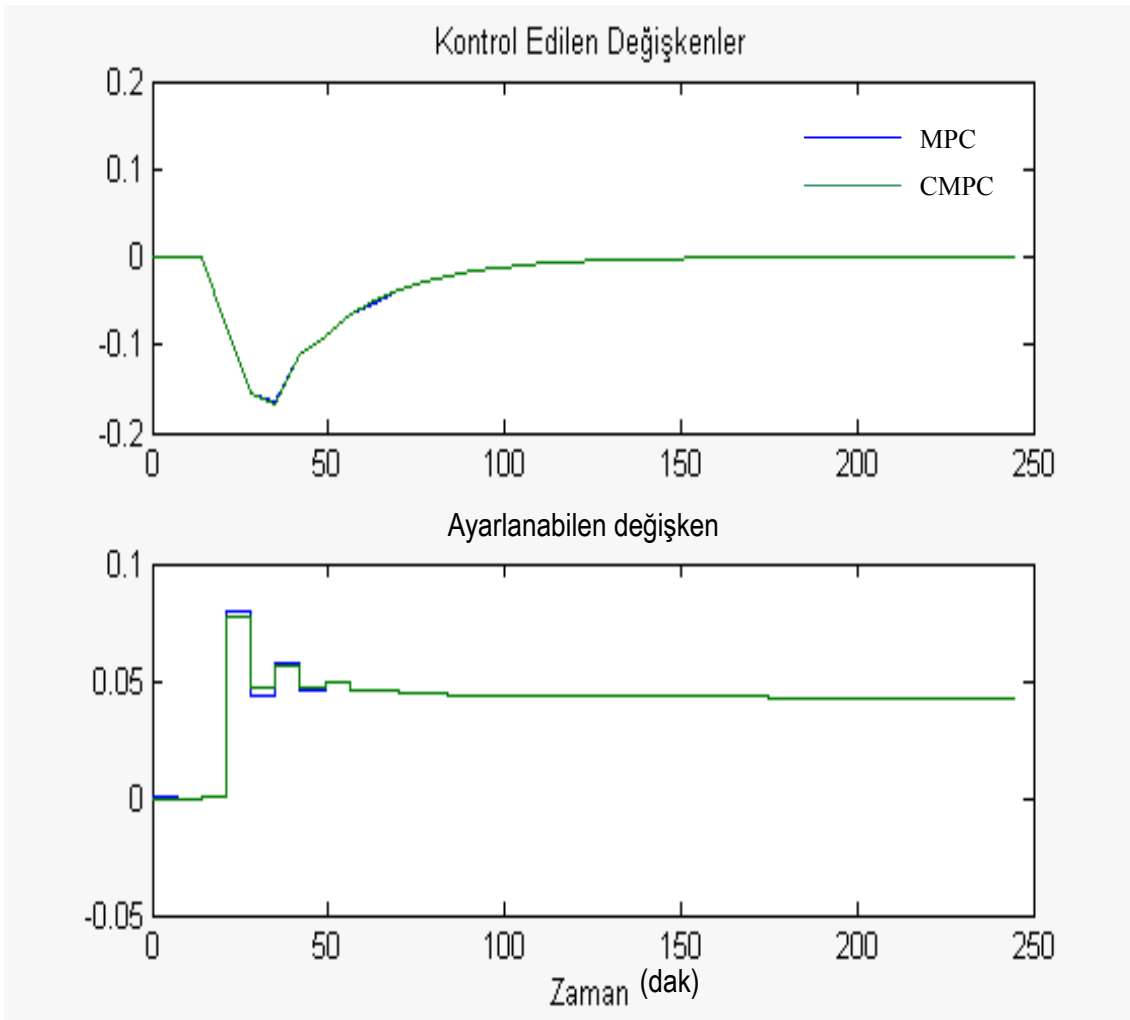
Şekil 4.19 Yük değişkenine 0.5 büyüklüğünde negatif kademe etkisi verildiğinde elde edilen MPC kontrol sonuçları

Şekil 4.20’de yük değişkenine 0.25 büyüklüğünde pozitif kademe etkisi verildiğinde üst ürün sıcaklığının ve ayar değişkeninin, MPC kontrol sonuçları çizilmiştir. Şekilden de görüldüğü gibi kısıtlamalı MPC ve kısıtlamasız MPC için ayar değişkenlerinin değerleri birbirine oldukça yakındır. Bunun sebebi verilen basamak etkisinde kontrol edilen değişkenin sapma değeri küçüldüğünden kısıtlamasız model öngörmeli kontrolün ayarlanabilen değişkeninin değeri küçülmektedir ve kısıtlamalı model öngörmeli kontrolün ayarlanabilen değişkeninin değeriyle çakışmaktadır.



Şekil 4.20 Yük değişkenine 0.25 büyüklüğünde pozitif kademe etkisi verildiğinde elde edilen MPC kontrol sonuçları

Şekil 4.21’de ise yük değişkenine 0.25 büyüklüğünde negatif kademe etkisi verildiğinde üst ürün sıcaklığının ve ayar değişkeninin, MPC kontrol sonuçları çizilmiştir. Burada da kısıtlamalı MPC ve kısıtlamasız MPC için ayar değişkenlerinin değerlerinin birbirine oldukça yakın olduğu görülmektedir. Bunun sebebi verilen basamak etkisinde kontrol edilen değişkenin sapma değeri küçüldüğünden kısıtlamasız model öngörmeli kontrolün ayarlanabilen değişkeninin değeri küçülmektedir ve kısıtlamalı model öngörmeli kontrolün ayarlanabilen değişkeninin değeriyle çakışmaktadır.



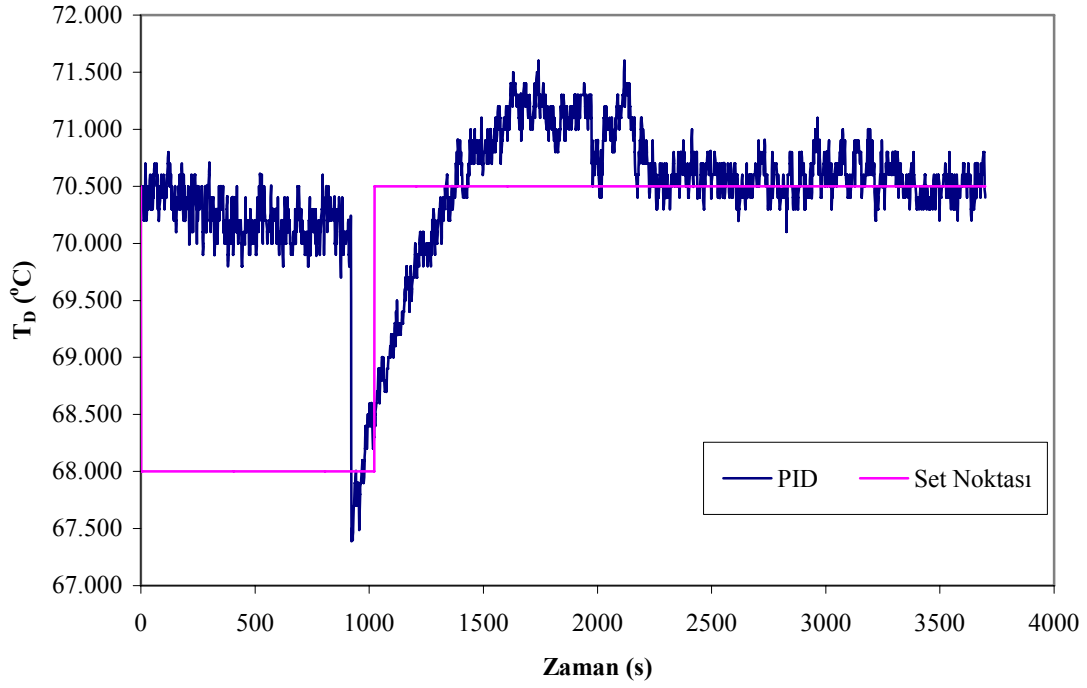
Şekil 4.21 Yük değişkenine 0.25 büyüklüğünde negatif kademe etkisi verildiğinde elde edilen MPC kontrol sonuçları

