



İSTANBUL ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

77927

YÜKSEK LİSANS TEZİ

77927

**DELİKLİ PLATOLU BİR DESTİLASYON KOLONUNUN
KONTROL PARAMETRELERİNİN İNCELENMESİ**

Lutfullah M. SEVGİLİ
KİMYA MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI
(Temel İşlemler ve Termodinamik Programı)

Danışman: Prof.Dr. Ahmet AYDIN

Mayıs 1998

İSTANBUL

ÖNSÖZ

Bu çalışmada, metanol-terziyer butanol ikili karışımı için, delikli platolu bir destilasyon kolonunun dinamiğine ilişkin, öngörülen ikinci dereceden ölü zamanlı dinamik model parametreleri ile kontrolüne ilişkin parametreler incelenmiştir.

Çalışmalarım esnasında bana yol gösterici olan, yardımlarını esirgemeyen, danışman hocam Sayın Prof. Dr. Ahmet AYDIN'a teşekkürlerimi ve saygılarımı sunarım.

Çalışmalarımda manevi desteğini hissettiren değerli hocam Sayın Prof. Dr. Umur DRAMUR a ve ayrıca Sayın Doç. Dr. Beşir TATLI'ya da teşekkürlerimi ve saygılarımı sunarım.

Çalışmalarımın her aşamasında benimle bizzat ilgilenen, tezimin tamamlanmasına katkıda bulunan Sayın Yard. Doç. Dr. Ş. İsmail KIRBAŞLAR'a da teşekkür ederim.

Sürekli yardımlarını ve ilgilerini gördüğüm Sayın Uzman Emel KESKİNOCAK'a, Sayın Arş. Gör. Dr. İ. Metin HASDEMİR'e, Arş. Gör. Dr. Erol İNCE'ye, Arş. Gör. Dr. Süheyla ÇEHRELİ'ye, Arş. Gör. İsmail İNCİ'ye, Arş. Gör. Mehmet BİLGİN'e ve Arş. Gör. Dilek ÜSTÜN'e teşekkür ederim.

Mayıs, 1998

Lutfullah M. Sevgili

İÇİNDEKİLER

	Sayfa
ÖNSÖZ	I
İÇİNDEKİLER	II
ÖZ	V
ABSTRACT	VI
NOTASYON LİSTESİ	VII
ŞEKİL LİSTESİ	IX
TABLO LİSTESİ	XII
I. GİRİŞ	1
1.1. Proses Dinamiği	2
1.1.1. Transfer Fonksiyonu ve Proses Elemanları	3
1.1.2. Dinamik Modelin Derecelenmesi ve Zaman Sabiti	5
1.1.2.1. Birinci Dereceden Sistemler	6
1.1.2.2. İkinci Dereceden Sistemler	7
1.1.3. Dinamik Modellerin Kullanım Alanları	10
1.2. Proses Kontrol	11
1.2.1. Proses Kontrolün Temel Kanunları	11
1.2.2. Geri Beslemeli Kontrol Sistemi	12
1.2.3. Geri Beslemeli Kontrolün Özellikleri	13
1.2.4. Kontrol Devrelerinin Çalışma Şekilleri	13
1.2.5. Geri Beslemeli Kontrol Edici Tipleri	14
1.2.5.1. Proporsiyonel Tip (P Tipi) Kontrol Edici	14
1.2.5.2. İntegral Davranış ve Proporsiyonel-İntegral Tip (PI Tipi) Kontrol Edici	15
1.2.5.3. Diferansiyel Davranış ve Proporsiyonel-İntegral-Diferansiyel Tip (PID Tipi) Kontrol Edici	15
1.3. Destilasyon İşlemi	16
1.3.1. Kolon Değişkenleri	17
1.3.2. Kuramsal Açıdan Destilasyon Modeli ve Kontrol Eşitlikleri	18
1.3.3. Destilasyon Kolonlarının Kontrolü	21
1.3.3.1. Bileşim Kontrolü	22
1.3.3.1.1. Tepe Ürünü Bileşimi Kontrolü	22
1.3.3.1.2. Taban Ürünü Bileşimi Kontrolü	23

II. MALZEME VE YÖNTEM	24
2.1. Destilasyon Kolonu	24
2.2. Kolonun Teknik Özellikleri	24
2.3. Kolon Dinamiğini İncelemek İçin İzlenen Program ve Uygulanan Yöntemler	26
2.3.1. İzlenen Program	26
2.3.1.1. Çalışma Şartlarının Seçimi	26
2.3.1.2. Birinci Kararlı Hal	26
2.3.1.3. İkinci Kararlı Hal	26
2.3.2. Transfer Fonksiyonunu Ortaya Çıkarmak İçin Uygulanan Yöntemler	26
2.3.2.1. Frekans Cevap Tekniği	26
2.3.2.1.1. Darbe Testi Verilerinden Transfer Transfer Fonksiyonunun Hesaplanması	27
2.3.2.1.2. Aşırı Sönümlü İkinci Dereceden Bir Transfer Fonksiyonunun Frekans Cevabı ve Bode Diyagramları	28
2.3.2.1.3. İkinci Dereceden Ölü Zamanlı Bir Transfer Fonksiyonunun Parametrelerinin Bode Diyagramından Bulunması	30
2.3.2.2. Basamak Testi	31
2.3.2.2.1. Harriott Yöntemi	32
2.3.2.2.2. Sundaresan Yöntemi	33
2.3.3. Kontrol Edici Parametrelerini Hesaplamak İçin Uygulanan Yöntemler	37
2.3.3.1. Ziegler-Nichols Yöntemi	37
2.3.3.1.1. Açık Devre Ayar Yöntemi	37
2.3.3.1.2. Kapalı Devre Sürekli Salınım Yöntemi	38
2.3.3.1.3. Kapalı Devre ve Açık Devre Ayar Yöntemlerinin Karşılaştırılması	40
III. BULGULAR	41
3.1. Proses Dinamiği ile İlgili Elde Edilen Bulgular	41
3.1.1. Darbe Testi ile İlgili Bulgular	41
3.1.1.1. Yapılan Denemelere Ait Çalışma Şartları	41
3.1.1.2. Darbe Testi Sonucu Elde Edilen cevaplar ve Simülasyon ile Elde Edilen Cevapların Deneysel Cevaplarla Karşılaştırılması	42
3.1.1.3. Simülasyon Programının Çalışma Şeklini Anlatan Örnek Bir	

Blok Diyagram	44
3.1.1.4. Darbe Testi İçin 3 Numaralı Denemeye Ait Bode Diyagramı	44
3.1.2. Basamak Testi İle İlgili Bulgular	45
3.1.2.1. Yapılan Denemelere Ait Çalışma Şartları	45
3.1.2.2. Destilasyon Kolonunun Basamak Değişimlerine Karşı Vermiş Olduğu Cevaplar	46
3.1.2.3. 2 Numaralı Geri Akış ve 2 Numaralı Buhar Hızı Basamak Deneylerinin Simülasyon Değerleriyle Karşılaştırılması	56
3.2. Buhar Hızı Basamak Değişimine İlişkin 1 Numaralı Deneyden Besleme Rafi Sıcaklık Değişimi İçin Zaman Sabitlerinin Harriott ve Sundaesan Yöntemleri ile Hesaplanması	57
3.2.1. Harriott Yöntemi	57
3.2.2. Sundaesan Yöntemi	58
3.3. Hesaplanan Transfer Fonksiyonu Parametrelerine Ait Tablolar	59
3.3.1. Besleme ve Tepe Rafları ile Tepe Ürünü Bileşiminin İkinci Dereceden Model Parametreleri	59
3.3.2. 1 Numaralı Buhar Hızı Basamak Deneyine Ait Harriott ve Sundaesan Yöntemleri ile Bulunan Cevapların Deneysel Verilerle Grafikselsel Olarak Karşılaştırılması	61
3.4 Proses Kontrol İle İlgili Elde Edilen Bulgular	62
IV. TARTIŞMA VE SONUÇ	63
PROGRAM 1	65
PROGRAM 2	68
V. ÖZET	70
SUMMARY	71
VI. KAYNAKLAR	72
VII. ÖZGEÇMİŞ	74

ÖZ

DELİKLİ PLATOLU BİR DESTİLASYON KOLONUNUN KONTROL PARAMETRELERİNİN İNCELENMESİ

Bu çalışmada, metanol-tersiyer butanol ikili karışımı için, delikli platolu bir destilasyon kolonunun, dinamik davranışına ve kontrolüne ilişkin parametreleri incelenmiştir.

Kolonun dinamik davranışını incelemek için, sürekli destilasyon işlemi sırasında, kolonun geri akış oranına ve kazan ısıtıcısına darbe ve basamak testleri uygulanmıştır. Kolonun besleme ve tepe rafları sıcaklıkları ve tepe ürünü bileşimine ait deneysel cevap verileri yardımı ile, sisteme ölü zamanlı, ikinci dereceden transfer fonksiyonu modeli ile yaklaşarak, sistemin zaman sabitleri, ölü zamanı ve kazancı hesaplanmıştır. Bu hesaplar, darbe testinde Bode diyagramları çizilerek, basamak testinde de Harriott ve Sundaresan yöntemleri kullanılarak gerçekleştirilmiştir.

Her iki test için de oluşturulan simülasyon programı yardımıyla darbe ve basamak testlerinde uygulanmış olan girdi büyüklüklerinin simülasyon programına girilmesi suretiyle elde edilen simülasyon çıktı verileri, deneysel verilerle karşılaştırılmış ve birbirleri ile uyum içinde oldukları görülmüştür. Ayrıca, basamak testinde kullanılan Harriott ve Sundaresan yöntemlerinin de simülasyonu ile elde edilen veriler, deneysel verilerle karşılaştırılmış ve Sundaresan yönteminin deneysel verilerle Harriott yöntemine kıyasla daha uyum içinde olduğu görülmüştür.

Kolonun dinamik davranışını incelemek için kullanılmış olan cevap eğrileri, kontrol parametrelerini hesaplamak için de kullanılmıştır. Kontrol parametreleri, Ziegler-Nichols açık devre ayar yöntemi ile hesaplanmıştır.

ABSTRACT

EXAMINATION OF CONTROL PARAMETERS OF A PERFORATED PLATE DISTILLATION COLUMN

In this study, dynamic and control parameters of a perforated plate distillation column were examined for the binary mixture of methanol-tertiary butanol.

In order to examine the dynamic behaviour of the column to this binary mixture, pulse and step tests were applied to reflux ratio and heat input of the reboiler during continuous distillation operation. Dynamic parameters, that are time constants, time lag and gain, were calculated with the aid of experimental response data obtained for temperatures of feed and top plate and composition of the top product by using second-order-plus dead time model approximation. In the pulse tests, parameters were calculated by drawing Bode diagrams and in step tests by using Harriott and Sundaresan methods.

A simulation program was formed to compare experimental data with simulation data. For this aim, values of the step and pulse inputs, used in experiments, were also used as input in this simulation program. After comparing these simulation data with experimental data, it was seen that these two kinds of data were in harmony. Another simulation study was made for comparing Harriott and Sundaresan methods used in step tests for calculating the parameters. After comparing simulation data obtained from simulation of these two methods with experimental data, it was seen that simulation data of Sundaresan method was more harmonious than simulation data of Harriott method.

After examining the dynamic behaviour of the column, control parameters were calculated. The dynamic responses, obtained during the examination of the dynamic behaviour, were also used in calculating control parameters using Ziegler-Nichols open-loop tuning method.

NOTASYON LİSTESİ

- AR : Şiddet oranı
b : Ölçülen büyüklük
c : Kontrol edilen değişken
d : Türev alma operatörü
d : Yük değişkeni
D : Tepe ürünü debisi (ml / h)
E : Raf verimi
f : Sistemin girdi fonksiyonu
F : Besleme debisi (ml / h)
G : Transfer fonksiyonu
H : Tepe ürününün buharlaşma ısı (kJ / mol)
j : $\sqrt{-1}$ sanal değeri
K : Eleman kazancı
K : Ağırlıkça derişim
L : Laplace dönüşüm operatörü
L : Ölü zaman (dakika)
m : Kumanda edilen değişken
M : Basamak değişim büyüklüğü
m₁ : Birinci moment
Δm : Giriş değişiminin toplam değişime oranı
n : Raf sayısı
N : Cevap eğrisinin büküm noktasından geçen eğimi
P : Periyot
PB : Proporsiyonel band
Q : Darbe testi girdi değişkeni
Q : Kazana ısı girdisi (kJ / h)
R : Geri akış oranı
r : Ayar noktası (Referans değeri)
s : Laplace dönüşüm parametresi
S : Ayırma faktörü
V : Buhar hızı (ml/h)

- x : Tabandaki bileşim
 X : Darbe testi çıktı değişkeni
 y : Tepedeki bileşim
 y_m : Ölçülen büyüklük
 z : Beslemedeki bileşim

Özel İşaretler

- $\bar{\alpha}$: Ortalama relatif uçuculuk
 ϵ : Hata değeri
 ξ : Sönüm katsayısı
 θ : Faz açısı
 φ : Faz açısı
 ω : Açısal frekans (radyan/dak.)
 ω_n : Doğal frekans

Alt İndisler

- B : Taban ürünü akımı
 c : Kontrol edici
 d : Yük (Bozanetken)
 D : Diferansiyel tip kontrol
 D : Tepe ürünü akımı
 f : Son ölçüm elemanı
 F : Besleme akımı
 I : İntegral tip kontrol
 i : Hafif ürün
 j : Ağır ürün
 m : Ölçü aleti
 sp : Ayar noktası
 u : Son değer, sürekli salınım

ŞEKİL LİSTESİ

	Sayfa	
Şekil 1.1.	: Blok diyagram elemanları	3
Şekil 1.2	: Toplam transfer fonksiyonu	5
Şekil 1.3	: Basamak girdi	6
Şekil 1.4	: Birinci dereceden bir sistemin basamak girdiye karşı cevabı	7
Şekil 1.5.	: Farklı sönüm katsayısı değerlerine kritik ve aşırı sönümlü sistemlerin cevapları	8
Şekil 1.6.	: Sönümlü bir cevabın karakteristikleri	9
Şekil 1.7.	: Geri beslemeli kontrol devresi	12
Şekil 1.8.	: Genelleştirilmiş kapalı devre sistemin blok şeması	13
Şekil 1.9.	: Kütle-denge doğrusu ve ayırma eğrisi	19
Şekil 2.1.	: Deney Donanımı	25
Şekil 2.2.	: Darbe testi girdi ve çıktı eğrileri	27
Şekil 2.3.(a)	: Genlik oranı açısız frekans arasında çizilmiş olan Bode diyagramı	
Şekil 2.3.(b)	: Faz açısı ve açısız frekans arasında çizilmiş olan Bode diyagramı	29
Şekil.2.4.	: İkinci dereceden ölü zamanlı bir sistemin Bode diyagramı	31
Şekil 2.5.	: İkinci dereceden aşırı sönümlü sistemlerin basamak cevabı	33
Şekil 2.6	: İkinci dereceden sistemlerin $t/(\tau_1+\tau_2)=0.5$ için kesirsel cevabı	33
Şekil 2.7.	: Aşırı sönümlü bir sistemin kesirsel cevabı	34
Şekil 2.8.	: η ile λ arasındaki grafik	35
Şekil 2.9.	: Sönümlü cevap	36
Şekil 2.10.	: ξ ile λ arasındaki grafik	37
Şekil-2.11.	: Proses reaksiyon eğrisi ve basamak değişim	38
Şekil.2.12.	: Son kazanç ve periyod değerlerini tanımlarken elde edilen tipik cevaplar	39
Şekil 3.1.	: Darbe değişimi için deneysel ve simülasyon verileri	42
Şekil 3.2.	: Darbe değişimi için deneysel ve simülasyon verileri	42
Şekil 3.3.	: Darbe değişimi için deneysel ve simülasyon verileri	43
Şekil 3.4.	: Darbe değişimi için deneysel ve simülasyon verileri	43
Şekil 3.5.	: Destilasyon kolonun simülasyonunda kullanılan örnek bir blok diyagram	44

Şekil 3.6.	: Darbe testi için Bode diyagramı	44
Şekil 3.7.	: +%25'lik bir basamak değişiminin tepe rafi cevabı.	46
Şekil 3.8.	: +%25'lik bir basamak değişiminin tepe ürünü cevabı.	46
Şekil 3.9.	: -%25'lik bir basamak değişiminin besleme rafi cevabı	47
Şekil 3.10.	: -%25'lik bir basamak değişiminin tepe rafi cevabı.	47
Şekil 3.11.	: -%25'lik bir basamak değişiminin tepe ürünü cevabı	47
Şekil 3.12.	: -%12.5'lik bir basamak değişiminin besleme rafi cevabı	48
Şekil 3.13.	: -%12.5'lik bir basamak değişiminin tepe rafi cevabı.	48
Şekil 3.14.	: -%12.5'lik bir basamak değişiminin tepe ürünü cevabı	48
Şekil 3.15.	: +%12.5'lik bir basamak değişiminin tepe rafi cevabı	49
Şekil 3.16.	: +%12.5'lik bir basamak değişiminin tepe ürünü cevabı.	49
Şekil 3.17.	: +%37.5'lik bir basamak değişiminin tepe rafi cevabı	49
Şekil 3.18.	: +%37.5'lik bir basamak değişiminin tepe ürünü cevabı.	49
Şekil 3.19.	: +%22'lik bir basamak değişiminin besleme rafi cevabı	50
Şekil 3.20.	: +%22'lik bir basamak değişiminin tepe rafi cevabı.	50
Şekil 3.21.	: +%22'lik bir basamak değişiminin tepe ürünü cevabı.	50
Şekil 3.22.	: -%11'lik bir basamak değişiminin besleme rafi cevabı	51
Şekil 3.23.	: -%11'lik bir basamak değişiminin tepe rafi cevabı	51
Şekil 3.24.	: -%11'lik bir basamak değişiminin tepe ürünü cevabı	51
Şekil 3.25.	: -%33'lük bir basamak değişiminin besleme rafi cevabı	52
Şekil 3.26.	: -%33'lük bir basamak değişiminin tepe rafi cevabı.	52
Şekil 3.27.	: -%33'lük bir basamak değişiminin tepe ürünü cevabı	52
Şekil 3.28.	: -%22'lik bir basamak değişiminin besleme rafi cevabı	53
Şekil 3.29.	: -%22'lik bir basamak değişiminin tepe rafi cevabı.	53
Şekil 3.30.	: -%22'lik bir basamak değişiminin tepe ürünü cevabı	53
Şekil 3.31.	: -%40'lık bir basamak değişiminin besleme rafi cevabı.	54
Şekil 3.32.	: -%40'lık bir basamak değişiminin tepe rafi cevabı	54
Şekil 3.33.	: -%40'lık bir basamak değişiminin tepe ürünü cevabı.	54
Şekil 3.34.	: +%40'lık bir basamak değişiminin besleme rafi cevabı	55
Şekil 3.35.	: +%40'lık bir basamak değişiminin tepe rafi cevabı.	55
Şekil 3.36.	: +%40'lık bir basamak değişiminin tepe ürünü cevabı	55
Şekil 3.37.	: Besleme ve tepe raflarının geri akış deneysel değerleriyle simülasyon değerleri	56

Şekil 3.38.	: Besleme ve tepe raflarının buhar hızı deneysel değerleriyle simülasyon değerleri	56
Şekil 3.39.	: 1 numaralı buhar hızı basamak değişiminin besleme rafı kesirsel cevabı	57
Şekil 3.40.	: Besleme rafına ait karşılaştırma grafiği	61
Şekil 3.41.	: Tepe ürünü bileşimine ait karşılaştırma grafiği	62



TABLO LİSTESİ

	Sayfa
Tablo 2.1. Ziegler-Nichols Açık Devre Ayarları	38
Tablo 2.2. Sürekli Salınım Yöntemi Ayarları	40
Tablo 3.1. Buhar Hızı ve Geri Akış Darbe Denemelerine Ait Çalışma Şartları	41
Tablo 3.2. Geri Akış Basamak Denemelerine Ait Çalışma Şartları	45
Tablo 3.3. Buhar Hızı Basamak Denemelerine Ait Çalışma Şartları	45
Tablo 3.4. Buhar Hızı ve Geri Akış Darbe Değişimleri Denemelerine Ait Parametreler	59
Tablo 3.5. Geri Akış Basamak Değişimleri Denemelerine Ait Parametreler	59
a) a) Geri Akış Basamak Değişimleri Denemelerine Ait Zaman Sabitleri	59
b) b) Buhar Hızı Basamak Değişimleri Denemelerine Ait Zaman Sabitleri	60
c) c) Geri Akış Basamak Değişimlerine Ait Ölü Zaman, Kazanç Değerleri	60
d) d) Buhar Hızı Basamak Değişimlerine Ait Ölü Zaman ve Kazanç Değerleri	61
Tablo 3.6. Geri Akış Basamak Değişimi İle Bulunan Açık Devre Ayar Değerleri	62
Tablo 3.7 Buhar Hızı Basamak Değişimi İle Bulunan Açık Devre Ayar Değerleri	62

I. GİRİŞ

Fiziksel sistemlerin kontrolü ile ilgili ilk uygulamalar Mısır, Yunan ve Roma devirlerine rastlamaktadır. Bu devirlerde kullanılan sifon prensibi ile seviye ayarlayıcısı, İskenderiyeli Ktesibios'un su saatlerinde kullanmış olduğu debi ayarlayıcısı, Bizanslı Filyon'un kandillerdeki yağ seviyesini sabit tutmaya yarayan düzeneği örnek olarak gösterilebilir. İslam bilginleri de çağlarına göre ileri sayılabilecek günümüzdeki kullanılan düzeneklere çok benzeyen otomatik kontrol düzenekleri tasarlamışlardır. Bu düzenekler Bağdatlı Beni Musa kardeşlerin hazırlamış oldukları eserde mevcuttur. Otomatik kontrol düzeneği niteliğinde önemli icatlardan biri de James Watt'ın 1788'de tasarlamış olduğu debi ayarlayıcıdır. Bu düzenek, sahip olduğu hareketli bilyaların merkezkaç kuvveti yardımı ile kontrol işlemini mekanik olarak yerine getirmesi bakımından özgün bir yapıya sahiptir.