4.4.2 Deneysel kontrol sonuçları

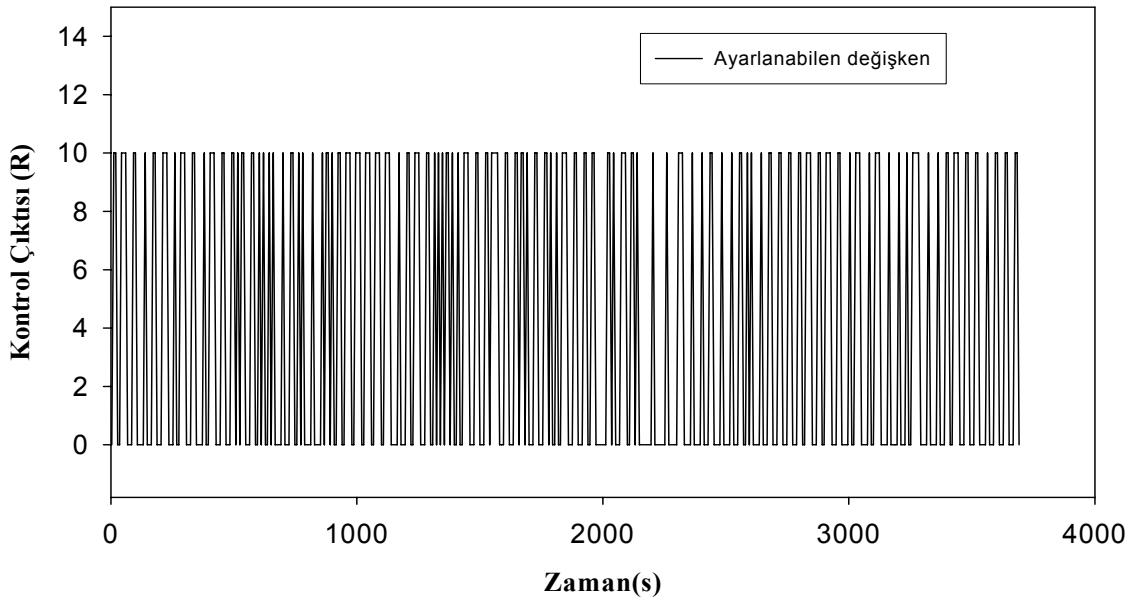
4.4.2.1 Deneysel PID kontrol sonuçları

Çok bileşenli laboratuvar ölçekli dolgulu damıtma kolonunun üst ürün sıcaklığının kontrolü geleneksel geri beslemeli kontrol ile deneysel olarak da yapılmıştır. Sistemin kontrolü için çıkış değişkeni olarak üst ürün sıcaklığı ve ayar değişkeni olarak ise geri akma oranı seçilmiştir. Online kontrol için Visidaq paket programına PID kontrol algoritması Visual Basic dilinde yazılarak eklenmiştir. Kontrol parametreleri bölüm 3.4.2.1’de anlatıldığı gibi Ziegler Nichols Yöntemine göre elde edilmiştir. Üst ürün sıcaklığının set noktasına pulse etkisi ve yük değişkenleri olan, besleme sıcaklığı ve kazan ısı yüküne ise basamak etkileri verilerek sistemin geri beslemeli kontrolü gerçekleştirilmiştir.

Şekil 4.22’de görüldüğü gibi sistem yatışkın halde iken üst ürün sıcaklığının set noktasına başlangıç sıcaklığı 70.5°C ’de iken 68°C ’ye negatif etki, 1000 saniye sonra üst ürün sıcaklığı tekrar 70.5°C olan set noktası değerine çıkarılarak pulse etkisi verilmiştir. Proses yaklaşık 3500 saniye kontrol altında tutulmuştur. Şekil 4.23’de ise aynı etkide kontrol çıktısı olan geri akma oranının zamanla değişimi verilmiştir. Bu sonuçlardan da görüldüğü gibi prosesin kontrolü küçük ofset değeriyle kontrol edilmiştir.

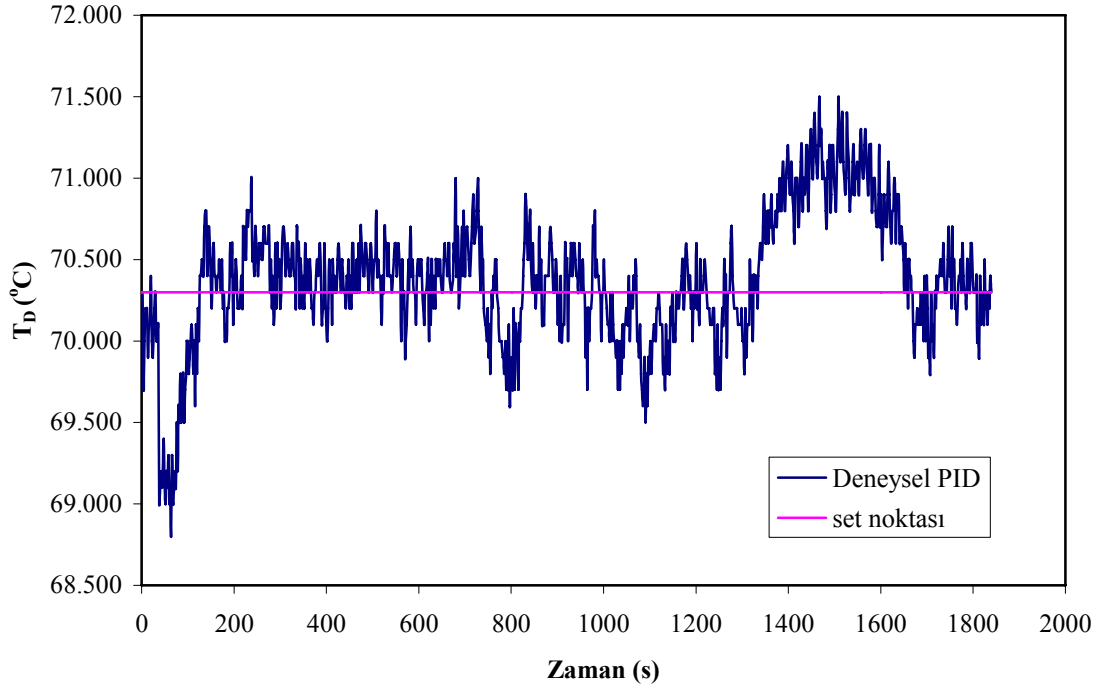


Şekil 4.22 Set noktasına pulse etkide (70.5°C - 68°C - 70.5°C) üst ürün sıcaklığının zamanla değişimi

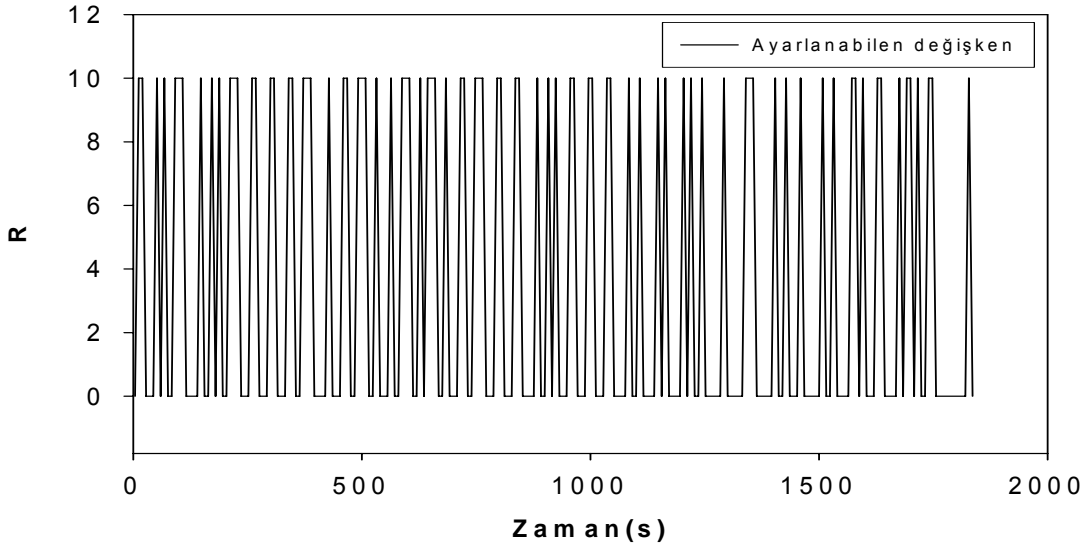


Şekil 4.23 Set noktasına pulse etkide kontrol çıktısının (geri akma oranının) zamanla değişimi

Dolgulu damıtma kolonunun kazanını ısıtmak için, kazan etrafında 2kW gücünde bir ısıtıcısı olan ceket kullanılmıştır. Bu ısıtıcıya gönderilen elektrik akımı bilgisayardan online olarak triyak modülü aracılığı ile ayarlanmıştır. Sürekli işletim şartlarında triyak değeri 5.45 değerinde iken üst ürün sıcaklığının yatışkın hale gelmesi gözlenmiştir. Daha sonra triyak değeri 7 değerine çıkarılmış ve böylece kazana verilen ısıya pozitif kademe etkisi verilerek kontrole geçilmiştir. Salınımlı bir performansın ardından yaklaşık 1800 saniye sonra üst ürün sıcaklığı set noktasına yaklaşmıştır ve bu değerde tutulmuştur. Elde edilen deneysel veriler Şekil 4.24 ve 4.25'te gösterilmiştir.

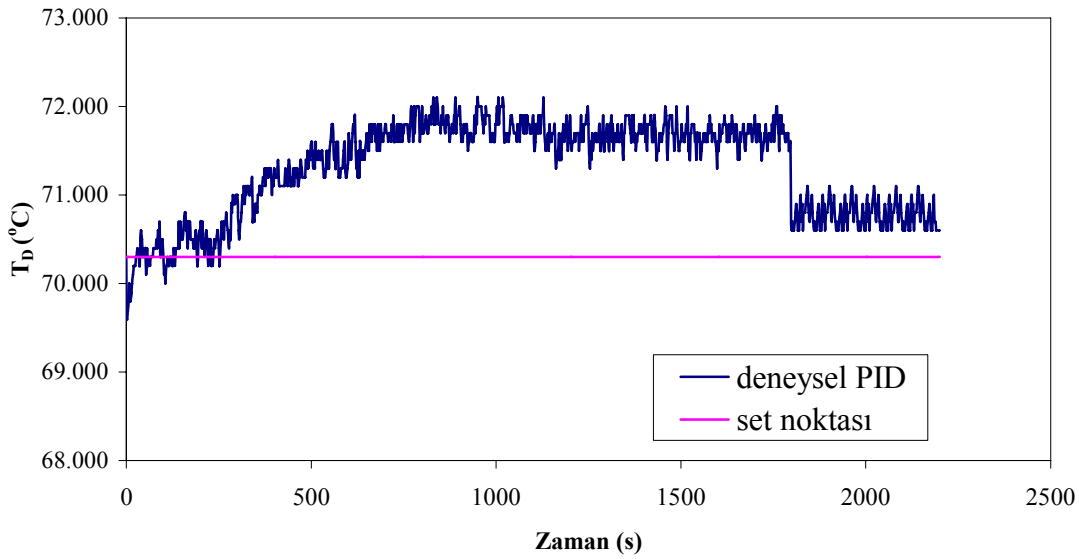


Şekil 4.24 Kazan ısıtıcısına pozitif kademe etkisinde (5.45 – 7) üst ürün sıcaklığının zamanla değişimi

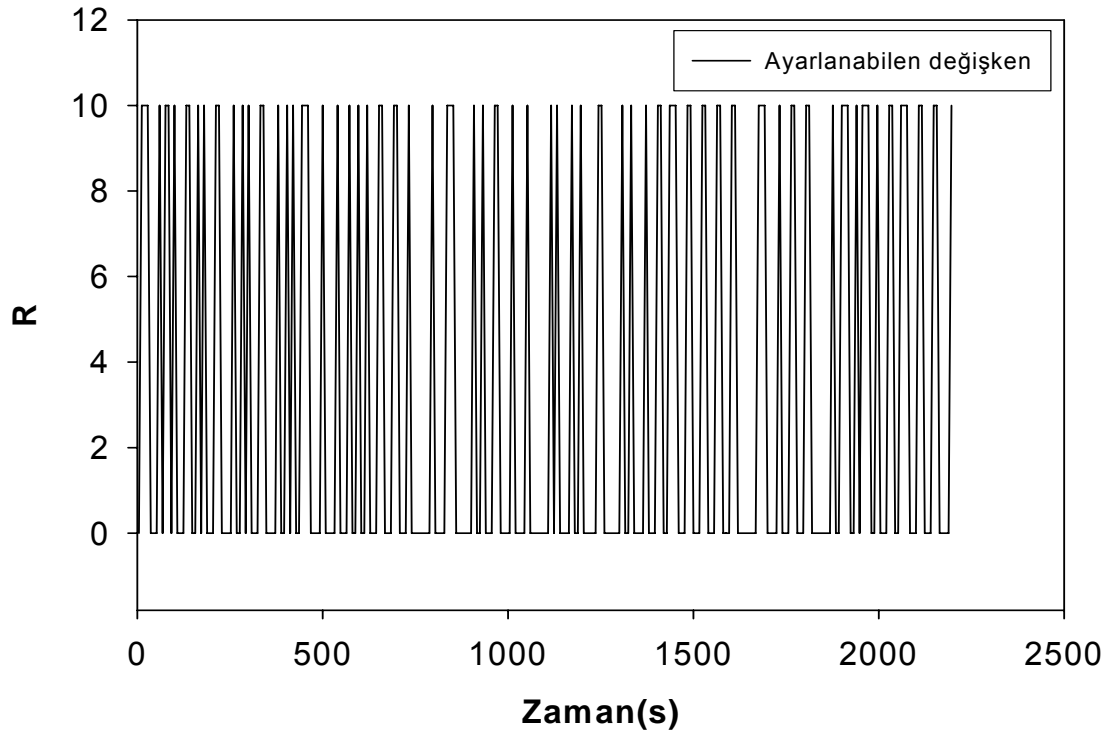


Şekil 4.25 Kazan ısısına pozitif kademe etkisinde kontrol çıktısının (geri akma oranının) zamanla değişimi

PID kontrol için diğer bir kademe etkisi ise triyak değerini 7'den 5.45 değerine düşürerek verilmiştir. Elde edilen sonuçlar Şekil 4.26 ve 4.27'de gösterilmiştir. Burada kontrol sonucu ofset vermiştir.