Birinci endüstriyel devrim boyunca insan gücünün kullanıldığı yerlerde insan gücü kademeli olarak yerini makine gücüne bırakmaya başlamıştır. Endüstriyel proseslerin kontrolü konusundaki çalışmalar II. Dünya Savaşı'ndan sonra hızlı bir gelişme göstermeye başlamıştır. Bir çok kimyasal tesis 1940'lara kadar elle işletilmekte, sadece basit, temel kontrol edici tipleri kullanılmakta idi. Proses kontrol, insanın rutin işleri yapma ve sürekli cihazların başında bulunup onları kontrol etme zorunluluğunu ortadan kaldırarak ikinci endüstriyel devrimin kapılarını açmıştır. Böylece operatörler sıkıcı ve yorucu fiziksel ve zihinsel faaliyetlerden kurtularak dikkatini endüstrinin daha iyi işletilmesi yönüne vermiştir. Bu bağlamda proses kontrol optimizasyona, dolayısıyla üçüncü endüstriyel devrime imkan sağlamıştır. Bu devrimle ürün miktarını maksimize etme çabası, yerini kademeli olarak, kaliteyi maksimize etme amacı ile ürünlerin sürekli üretimi çabasına bırakmıştır.

Servomekanizma kuramını proses kontrolüne uygulama çalışmaları 1930-40'lı yıllara rastlar. Bu çalışmalar, kontrol edici özellikleri ile proses özellikleri arasındaki ilişkileri ortaya çıkarmış, bunun sonucunda da proses kontrolde başarının yalnız kontrol cihazlarına değil araç-proses ilişkisine de dayandığı açıklığa kavuşmuş, proses ve bileşenlerinin dinamik davranışı da kontrolü kadar önem kazanmıştır.

Proses dinamiği ve kontrolü birbirlerini tamamlayan iki kavramdır. Bu iki kavram, zaman değişkenli sistemlerin incelenmesinde yer alır. Bir sistemi tanımlayan değişkenleri istenen şartlarda tutmak için kontrol cihazlarına ve bu cihazların sistemi optimum şartlarda işletecek ayarlarını yapmak için de proses dinamiğine ihtiyaç vardır.

Kuramsal yoldan dinamik modellerin çözümü zaman alıcı olduğundan bir çok araştırmacı daha kolay bir yaklaşım olan pratik model yöntemlerini tercih etmiştir. Marshall ve Pigford [1] bu yöntemleri ilk uygulayanlardandır. Grafik yöntemle proses dinamiğini ortaya koyma ile ilgili çalışmalar da iki kısımda incelenebilir. Bunlardan ilki, büküm noktasına dayanan çalışmalar, diğeri ise cevap eğrisinden seçilen bir kaç noktaya dayanan çalışmalardır [2]. Büküm noktası temeline dayanan ilk klasik yöntem Oldenbourg ve Sartorius [3] tarafından geliştirilmiştir. Daha sonraları Sten [4] büküm noktasını temel alarak ölü zaman tahmini için bir yöntem geliştirmiştir. Meyer ve arkadaşları [5] ise cevap eğrisinin iki noktasından doğal frekans ve bozulma oranını tahmin etmek için bir grafiksel yöntem geliştirmişlerdir. Sundaresan ve Krishnaswamy

de [6] teorik temele dayanarak cevap eğrisinden ölü zaman da dahil bütün parametreleri hesaplayan bir yöntem geliştirmişlerdir ki bu yöntemin üstünlüğü, büküm noktasının doğrudan kullanılmasını önlemek için birinci moment ve maksimum eğim kullanılmasındadır. Bu analitik ve grafiksel yöntemlerin yanında son yıllarda yayınlanan, Clements ve arkadaşları (1982) [2], Huang ve Huang (1993) [7] ile Rangaiah ve arkadaşları (1994) [8] tarafından yapılan ampirik olarak nitelenebilecek çalışmalar da literatürde mevcuttur.

Proses kontrolde PID tip kontrol ediciler, proses kontrol endüstrisinde ilerlemelere, yeniliklere, ve kontrol sistemlerinin teorisindeki gelişmelere karşın geniş çapta kullanılmaya devam edilmektedir. PID kontrol edicilerin güvenilirliği onlarca başarı ile ispatlanmış ve mühendislerce daha cazip olagelmıştır [9]. PID kontrol ediciler için ayar teknikleri, Ziegler&Nichols [10], Cohen&Coon [11], İntegral Performans Kriteri [12], Aström & Hägglund [13], Yuwana&Seborg [14], Nishikawa ve arkadaşları [15], Dahilî Model Kontrol [16], Hwang & Chang [17] ve Lee [18] yöntemlerini içermektedir. En çok kullanılan yöntemlerden biri Ziegler & Nichols'un sürekli salınım yöntemidir. Bu yöntem, uygun kontrol parametrelerini deneysel yoldan belirlenmiş kurallara göre seçmek için kararlılık sınırındaki sürekli salınım periyodu ve kazancından yararlanır. Bu yöntemin diğer bir çok yönteme yakın performans gösterdiği ve proses parametre değerleri ile gürültü sinyal değişimlerine karşı sağlam sonuçlar verdiği gösterilmiştir. Bu avantajları yanında, sistemi kararlı-kararsız sınırında çalıştırmaya gerek oluşu ve deneysel doğasından ötürü her şartta aynı performansı gösteremeyebilişi açısından da dezavantajlara sahiptir. Bahsedilen bu zayıf noktalardan ilkinin iyileştirmek için Åström & Hägglund, sistemi kararlılık sınırına ulaştırma ihtiyacı duymadan son değer verilerini doğru tahmin etmede kullanılacak düşük şiddetteki salınımları kuvvetlendirmek için bir röle elemanı kullanmayı tavsiye etmişlerdir. Yuwana & Seborg, birinci dereceden ölü zamanlı bir transfer fonksiyonuyla modellenen proses dinamiğini karakterize etmek için bir kapalı-devre cevabı uygulayıp son değer kazanç ve periyodunu modelden hesaplamışlardır. Lee [18] ise, Yuwana & Seborg'un geliştirdiği algoritmayı, cevap eğrisinden belirlenen baskın kutupları, elde ettiği karakteristik eşitlikle eşleştirmek sureti ile geliştirmiştir.

1.1. PROSES DİNAMİĞİ

Proses dinamiği, kararlı halde çalışan bir prosesin girdi değişkenlerinde meydana gelen değişmelerin, proses ve dolayısıyla proses çıktıları üzerindeki etkilerini inceler. Proses dinamiği yardımı ile elde edilen bilgiler, prosesi yeni bir kararlı hal değerinde tutabilmek veya eski kararlı hal durumuna getirebilmek için gerekli olan kontrol edici seçiminde ve akordunda kullanılır.

Bir prosesin davranışının çeşitli bozanetkenler ve ayar noktasındaki değişmelerin etkisi altında zamanla nasıl değişeceğini veren dinamik modelini elde etmek için iki yaklaşım kullanılabilir :

i) Kuramsal Yaklaşım (İleri Yön Problemi)

Proseste meydana gelen fiziksel ve kimyasal olaylar incelenerek, kütle ve enerji denge denklemleri yardımı ile kimyasal prosesin dinamik davranışını veren denklem takımı elde edilir.

Çoğunluğu nonlineer karakterde olan karmaşık kimyasal proseslerin dinamik davranışlarının incelenmesi çok güç olduğundan bu sistemlerde meydana gelen fiziksel ve kimyasal olaylar bölümlere ayrılarak her bölüm için uygun kabuller ve lineerleştirme yapılır. Transfer fonksiyonları ile geçici cevapların elde edilmesi, sistemin kararlılığının irdelenmesi, karmaşık kontrol devrelerinin blok diyagramlar yardımı ile basite indirgenmesi, gibi çeşitli yöntemlerin tümü, sistemi oluşturan elemanların hepsinin ayrı ayrı sabit katsayılı lineer diferansiyel denklemlerle tanımlanabilir olmasıyla sınırlanmıştır. Sayılan bütün bu yöntemler lineer sistemlere başarıyla uygulanabildiği halde, lineer olmayan sistemler için böyle genel çözüm yöntemleri yoktur [19].

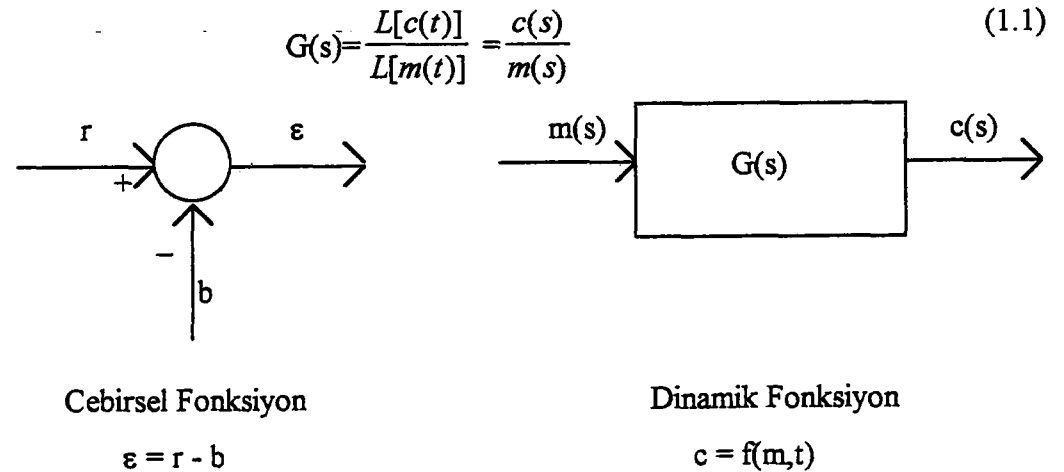
ii) Deneysel Yaklaşım (Tümevarım Problemi)

Kimyasal proses elemanlarında meydana gelen fiziksel ve kimyasal olayların karmaşıklığı prosesin transfer fonksiyonunun tam ve kesin bir şekilde ortaya çıkarılmasını güçleştirmektedir. Böyle durumlarda olaya deneysel yaklaşmak zorunludur. Bu yaklaşımda kararlı haldeki bir prosesin uygun bir girdi değişkeninde bir bozucu etki meydana getirilip elde edilen cevap eğrisinden prosesin transfer fonksiyonu ortaya çıkarılır.

1.1.1. Transfer Fonksiyonu ve Proses Elemanları:

a) Transfer Fonksiyonu

Bir sistemin davranışını görselleştirmek için prosesin karakterize edici bileşenlerine ait görsel anlatımlara ihtiyaç vardır. Bu amaç için blok diyagramlar kullanılmaktadır. Bu diyagramlarda daire ve dikdörtgen olmak üzere iki ana sembol kullanılır. Daire blok cebirsel işlemleri, dikdörtgen blok da dinamik fonksiyonları temsil eder. Şekil 1.1'de gösterildiği gibi daire bloğa iki akım girer bir akım çıkar. Dikdörtgen blokta ise kontrol edilen değişken (c), zamanın ve kumanda edilen değişkenin (m) bir fonksiyonudur. Blokta sadece bir giren ve bir çıkan akım bulunur. Bu iki değişken blok içinde gösterilen, transfer fonksiyonu denilen fonksiyon yardımı ile birbirine ilişkilendirilir.



Şekil 1.1. Blok diyagram elemanları

Transfer fonksiyonu ya da sistem fonksiyonu adı verilen bu bağlayıcı fonksiyon proses bileşeninin karakterini temsil eder. Diğer bir anlatımla girdideki bir değişime karşı çıktı değişkeninin cevabının nasıl olacağını anlatan sembolik bir gösterim şeklidir [20].

Şekil 1.1.'de gösterilen sistemin n. dereceden bir lineer ya da lineerleştirilmiş diferansiyel denklemle tanımlanması mümkündür:

$$a_n \frac{d^n y}{dt^n} + a_{n-1} \frac{d^{n-1} y}{dt^{n-1}} + \dots + a_1 \frac{dy}{dt} + a_0 y = cf(t) \quad (1.2)$$

$f(t)$ girdisi ile $y(t)$ çıktısı sapma değişkenleri bakımından ifade edildiklerinden ve sistem başlangıçta kararlı halde olduğundan,

$$y(0) = \left(\frac{dy}{dt}\right)_{t=0} = \left(\frac{d^2 y}{dt^2}\right)_{t=0} = \dots = \left(\frac{d^{n-1} y}{dt^{n-1}}\right)_{t=0} = 0 \quad (1.3)$$

başlangıç şartları söz konusudur. Bu şartlarda (1.2) numaralı denkleme Laplace dönüşümü uygulanırsa Şekil 1.1.'de dikdörtgen blok ile sembolize edilmiş olan tek girdili ve tek çıktılı bir sistemin transfer fonksiyonu bulunmuş olur.

$$G(s) = \frac{y(s)}{f(s)} = \frac{K}{a_n s^n + a_{n-1} s^{n-1} + \dots + a_1 s + a_0} \quad (1.4)$$

Böyle bir transfer fonksiyona sahip bir sisteme Laplace dönüşümü $f(s)$ olan, bir $f(t)$ girdi değişimi uygulanırsa sistemin cevabı,

$$y(s) = G(s).f(s) \quad (1.5)$$

denkleminde hesaplanan $y(s)$ 'nin ters Laplace dönüşümü alınarak $y(t)$ şeklinde elde edilir.

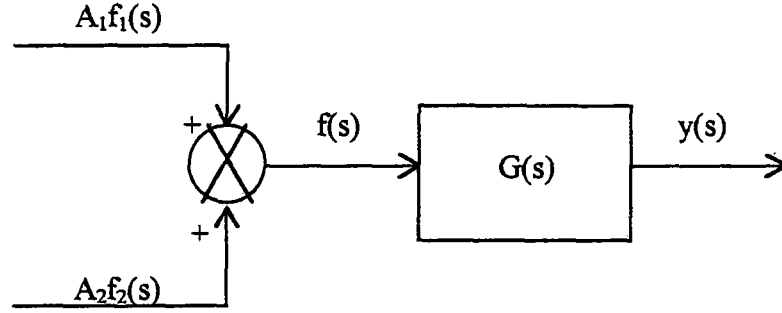
Sisteme birden fazla girdinin etki etmesi durumunda, transfer fonksiyonu bir lineer diferansiyel denklemin sonucu olduğundan bu girdilerin ürettiği çıktılar toplanmak suretiyle toplam girdi değeri ve buradan da toplam çıktı değeri bulunur. (Şekil 1.2) Buna göre transfer fonksiyonu $G(s)$ olan bir sistemin,

$$f(s) = A_1 f_1(s) + A_2 f_2(s)$$

birleştirilmiş girdi fonksiyonuna cevabı,

$$y(s) = G(s)f(s) = G(s)(A_1f_1(s) + A_2f_2(s)) = A_1y_1(s) + A_2y_2(s)$$

şeklinde bulunabilir. Burada A_1 ve A_2 sabitler, $f_1(s)$ ve $f_2(s)$ girdi fonksiyonları, $y_1(s)$ ve $y_2(s)$ de sözü edilen girdi fonksiyonlarına karşı, sistemin ayrı ayrı cevaplarıdır.



Şekil. 1.2. Toplam transfer fonksiyonu

b) Proses Elemanları

Bir çok proses, dinamik davranış ve değişimlere karşı kararlı hal cevaplarını tanımlayan direnç, kapasite, ve ölü zaman elemanlarına sahiptir. Kütle, enerji ve momentum transferleri direnç tipi proseslere örnek olarak gösterilebilir. Bir sistemdeki bu tip bir proses elemanı dirence eşit bir kararlı-hal kazancı ile anlatılır. Böylece girdide oluşan değişime karşılık çıktıda $c = R.m$ kadar anı bir değişim meydana gelecektir. Burada c ile gösterilen büyüklük akış için itici güç, m ise akış miktarıdır. Transfer fonksiyonu R 'dir ve elektriksel dirence analogtur. Kütle, enerji ve momentum depolama özelliği gösteren prosesler ise kapasite elemanlarıdır. Isıl kapasite doğrudan elektriksel kapasiteye analogtur ve kütle miktarı ile spesifik ısının çarpımına eşittir. Sıvı ya da gazların depolanması alan birimi ile ifade edilebilir. Destilasyon kolonlarındaki her bir rafın sahip olduğu sıvı tutunması, destilat toplama kabındaki sıvı miktarı kapasite elemanına örnek olarak verilebilir.

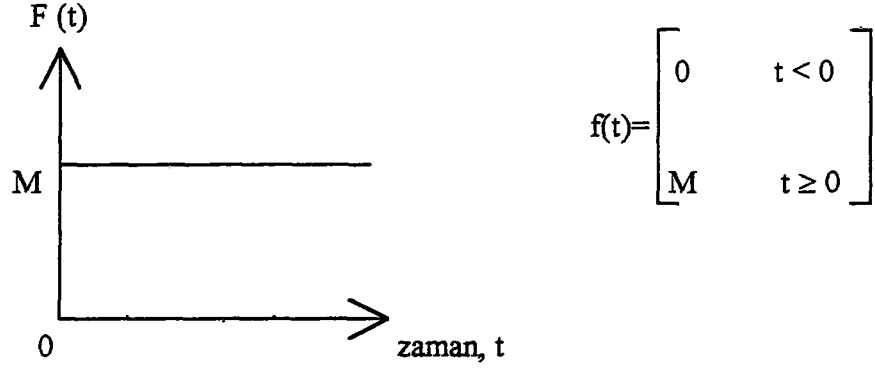
Bir çok prosesin dinamiğini etkileyen bir faktör de ölü zaman elemanıdır. Gerçekte proseslerin hepsinde ölü zaman mevcuttur. Ancak, bazı proseslerde bu zaman değeri ihmal edilebilecek büyüklüktedir. Prosesin cevabı ölü zamanın sahip olduğu büyüklük kadar gecikir [20].

1.1.2. Dinamik Modelin Derecelenmesi ve Zaman Sabiti

Kararlı halde çalışan bir prosesin girdi değişimlerine karşı vereceği cevap karakterlerine göre prosesleri üçe ayırmak mümkündür [21]:

1. Birinci dereceden prosesler
2. İkinci dereceden prosesler
3. Üçüncü ve daha yüksek dereceden prosesler

Kimya endüstrisinde bir çok proses daha yüksek dereceden olabilmesine karşın ikinci dereceden model yaklaşımı ile incelenir. Endüstride kararlı halde çalışan bir procese anî olarak bir basamak girdinin etki etmesi, sıklıkla karşılaşılan bir durumdur. Şekil 1.2.'de basamak girdi tipi görülmektedir.



Şekil. 1.3. Basamak girdi

1.1.2.1. Birinci Dereceden Sistemler

Çıktıları birinci dereceden bir lineer diferansiyel denklemle modellenebilen sistemlerdir. Lineer diferansiyel denklemin genel ifadesi;

$$\tau_p \frac{d}{dt} c(t) + c(t) = K_p m(t)$$

şeklinde ifade edilir. Böyle bir sistemin Laplace sahasında transfer fonksiyonu,

$$G(s) = \frac{c(s)}{m(s)} = \frac{K_p}{\tau_p s + 1} \quad (1.6)$$

şeklinindedir. Birinci derece transfer fonksiyonu iki sabit ile karakterize edilir. K_p , proses kazancı denilen bir sabit olup prosesin şiddetine bağlıdır ve cevabın zaman karakteristiğine hiç bir etkisi yoktur. Zaman karakteristiği tamamen τ_p , zaman sabitine bağlıdır. Zaman sabiti, bir elemanın veya bir sistemin bir girdi değişimine karşı kendini ayarlaması için gerekli zaman olup direnç ile kapasite elemanlarının çarpımına eşittir. Diğer bir deyimle transfer fonksiyonu direnç ve kapasite elemanlarını içerir [20]. Ölü zaman elemanının ihmal edilemeyeceği durumlarda transfer fonksiyonu ölü zaman ifadesini de içermelidir. Laplace sahasında bu eleman e^{-Ls} fonksiyonu ile ifade edilir ve proses kazancı ile çarpım halinde transfer fonksiyonunda yerini alır.

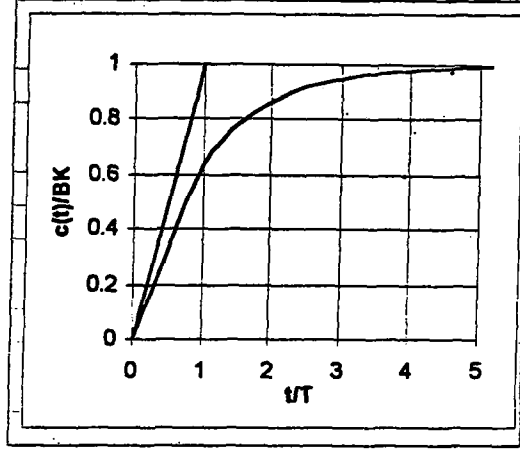
Birinci dereceden transfer fonksiyonuna sahip bir sisteme B şiddetinde bir basamak girdisi uygulanırsa zaman sahasında,

$$c(t) = BK_p (1 - e^{-t/\tau_p}) \quad t \geq 0 \quad (1.7)$$

ifadesi elde edilir. Bu denklemdaki BK_p terimi sisteme uygulanan tüm zorlamayı,

$$BK_p e^{-t/\tau}$$

terimi ise geçici rejimde sistemin doğal davranışını karakterize etmektedir.



Şekil 1.4. Birinci dereceden bir sistemin basamak girdiye karşı cevabı

Şekil 1.4'ten de görülebileceği gibi sistem yeni bir karalı hale ulaştığından kendi kendini ayarlayıcıdır. $t=0$ anında cevap eğrisinin eğimi bire eşit olduğundan, cevabı başlangıçtaki hızının aynen devam etmesi koşulu ile sistem, yalnızca bir zaman sabiti sonra cevabını tamamlayacaktır. Zaman değeri zaman sabitine eşit, yani t/τ değeri bire eşit olduğunda son değer %63.2'sine ulaşılır. Yaklaşık dört zaman sabiti sonra ise sistem son cevap değerine ulaşır [21].