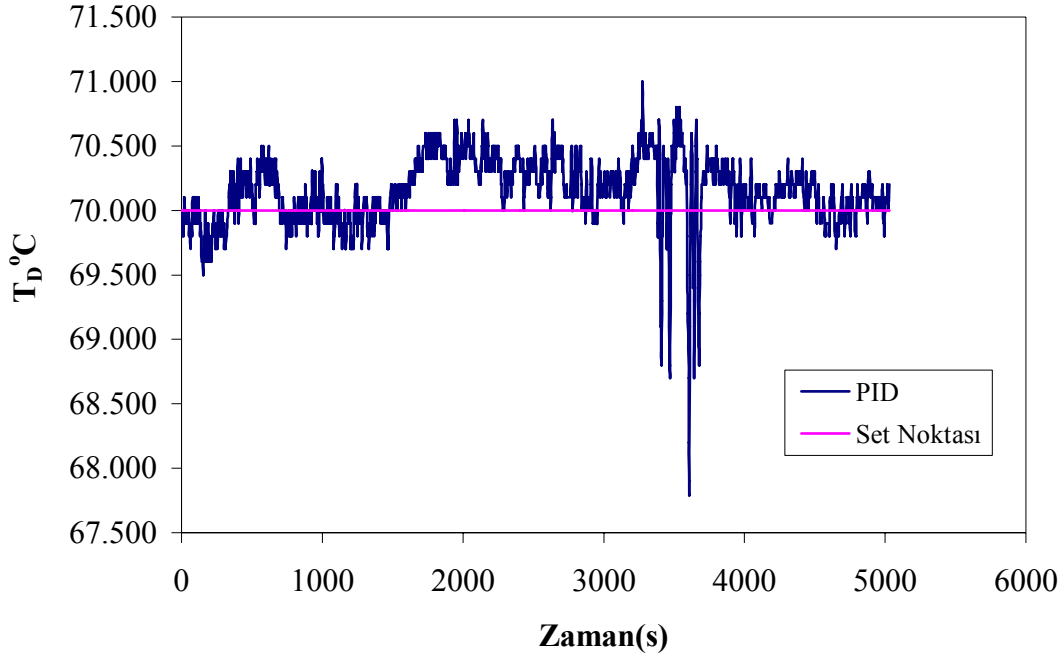


Şekil 4.26 Kazan ısısına negatif kademe etkisinde (7 – 5.45) üst ürün sıcaklığının zamanla değişimi

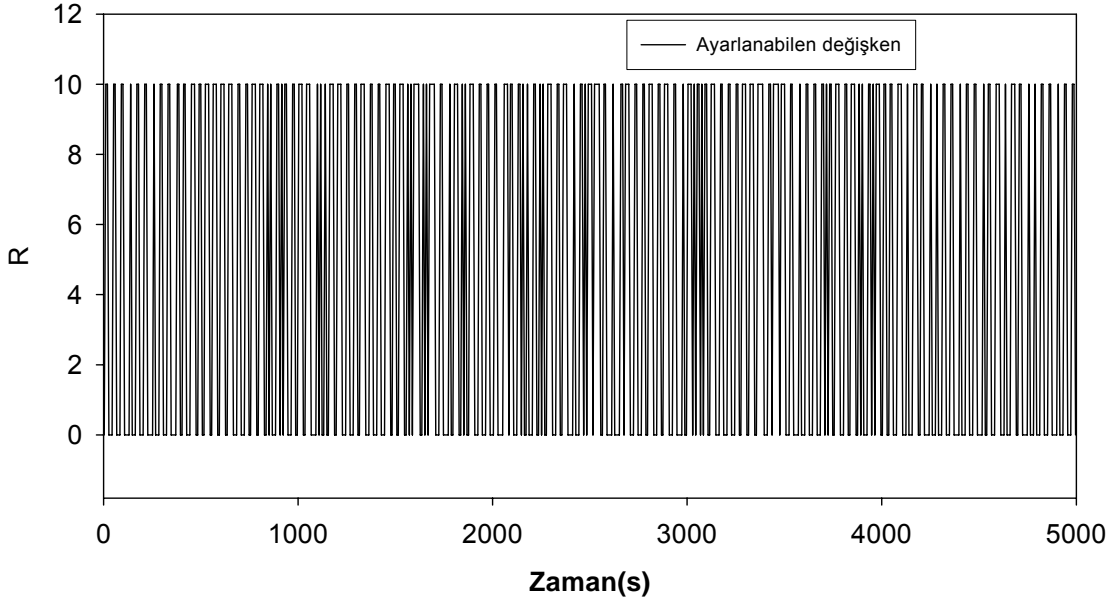


Şekil 4.27 Kazan ısına negatif kademe etkisinde kontrol çıktısının (geri akma oranının) zamanla değişimi

Sisteme gönderilen besleme çözeltisi ön ısıtmaya tabi tutulmuştur. Bunun için besleme çözeltisi bir ısı değiştiriciden geçirilmiştir. Kolon sürekli çalışmaya başlandığında besleme özeltisi 46°C'ye ön ısıtılarak kazana besleme yapılmıştır. Bu durumda geri akma oranı 1.5 değerine ayarlanarak işletilmiştir. Sistem yatışkın hale ulaştıktan sonra besleme çözeltisi sıcaklığı 16°C'ye indirilerek negatif kademe etkisi verilmiş ve aynı zamanda sistemin PID kontrolüne de geçilmiştir. Bu durumda Şekil 4.28'de üst ürün sıcaklığının, Şekil 4.29'da ise ayar değişkeninin zamanla değişimi gösterilmiştir.



Şekil 4.28 Besleme sıcaklığına negatif kademe etkisinde ($46^{\circ}\text{C} - 16^{\circ}\text{C}$) üst ürün sıcaklığının zamanla değişimi



Şekil 4.29 Besleme sıcaklığına negatif kademe etkisinde kontrol çıktısının (geri akma oranının) zamanla değişimi

4.4.2.2 Deneysel Model Öngörmeli Kontrol sonuçları

Prosesin model öngörmeli kontrolüne geçmeden önce basamak yanıtı modeli Matlab ortamında geliştirilmiştir. Bunun için öncelikle prosesin kontrol edilen (üst ürün sıcaklığı) ve ayar değişkeni (geri akma oranı) arasındaki iletim fonksiyonu bulunur. İstatistiksel regresyon yöntemi ile proses model iletim fonksiyonu aşağıdaki gibi elde edilmiştir:

$$\frac{T_D(s)}{R(s)} = \frac{1.84e^{-11.7s}}{56.1s + 1} \quad (4.5)$$

Bu modeli kullanarak giriş değişkenine birim basamak etkisi verilerek çıkış değişkeninin zamanla değişimi Şekil 4.7'deki gibi elde edilmiştir. Şekildeki verilerden ve bölüm 3.6'da verilen teorik bilgilerden yararlanılarak MPC tasarımı yapılmıştır. Buna göre NC=1 ve NP=10 için basamak yanıtı katsayıları matrisi olan B matrisi aşağıdaki gibi bulunmuştur.

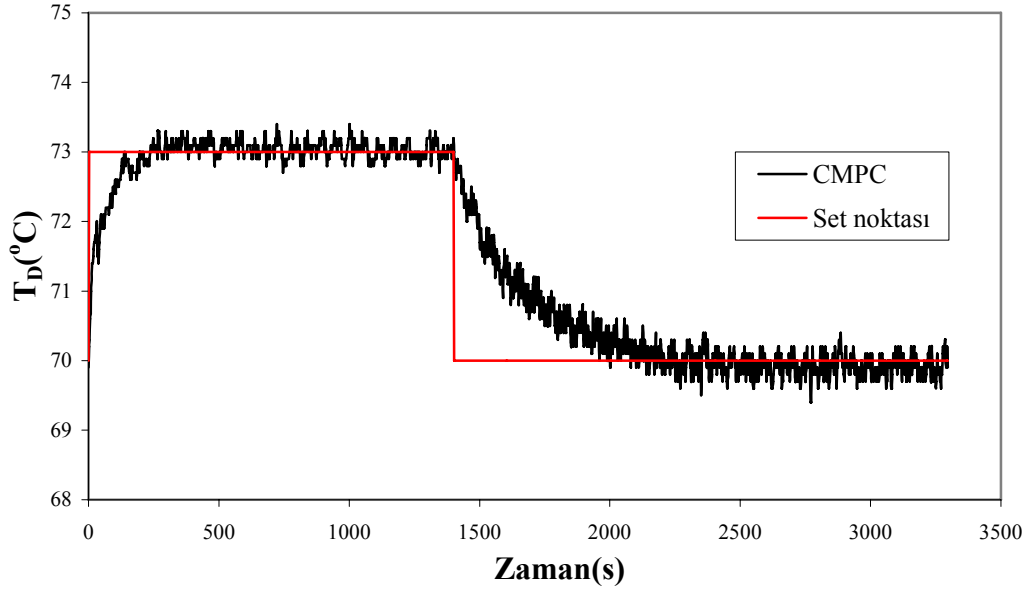
$$B = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 0.041 \\ 0.0263 \\ 0.0289 \\ 0.0285 \\ 0.0285 \\ 0.0285 \\ 0.0285 \\ 0.0285 \\ 0.0285 \end{bmatrix}$$

B matrisinden yararlanılarak Matlab ortamında MPC Toolbox'ıyla kazanç matrisi (K) aşağıdaki gibi elde edilmiştir.

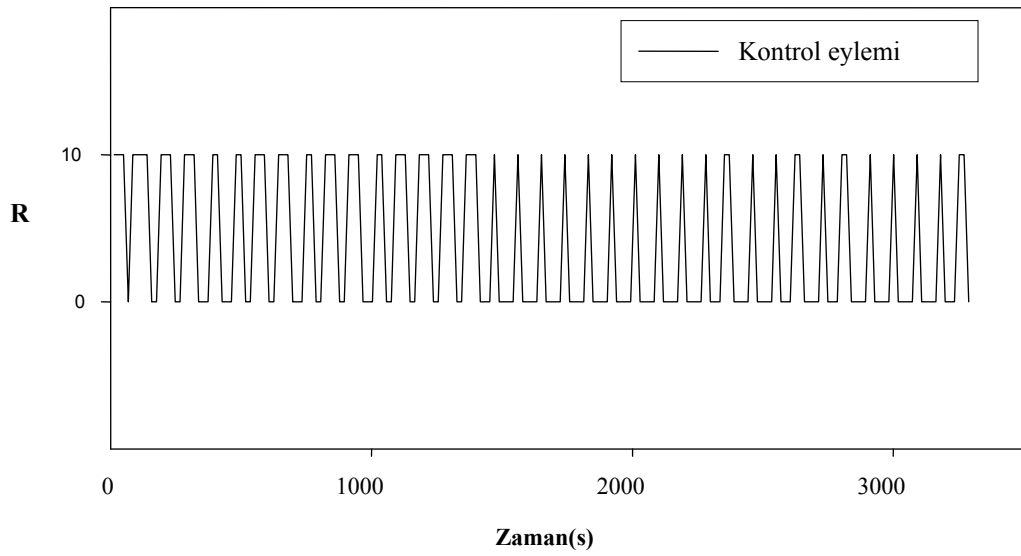
$$K = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 5.6368 \\ 3.6108 \\ 3.9761 \\ 3.9133 \\ 3.9241 \\ 3.9222 \\ 3.9225 \\ 3.9225 \end{bmatrix}$$

Laboratuvar ölçekli dolgulu damıtma kolonunun model öngörmeli kontrolü deneysel olarak da gerçekleştirilmiştir. Deneysel MPC kontrol algoritması Visidaq paket programına uyarlanarak online kontrol için kullanılmıştır. Burada MPC tasarım parametresi olarak NC=1, NP=10 ve f=0 alınmıştır. Ayrıca kazanç matrisi de bu algoritmaya eklenmiştir. Kısıtlanmış model öngörmeli kontrol için kısıtlayıcı parametre olarak ayar değişkeni olan geri akma oranı seçilmiştir. Sınır değerleri ise alt limit 1, üst limit ise 8 olarak belirlenmiştir. Bu sınır değerlerinin seçimi tesadüfi değil, daha önce yapılan deneysel çalışmalardan elde edilen tecrübeyle yapılmıştır. Deneye başlarken besleme çözeltisi 2 L'lik kazana gönderilmiştir. Kazan ısıtılarak kaynama noktasına geldikten sonra sabit ısı verilmiş ve toplam geri akmada yaklaşık yarım saat çalıştırılarak yatışkın hale gelmesi beklenmiştir. Bu ilk yatışkın halden sonra, besleme çözeltisi olan alkol karışımı ön ısıtmadan geçirilerek kazana beslenmiştir. Kolonun üstünden ve kazanın altından ürünler alınmaya başlanmış, böylece sürekli hale geçilmiştir. Yaklaşık 1 saat proses bu şekilde işletildikten sonra yatışkın hal değerleri elde edilmiştir. Üst ürün sıcaklığının sürekli yatışkın koşul değeri 70°C iken 73°C'ye çıkarılarak birinci etki verilmiştir ve proses bu etkide yaklaşık 1400 saniye tutulmuştur. Daha sonra set noktası tekrar 70°C'ye indirilerek pulse etkisi verilmiştir.

Söz konusu olan pulse etkide üst ürün sıcaklığının kısıtlamalı model öngörmeli kontrolü deneysel olarak gerçekleştirilmiş, elde edilen sonuçlar Şekil 4.30 ve 4.31’de gösterilmiştir.