1.1.2.2. İkinci Dereceden Sistemler

Bir prosesin tek zaman sabiti olabileceği gibi birden fazla da zaman sabiti olabilir. Atalet etkisi ve birinci dereceden kapasite ve direnç elemanlarının etkileşimleri sebebi ile bazı prosesler ikinci dereceden bir davranış sergilerler. Bu tip proseslerin zaman sahasındaki genel ifadesi;

$$\frac{d^2}{dt^2} c(t) + 2\xi\omega_n \frac{d}{dt} c(t) + \omega_n^2 c(t) = K\omega_n^2 r(t) \quad (1.8)$$

Transfer fonksiyonun Laplace sahasındaki ifadesi ise;

$$G(s) = \frac{K_p e^{-Ls}}{\tau^2 s^2 + 2\xi\tau s + 1} \quad (1.9)$$

şeklinde olur. Burada ξ ile gösterilen sönüm katsayısı, sistemin cevap karakterini belirler. Buna göre üç cevap karakteri söz konusudur.

i) Aşırı Sönümlü Cevap ($\xi > 1$):

Sönüm katsayısının birden büyük olması durumunda prosesin gösterdiği cevap şeklidir. Bu durumda sistemin birbirinden farklı iki adet gerçek kutbu vardır. Aşırı sönümlü bir sistemin verdiği cevap şekli birinci dereceden bir sistemin cevabına

benzemekle birlikte ikinci dereceden cevap başlangıçta daha yavaştır. ξ değeri arttıkça tembellik daha da artmaktadır. Sonuçta zaman ilerledikçe cevap son değere asimptotik olarak yaklaşır. Bu tip sistemlerin zaman sahasında birim basamak girdiye karşı verdikleri cevap şu şekildedir;

$$y(t) = K_p \left[1 - e^{-\xi t/\tau} \left(\cosh\left(\sqrt{\xi^2 - 1} \frac{t}{\tau}\right) + \frac{\xi}{\sqrt{\xi^2 - 1}} \sinh\left(\sqrt{\xi^2 - 1} \frac{t}{\tau}\right) \right) \right]$$

(1.10)

(1.10) numaralı denklemdeki son iki terimin değerleri, sönüm katsayısının artan değerleri ile arttığından, tamamlanmış cevap değerinin tembelleşeceği ortaya çıkmaktadır.

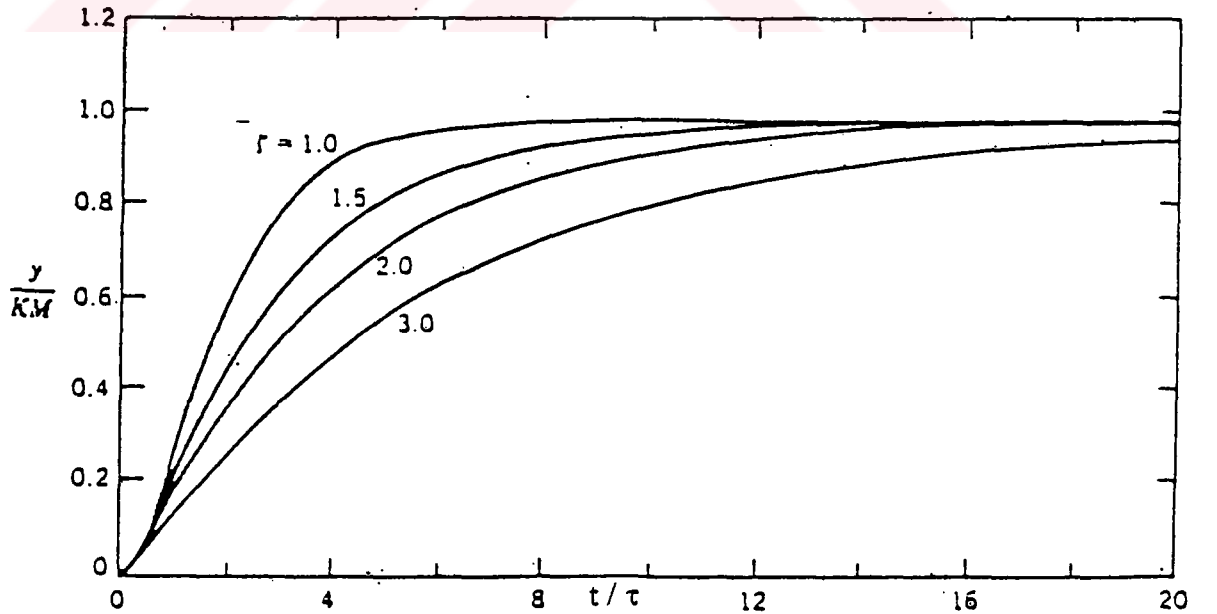
ii) Kritik Sönümlü Cevap ($\xi=1$):

Sönüm katsayısının bire eşit olması durumunda elde edilen cevaptır. Bu durumda sistemin birbirine eşit iki gerçek kutbu vardır. Sistemin birim basamak girdiye cevabı zaman sahasında şu şekildedir;

$$y(t) = K_p \left(1 - \left(1 + \frac{t}{\tau} \right) e^{-t/\tau} \right)$$

(1.11)

İkinci dereceden sistemlerin farklı sönüm katsayıları değerlerine göre kritik ve aşırı sönümlü cevapları şekil 1.5'te gösterilmiştir.



Şekil 1.5. Farklı sönüm katsayısı değerlerine göre kritik ve aşırı sönümlü sistemlerin cevapları

iii) Sönümlü Cevap ($\xi < 1$):

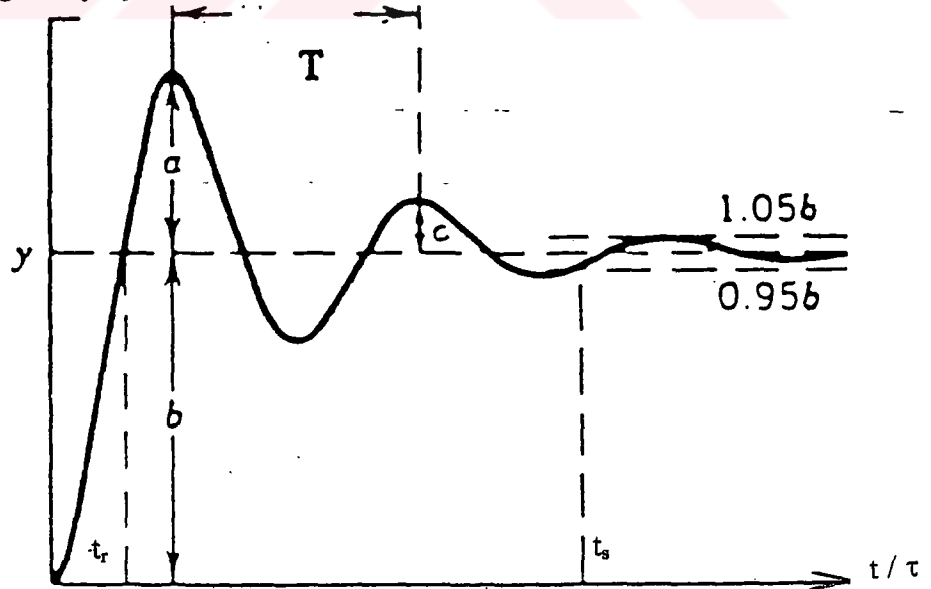
Sönüm katsayısının birden küçük olması durumunda elde edilen cevaptır ki bu durumda sistemin iki adet sanal kutbu vardır. Sönümlü cevap son değere başlangıçta aşırı ve kritik sönümlü cevaplardan daha hızlı ulaşmasına karşın son değerde kalmayıp gittikçe azalan bir genlikle salınır. Daha düşük sönüm katsayısı değerleri daha salınımlı bir davranış ortaya çıkarmaktadır. Bu cevap tipi özellikle kimyasal tesislerde, kontrol edici ve kontrol edilen proseslerin birbirine tesir etmesi nedeni ile sıklıkla karşılaşılan bir cevaptır. Sönümlü davranış gösteren bir sistemin zaman sahasındaki cevabı şu şekilde ifade edilir;

$$c(t) = K_p \left(1 - \frac{1}{\sqrt{1 - \xi^2}} e^{-\xi t / \tau} \sin(\omega t + \theta) \right) \quad (1.12)$$

Burada ω ve θ şöyle ifade edilir;

$$\omega = \frac{\sqrt{1 - \xi^2}}{\tau} \quad \text{ve} \quad \theta = \text{tg}^{-1} \left(\frac{\sqrt{1 - \xi^2}}{\xi} \right) \quad (1.13)$$

Denklem (1.12)'den de görülebileceği gibi $t \rightarrow \infty$ durumunda $c(t) = 1$ olmaktadır. Bu denklemde sistemin genliğinin büyüklüğünü belirleyen ω değeridir. Bu değer, sönüm katsayısı değeri azaldıkça arttığı ω 'nın sahip olduğu (1.13) numaralı ifadeden görülebilir. Bu değer artması demek, cevap genliğinin artması demek olduğundan, sistemin sönüm katsayısının azalan değerleri ile daha salınımlı cevap vereceği ortaya çıkmaktadır.



Şekil 1.6. Sönümlü bir cevabın karakteristikleri

Sönümlü Bir Sistemin Karakteristikleri:

Şekil 1.6'da görülen sönümlü bir cevabı tanımlamada kullanılan kavramlar şunlardır [21]:

Aşırılık : Basamak değişimden sonra cevabın son değeri ne oranda aştığının bir ölçüsüdür ki a/b oranı şeklinde ifade edilir. Aşma değeri ξ 'nin bir fonksiyonu olup aralarındaki ilişki şu şekildedir;

$$\text{Aşırılık} = e^{-\pi \cot(\arccos(\xi))} = e^{-\pi \xi / \sqrt{1-\xi^2}}$$

şeklindedir.

Sönüm Oranı : Ardışık iki pikin genliklerinin birbirine oranıdır ki c/a olarak ifade edilir. Sönüm katsayısı ile ilişkisi ise şöyledir;

$$\text{Sönüm Oranı} = e^{-2\pi \xi / \sqrt{1-\xi^2}} = (\text{Aşırılık})^2$$

şeklindedir. Eşitlikten de görüldüğü gibi sönüm katsayısı büyüdükçe aşırılık ile sönüm oranı küçülmektedir.

Yükselme Zamanı : Bu terim sönümlü bir sistemin cevap hızını karakterize etmede kullanılmaktadır. Cevabın ilk defa son değere ulaşması için geçmesi gereken zamandır. Küçük sönüm katsayısı değerleri daha hızlı cevaba fakat daha büyük aşma değerine neden olmaktadır.

Cevap Zamanı : Cevabın son değerinin $\pm 5\%$ sınırı içine girip bu sınırlar içinde salınması için gereken zamandır.

Salınım Periyodu : Ardışık iki pik arasında geçen zamandır. Sönümlü bir cevabın salınımlarının açısal frekansı;

$$\omega = \frac{\sqrt{1-\xi^2}}{\tau}$$

denklemleri ile verilir.

$T=1/f$ ve $\omega=2\pi f$ eşitliklerinden yararlanarak salınım periyodu;

$$T = \frac{2\pi\tau}{\sqrt{1-\xi^2}}$$

şeklinde bulunur:

Doğal Salınım Periyodu : Sönüm katsayısının sıfır olduğu ikinci dereceden bir sistemin periyodudur. Bu şartta sistem sabit genlikle salınır.

1.1.3. Dinamik Modellerin Kullanım Alanları

Elde edilen proses dinamikleri genellikle kontrol edici seçimi ve akordunda kullanılmaktadır. Dinamik model, incelenen sistemin bulunduğu şartlar için geçerli

olduğundan, sistem birçok karmaşık faktörlerden arındırılmış, incelenmesi gereken şartlar ele alınmış olur. Bazı durumlarda dinamik modeller başka amaçlar için de kullanılır. Genel olarak proses dinamik modellerinin kullanım alanları şu şekilde özetlenebilir ;

Kontrol devresi analizi: Bir prosesin kontrolündeki amaç, prosesi etkileyebilecek her türlü bozucu etkiye rağmen ürünlerin istenen nitelikte olmasını sağlamaktır. Kontrol edicilerin cevaplarını tanımlayan diferansiyel denklemler ve kontrol edicilerin, vanaların, ölçü elemanlarının ve dönüştürücülerin cevap karakteristikleri bilindiğinden dolayı, sistemin dinamik davranışını tanımlayan dinamik modelin de bilinmesi durumunda kontrol devresinin sistem ile karşılıklı etkileşimi bulunabilecektir. Bu durumda da optimum kontrol devresi tasarımı ve kontrol edici ayarları kolaylıkla yapılabilmektedir.

Boyut büyütme: Bir pilot tesis için sistemin davranışını matematiksel olarak tanımlayan diferansiyel denklemlerin ortaya çıkarılması durumunda, uygun büyütme katsayıları kullanarak pilot tesis ticarî ölçekteki bir tesise büyütülebilir.

Mekanizma incelemeleri: Bir proseste meydana gelen olayların kinetik ve ısıl özelliklerinin, akış rejimlerinin ve kütle transfer mekanizmalarının bilinmesi, hem üretim hem de araştırma amaçlı her türlü proses için önemlidir. Dinamik analiz sonucunda prosesi tanımlayan sistem denklemlerinin elde edilmesi nedeniyle, dinamik analiz teknikleri lineer veya lineere yakın sistemler için ideal bir tekniktir. Elde edilen model, kuramsal matematik modeller yardımıyla geliştirilebilir ve deneysel yoldan elde edilen transfer fonksiyonlarını sağlayan daha gerçekçi modellere ulaşılabilir.

1.2. PROSES KONTROL

Bir prosesin kontrolü, kontrol edilmesi gereken değişkenleri istenen değerde tutmayı, böylece prosesin kararlılığını koruyup performansı arttırmayı içermektedir. Bu amaçlara ilave olarak emniyet, ekonomik üretim, çalışma ortamının getirdiği kısıtlamalar açısından da proses kontrolüne ihtiyaç vardır. Bu bağlamda bir kontrol sistemi şu üç ana ihtiyacı gidermelidir [21];

- i) Bozucu dış etkenlerin etkisinin giderilmesi,
- ii) Prosesin kararlılığının sağlanması,
- iii) Prosesin performansının optimize edilmesi.

1.2.1 Proses Kontrolün Temel Kanunları

Aslında bir prosesin kontrolünde uygulanması gereken kesin bir kanun yoktur. Çünkü her prosesin bulunduğu şartlar farklı olduğundan uygulanması gereken stratejiler de farklı olacaktır. Burada kontrol kanunları, kontrol işleminin hangi şartlarda nasıl yapılacağına ilişkin değil ancak kontrol işlemi tasarlanmadan önce nasıl bir yol izleneceğine ilişkindir. Bir çok tecrübeler sonucu gelişen bu kanunlar şunlardır:

i) Birinci Kanun : Bir sistemi en iyi kontrol edecek kontrol sistemi en basit olanıdır. Karmaşık kontrol sistemleri kağıt üstünde mükemmel görünmelerine karşın sonunda endüstride elle ayarlamaya dönülmesine sebep olurlar.

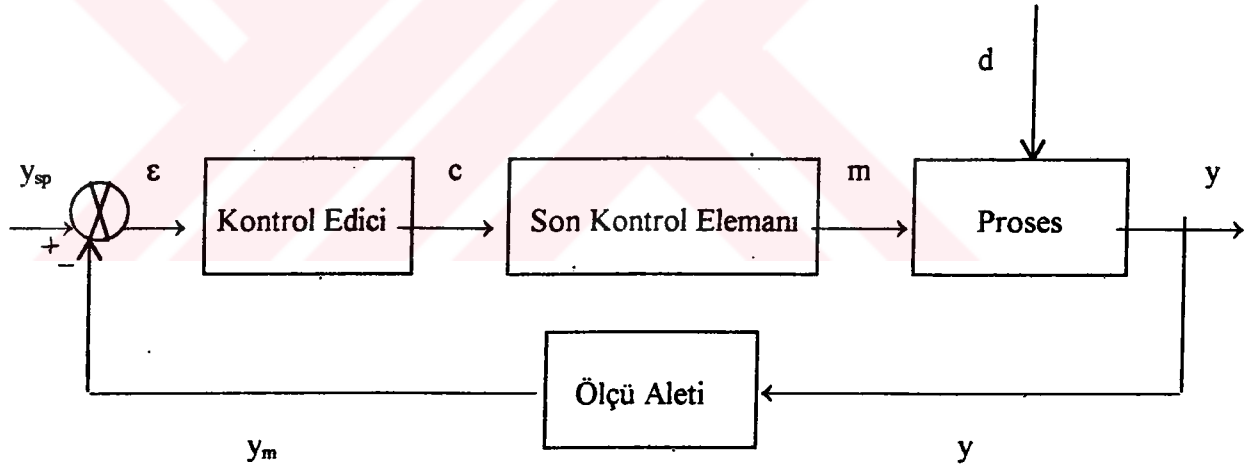
ii) İkinci Kanun: Bir prosesin kontrol edilmeden önce iyi bilinmesi gerekir. Prosesin nasıl çalıştığı iyi bilinmedikçe adaptif kontrol, Kalman filtreleri, uzman

sistemler gibi gelişmiş kontrol sistemleri kullanılsa bile kontrol işlemleri gerçekleştirilemez. Bir çok kere proses hakkında bilgiyi ihmal ederek karmaşık kontrol ediciler kullanılmaya çalışılmışsa da başarılı olunamamıştır [22].

1.2.2. Geri Beslemeli Kontrol Sistemi

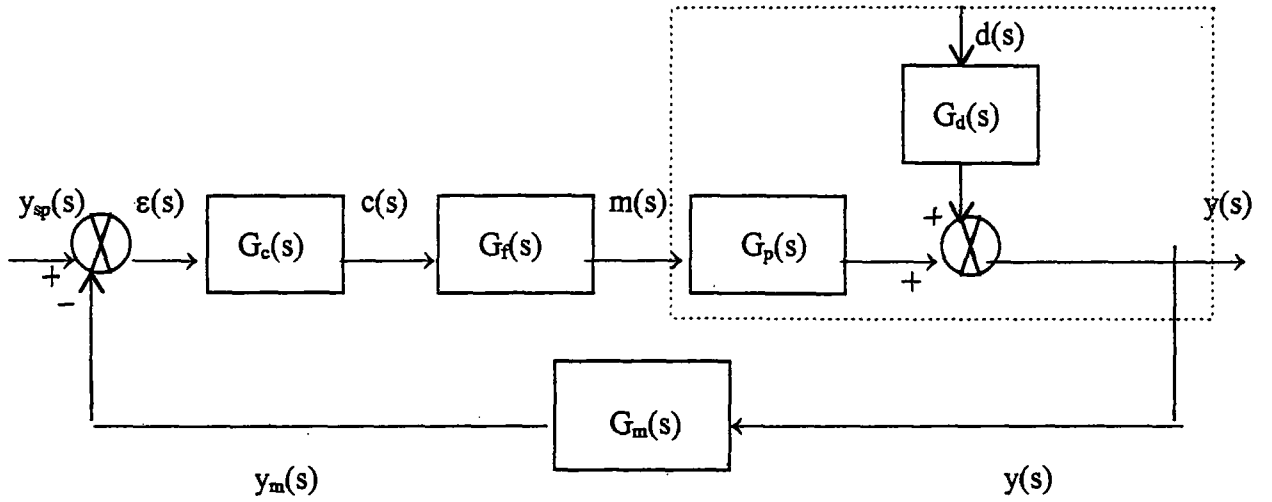
Otomatik kontrol stratejilerinin hemen hemen hepsinde iki kavram temel teşkil etmektedir. Bunlardan ilki geri beslemeli kontrol olarak adlandırılan kapalı devre kontrol ve ön kontrol olarak adlandırılan açık devre kontroldür. Günümüz otomatik kontrol teorilerinin temelini teşkil etmesi ve daha yaygın kullanılması nedeni ile çalışmada geri beslemeli kontrol tekniği üzerinde durulmuştur.

Geri beslemeli kontrol, kumanda edilen değişkenlerin değerlerini ayarlamak için kontrol edilen değişkenlerin doğrudan ölçümlerini kullanır. Amaç, kontrol edilen değişkenleri istenen değerde tutmaktır [21]. Sistemi, istenen şarttan sapmasına ilişkin bilgiden yararlanarak kontrol eder. Bu durumda çalışma prensibi, kontrol edilen değişken ile ayar noktası adı verilen referans değer arasındaki sapma değeri sıfırlayacak şekilde hareket etmesidir [19].



Şekil 1.7. Geri beslemeli kontrol devresi

Şekil 1.7'den de görülebileceği gibi geri beslemeli kontrol devresi, 1) Ölçme, 2) Kıyaslama, 3) Hesaplama, 4) Düzeltme olarak adlandırılan temel kontrol işlevlerinin, otomatik olarak ard arda yaptırıldığı kapalı bir çevrimdir. Ölçme elemanı tarafından ölçülen büyüklük kıyaslayıcıda referans değer ile kıyaslanarak aradaki fark tespit edilir. Kontrol ediciye gönderilen bu hata değeri, her kontrol edicinin kendine has olan bir hesaplama yöntemiyle hesaplanarak, processe düzeltme komutu olarak gönderilmek üzere, son kontrol elemanına gönderilir [19].



Şekil 1.8- Genelleştirilmiş kapalı devre sistemin blok şeması

1.2.3. Geri Beslemeli Kontrolün Özellikleri

Geri beslemeli kontrol, kendisine geniş çapta uygulama alanları sağlayan birçok üstünlüklere sahiptir. Bu üstünlüklerin en önemlisi, kontrol edilen değişkenin sürekli olarak referans değerle karşılaştırılması ve kıyaslanmasıdır. Böyle olunca bozanetkenleri ayrı ayrı dikkate almaya gerek kalmaz. Sonuçta oldukça ucuz bir kontrol sağlanmış olur. Bunun dışında modelleme hatalarına ve parametre değişmelerine karşı duyarsızdır. Ana sakıncası ise dayandığı prensipten kaynaklanmaktadır. Kontrol işlemi bir hata meydana gelene kadar başlamaz. Diğer bir problem de sına-yanıma yöntemi ile çalışmasıdır. Sık sık denge konumundan pozitif ya da negatif ayrılmalar görülür. Her durumda gözlenen bu dalgalanma eğilimi geri beslemeli kontrolde tipiktir [19,21].

1.2.4. Kontrol Devrelerinin Çalışma Şekilleri

Kontrol devrelerinin başlıca iki tip çalışma şekli vardır. Kontrol sistemlerinin,

- Bozanetkenlerin dengelenmesi veya elimine edilmesi, böylelikle referans değerinin sabit tutulması amacıyla yönelik çalışmalarına "Düzenleme Kontrolü (Sabit Değer Kontrolü)",
- Kontrol edilen değişkenin değişen bir seri referans değerlerini mümkün olduğu kadar yakından izlemesi amacıyla yönelik çalışmalarına da "Takip Kontrolü (Güdümlü Kontrolü)" denmektedir.

Kapalı devre proses çıktı cevabı genel olarak şöyle ifade edilir;

$$y(s) = \frac{G_c(s)G_f(s)G_p(s)}{1+G_c(s)G_f(s)G_p(s)G_m(s)} y_\phi(s) + \frac{G_d(s)}{1+G_c(s)G_f(s)G_p(s)G_m(s)} d(s) \quad (1.14)$$

a) Sabit Değer Kontrolü:

Referans değerini hiç değişmediği veya çok uzun zaman aralıkları ile başka referans değerlere ayar edildiği kontrol devrelerinin çalışma şekilleridir. Kontrolöden beklenen, bozantkenlerin kontrol edilen büyüklüğe etkilerini ortadan kaldırmak, bu etkileri dengelemektir.

Bir prosesin kontrolünde amaç, prosesi etkileyebilecek her türlü bozantkene karşı ürünlerin istenen nitelikte olmasını sağlamaktır. Bu durumda kontrol edici, ürünlerin referans değerlerinden sapmalarını engellemeye çalışır. O halde, proses kontrolde ana çalışma tarzı sabit değer kontrolü olmaktadır.

Sabit değer kontrolünde yük değişirken ayar noktası sabit kaldığından (1.14) numaralı denklemdeki ilk terim sıfır olacaktır. Böylece çıktı cevabı sadece bozantkene bağlı olacaktır.

b) Takip Kontrolü:

Ayar noktasının önceden kararlaştırılmış bir şekilde ya da öngörülen bir kurala bağlı olarak zamanla sürekli biçimde değiştiği kontrol devrelerinin çalışma şeklidir. Kontrolöden beklenen, sadece bozantkenlerin dengelenmesi olmayıp aynı zamanda kontrol edilen değişkenin değişen referans değerini gecikmesiz olarak takibini sağlamaktır. Bir prosesin çalışmaya başlamasından kararlı şartlara ulaşmasına veya kararlı halde çalışmasından durdurulmasına kadar geçen sürelerde bu çalışma şeklinden yararlanır. Takip kontrolde ayar noktası değişirken yük sabit kaldığından (1.14) numaralı denklemdeki ikinci terim sıfır olacaktır.

1.2.5. Geri Beslemeli Kontrol Edici Tipleri

Kontrol edicinin fonksiyonu, ölçülen $y_m(t)$ çıktı sinyalini almak ve bunu y_{sp} ayar noktası ile kıyasladıktan sonra çıktıyı istenen değere döndürecek şekilde harekete geçirici $c(t)$ sinyalini üretmektir. Dolayısıyla, kontrol edici girdisi $\varepsilon(t) = y_{sp} - y_m(t)$ ve çıktısı da $c(t)$ dir. Kontrol edici tipleri girdi ile çıktı arasındaki ilişkilerle farklıdır.

1.2.5.1. Proporsiyonel Tip (P Tipi) Kontrol Edici

Çıkış büyüklüğü, hata ile orantılı değişmektedir. Matematiksel ifadesi,

$$\Delta c(t) = K_c \varepsilon(t) \text{ şeklindedir.} \quad (1.15)$$

Transfer fonksiyonu ise,

$$G_c(s) = K_c \text{ şeklindedir.} \quad (1.16)$$

Proporsiyonel kontrol edici, orantı sabiti veya eşdeğer olarak orantı bandı (PB) ile tarif edilir. Orantı sabitinin yani kazancın ticarî olarak değeri 0.2 ile 50 arasında değişir. Proporsiyonel band;

$$PB = 100 / K_c \quad (1.17)$$

şeklinde tanımlanır. Kontrol edici, çıkış sinyalinin kendi tüm aralığında değişmesini sağlamak üzere, hata sinyalinin toplam değişim aralığını belirler.

Proporsiyonel kontrol, kontrol edilen prosesin cevabını hızlandırır. Bir kaptaki gaz basıncı veya bir tanktaki sıvı seviyesi gibi transfer fonksiyonlarında 1/s

terimlerine sahip olanlar hariç tüm prosesler için bir kayma yani sifra ulaşamayan bir kararlı hal hatası oluşturmaktadır.

1.2.5.2. İntegral Davranış ve Proporsiyonel-İntegral Tip (PI Tipi) Kontrol Edici

Kontrol edici çıkış büyüklüğünün kendisi yerine zamana göre değişimi hata ile orantılı olarak değişirse, integral davranıştan söz edilir. İntegral davranışın matematiksel ifadesi;

$$\frac{d(\Delta c(t))}{dt} = \frac{K_c}{\tau_i} \varepsilon(t)$$

$$\Rightarrow \Delta c(t) = \frac{K_c}{\tau_i} \int_0^t \varepsilon(t) dt \quad \text{şeklindedir.} \quad (1.18)$$

Proporsiyonel-integral kontrol edicinin zamana bağlı etki denklemi de,

$$\Delta c(t) = K_c \left(\varepsilon(t) + \frac{1}{\tau_i} \int_0^t \varepsilon(t) dt \right) \quad \text{şeklindedir.} \quad (1.19)$$

Burada τ_i parametresi integral zaman sabiti ya da yeniden ayarlama zamanı olup zaman boyutundadır. Bu parametre her tekrarlanma başına zaman olarak belirtilir. Bu tekrarlanma integral davranışın karakteristik özelliğidir.

İntegral davranış biçimi kıyaslayıcı, bir hatanın var olduğunu tespit ettiği müddetçe, kontrol edici çıktısının değişmesine yol açar. Bundan dolayı, çok küçük hataları bile göz önüne alır ve kapalı devre cevabının derecesini artırır. Bu da diğer kontrol edici tiplerine göre çok daha salınımlı cevap göstermesi demektir. Daha yüksek aşma değerleri elde edilir, yani cevap yavaş ve titreşimlidir. Eğer daha hızlı cevap üretmek için K_c kazancı artırılmak istenirse sistem daha salınımlı olacak, bu da kararsızlığa yol açabilecektir. Bu nedenle integral davranış, tek başına kontrol amaçlı kullanılmaz. Proporsiyonel kontrol ile birlikte kullanılır. İntegral davranışın bir avantajı, proporsiyonel kontrolden gelen kaymayı yok etmesidir. Bu kontrol tarzı tembel karaktere sahip olduğundan küçük ölü zamanlı sistemlerde kullanılır.

1.2.5.3. Diferansiyel Davranış ve Proporsiyonel-İntegral-Diferansiyel Tip (PID Tipi) Kontrol Edici

Çıktı büyüklüğü hatanın zamana göre değişimi ile değişirse, diferansiyel davranıştan söz edilir. PID tip kontrol edicinin çıktı büyüklüğünün matematiksel ifadesi şu şekildedir ;

$$\Delta c(t) = K_c \left(\varepsilon(t) + \frac{1}{\tau_i} \int_0^t \varepsilon(t) dt + \tau_D \frac{d\varepsilon(t)}{dt} \right) \quad (1.20)$$

Bu denklemde üçüncü terim diferansiyel davranışı ifade etmektedir. Burada τ_D , diferansiyel zaman sabiti olup zaman boyutundadır. Diferansiyel davranış modunu "hız kontrolü" ya da "öngörmeli kontrol" terimleri de tanımlar çünkü muhtemel

hataları önceden tasarlama, böylelikle sistem üzerinde kararlılaştırıcı özelliği vardır. Ancak sabit hata sinyallerini fark edemeyeceğinden tek başına kullanılması sakıncalıdır. Diğer bir sakıncası da sıfır sayılabilecek gürültü sinyalleri için büyük türev değerleri hesaplayarak büyük kontrol davranışları göstermesidir.

Tembel karakterli sistemlerde PI tip kontrol edici durumunda, cevabın salınımlı ve dolayısıyla kararsızlık sınırına ulaşma ihtimalinin olması nedeniyle yüksek K_c kazanç değerlerinin kullanılması sakıncalı olmasına karşın, bu kontrol edici tipine diferansiyel davranış ilave edilerek bu sakınca ortadan kaldırılmış olur. Böylece PID tip kontrol edici tembel karakterli sistemlere rahatlıkla uygulanabilir. Sonuçta yüksek K_c değerinin neden olacağı yüksek aşma değeri düşürülmüş, dolayısıyla cevabın salınımı da azaltılmış olacaktır.

1.3 DESTİLASYON İŞLEMİ

Sıvı karışımlarının bileşenlerine ayrılması, kimya ve petrol endüstrisinde en çok gerçekleştirilen işlemlerden biridir. Ayırma işlemini gerçekleştirmek için en yaygın olarak kullanılan ayırma yöntemlerinden biri de destilasyon ile ayırma işlemidir [23]. Destilasyon, ayrılacak bileşenlerin relatif uçuculuk veya kaynama noktaları farkından yararlanılan bir kütle ve enerji denge sürecidir [24]. Mühendislik terminolojisinde destilasyon terimi iki ya da daha çok sıvının buharlaştırma ve yoğunlaştırma işlemleri vasıtasıyla ayrılması olarak geçmektedir. Destilasyon süreci şu dört faktörün yokluğu durumunda tercih edilebilir [25];

- 1) Ürünün ısı bozunmaya uğraması,
- 2) Ayırma faktörünün 1'e çok yakın oluşu,
- 3) Çok uç sıcaklık ve/veya basınç şartlarına gerek oluşu,
- 4) Ürünlerin ekonomik değerlerinin enerji masraflarına kıyasla daha düşük oluşu.

Daha saf ürün ihtiyacı, mühendislik açısından destilasyon kolonlarının diğer proses cihazlarına kıyasla daha büyük kapasitede tasarlanmasını gerektirmiştir. Tasarımcılardan istenen sadece en düşük maliyette ürün kalitesi elde etmek değil, aynı zamanda besleme kompozisyonundaki değişimlere rağmen sabit konsantrasyonda ürün elde edilmesini sağlamaktır. Bu nedenle, bir destilasyon ünitesi hiç bir zaman kontrol ünitesiz ele alınmamalıdır. Kontrol, ürün saflığını ayarlamak için destilasyon ünitesindeki kütle ve enerji dengelerini yönetmeyi içerir. Sistemin bir parçası olan kolon için olabileceği gibi tek bir kolon için de geçerli olan potansiyel değişkenlerin birbiri ile etkileşimleri ve bozanetkenler nedeni ile işletmede zorluklar ortaya çıkar. Bu zorluklar, seçilen kontrol stratejileri ile aşılabılır.

Bir destilasyon kolonunun iki ana işlevi vardır. İlki, beslemeyi, yukarıya yükselen buhar fazı ile aşağıya akan sıvı faza ayırır. İkincisi de, bu iki ters akım arasında karışmayı sağlar. Bu karışmadan amaç, daha uçucu maddelerin yukarı doğru yükselen buhar fazına, buna karşılık daha az uçucu maddelerin de aşağıya doğru akan sıvı faza etkin bir şekilde aktarımını sağlamaktır.

Sürekli çalışan bir destilasyon kolonunda, besleme akımı tamamıyla buhar fazda ise, ilk yoğunlaşmaya başladığı sıcaklık "şebnem noktası", tamamıyla sıvı fazda ise ilk kaynamaya başladığı sıcaklık da "kabarıklaşma noktası" olarak adlandırılır. Besleme akımı sıcaklığı genellikle bu iki uç nokta arasındadır. Bununla birlikte, besleme

akımının aşırı ısıtıldığı ya da soğutulduğu tasarımlar da vardır. Etkin bir ayırma için hem sıvı hem de buhar fazların bulunması gerekir [25]. Destilasyon kolonu, en az yer işgali ile, içinde buharlaşma ve yoğunlaşma süreçlerinin, kütle ve enerji transferlerinin gerçekleştiği raf adı verilen çok sayıda bölümlere sahiptir.

Destilasyon kontrolünden bahsedildiğinde, bu raflardaki sıvı tutunmasına bağlı olarak akışkan dinamiği rol alır. Her raftaki sıvı, akma borusunu aşmak ve raf veya dolgu hidroliklerine göre kolondan aşağı akmak zorunda olduğundan, geri akış-besleme oranındaki bir değişim, belli bir zaman geçene kadar kolonun tabanında hissedilmeyecektir. Kesin dinamikler, kolon boyutlarına, raf tipine, raf sayısına ve raflar arasındaki mesafeye bağlıdır. Her bir raftaki tutunma şu şekilde modellenilebilir;

$$G(s) = \frac{K}{\tau s + 1} \quad (1.21)$$

Sıvı her bir raftan sırayla aşağıya aktığından model derecesi toplanabilirlik özelliği gösterir. Bu nedenle n adet rafa sahip kolon yaklaşık eşit zaman sabiti ile n adet seri I. dereceden denklem ile modellenilebilir;

$$G(s) = \frac{K}{(\tau s + 1)^n} \quad (1.22)$$

Seri halindeki model derecesini arttırmak demek ölü zaman değerini ve cevap eğrisinin eğimini arttırmak demek olduğundan destilasyon prosesindeki sıvı akışına ikinci dereceden ölü zamanlı bir modelle yaklaşım yapılır,

$$G(s) = \frac{K e^{-Ls}}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} \quad (1.23)$$

1.3.1. Kolon Değişkenleri

Bir destilasyon kolonunu kontrol etmek demek, kontrol edilen değişkenleri, kumanda edilen değişkenleri ve yük değişkenlerini tanımlamak demektir. Kontrol edilen değişkenler, kolonun çalışma şartlarını sağlamak için alması istenen değere ayarlanması gereken değişkenlerdir. Bu değişkenler, ürün bileşenleri, kolon sıcaklıkları, kolon basıncı ve kazanla toplayıcı tank seviyeleridir.

Kumanda edilen değişkenler, kontrol edilen değişkenleri ayar değerlerinde tutmak için değiştirilebilen değişkenlerdir. Genel olarak geri akış (reflüks) debisi, soğutma suyu ve istim debileri ve ürün akış hızlarını içerir [25]. Destilasyon işleminde amaç, her ne kadar farklı bileşimde tepe ve taban ürünlerinin elde edilmesi ise de, destilasyon kolonunun kontrolü, geleneksel bir şekilde bileşim ölçümlerine değil daha kolay, hızlı ve duyarlı olan basınç ve sıcaklık ölçümlerine dayandırılır. Gerçekte ikili sistemler için bu şekilde bir ölçüm bir sakınca doğurmaz. Ancak çok bileşenli destilasyon söz konusu olduğunda basınç ve sıcaklık ölçümü bileşim ölçümüne eşdeğer olmaz [19].

Yük değişkenleri de besleme akış hızı, besleme bileşimi gibi kolonda bozucu bir etkiye neden olan değişkenlerdir. Diğer bozanetkenler, istim basıncı, besleme

entalpisi, çevre koşulları ve soğutucu sıcaklığıdır. Bu bozanetkenlerin etkisini yok etmek için kolon operasyonu bozanetkenlere karşı duyarsız olacak şekilde kontrol tasarımı yapılabilir veya yardımcı kontrol tasarımı gerçekleştirilebilir. Ayrıca beklenen şiddeti ve bozanetken süresini tahmin etmek önemlidir. Ancak böylece mükemmel olarak niteleyebileceğimiz kontrol sistem ayarı yapılabilir.

Kontrol edilen değişkenler, prosesin amacı belirlendiğinde tanımlanmış olur. Yük değişkenleri de kolayca tanımlanır. Ancak, kumanda edilen değişkenlerin tanımlanması daha zor olabilmektedir. Hangi kumanda edilen değişkenin hangi kontrol edilen değişkene karşılık gelmesi gerektiğini belirlemek için şu kurallar rehber olarak alınabilir;

1. Tekabül eden kontrol edilen değişken üzerinde en çok etkisi olan akıma kumanda edilir.
2. Eğer iki akımın kontrol edilen değişken üzerindeki etkisi aynı ise, daha düşük debili olana kumanda edilir.
3. Kumanda edilen değişkenle en yaklaşık doğrusal korelasyona sahip akıma kumanda edilir.
4. Çevre koşullarına en az duyarlı akıma kumanda edilir.
5. İç etkileşmelere en az sebep olacak akıma kumanda edilir.

Sonra denklemler, kumanda edilen değişkenler kontrol edilen değişkenler ve yük değişkenleri için çözülür. Bu formda, eşitlikler kontrol sistemlerinin matematiksel temsilidir.

1.3.2. Kuramsal Açıdan Destilasyon Modeli ve Kontrol Eşitlikleri

Bir kontrol sisteminin kuramsal bakımdan tasarımında ilk adım, bir proses modeli geliştirmektir. Elde edilen eşitlikler yardımı ile kumanda edilen değişkenler seçilebilir ve kontrol sistemi için işletme denklemleri geliştirilebilir. Daha sonra bu eşitliklerin doğru olarak çözümü için gerekli kontrol cihazı seçilir.

Model, prosesi kütle ve enerji denklemlerinden türetilen denklemler ile tanımlar. Genel bir varsayım, beslemede bütün bileşenlerin eşit buharlaşma ısısı olduğudur ve bu da, ekimolal akım varsayımını beraberinde getirir. Bir çok fraksiyonun hesabı, bu varsayım temeline dayanır. Model, temel bir kurala göre basitleştirilir. Kontrol için serbestlik derecesi, eşitliklerde spesifiye edilen kontrol değişkenlerini sınırlar. Örneğin, verilen bir besleme debisi için kütle dengesinde sadece bir serbestlik derecesi vardır. Eğer tepe ürünü kumanda edilen değişkense, taban ürünü bağımsız olamaz, ancak toplam kütle dengesini sağlamak için kumanda edilmesi gerekir. Diğer bir örnek de geri akış ile buhar hızıdır. Ayırma işlemi için kriter, geri akışın tepe ürününe oranı ile buhar hızının taban ürününe oranı arasındaki orandır $\left(\frac{L/D}{V/B}\right)$. Geri akışa kumanda etmek ile buhar hızına kumanda etmek arasında ayırma işlemine etki bakımından bir fark yoktur. Sonuç olarak, ayırma işlemi kontrol etmek için sadece bir serbestlik derecesi mevcuttur. Bu nedenle, ikili ayırma kolonunda, iki denklem prosesi tanımlar:

i) Kütle dengesini tanımlayan eşitlik,

ii) Ayırmayı tanımlayan eşitlik.

i) Kütle Dengesi

Destilasyon ünitesine besleme akımı olmak üzere toplam bir akım girmekte ve tepe ile taban ürünleri olmak üzere toplam iki akım çıkmaktadır. Buna göre toplam kütle denge ifadesi şu şekildedir;

$$F=D+B \quad (1.24)$$

Besleme ile tepe ve taban ürünleri bileşimlerinin bilinmesi durumunda, bileşen kütle balansı şu şekilde olur ;

$$F z_i=D y_i+B x_i \quad (1.25)$$

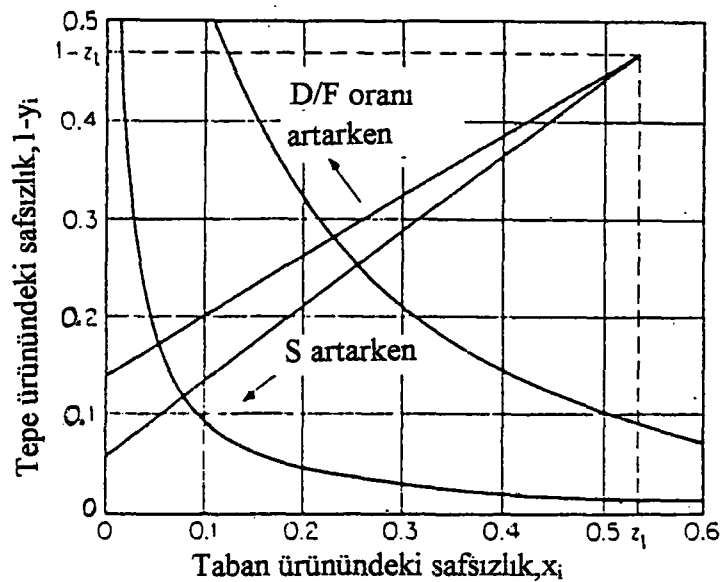
i bileşeni molar dengesinde B yerine F-D ifadesini yazmakla her iki ürünün kalitesi arasındaki ilişki tepe akımı cinsinden ifade edilmiş olur;

$$F z_i= D y_i+(F-D) x_i \quad (1.26)$$

(1.25) ifadesinden D/F oranı şu şekilde bulunur;

$$\frac{D}{F} = \frac{z_i - x_i}{y_i - x_i} \quad (1.27)$$

D/F oranı, her bir ürünün relatif bileşimini ifade eder. Denklem (1.27), x ile y arasında çizilen grafikte bir doğru olarak ortaya çıkacaktır. Eğer i bileşeni hafif ürün temsil ederse, tabandaki kontrol edilen bir safsızlık olarak ele alınır (Hafif ürün). Benzer bir ilişkiyi kolon tepesinde de göstermek için çizilen bu grafikteki ordinat 1-y_i olarak seçilir. Bu da tepe ürünündeki safsızlığı temsil eder (Ağır ürün). Orijin bu durumda mutlak saflığı temsil eder.