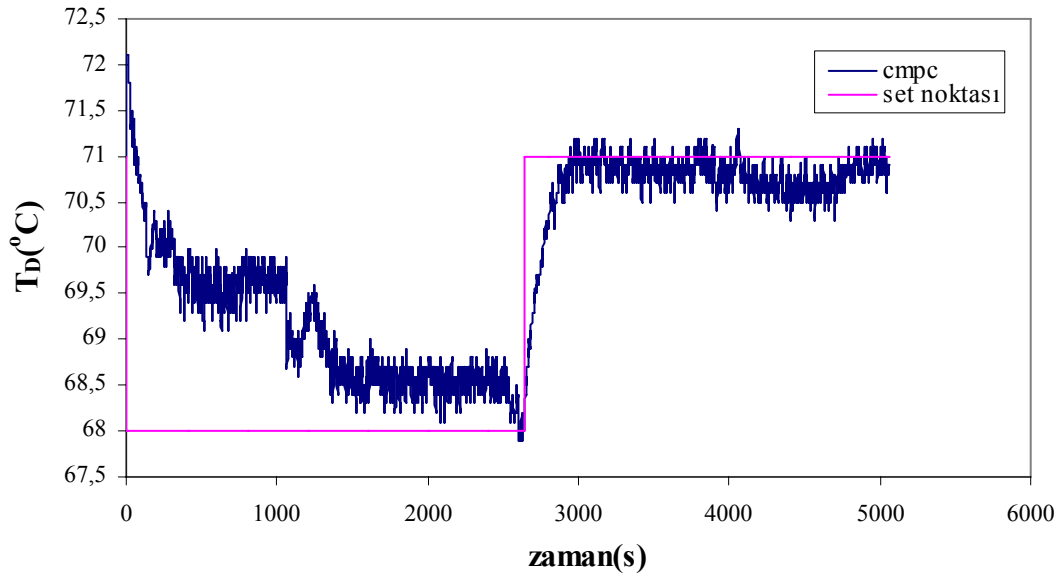


Şekil 4.30 Set noktasına pulse etkide ($70^{\circ}C - 73^{\circ}C - 70^{\circ}C$) üst ürün sıcaklığının zamanla değişimi

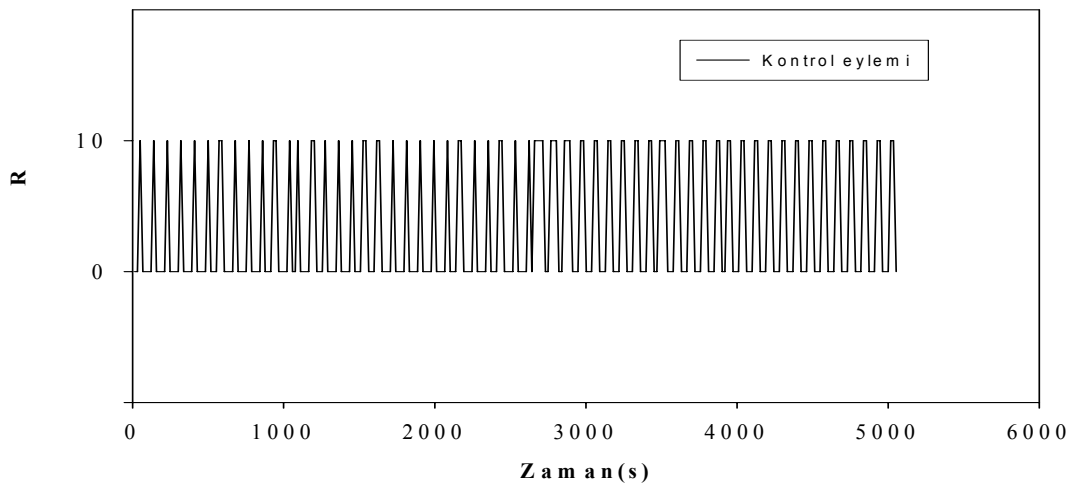


Şekil 4.31 Set noktasına pulse etkide ($70^{\circ}C - 73^{\circ}C - 70^{\circ}C$) geri akımın zamanla değişimi

Bir başka pulse etki ise negatif olarak verilmiştir. Burada üst ürün sıcaklığı sürekli yatışkın hal değeri 71°C 'de iken 68°C 'ye indirilmiş ve yaklaşık 2700 saniye bu değerde CMPC kontrolü altında tutulmuştur. Daha sonra set noktasının değeri 71°C 'ye çıkarılarak pulse etkisi verilmiştir. Şekil 4.32'de üst ürün sıcaklığının zamanla değişimi ve Şekil 4.33'te ise ayar değişkeni olan geri akma oranının zamanla değişimi verilmiştir. Şekilden de görüldüğü gibi ofsetsiz bir kontrol sonucu elde edilmiştir.

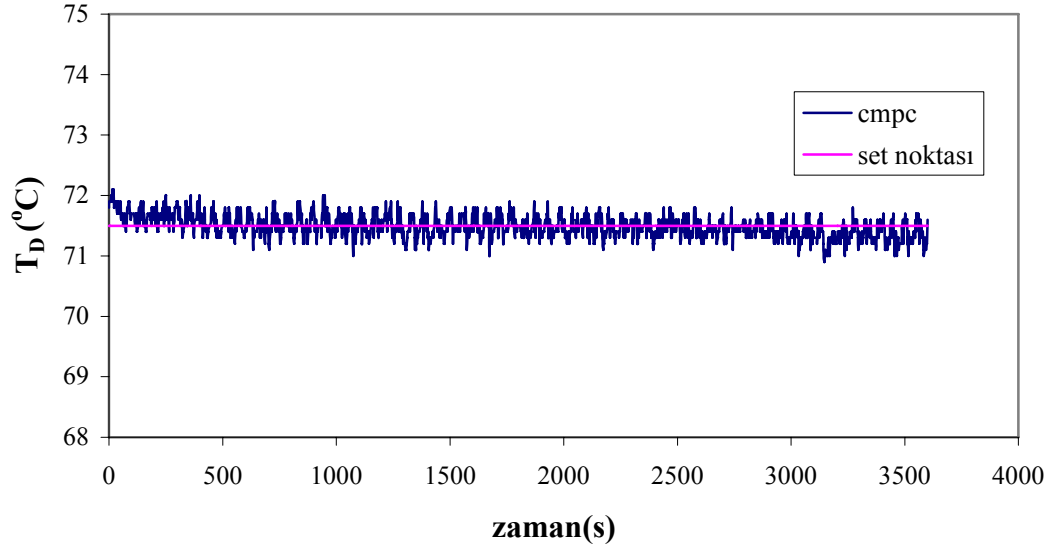


Şekil 4.32 Set noktasına negatif pulse etki (71°C - 68°C - 71°C) verildiğinde üst ürün sıcaklığının zamanla değişimi

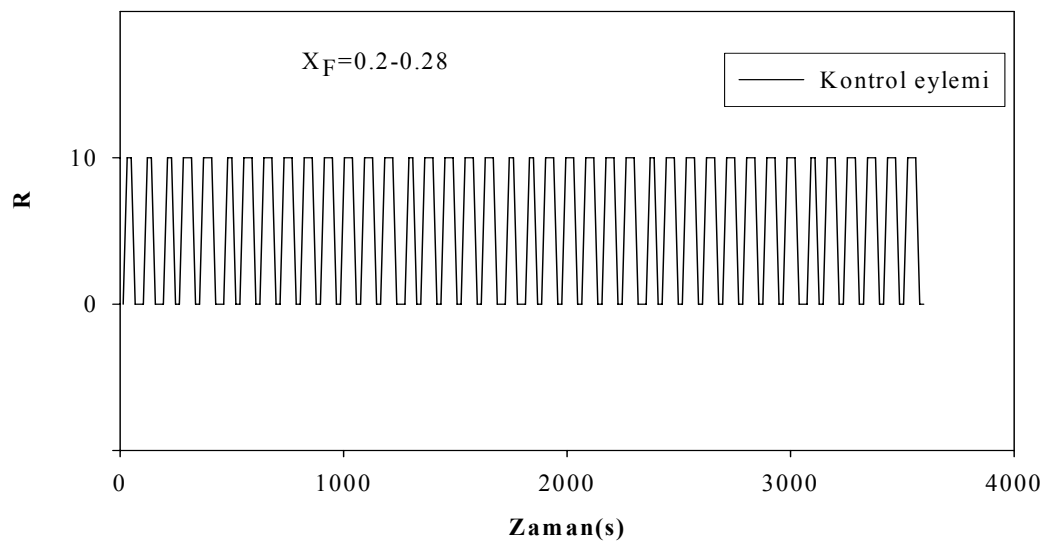


Şekil 4.33 Set noktasına negatif pulse etki (71°C - 68°C - 71°C) verildiğinde geri akımın zamanla değişimi