Şekil 1.9. Kütle-denge doğrusu ve ayırma eğrisi

Denklem (1.27)'deki kütle dengesi, z_i besleme bileşiminin her bir ekseninde görüldüğü noktadan geçen bir doğrudur. Eğimi de ürün oranını verir ;

$$\frac{\partial y_i}{\partial x_i} \Big|_{D/F} = -\frac{y_i - z_i}{z_i - x_i} = -\frac{B}{D} \quad (1.28)$$

Ürün akımları oranını arttırmak ile eğim de düşecektir. İşletme bileşimleri kütle denge doğrusunun herhangi bir yerinde yatabilir. Çözümüne ulaşmak için ikinci bir bağıntıya ihtiyaç vardır. Sıvı-buhar dengesine dayanan ikinci bağıntı Fenske eşitliğidir.

$$\frac{y_i / y_j}{x_i / x_j} = \alpha_{ij}^{nE} \quad (1.29)$$

Burada, i ve j , ayrılması istenen bileşenler; α_{ij} , bileşenlerin relatif uçuculuğu; n raf sayısı ve E de ortalama raf verimidir.

Fenske eşitliği, toplam geri akışta minimum raf sayısını belirlemek için kullanılır. Kontrol amacı için bu eşitlik toplam geri akış şartından daha geniş şartlara uyarlanır:

$$S = \frac{y_i / y_j}{x_i / x_j}$$

Burada S , ayırma faktörü olup, α , n , E ve kolona enerji girdisinin (Q) bir fonksiyonudur. İkili bir sistem için $y_j = 1 - y_i$ ve $x_j = 1 - x_i$ olduğundan eşitlik, şu şekli alır ;

$$S = \frac{y_i(1 - x_i)}{x_i(1 - y_i)} \quad (1.30)$$

y_i , x_i cinsinden çözüldüğünde de şu ifade elde edilir;

$$y_i = \frac{Sx_i}{1 + (S - 1)x_i} \quad (1.31)$$

Verilen bir S değeri için x_i ile y_i arasında bir grafik çizildiğinde hem x , hem de y eksenlerine asimptotik olan bir hiperbol elde edilir. Bu hiperbol, S 'nin artan değerleri ile orijine yaklaşır. Bu da her iki ürünlerdeki safsızlığın düşmesi demektir. Elde edilen eğri ile kütle dengesi doğrusunun kesişim noktası, kolonun işletme noktasıdır. (Şekil 1.2.)

Değişen geri akış oranı şöyle bir eşitlikle hesaplanabilir ;

$$\frac{D}{L} = z \left(\left(\frac{\bar{\alpha}}{S^{1/nE}} \right)^2 - 1 \right) \quad (1.32)$$

Tepedeki buhar hızı kazana verilen ısı miktarı ile orantılı olduğundan buhar hızı şu eşitlik ile hesaplanabilir;

$$V = \frac{Q_i}{H_D} \quad (1.33)$$

Burada Q_i , kazana ilave edilen ısı, H_D de tepe ürününün buharlaşma ısısıdır. Buhar kısmen ya da tamamen yoğunlaştırılıp geri akış ve tepe ürünü olarak iki kısma ayrıldığından tepedeki kütle dengesi şöyledir;

$$V=L+D \quad (1.34)$$

Bu akış hızlarından herhangi ikisinin birbirine oranı, geri akış oranının bir fonksiyonudur;

$$\frac{D}{V} = \frac{1}{1+L/D} \quad (1.35)$$

$$\frac{L}{V} = \frac{L/D}{1+L/D} \quad (1.36)$$

Bu ifadelerden, ayırmanın, bu oranlardan herhangi birinin sabit tutulması ile sabit tutulabileceği sonucu çıkar. Yani, sabit S eğrisi, aynı zamanda sabit L/D , D/V ya da L/V eğrisidir.

ii) Ayırma Eşitlikleri

Ürün bileşimlerinin kontrolü, aslında iç akımların kontrolü problemidir. Ürün ayırımında ayırma derecesi ve ayırmanın yönelimi önem taşımaktadır. Ayırma derecesi,

$$\text{ayırma derecesi} = \ln \left(\frac{y_i(1-x_i)}{x_i(1-y_i)} \right) \quad (1.37)$$

şeklinde ifade edilir. Burada x_i , tabandaki kolay uçucu bileşimi, y_i de tepedeki kolay uçucu bileşimidir. Verilen bir ayırma derecesinde ayırma yönelimi de şöyle ifade edilir;

$$\text{ayırma yönelimi} = \frac{1-y_i}{x_i} \quad (1.38)$$

Ayırma faktörü ile buhar hızı-besleme debisi oranı (V/F) arasındaki ilişki de şöyle tanımlanır;

$$\frac{V}{F} = a + bS \quad (1.39)$$

Burada a ve b relatif uçuculuğun, raf sayısının, besleme akımı bileşiminin ve minimum V/F oranının fonksiyonudur. Böylece şu ifade elde edilir;

$$V = F \left(a + b \left(\frac{y_i(1-x_i)}{x_i(1-y_i)} \right) \right) \quad (1.40)$$

y_i sabit tutulduğundan, taban bileşimi kontrol edicisi, bileşimde (x_i) bir değişim olduğu durumda üstteki ifadenin değerini ayarlar [25].

1.3.3. Destilasyon Kolonlarının Kontrolü

Sürekli destilasyon kolonunun sabit bileşimli ürün vermesi için kontrolü, proses kontroldeki en önemli problemlerden biridir. Sürekli saf ürün akımı ölçümleri

elde etmek zor olduğundan sıcaklık farkının kolaylıkla ölçülebilmesi için, farkın yeterince büyük olduğu çeşitli raflardaki sıcaklıkları kontrol etmek genel bir uygulama olmuştur. Bununla birlikte, basınç ve ikincil bileşenlerin miktarına bağlılığı nedeni ile kaynama noktası, gerçekleştirilen ayırmanın gerçek ölçüm değerini vermez. Ayrıca, çeşitli raflardaki sabit bileşim, tepe ve taban raflarındaki bileşimlerin de sabit olacağını garanti etmez.

Kolon, kazan ve toplayıcı tankta meydana gelen büyük miktarlardaki sıvı tutunması, destilasyon kontrolünü yavaşlatma eğilimi göstermektedir. Endüstriyel çaptaki kolonlarda, açık devre testler ürün bileşimlerinin besleme debisi veya bileşim değişimlerine karşı 1'den 3 saate kadar büyük zaman sabiti değerine sahip bir cevap verdiğini göstermiştir. Ayrıca her bir rafta sıvı tutunması olduğundan, besleme veya geri akış akımındaki bir değişimin ortaldaki raflarda hissedilmesinden önce birkaç dakikayı bulan etkin bir zaman gecikmesi bulunmaktadır. Bu nedenle, kontrol sistemin periyodu kontrol sistemindeki ölü zamana bağlıdır.

1.3.3.1. Bileşim Kontrolü

Kontrol sisteminin bileşim kontrolündeki temel işlevi, tepe ve taban ürünlerinin birbirinden ayrılmasını, bu akımlardan birini kontrol etmek sureti ile ayarlamaktır. D/F oranı, kontrol sistemindeki en önemli ayarlanır parametredir. Ayırma işlemi aynı zamanda sıvı ve buhar akımları oranına (L/V) bağlıdır. V/F de ikinci ayarlanır parametredir. Bazı kontrol tiplerinde tepe ürünü akımı, buhar akımını değiştirmek sureti ile dolaylı yoldan değiştirilir. Böylece, D/F ve V/F oranları bağımsız olamazlar.

Eğer besleme akımı ve bileşimi hemen hemen sabit ise, tatmin edici bir kontrol tepe ürünü akımı ya da taban ürünü akımını ayarlamak için bir akım kontrol edicisi kullanarak sağlanır. Tepe ürünü akımının kontrolü ile, kazandaki sıvı seviyesini sabit tutmak için taban ürünü debisi ayarlanır. Taban ürünü akımının doğrudan kontrolü ile de, tepe ürünü debisi, geri akış toplama tankı seviyesi yardımıyla ayarlanır. Her iki akımın doğrudan kontrolü sistemi aşırı tanımlar ve toplam ürün akımı, besleme akımına denk olamayacağından sistemi kararsızlığa sürükler. Kazandaki sıvı akışı, taban ürün akımı ile buhar hızının toplamına eşit olduğundan, tabanda akım kontrolü yapıldığında, istim akımı, buhar hızını belirlediğinden, doğrudan kontrol edilmez.

Birçok destilasyon sisteminde bir ürünün sabit bileşiminde elde edilmesi ya da kolonun herhangi yerinde sabit sıcaklık sağlanması için tepe ve taban akımlarının ayrılması otomatik olarak ayarlanır. Burada bileşim kontrolü terimi, kaynama noktası veya diğer bileşim ölçümlerini içerir. Eğer tepe ürünü taban ürününden daha önemli ise algılayıcı eleman tepeye yerleştirilir ve saflık derecesindeki düşüşler de tepe ürün hızının düşürülmesi ile giderilir. Ama iki-nokta kontrolü, D/F ile V/F oranlarını ayarlamak sureti ile mümkün ise de her iki ürünün bileşimlerini kontrol etmek genelde tercih edilmez.

1.3.3.1.1. Tepe Ürünü Bileşimi Kontrolü

Tepe ürününün bileşim kontrolü üç türlü yapılabilir. Her bir durumda besleme hızı, bir kazandan besleme durumunda bir debi kontrol edicisi ile kontrol edilebilir, bir önceki procesten besleme durumunda da akımın değişmesine izin verilir.

i) Tepe Ürünü Akımının Doğrudan Kontrolü:

Tepe akımı bileşiminin kontrolünde en çok kullanılan kontrol şekli bileşim kontrol edicisinden sinyal olarak tepe ürünü akım hızını ayarlamaktır. Geri akış akım hızı, bir seviye kontrol edicisi yardımı ile ayarlanır ve tepe ürünü akım hızındaki bir düşüş, geri akış hızında eşit oranda bir artışa neden olacaktır.

ii) Tepe Ürünü Akımının Dolaylı Kontrolü:

Tepe ürünü akımını doğrudan kontrol etmek yerine bileşim kontrol edicisi geri akış akımını ve seviye kontrol edicisi de tepe ürünü akımını kontrol eder. Bu kontrol tipi, birinci kontrol tipinden daha yaygın bir şekilde kullanılmaktadır. Bununla birlikte, kayda değer bir avantajı yoktur.

iii) Tepe ürünü bileşiminin kontrolünde üçüncü bir yöntem de tepe ürünü saflık derecesi düştüğünde buhar hızını düşürmektir. Geri akış akımı sabit değerde tutulur, böylece buhar hızının düşürülmesi ile tepe ürünü akım hızı da düşecektir. Algılayıcı, kolonun tepesine yerleştirildiğinde sistem ilk iki kontrol tipine nazaran daha yavaş olacaktır. Ancak, algılayıcı tepeden birkaç raf daha aşağı monte edildiğinde, buhar hızındaki bir değişim, kolon boyunca sıvı hızındaki bir değişimden daha hızlı hissedileceğinden bu yöntem ilk iki yöntemle göre daha hızlı sonuç verecektir.

1.3.3.1.2. Taban Ürünü Bileşim Kontrolü:

Birinci tip kontrolde, taban akımı hızı bileşimi kontrol edici tarafından doğrudan kontrol edilir ve istimin debisi kazan seviyesi kontrol edilerek ayarlanır. İkinci tip kontrolde ise, ilk tipin tersi olarak, bileşim kontrol edicisi istim akış hızını, seviye kontrol edici de taban akış hızını ayarlar. Her iki durumda da geri akış hızı sabit tutulur ve tepe akım hızı toplayıcı seviyesine kumanda edilerek ayarlanır [29].

II. MALZEME VE YÖNTEM

2.1. Destilasyon Kolonu

Yapılan denemelerde camdan (Quick Fit Glass) yapılmış 3.5 cm çaplı, 53 adet delikli raftan oluşan bir destilasyon kolonu kullanılmıştır (Şekil 2.1). Kolon, sürüklenme kolonu ve takviye kolonu olmak üzere iki bölümden oluşmaktadır. Beslemenin üstünde yer alan takviye kolonunda 25, sürüklenme kolonunda ise 28 olmak üzere toplam 53 raf bulunmaktadır. Raflar arası mesafe 3.1 cm'dir. Besleme akımı kolona 28. Raftan beslenmektedir. Kolonun dış cidarı ısı alışverişini en aza indirmek için ayna dökümlü cam manto ile kaplanmış ve bu manto ile kolon arasına vakum uygulanmıştır.

Kolonun tepesine yerleştirilmiş olan soğutucu, kolondan gelen doymuş buharı yoğunlaştırır. Yoğunlaşan buhar, geri akış mekanizması yardımı ile seçilen geri akış oranına göre ikiye ayrılır. Tepe ürünü olarak adlandırılan birinci kısım kolonu terk ederken, geri akış olarak adlandırılan ikinci kısım da kolona geri akar.

Kolonun en altında kazan ünitesi bulunur. Kazan, içerisindeki sıvı karışımının işlem süresince devamlı karışmasını sağlamak için üç bölmeli tasarlanmıştır. Bu bölmelerden birine dışı kuartz kaplı bir ısıtıcı yerleştirilmiştir. Isıtma etkisiyle kazan içinde sirkülasyon sağlanır. Elle kumanda edildiği durumda ısıtıcının gücü bir varyak vasıtasıyla ayarlanmaktadır.

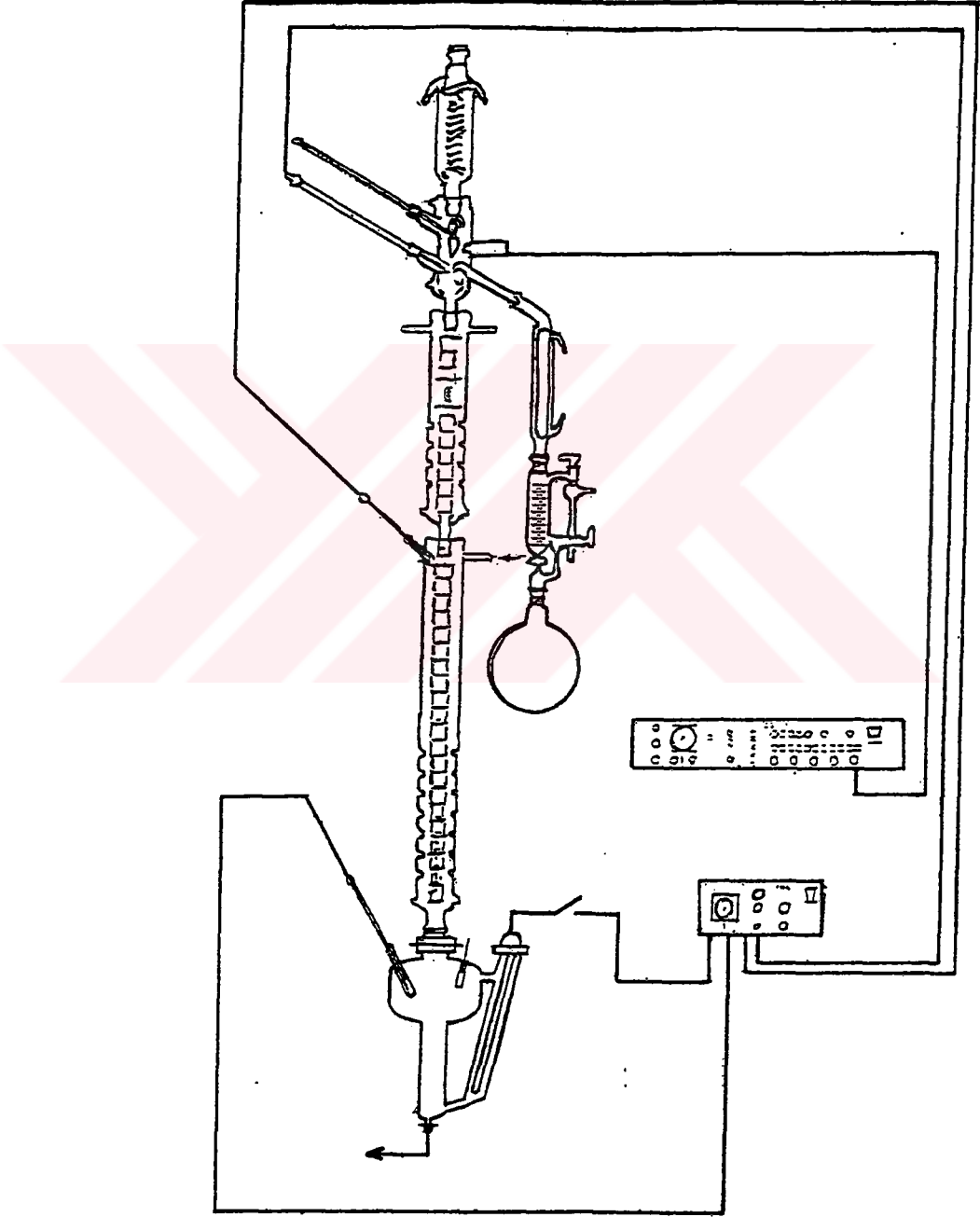
Besleme akımı, kolona bir dozaj pompası yardımı ile beslenirken kazandaki seviyeyi sabit tutmak için kazandaki sıvı karışımı belirli aralıklarla yine bir dozaj pompası yardımı ile dışarı pompalanır. Besleme akımı kolona pompalanırken, önce sıcaklığı kontak termometreyle 64.5°C'ta sabit tutulan bir ön ısıtıcıdan geçmektedir.

Kolonda, ısıtıcıya kumanda eden kontrol edici ile geri akış oranını sabit tutan elektronik zaman ayarlayıcısı bulunmaktadır. Kontrol ediciye, kazana ve besleme ile tepe raflarına kontrol ediciye bağlı olan K tipi termoelement yerleştirilmiştir.

2.2. Kolonun Teknik Özellikleri:

- Sürekli bir şekilde çalışan kolon 100-760 mm Hg aralığındaki basıçlarda kullanılabilir.
- Kolona 1-8 l/h aralığındaki debi değerleri ile sıvı karışımı beslenebilir.
- Kolon, 25'i sürüklenme kolonunda, 28'i de takviye kolonunda olmak üzere toplam 53 adet delikli raftan oluşmaktadır. Raflar arası mesafe 3.1 cm'dir.
- Kolonun toplam yüksekliği 3 m'dir.
- Kolona 2 adet dozaj pompası bağlıdır. Bunlardan biri besleme akımını kolona basmada, diğeri de kazandan sıvı karışımını çekmede kullanılır.
- Kolona 1 adet sirkülasyonlu kazan bağlıdır. Bu kazana dışı kuartz kaplı, 220 V, 40-60 Hz ve 1 kw özelliklerinde bir kazan ısıtıcısı yerleştirilmiştir.
- Düzenekte ayrıca,
 - 1 adet geri akış mekanizması,
 - 1 adet besleme ön ısıtıcısı,

- 1 adet varyak,
- 1 adet geri soğutucu,
- 1 adet kontrol edici,
- 1 adet geri akış zaman ayarlayıcısı bulunmaktadır.



Şekil 2.1. Deney Donanımı

2.3. Kolon Dinamiğini İncelemek İçin İzlenen Program ve Uygulanan Yöntemler

2.3.1. İzlenen Program:

Kolonun metanol-terciyer butanol ikili karışımına karşı gösterdiği dinamiği incelemek için yapılması gereken ilk şey, kolonu dengeye getirdikten sonra darbe ya da basamak değişim uygulayarak kolonun bu değişime karşı verdiği cevabı elde etmektir. Denemelerde her iki tip değişim de uygulanmıştır. Darbe değişiminden kolonun frekans cevabı, basamak değişiminden ise proses reaksiyon eğrisi elde edilmiştir. Bu işlemler için şöyle bir yol izlenir:

2.3.1.1. Çalışma Şartlarının Seçimi

Ağırlıkça %30'luk derişime sahip metanol-terciyer butanol karışımı, kazana belli bir seviyeye kadar doldurulur (yaklaşık 1.5 l). Daha sonra kolon dengeye gelinceye kadar toplam geri akış altında çalıştırılır. Yaklaşık 1 saatte dengeye gelen kolonun dengeye geldiğini anlamak için sık sık kazan, besleme ve tepe raflarının sıcaklıkları ölçülür.

2.3.1.2. Birinci Kararlı Hal

Kolon toplam geri akış durumunda dengeye getirildikten sonra taban ürünü ve besleme pompaları ve geri akış mekanizması çalıştırılır. 10-15 dakikada bir besleme, tepe ile taban sıcaklıkları kaydedilir. Yaklaşık yarım saatte bir tepe ürünü debisi ölçülür ve tepe ile tabandan numuneler alınır. Bu numuneler analiz edilir. Denemelerde analizler refraktometre ile yapılmıştır. Bu işlemlere, kolon birinci kararlı hale ulaşana kadar devam edilir.

2.3.1.3. İkinci Kararlı Hal

Bu aşama, bozucu etkinin uygulanacağı aşamadır. Kolona istenen değişimin uygulandığı an keyfi olarak, $t=0$ diye alınır. Bu çalışmada, darbe ve basamak girdisi olarak kazana ısı girdisi ve geri akış oranı değişimleri uygulanmıştır. Kolonun çalışma şartı değiştiğinden başlangıçta tüm noktalarda ani değişimler başlar. Değişim uygulanır uygulanmaz yarım dakikada bir sıcaklıklar, iki dakikada bir de bileşimler ölçülür. Sıcaklıklar ve bileşimler sabitleninceye kadar, yani ikinci kararlı hale ulaşana kadar bu işleme devam edilir. Elde edilen veriler daha sonra değerlendirilerek kolonun dinamiği ortaya çıkarılır.