Laboratuvar ölçekli dolgulu damıtma kolonunun besleme bileşiminin mol kesrine kademe etkisi verilerek de CMPC kontrolü yapılmıştır. Burada besleme karışımında bulunan metanol mol kesri yatışkın koşulda 0.2 değerinde iken 0.28 değerine yükselttilerek pozitif kademe etkisi verilmiştir. Buradan elde edilen deneysel CMPC kontrol sonuçları ise Şekil 4.34 ve 4.35'te verilmiştir.

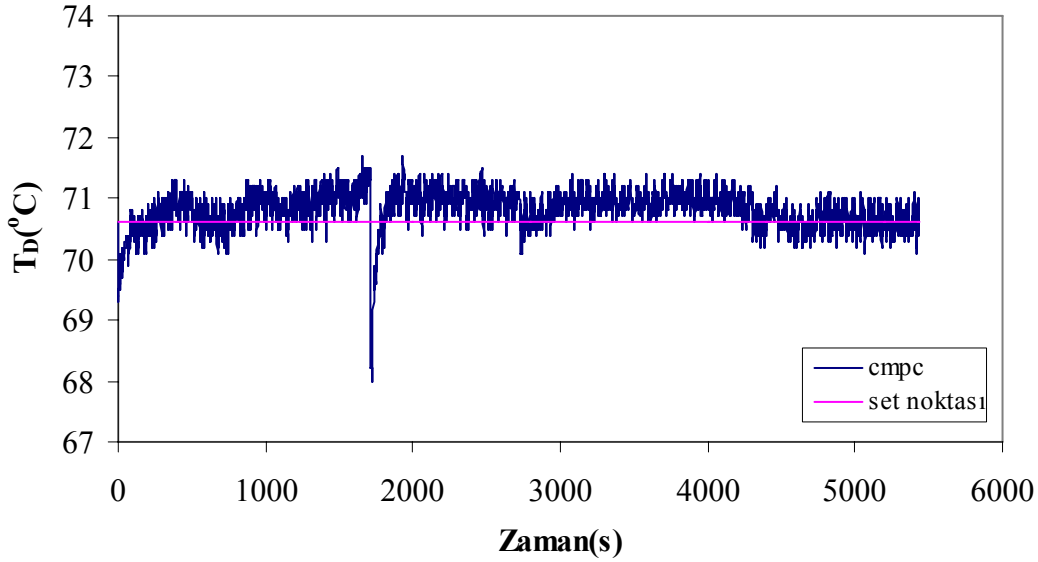


Şekil 4.34 Besleme mol kesrine metanol yüzdesi olarak pozitif etkide (0.2-0.28) üst ürün sıcaklığının zamanla değişimi

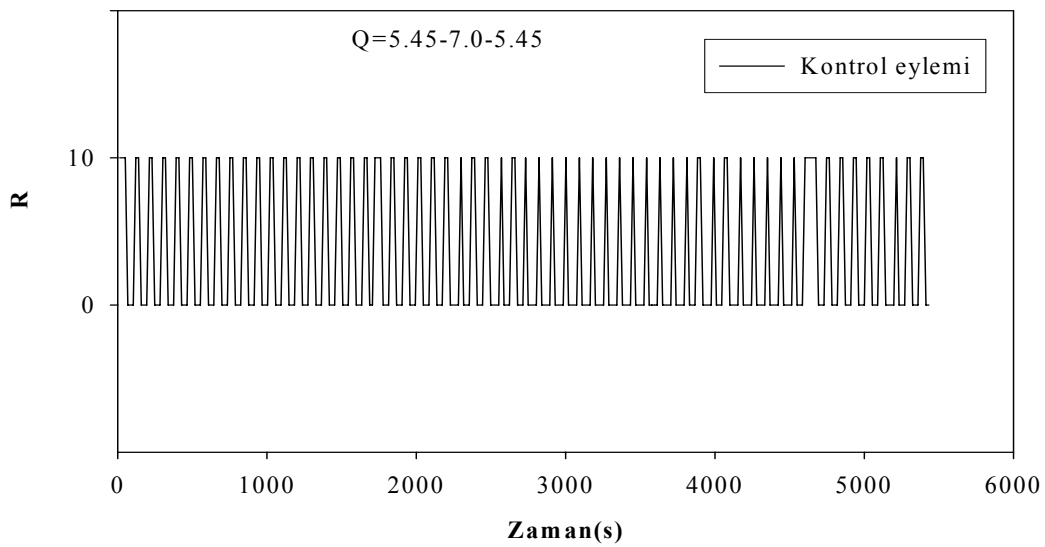


Şekil 4.35 Besleme mol kesrine metanol yüzdesi olarak pozitif etkide (0.2-0.28) geri akımın zamanla değişimi

Son olarak, sürekli işletim şartlarında triyak değeri 5.45 değerinde iken 7 değerine yükseltiliyor ve daha sonra tekrar 5.45 değerine düşürülerek kazan ısısına pulse etkisi veriliyor. Yaklaşık 5000 saniye sonra üst ürün sıcaklığı set noktasına yaklaşmıştır ve bu değerde tutulmuştur. Elde edilen deneysel veriler Şekil 4.36 ve 4.37’de gösterilmiştir.



Şekil 4.36 Kazan ısısına pozitif pulse etki (5.45-7-5.45) verildiğinde üst ürün sıcaklığının zamanla değişimi



Şekil 4.37 Kazan ısısına pozitif pulse etki (5.45-7-5.45) verildiğinde geri akımın zamanla değişimi

5. TARTIŞMA VE SONUÇ

Bu çalışmada sürekli çalışan laboratuvar ölçekli bir dolgulu damıtma kolonunda çok bileşenli alkol karışımının ayırımı yapılmıştır. Üst ürün sıcaklığının kısıtlamalı model öngörmeli kontrolü teorik ve deneysel olarak gerçekleştirilerek geleneksel PID kontrol ile karşılaştırılmıştır. Yapılan çalışmada öncelikle sistemin yatışkın hal ve dinamik davranışı incelenmiştir. Böylece sistemin hidrodinamiği hakkında bilgi sahibi olunmuştur. Damıtmada kullanılan çözelti 5 bileşenli alkol karışımıdır. İstatistiksel yöntem ile deneysel verilerden yararlanılarak kolonun alt ve üstü için 1. mertebeden ölü zamanlı proses iletim fonksiyonları elde edilmiştir. Bu iletim fonksiyonları kullanılarak Ziegler-Nichols ayarlama yöntemiyle Matlab ortamında PID parametreleri elde edilmiştir. Hem deneysel hem teorik PID kontrol durumlarında bu parametreler kullanılmıştır. Ayrıca sistemin bağıl kazanç matrisi için çıkış değişkenleri olarak üst ve alt ürün sıcaklıkları, giriş değişkenleri olarak ise geri akma oranı ve kazan ısı yükü seçilmiştir. Bağıl kazanç matrisi elde edilerek prosesin giriş ve çıkış değişkenleri arasında oldukça etkileşimin olduğu tespit edilmiştir. Elde edilen iletim fonksiyonları kullanılarak prosesin çok girdili çok çıktılı kontrolü için de bir zemin hazırlanmıştır.