2.3.2. Transfer Fonksiyonunu Ortaya Çıkarmak İçin Uygulanan Yöntemler

2.3.2.1. Frekans Cevap Tekniği

Bir procesten deneysel frekans cevap verileri, değişik tekniklerle elde edilebilir. Bu teknikler şunlardır :

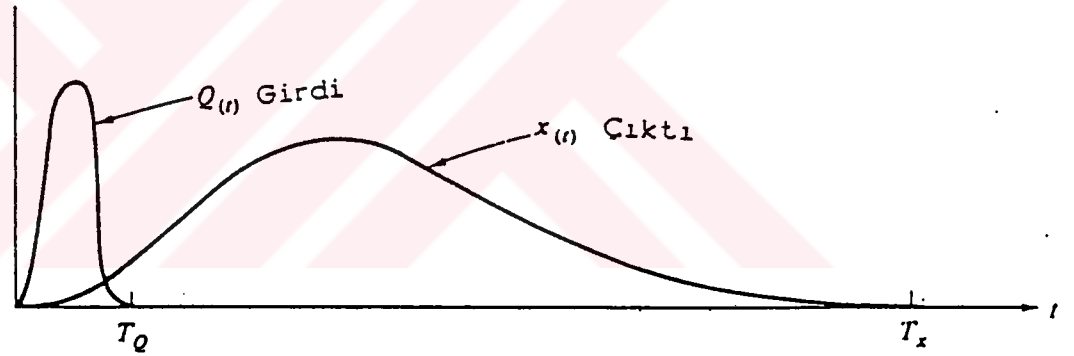
1. Doğrudan sinüs dalgası testi
2. Darbe testi
3. Rastgele girdi testi.

Doğrudan sinüs dalgası testinde proceste, $X(t)=M_1 \cdot \sin(\omega t)$ şeklinde bir fonksiyona sahip bir girdi değişimi yapılır. Değişik frekans değerleri kullanarak, bir seri test yapılır ve genlik oranı ile faz açısı değerleri, doğrudan girdi ve çıktı

değerlerinden bulunur. Darbe testi, daha etkindir ve ilk yöntemde yapılan bir seri testin sonucu, tek bir test ile alındığından, uygulanması daha kolaydır. Bu nedenle, bu çalışmada darbe testi seçilmiştir. Ancak sayısal analize ihtiyaç vardır. Üçüncü yöntem ise, matematik analizden ibaret bir yöntemdir.

2.3.2.1.1. Darbe Testi

Bir çok kimya mühendisliği prosesinden deneysel dinamik veri eldesi için en pratik ve faydalı yöntem, darbe testi yapmaktır. Bu test hem duyarlı bir frekans cevabı verir, hem de bunun için doğrudan sinüs dalgası testinin gerektirdiği zamandan çok daha az bir zaman harcanır. Bir procese gelişigüzel bir $x(t)$ darbe girişi uygulanırsa, bu darbe belli bir süre için bir maksimum çizdikten sonra başlangıç değerine geri döner. Çıkış cevabının da tipik bir şekilde $t_{y,son}$ süresi sonunda orijinal kararlı hal değerine geri döndüğü görülür (Şekil 2.2). Bundan sonra giriş ve çıkış fonksiyonlarının Fourier dönüşümleri alınır ve bunlar frekans sahasında, $G(j\omega)$ sistem transfer fonksiyonunu vermek üzere oranlanır. Elde edilen deneysel verilerden frekans cevabının bulunması ise bir bilgisayar programı ile yapılır (program 1).



Şekil 2.2. Darbe testi girdi ve çıktı eğrileri

2.3.2.1.1.1. Darbe Testi Verilerinden Transfer Fonksiyonunun Hesaplanması

$Q(t)$ girdili ve $X(t)$ çıktılı bir prosesin transfer fonksiyonu şu şekildedir;

$$G(s) = \frac{X(s)}{Q(s)} \quad (2.1)$$

Laplace dönüşümü tanımından, transfer fonksiyonu,

$$G(s) = \frac{\int_0^{\infty} X(t) e^{-st} dt}{\int_0^{\infty} Q(t) e^{-st} dt} \quad (2.2)$$

$s = j\omega$ eşitliğinden, frekans sahasındaki transfer fonksiyonu yazılabilir ;

$$G(s) = \frac{\int_0^{\infty} X(t) e^{-j\omega t} dt}{\int_0^{\infty} Q(t) e^{-j\omega t} dt} \quad (2.3)$$

Denklem-2.3'ün pay ve paydası zaman fonksiyonunun Fourier dönüşümleridir. Bu nedenle sistemin frekans sahası transfer fonksiyonu, deneysel darbe testi verilerinden aşağıdaki gibi hesaplanır;

$$G(j\omega) = \frac{\int_0^{\infty} X(t) \cos(\omega t) dt - j \int_0^{\infty} X(t) \sin(\omega t) dt}{\int_0^{\infty} Q(t) \cos(\omega t) dt - j \int_0^{\infty} Q(t) \sin(\omega t) dt} \quad (2.4)$$

$$\Rightarrow G(j\omega) = \frac{A - jB}{C - jD} = \frac{(AC + BD)}{C^2 + D^2} + j \frac{(AD - BC)}{C^2 + D^2} \quad (2.5)$$

$$\Rightarrow G(j\omega) = \text{Re } G(j\omega) + j \text{Im } G(j\omega) \quad (2.6)$$

Frekans değerleri, bu integrasyonların bilgisayarda girdi ve çıktı verilerini kullanarak program-1'den hesaplanır. Daha sonra Bode diyagramları çizilir.

2.3.2.1.2. Aşırı Sönümlü İkinci Dereceden Bir Transfer Fonksiyonun Frekans Cevabı ve Bode Diyagramları

Böyle bir transfer fonksiyonu, iki adet gerçek kutba sahip olduğundan, iki adet birinci dereceden transfer fonksiyonun birleşimi olarak ele alınabilir;

$$G(s) = \frac{K}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} \quad (2.7)$$

Birinci dereceden bir transfer fonksiyonun frekans cevabı şöyle bulunur :

Transfer fonksiyonu,

$$G(s) = \frac{K}{(\tau s + 1)} \quad (2.8)$$

ise, $s = j\omega$ eşitliği kullanılarak,

$$G(s) = \frac{K}{(1 + j\omega\tau)} \quad (2.9)$$

ifadesi elde edilir. Pay ve payda sanal ifadenin eşleniği ile çarpılıp fonksiyon, gerçek ve sanal kısımlarına ayrılırsa ;

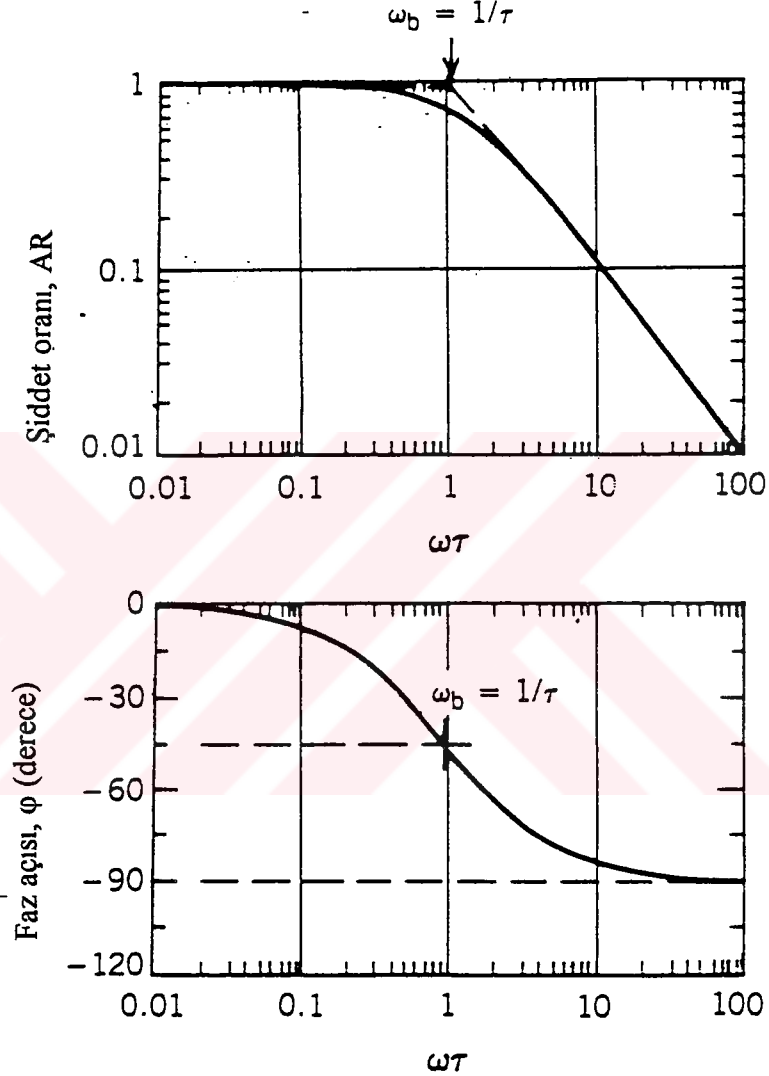
$$G(s) = \frac{K}{(1 + \tau^2 s^2)} - j \frac{K\tau\omega}{(1 + \tau^2 \omega^2)} \quad (2.10)$$

Bu ifade, bir vektör olarak gösterilebildiğinden genlik oranı ve faz açısı şöyledir ;

$$AR = \frac{K}{\sqrt{1 + \tau^2 \omega^2}} \quad (2.11)$$

$$\varphi = \text{tg}^{-1}(-\tau \omega) \quad (2.12)$$

Bu transfer fonksiyonu için Bode diyagramı şekil 2.3'te verilmiştir.



Şekil.2.3.(a) Genlik oranı açılal frekans arasında çizilmiş olan Bode diyagramı

Şekil.2.3.(b) Faz açısı ve açılal frekans arasında çizilmiş olan Bode diyagramı

Bode diyagramı, karmaşık kontrol devreleri için doğrudan hesaplamaları büyük ölçüde elimine eden, genlik oranı ve faz açısının açılal frekansa bağımlılıklarını uygun bir tarzda gösteren diyagramlardır.. Şekil 2.3.(a)'daki logaritmik diyagramda iki asimptot vardır. Bunlardan biri, x-eksenine paralel koldan geçen düşük frekans asimptotu, diğeri de diğerkoldan geçen yüksek frekans asimptotudur. Genlik oranının açılal frekans ile değışimini elde etmek için, (2.11) numaralı denklemden,

$$\log Ar = \log K - (1/2) \log (1 + \tau^2 \omega^2) \quad (2.13)$$

eşitliği yazılabilir. Bu denklem, ω 'nın çok düşük değerleri için,

$$\log Ar = \log K$$

$$Ar = K \quad (2.14)$$

halini alır. Bu, genlik oranı için asimptotik bir değerdir. ω 'nın çok büyük değerleri için ise (2.11) numaralı denklem,

$$\log Ar = \log K - (1/2)\log \omega^2 \quad (2.15)$$

halini alır. Bu da, yüksek frekans asimptotunun eğiminin -1 olduğunu göstermektedir. Bu iki asimptotun kesişim noktasındaki ve adına köşe frekansı denilen frekanstaki genlik oranı,

$$\log Ar = \log K - (1/2)\log 2 \quad (2.16)$$

olarak elde edilir. Şekil 2.3-(b)'deki faz açısı diyagramında da düşük frekans asimptotundaki faz açısı değeri 0° , yüksek frekans asimptotunda -90° , köşe frekansında ise -45° dir.

(2.7) numaralı denklemdeki ikinci dereceden transfer fonksiyonun şiddet oranı ve faz açıları değerler, bu transfer fonksiyonundaki seri halindeki birinci dereceden transfer fonksiyonlarının şiddet oranları ve faz açıları kullanılarak hesaplanabilir. Transfer fonksiyonunu,

$$G(s) = G_1(s) \cdot G_2(s) \quad (2.17)$$

şeklinde ayrabiliriz. (2.17) numaralı denklemdeki her bir bireysel fonksiyon üstel biçimde,

$$G_1(s) = Ar_1 \cdot e^{-j\varphi_1} \quad (2.18)$$

$$G_2(s) = Ar_2 \cdot e^{-j\varphi_2} \quad (2.19)$$

olarak yazılabileceğinden ikinci dereceden sistemin şiddet oranı ve faz açısı şöyle olacaktır;

$$G(s) = Ar_1 \cdot Ar_2 \cdot e^{-j(\varphi_1 + \varphi_2)} \quad (2.20)$$

Görüldüğü gibi, şiddet oranları çarpılarak sistemin şiddet oranı, faz açıları da toplanarak sistemin faz açısı hesaplanır.

2.3.2.1.3. İkinci Dereceden Ölü Zamanlı Transfer Fonksiyonunun Parametrelerinin Bode Diyagramından Bulunması:

I. Adım. Program-1'den yararlanarak elde edilen açısal frekans, genlik oranı değerlerinden Bode diyagramı çizilir (Şekil.2.4).

II. Adım. Düşük frekans asimptotunun genlik oranını kestiği nokta kazanç değeridir.

III. Adım. Köşe frekansı zaman sabitleri çarpımını tanımlar. Model aşırı sönümlü ise, zaman sabitleri ile köşe frekansı arasındaki bağıntı,

$$\tau_1 \tau_2 = \frac{1}{\omega_b^2} \quad (2.21)$$

şeklinde olur. Modelin sönümlü olması durumunda ise bağıntı,

$$\tau = \frac{1}{\omega_b} \quad (2.22)$$

şeklinde olur.

IV. Adım. Eğer -1 eğimli köşe frekansı asimptotu çizilebilirse, bu asimptotun düşük ve yüksek frekans asimptotlarını kestiği noktalar da zaman sabitlerini verir;

$$\tau_1 = \frac{1}{\omega_{b1}} \text{ ve } \tau_2 = \frac{1}{\omega_{b2}} \quad (2.23)$$

Bu işlemler, Şekil-2.4'te şematik olarak gösterilmiştir. Köşe frekansını çizerken en uygun zaman sabitlerini bulmak için, birkaç asimptot çizmek gerekebilir.

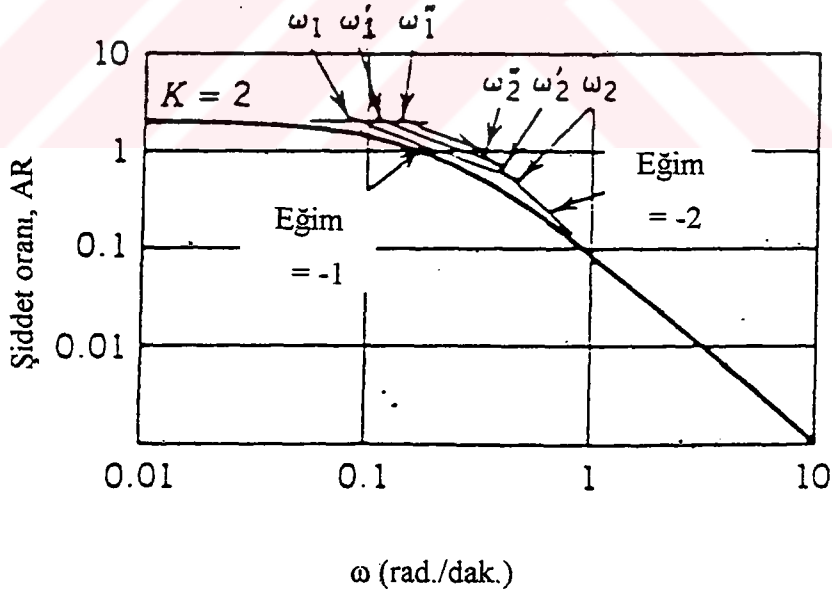
V. Adım. Ölü zaman değeri ise şöyle bulunur ;

$$L_{res}(\omega_i) = L(\omega_i) - L_2(\omega_i) \quad (2.24)$$

$$= L(\omega_i) - (-\text{tg}^{-1}(\omega_i \tau_1) - \text{tg}^{-1}(\omega_i \tau_2)) \quad (2.25)$$

$$= L(\omega_i) + \text{tg}^{-1}(\omega_i \tau_1) + \text{tg}^{-1}(\omega_i \tau_2) \quad (2.26)$$

Burada, $L_2(\omega_i)$, ölü zaman içermeyen ikinci derece modelin faz açısıdır [27].



Şekil.2.4. İkinci dereceden ölü zamanlı bir sistemin Bode diyaframı

2.3.2.2. Basamak Testi

İkinci dereceden bir sistemin modeli basamak girdinin deneysel çıktı değerlerinden de elde edilebilir. Basamak testinden tipik proses reaksiyon eğrisi elde edilir. Bilgisayar kullanmaksızın model parametrelerinin tahminini içeren grafiksel

yöntemler genel olarak iki grupta incelenir. Bunlardan ilki büküm noktasına dayanan çalışmalar, diğeri de eğri üstünde seçilen noktalara dayanan çalışmalardır [2].

Bu çalışmada parametre tahmini için Harriott ve Sundaesan yöntemleri seçilmiştir. Harriott yöntemi, ikinci dereceden aşırı sönümlü cevaplar için kullanılagelen klasikleşmiş, güvenilir bir yöntemdir. Sundaesan yöntemi de, büküm noktasının doğrudan kullanılmasını önlemek için birinci moment ve maksimum eğim kullandığından diğere yöntemlere nazaran avantajlıdır.

2.3.2.2.1. Harriott Yöntemi

İkinci dereceden sistemlerin $t/(\tau_1+\tau_2)$ değeri ile kesirsel cevabı arasında çizilen grafikte değişik τ_2/τ_1 değerlerine sahip bütün eğriler cevabın %73'üne tekabül eden yaklaşık,

$$\frac{t}{\tau_1 + \tau_2} = 1.3 \quad (2.27)$$

değerinde kesişirler. Bu durum Şekil 2.5'te gösterilmiştir. Gerçek aralık, $0.7275 < y < 0.7326$ aralığıdır. Böylece cevabın %73'üne tekabül eden t_{73} zamanını ölçmekle,

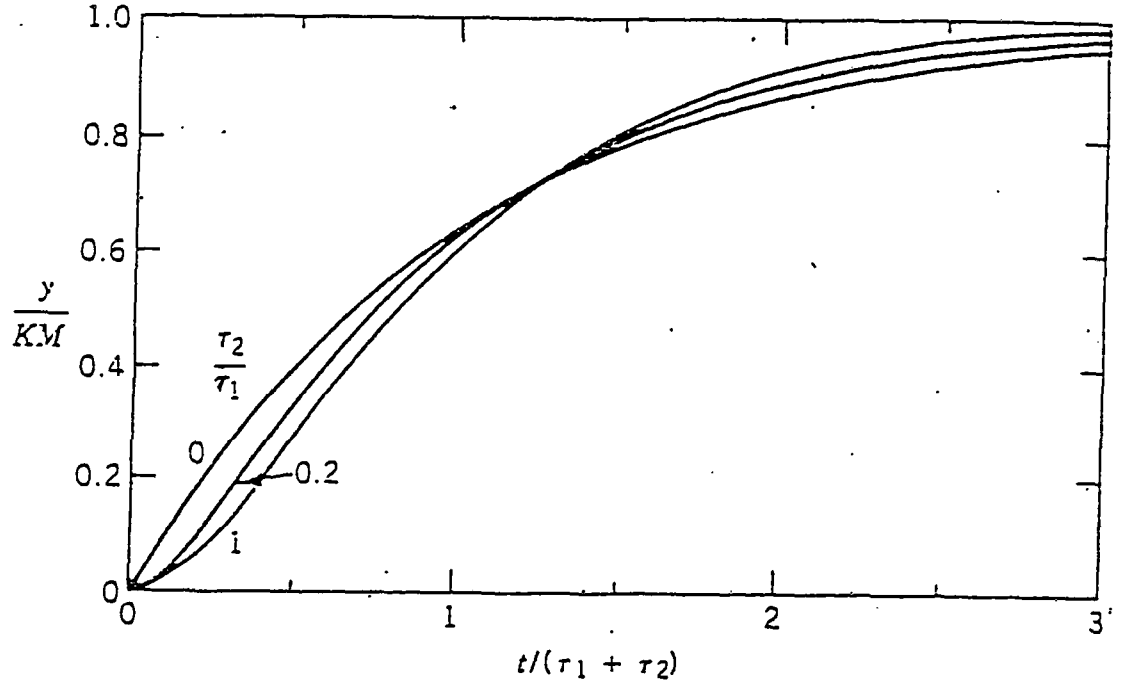
$$\tau_1 + \tau_2 = \frac{t_{73}}{1.3} \quad (2.28)$$

eşitliğinden $\tau_1 + \tau_2$ değeri bulunur. Zaman sabitlerinin oranı ise, Şekil 2.5'teki eğrilerin birbirinden en büyük sapma gösterdiği,

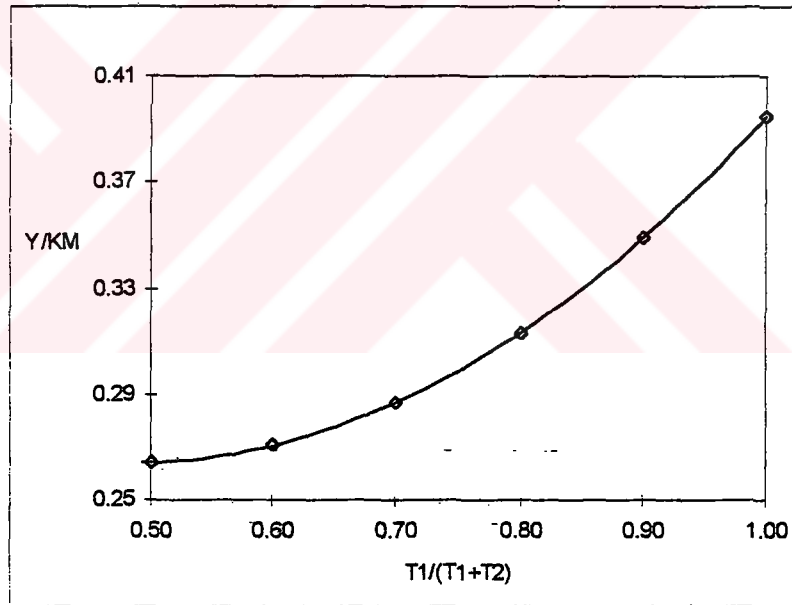
$$\frac{t}{\tau_1 + \tau_2} = 0.5 \quad (2.29)$$

değerine karşılık gelen y değerinden bulunur. Kesirsel cevabın değeri $t = 0.5 (\tau_1 + \tau_2)$ değeri için deneysel eğriden elde edilir. Şekil 2.6'daki eğriden de bu değer için $\frac{\tau_1}{\tau_1 + \tau_2}$

değeri bulunur. Toplam zaman sabiti hesaplandığından τ_1 ve τ_2 değerleri hesaplanabilir. Eğer Şekil 2.6'daki kesirsel cevap 0.26'dan küçük ya da 0.39'dan büyükse, sistem üç ya da daha çok zaman sabitine sahip olabilir ya da hesaplanamayacak büyüklükte bir ölü zamana sahiptir. Bu yöntem daha çok τ_2/τ_1 oranının bire yaklaştığı durumlarda iyi sonuçlar verir [26]. Bu yöntemde ölü zaman hesaplanamamaktadır. Bu nedenle ölü zaman grafikten okunur. Anlatılan bu işlemler ek bölümde hazırlanmış olan bir bilgisayar programı yardımı ile sayısal olarak yapılmıştır (program 2).



Şekil 2.5. İkinci dereceden aşırı sönümlü sistemlerin basamak cevabı



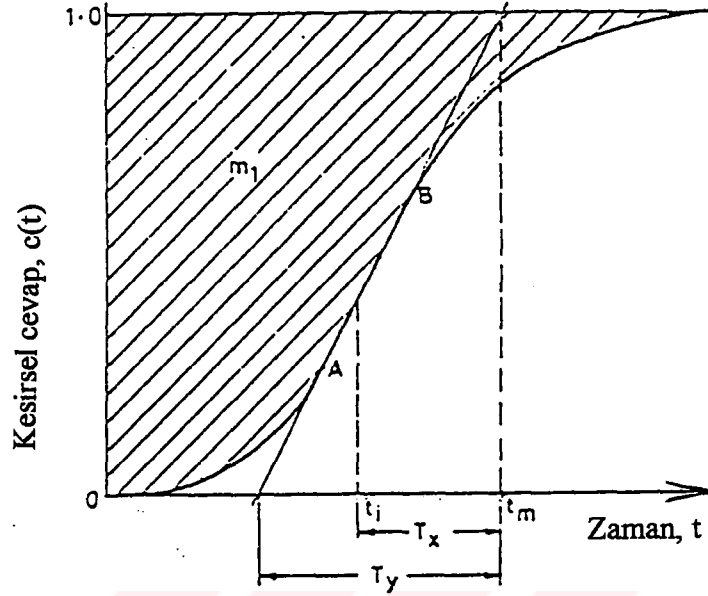
Şekil 2.6 İkinci dereceden sistemlerin $t/(\tau_1 + \tau_2) = 0.5$ için kesirsel cevabı

2.3.2.2.2. Sundaresan Yöntemi

Bu yöntem ölü zamanlı ya da ölü zamansız, sönümlü, aşırı sönümlü ya da kritik sönümlü sistemler için uygulanabilir [6].

a) Aşırı Sönümlü Sistemler:

Şekil 2.7'de görülen aşırı sönümlü cevap eğrisi istatistikte kullanılan bazı dağılım fonksiyonlarına benzediğinden moment kavramı kullanılır.



Şekil 2.7. Aşırı sönümlü bir sistemin kesirsel cevabı m_1 , birinci moment olmak üzere;

$$m_1 = \int_0^{\infty} [1 - c(t)] dt \quad (2.30)$$

olarak tanımlanır. Birinci momentini Laplace dönüşümü ile de tanımlamak mümkündür;

$$m_1 = - \left. \frac{dG(s)}{ds} \right|_{s=0} \quad (2.31)$$

Karakteristik transfer fonksiyonu

$$G(s) = \frac{K_p e^{-Ls}}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} \quad (2.32)$$

şeklinde olduğuna göre birinci moment şu şekli alır;

$$m_1 = L + \tau_1 + \tau_2 \quad (2.33)$$

Görüldüğü gibi, (2.33) numaralı denklemdaki eşitlikte moment, sadece dinamik modelin parametrelerine bağlıdır. Aşırı sönümlü cevabın zaman sahasındaki çözümü ile elde edilen karakteristik eşitliğin ikinci türevinden şöyle bir eşitlik türetilir;

$$t_i = L + \theta \ln \eta \quad (2.34)$$

Burada, $\eta = \tau_1 / \tau_2$ ve $\theta = (\tau_1 \tau_2) / (\tau_1 - \tau_2)$ eşitlikleri ile tanımlanmaktadır.

Büküm noktasındaki M_i eğiminin değeri de şöyle öngörülmektedir;

$$M_i = \frac{\eta^{1/(1-\eta)}}{(\eta-1)\theta} \quad (2.35)$$

$c(t) = 1$ değerine karşılık gelen t_m değeri ise şöyledir;

$$t_m = L + \theta \left(\ln \eta + \frac{\eta^2 - 1}{\eta} \right) \quad (2.36)$$

Denklem (2.33), (2.35) ve (2.36) birleştirilirse şu ifade elde edilir,

$$(t_m - m_1) M_i = \frac{\eta^{1/(1-\eta)}}{\eta-1} \ln \eta \quad (2.37)$$

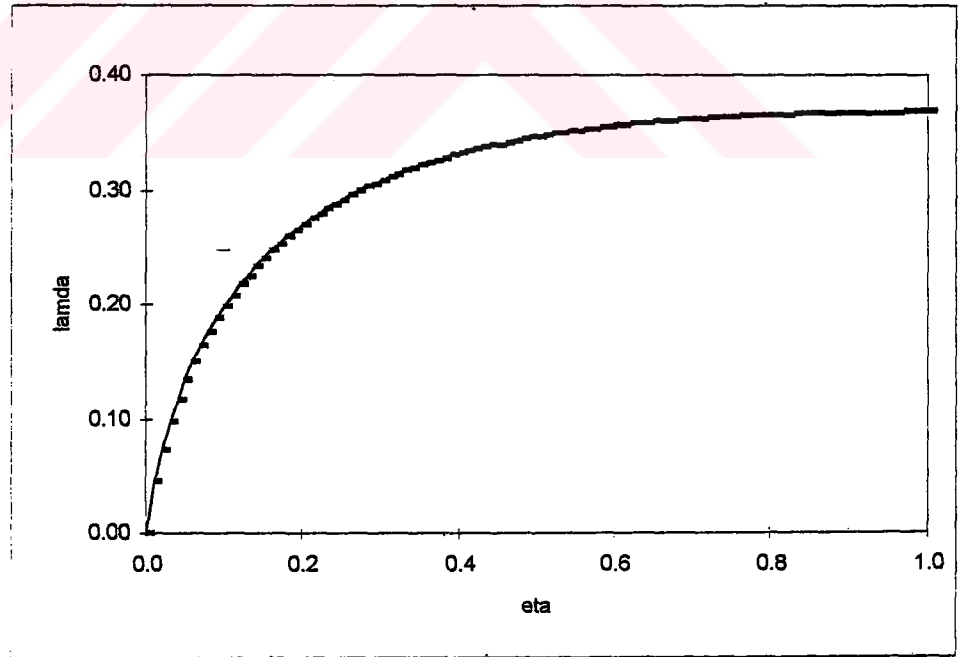
Bu denklemi çözmeye η 'nın 0 ile 1 arasındaki değerleri yeterlidir. Denklem şu şekle indirgenir ;

$$\lambda = x e^{-x} \quad (2.38)$$

Burada ;

$$\lambda = (t_m - m_1) M_i \quad \text{ve} \quad x = \frac{\ln \eta}{\eta - 1}$$

eşitlikleri ile tanımlanır. (2.38) numaralı denklemden görülebilir ki, λ 'nın maksimum değeri sistemin kritik sönümlü olduğunda aldığı değer olan e^{-1} değeridir. Bu durumda $\eta=1$ veya $x=1$ olur. Denklem (2.38)'in grafiği Şekil 2.8'de gösterilmiştir.



Şekil 2.8. η ile λ arasındaki grafik

M_i ve m_1 Şekil-2.7'deki grafikten hesaplanır ve t_m değeri ölçülür. Bu değerler yardımı ile hesaplanan λ değerine karşılık gelen η değeri Şekil 2.8'den ölçülür. Böylece, τ_1 , τ_2 ve L parametreleri şu şekilde hesaplanır ;

$$\tau_1 = \frac{\eta^{\eta/(1-\eta)}}{M_1} \quad (2.39)$$

$$\tau_2 = \frac{\eta^{1/(1-\eta)}}{M_1} \quad (2.40)$$

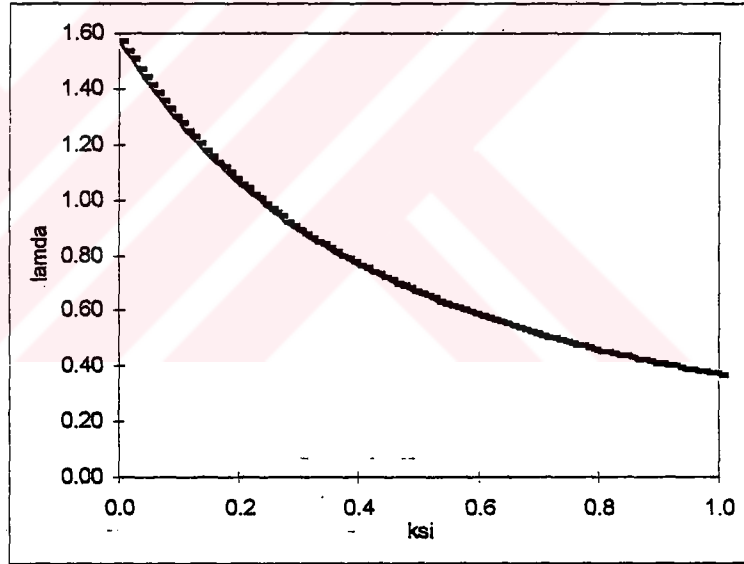
$$L = m_1 - \left(\frac{\eta^{\eta/(1-\eta)}}{M_1} \right) \left(\frac{\eta + 1}{\eta} \right) \quad (2.41)$$

$\eta \rightarrow 1$ durumunda sistem kritik sönümlü olacağından, parametreler şöyle hesaplanacaktır ;

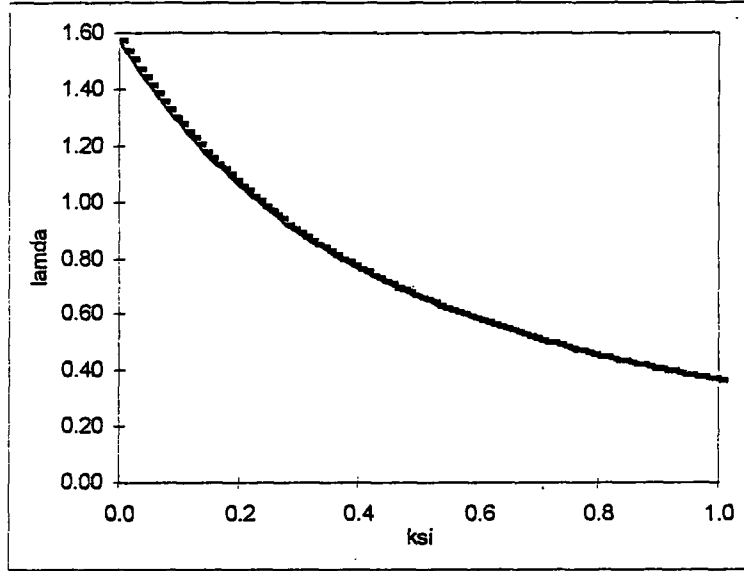
$$\tau_1 = \tau_2 = \frac{1}{M_1 e} \quad (2.42)$$

$$L = m_1 - \frac{2}{M_1 e} \quad (2.43)$$

b) Sönümlü Sistemler :



Şekil 2.9. Sönümlü cevap



Şekil 2.10. ξ ile λ arasındaki grafik

$\lambda > e^{-1}$ durumunda sönümlü sistemler geçerlidir. Şekil 2.9'daki tipik bir sönümlü cevapta, biri yükselme esnasında diğeri de aşma değerinden sonra olmak üzere en az iki büküm noktası vardır. İlk büküm noktası aşırı sönümlü sistemdeki t_i 'ye analog olduğundan benzer bir prosedür izlenerek şöyle bir ifade elde edilir ;

$$\lambda = (t_m - m_1) M = \frac{\cos^{-1}\xi}{\sqrt{1-\xi^2}} \exp\left(\frac{-\xi \cos^{-1}\xi}{\sqrt{1-\xi^2}}\right) \quad (2.44)$$

$0 \leq \xi \leq 1$ aralığında λ , $\xi=0$ 'daki $\pi/2$ değerinden, $\xi=1$ 'deki e^{-1} değerine düşecek şekilde ξ 'nin bir fonksiyonudur. Denklem-2.16'nın grafiği olan Şekil-2.7'den, göz önüne alınan bir salınımlı cevap için ξ 'nin değeri belirlenebilir. Diğer parametreler de şöyle hesaplanır ;

$$\tau = \frac{\sqrt{1-\xi^2} (t_m - m_1)}{\cos^{-1}\xi} \quad (2.45)$$

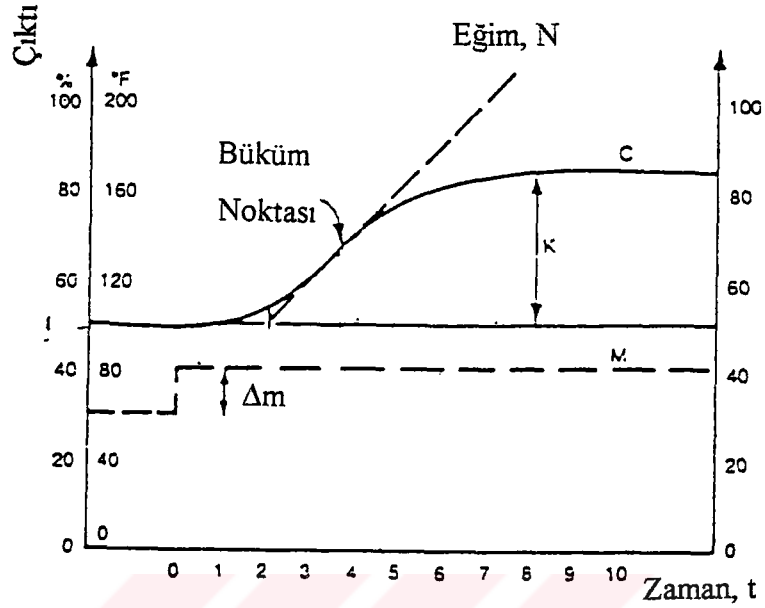
$$L = m_1 - 2\xi\tau \quad (2.46)$$

2.3.3. Kontrol Edici Parametrelerini Hesaplamak İçin Uygulanan Yöntemler:

2.3.3.1 Ziegler-Nichols Yöntemi:

2.3.3.1.1. Açık-Devre Ayar Yöntemi:

Bu yöntem, açık-devre basamak cevabını kullanır. Proses dinamiğini incelerken yapıldığı gibi, proses ikinci kararlı hale ulaştığında, bir basamak değişim uygulanır ve yeni bir kararlı hale ulaşır. Ele geçen eğri, geçici durum proses reaksiyon eğrisidir (Şekil-2.11).



Şekil-2.11. Proses reaksiyon eğrisi ve basamak değişim

Büküm noktasından geçen doğrunun x-eksenini kestiği nokta olan ölü zamanı L , bu doğrunun eğimi N , basamak değişiminin kesirsel oranı da Δm 'dir. Bu değerlere göre Ziegler-Nichols ayarları şu şekildedir [28].

Tablo 2.1. Ziegler-Nichols açık devre ayarları

	Proporsiyonel Band	İntegral Zaman Sabiti (zaman/devir)	Türevsel Zaman Sabiti (zaman)
P Tipi Kontrol Edici.	$PB = \frac{100.N.L}{\Delta m}$	—	—
PI Tip Kontrol Edici	$PB = \frac{110.N.L}{\Delta m}$	$\tau_i = \frac{L}{0.3}$	—
PID Tip Kontrol Edici	$PB = \frac{83.N.L}{\Delta m}$	$\tau_i = \frac{L}{0.5}$	$\tau_D = \frac{L}{2}$

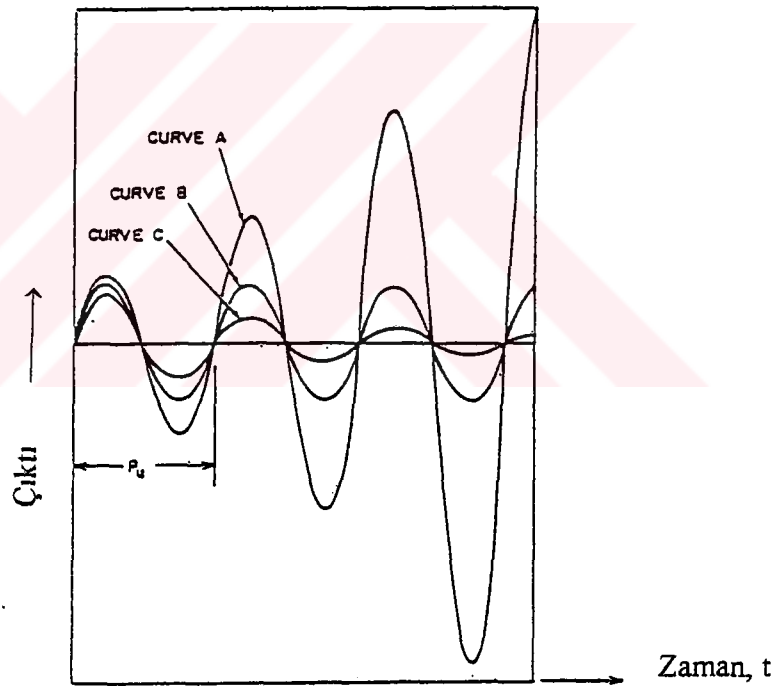
2.3.3.1.2. Kapalı-Devre Sürekli Salınım Yöntemi :

Kriter olarak çeyrek sönüm oranından yola çıkarak geliştirilmiş olan bu yöntem son değer yöntemi de denilmektedir. Çünkü, kapalı-devre cevabın son kazanç değeri ile son periyot değerini kullanmaktadır. Son kazanç değeri, K_u , sistem, proporsiyonel kontrol altında tutulurken kararlılık sınırı içinde müsaade edilen maksimum kazanç değeridir. Son değer periyodu da, seçilen bu kazanç değerindeki cevabın periyodudur.

Kapalı devre için çeyrek sönüm oranını sağlamada, devre kazancı 0.5 olmalıdır. Yani, kapalı devredeki her elemanın kazançları çarpımı 0.5'e eşit olmalıdır. Devre, kontrollü, sönümsüz salınım gösteriyorsa, kazançların çarpımı bire eşittir ve salınım genliği de sabittir.

Salınım periyodu, devredeki toplam ölü zaman değerine bağlıdır. Akış devreleri için salınım periyodu 1-3 sn., seviye kontrolü için 3-30 sn., basınç kontrolü için 5-100 sn., sıcaklık kontrolü için 0.5-20 dk, aralığında değerler alabilmektedir.

Test esnasında integral ve türevsel zaman sabitleri devre dışı bırakılır. Yani, proses, proporsiyonel kontrol modunda kontrol edilir. Proses, ikinci kararlı halde istenen ayar noktasına ulaştığında keyfi olarak bir K_c değeri seçilir. İlk değer olarak, $K_c=1$ değerinden başlamak isabetli olur. Ayar noktası civarında dengeye gelen procese ayar noktasında bir değişiklik yapmak suretiyle bir bozucu etki girilir ve sıcaklıklar yarım ya da bir dakika aralıklarla kaydedilmeye başlanır. Değiştirilen ayar noktası yarım ya da bir dakika sonra tekrar eski ayar noktası değerine döndürülür. Yeni bir denge sağlanana kadar kazan, besleme ve tepe sıcaklıklarını okumaya devam edilir. Sonuçta Şekil-2.12'deki karakteristik eğrilerden biri elde edilir.



Şekil.2.12. Son kazanç ve periyod değerlerini tanımlarken elde edilen tipik cevaplar

A : Kararsız salınım

B : Sürekli salınım, marjinal kararlılık

C : Kararlı, sönümlü salınım

Eğer cevap Sönümsüz ise (A eğrisi), P_B değeri çok büyük seçilmiş demektir. Bunun tersine, sönümlü cevap durumunda (C eğrisi), P_B değeri düşük seçilmiş demektir. Bu nedenle eğer cevap A eğrisine benzer şekilde elde edilmişse P_B değeri düşürülür, yani K_c değeri arttırılır. C eğrisine benzer şekilde bir eğri elde edilmişse A

eğrisi için yapılanın tersi yapılır. Bu işlemlerden sonra deneme yeni K_c değeri için tekrarlanır. Böyle birkaç denemeden sonra, kontrollü, sönümsüz, sürekli salınım elde edildiğinde deneme sonuçlanmış demektir. Bu eğrinin kazancı K_c , periyodu da P_u 'dur. Bu salınımın limit salınım olmayıp, sinüsoidal salınım olduğundan emin olmak gerekir. Ziegler-Nichols'un tavsiye ettiği ayarlar şöyledir ;

Tablo 2.2. Sürekli salınım yöntemi ayarları			
	Son Değer Kazancı	İntegral Zaman Sabiti (zaman/devir)	Türevsel Zaman Sabiti (zaman)
P Tipi Kontrol Edici.	$K_c = 0.5.K_u$	—	—
PI Tip Kontrol Edici	$K_c = 0.45.K_u$	$\tau_i = \frac{P_u}{12}$	—
PID Tip Kontrol Edici	$K_c = 0.6.K_u$	$\tau_i = \frac{P_u}{2}$	$\tau_D = \frac{P_u}{8}$

2.3.3.1.3. Kapalı-Devre ve Açık-Devre Ayar Yöntemlerinin Karşılaştırılması

Kapalı devre ayar tekniğinin en önemli avantajı, bütün sistem elemanlarının dinamiklerini göz önüne almasıdır. Bu nedenle daha doğru sonuçlar verir. Diğer bir avantajı, K_u ve P_u değerlerini okumanın kolaylığındadır. Ölçüm gürültülü olsa bile, P_u değeri rahatlıkla okunabilir. Dezavantajı ise, dinamiği bilinmeyen proseslerin ayarında sürekli salınım elde etmenin zorluğudur.