Laboratuvar ölçekli dolgulu damıtma kolonunun teorik kontrolü için PID, kısıtlamalı ve kısıtlamasız MPC kontrol algoritmaları kullanılmıştır. Kontrol edilen değişkenin değişik set noktası ve yük değişkeni etkilerinde kontrol çalışmaları yapılmıştır. PID kontrol için Matlab Simulink ortamında blok diyagramı hazırlanarak sonuçlar elde edilmiştir. Kısıtlamalı ve kısıtlamasız MPC için ise MPC Toolbox'ından yararlanılarak kontrol sonuçları karşılaştırmalı olarak aynı grafik üzerinde çizilmiştir. Genelde büyük kademe etkilerinde kısıtlamasız MPC sonuçlarının daha iyi olduğu görülmüştür. Küçük etkilerde ise kontrol performansları birbirine oldukça yakındır. Deneysel kontrol çalışmaları ise online bilgisayar yardımıyla PID ve CMPC algoritmaları kullanılarak gerçekleştirilmiştir. Üst ürün sıcaklığının set noktasına pulse etkisi ve yük değişkenleri olan besleme sıcaklığı ve kazan ısı yüküne ise basamak etkileri verilerek yukarıda bahsedilen kontrol algoritmaları deneysel olarak sisteme uygulanmıştır. Genelde

kısıtlamalı model öngörmeli kontrol sonuçları, PID kontrole göre daha iyi sonuç vermiştir.

Bundan sonra yapılacak çalışmalar için öneriler aşağıda maddeler halinde verilmiştir.

1. Sistemde kazan ve üst ürün arasında etkileşim olduğundan daha iyi kontrol performansı elde etmek için prosesin Decoupling kontrol sistemi yapılabilir.
2. Proses doğrusal olmayan bir özellik gösterdiğinden doğrusal olmayan kontrol sistemleri uygulanabilir.
3. Başka çok bileşenli karışımlar için sistemin performansı bulunabilir.
4. Bir online GC ile derişim kontrolü yapılabilir.

KAYNAKLAR

- Abou-Jeyab, R.A., Gupta, Y.P., Gervais, J.R., Branchi, P.A. and Woo, S.S. 2001. Constrained multivariable control of a distillation column using a simplified model predictive control algorithm. *Journal of Process Control*, 11; 509-517.
- Alpbaz, M., Karacan, S. and Hapoğlu, H. 1996. Systematic construction of dynamic model for packed distillation column. *Ichem. E. Research Event*, 1; 340-342.
- Geankoplis, C.J. 1983. *Transport processes and unit operations*. Allyn and Bacon, Inc, Boston.
- Guiamba, I.R.F. and Mulholland, M. 2004. Adaptive Linear Dynamic Matrix Control applied to an integrating process. *Computers&Chemical Engineering*, 28; 2621-2633.
- Holland, C.D. and Mcdaniel, R. 1970. Modeling of packed absorbers at unsteady state operation. *Chem. Eng. Sci*, 25;1283.
- Honorat, A. and Sandal, O.C. 1978. Simultaneous heat and mass transfer in a packed binary distillation column. *Chem. Eng. Sci*. 33; 635-640.
- Imsland, L., Bar, N. and Foss, B.A. 2005. More efficient predictive control. *Automatica*, 41; 1395-1403.
- Kano, M., Showchaiya, N., Hasebe, S. and Hashimoto, I. 2003. Inferential control of distillation compositions: selection of model and control configuration. *Control Engineering Practice*. 11; 927-933.
- Karacan, S., Alpbaz, M. and Hapoğlu, H. 2001. Application of optimal adaptive generalized predictive control to a packed distillation column. *Chemical Engineering Journal*, 84; 386-396.
- Karacan, S. ve Cabbar, Y. 1997. Geri akma oranına verilen kademe etkisiyle dolgulu damıtma kolonunun dinamik davranışının incelenmesi. *Gazi Üniv. Fen Bil. Enst. Dergisi*, 10; 95-109.
- Khowinij, S., Henson, M.A., Belanger, P. and Megan, L. 2005. Dynamic compartmental modeling of nitrogen purification columns. *Separation and Purification Technology*, In Pres, Corrected Prof.
- Luyben, W.L. 1990. *Process Modeling Simulation, And Control For Chemical Engineers*. McGraw-Hill Publishing Company.
- MATLAB Version 6.5.0.180913a Release 13, June 18, 2002. Copyright 1984-2002, The MathWorks, Inc.
- Morari, M., Stevart, W.E. and Levie, K.L. 1985. Simulation of Fractionation by Orthogonal Collocation. *Chem. Eng. Sci.*, 40; 409-421.
- Morari, M. and Ricker, N.L. 1998. *Model Predictive Control Toolbox*. The Math Works, Inc.
- Moslempour, Z. 2003. Dolgulu Damıtma Kolonunun Ürün Sıcaklıklarının Uyarlanışı Generic Model Kontrol ile Denetimi. *Ank. Üniv. Fen Bil. Enst. Kimya Müh. ABD. Yüksek Lisans Tezi*.
- Ou, J. and Rhinehart, R.R. 2003. Grouped neural network model-predictive control. *Control Engineering Practice*. 11; 723-732.
- Pelkonen, S., Gorak, A., Ohlischlager, A. and Kaesemann, R. 2001. Experimental study on multicomponent distillation in packed columns. *Chemical Engineering and Processing*, 40; 235-243.

- Sahay, B.N. and Sharma, M.M. 1973. Effective Interfacial Area and Liquid and Gas Side Mass Transfer Coefficients in a Packed Column. Chem. Eng. Sci., 28; 41-47.
- Seborg, D.E., Edgar, T.F. and Mellichamp, D.A. 1989. Process Dynamics and Control, New York: Wiley.
- Schwarm, A.T. and Nikolaou, M. 1999. Chance Constrained Model Predictive Control. AICHEJ, 45 (8); 1743-1752.
- Sinnott, R.K. 1983. An Introduction to Chemical Engineering Design, Chemical Engineering Volume 6, Pergamon Pres Ltd., England.
- Stephanopoulos, G. 1984. Chemical Process Control An Introduction to Theory and Practice, Prentice / Hall International, Inc.
- Tomamasi, G. and Rice, P. 1970. Dynamic of packed distillation column. Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. 9; 234-242.

ÖZGEÇMİŞ

Adı Soyadı : Saniye AY
Doğum Yeri: Kırşehir
Doğum Tarihi: 27.07.1978
Medeni Hali: Bekar
Yabancı Dili: İngilizce

Eğitim Durumu (Kurum ve Yıl)

Lise : Kurtuluş Lisesi, 1993-1996
Lisans : Orta Doğu Teknik Üniversitesi Kimya Mühendisliği, 1996-2002
Yüksek Lisans : Ankara Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Kimya Mühendisliği
Anabilim Dalı, 2003-2006

Çalıştığı Kurum/Kurumlar ve Yıl

Hava Lojistik Komutanlığı (2004- devam)