Açık devre ayar tekniğinin kapalı-devre ayar tekniğine göre avantajı, bir seri deneme-yanılma işlemlerinde uzun süre beklemeye gerek yoktur. Diğer avantajı ise, genliği önceden tahmin edilemeyen salınımlı cevap elde etmeye gerek olmayışıdır. Ayrıca, kontrol sisteminin kurulmasından önce gerçekleştirilebileceği için bir diğer avantaja sahiptir. Dezavantajlarından biri ise, kontrol edicinin dinamiği göz önüne alınmadığından kapalı-devre kadar doğru sonuç vermez. Diğer bir dezavantajı ise, S şeklindeki cevap eğrisini ve büküm noktasını gürültülü cevap durumunda tespit etmek zordur.

Bu hususlardan dolayı, iyi bir yaklaşım, devreye alma sırasında, başlangıç ayar değerleri elde etmede açık devre ayar tekniğini kullanmak, sonra da sistemi işletmeye aldıktan sonra kapalı devre ayar tekniği ile daha hassas ayar değerleri bulmaktır [28].

III. BULGULAR

Bu çalışmada, öncelikle destilasyon kolonunun dinamiğini ortaya çıkarmak amacıyla, kolona darbe ve basamak testleri uygulanmıştır. Darbe testinde, geri akışa uygulanan darbe değişimine ait iki deneme, buhar hızına uygulanan darbe değişimlerine ait de iki deneme ele alınmıştır. Basamak değişimi testinde ise, geri akışa uygulanan basamak değişimine ait beş adet deneme, buhar hızına uygulanan basamak değişimine ait de altı adet deneme ele alınmıştır. Darbe değişimi denemeleri verileri kullanılarak Bode diyagramları çizilmiş, bu diyagramlardan da kolonun dinamiğini ortaya koymak için kullanılan ikinci dereceden transfer fonksiyonu modelinin zaman sabiti ve ölü zaman parametreleri hesaplanmıştır. Basamak değişimi deney verileri kullanılarak da Harriott ve Sundaesan yöntemleri ile transfer fonksiyonu parametreleri hesaplanmıştır. Elde edilen transfer fonksiyonları, ticari bir simülasyon programı yardımı ile zaman sahasında çözümlenerek elde edilen grafik, deneysel verilerle elde edilen grafikte kıyaslanmıştır. Bir sonraki aşamada da ortaya konulan kolon dinamiğine bağlı olarak, Ziegler-Nichols açık devre yöntemi ile kontrol parametreleri hesaplanmıştır. Son aşama olarak da hesaplanan bu kontrol parametreleri için kolonun kapalı devre cevabı elde edilmiştir.

Sözü edilen bu işlemlere ait bulgular aşağıda tablolar ve şekillerle sunulmuştur.

3.1. PROSES DİNAMİĞİ İLE İLGİLİ ELDE EDİLEN BULGULAR

3.1.1. Darbe Testi İle İlgili Bulgular

3.1.1.1. Yapılan Denemelere Ait Çalışma Şartları

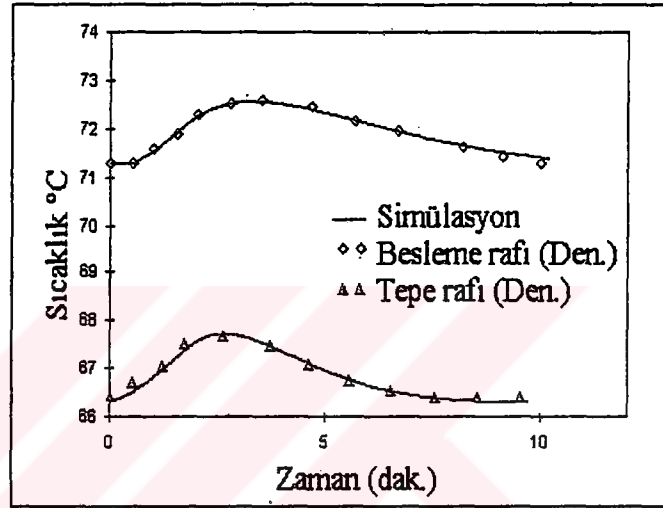
Tablo. 3.1. Buhar Hızı ve Geri Akış Darbe Denemelerine Ait Çalışma Şartları

Deney No	1	2	3	4
Darbe Değişimi	(Q)	(Q)	(R)	(R)
Q₁ (kJ/h) veya R₁	321	455	2	2
Q₂ (kJ/h) veya R₂	1473	2121	4	4
Darbe Süresi (dak.)	1.5	0.5	1.0	1.5
Besleme				
debisi (mL/h)	411	411	411	411
derişimi (K _F)	0.30	0.30	0.30	0.30
(metanolün ağırlıkça bileşimi)				
sıcaklığı (°C)	64.5	64.5	64.5	64.5
Tepe ürünü				
debisi (ml/h)	80	195	240	280
derişimi (K _D)	0.998	0.896	0.591	0.376
Taban ürünü				
debisi (ml/h)	331	260	170	130
derişimi (K _B)	0.215	0.085	0.060	0.096

3.1.1.2. Darbe Testi Sonucu Elde Edilen Cevaplar ve Simülasyon ile Elde Edilen Cevapların Deneysel Cevaplarla Karşılaştırılması

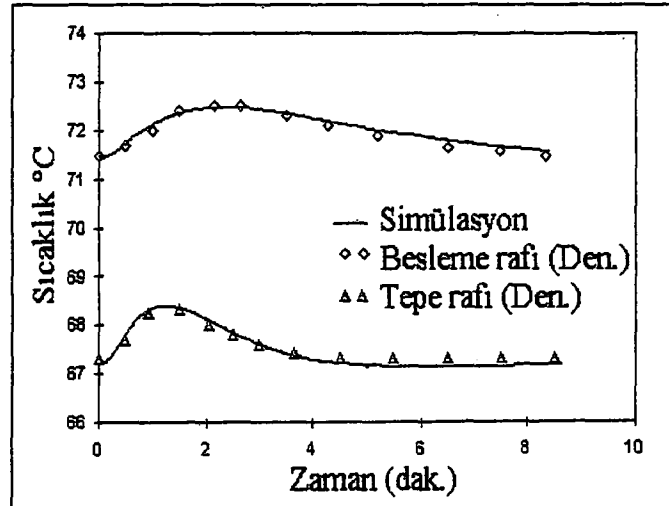
a) Buhar Hızına Uygulanan Darbe Değişimi Cevapları ve Simülasyonla Bulunan Cevaplar

1. Deneysel



Şekil 3.1. Darbe değişimi için deneysel ve simülasyon verileri

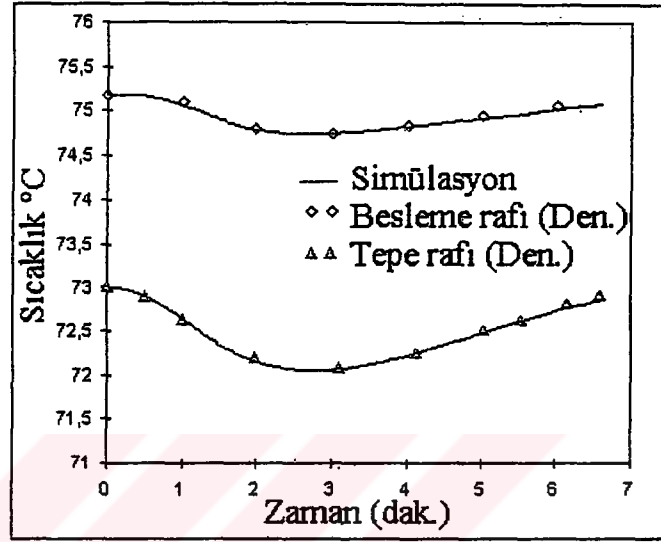
2. Deneysel



Şekil 3.2. Darbe değişimi için deneysel ve simülasyon verileri

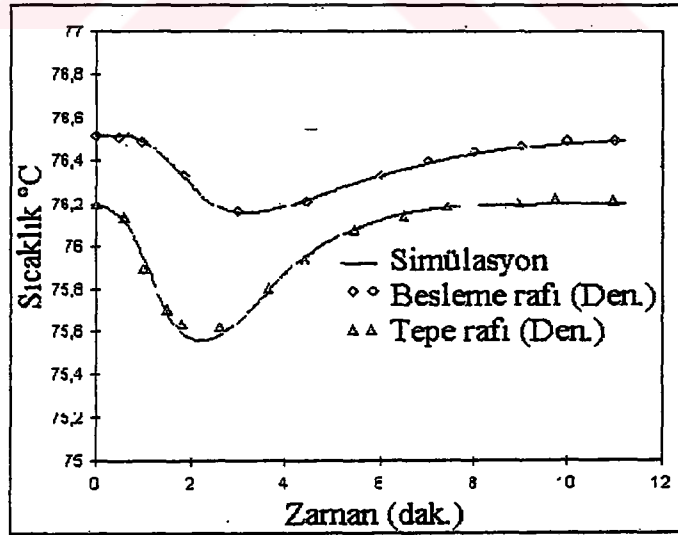
b) Geri Akışa Uygulanan Darbe Değişimi Cevabı ve Simülasyonla Bulunan Cevap

3. Deney



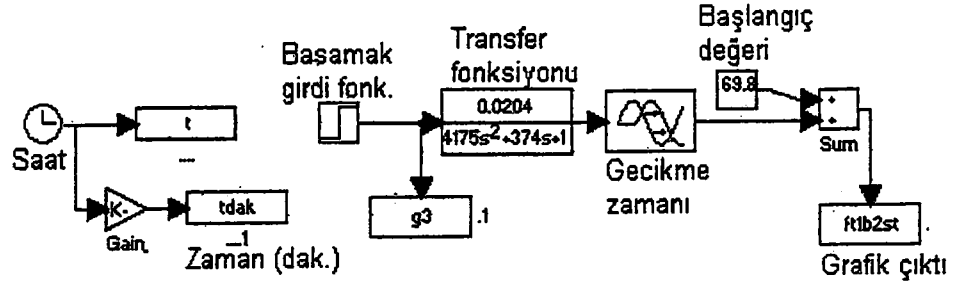
Şekil 3.3. Darbe değişimi için deneysel ve simülasyon verileri

4. Deney



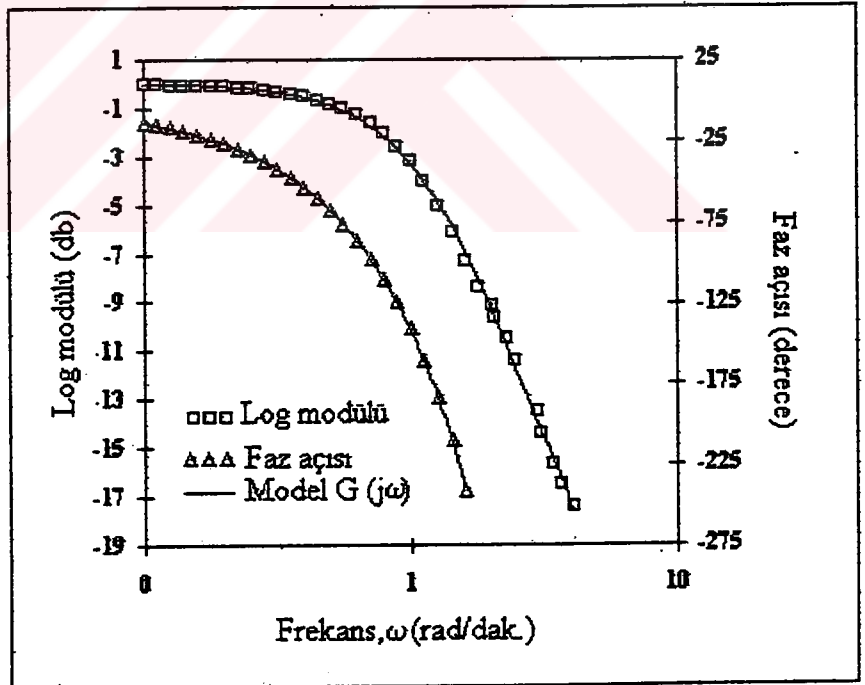
Şekil 3.4. Darbe değişimi için deneysel ve simülasyon verileri

3.1.1.3. Simülasyon Programının Çalışma Şeklini Anlatan Örnek Bir Blok Diyagram



Şekil 3.5. Destilasyon kolunun simülasyonunda kullanılan örnek bir blok diyagram

3.1.1.4. Darbe Testi İçin 3 Numaralı Denemeye Ait Bode Diyagramı



Şekil 3.6. Darbe testi için Bode diyagramı

3.1.2. Basamak Testi İle İlgili Bulgular

3.1.2.1. Yapılan Denemelere Ait Çalışma Şartları

Tablo 3.2. Geri Akış Basamak Değişimi Denemelerine Ait Çalışma Şartları

Deney No	1	2	3	4	5
Süre (dak)	28	26	23.5	36	28
Verilen Isı Miktarı (kJ/h)	455	455	455	455	455
Basamak girdi R ₁	2.0	2.0	2.00	2.00	2.00
R ₂	2.5	1.5	1.75	2.25	2.75
Besleme debisi (mL/h)	411	411	411	411	411
derişimi (K _F)	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30
(metanolün ağırlıkça bileşimi)					
sıcaklığı (°C)	64.5	64.5	64.5	64.5	64.5
Tepe ürünü debisi (ml/h)	144	139	130	125	120
derişimi (K _D)	0.915	0.879	1.000	0.968	0.915
Taban ürünü debisi (ml/h)	267	272	281	286	291
derişimi (K _B)	0.079	0.077	0.001	0.085	0.079

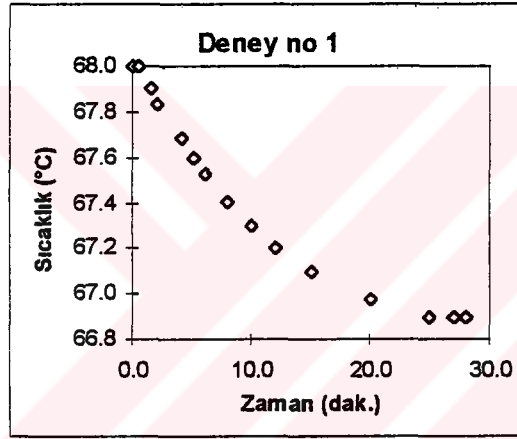
Tablo 3.3. Buhar Hızı Basamak Değişimi Denemelerine Ait Çalışma Şartları

Deney No	1	2	3	4	5	6
Süre	26	35	26	40	39	36
Basamak girdi Q ₁ (kJ/h)	455	455	455	455	455	455
Q ₂ (kJ/h)	699	352	186	263	230	932
Besleme debisi (ml/h)	411	411	411	411	411	411
derişimi (K _F)	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30	0.30
sıcaklığı (°C)	64.5	64.5	64.5	64.5	64.5	64.5
Tepe ürünü debisi (ml/h)	154	154	175	180	325	105
derişimi (K _D)	0.838	0.812	0.487	0.590	0.388	1.000
Taban ürünü debisi (ml/h)	257	257	236	231	86	306
derişimi (K _B)	0.079	0.092	0.062	0.068	0.025	0.200

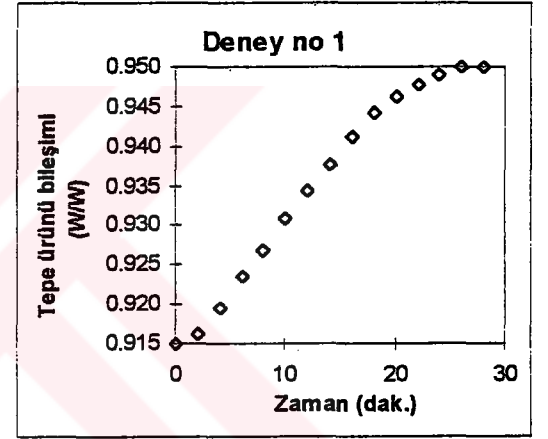
3.1.2.2. Destilasyon Kolonunun Basamak Değişimlerine Karşı Vermiş Olduğu Cevaplar

a) Geri Akışa Uygulanan Basamak Değişimleri İçin Elde Edilen Cevaplar

1. Deney

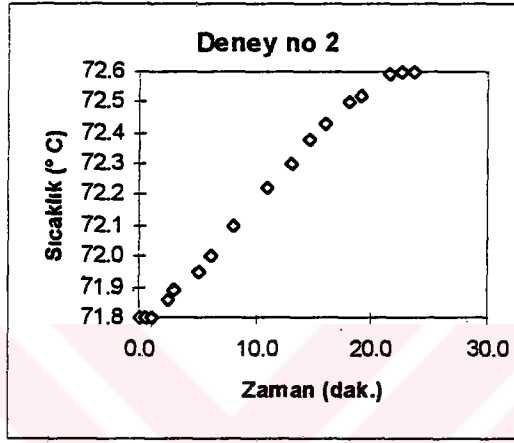


Şekil 3.7. +%25'lik bir basamak değişimin tepe rafı cevabı.

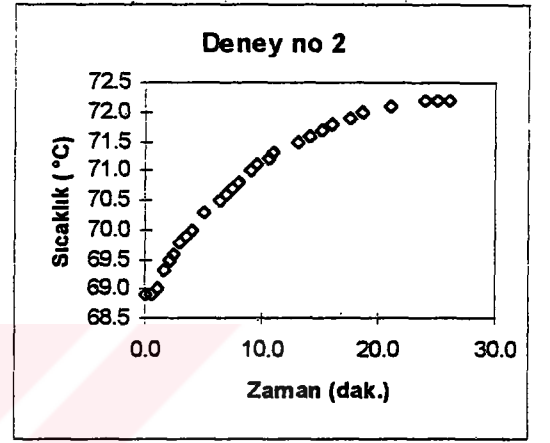


Şekil 3.8. +%25'lik bir basamak değişimin tepe ürünü cevabı.

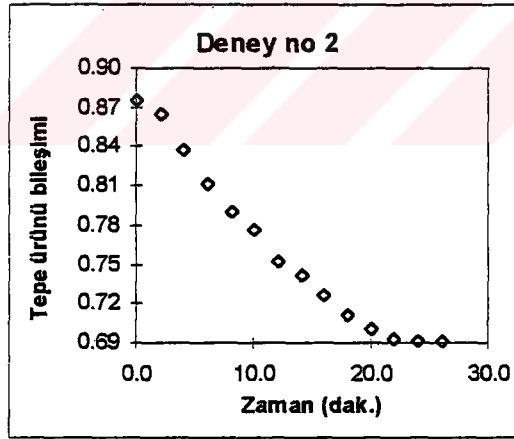
2. Deney



Şekil 3.9. -%25'lik bir basamak değişiminin besleme rafı cevabı.

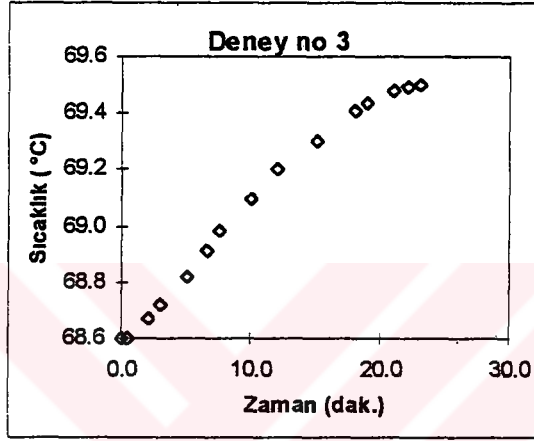


Şekil 3.10. -%25'lik bir basamak değişiminin tepe rafı cevabı.

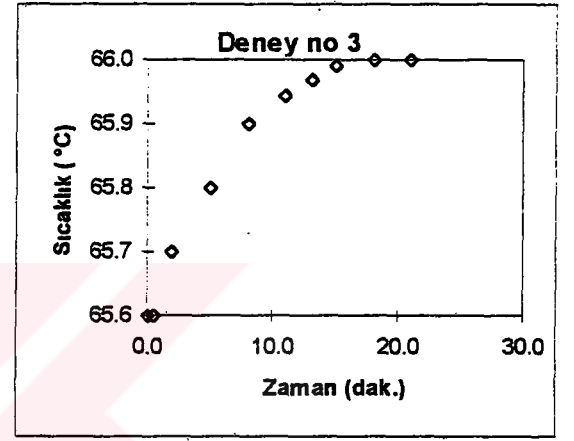


Şekil 3.11. -%25'lik bir basamak değişiminin tepe ürünü cevabı.

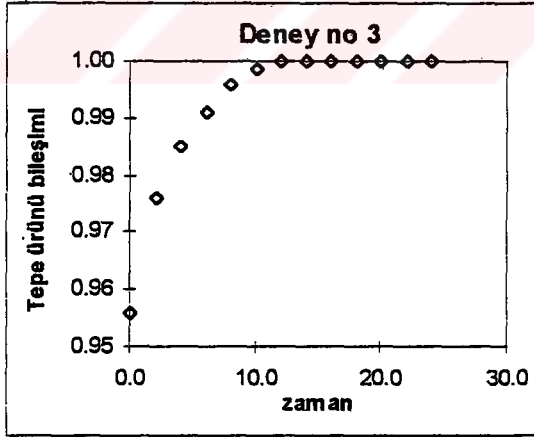
3. Deney



Şekil 3.12 -%12.5'lik bir basamak değişiminin besleme rafı cevabı.

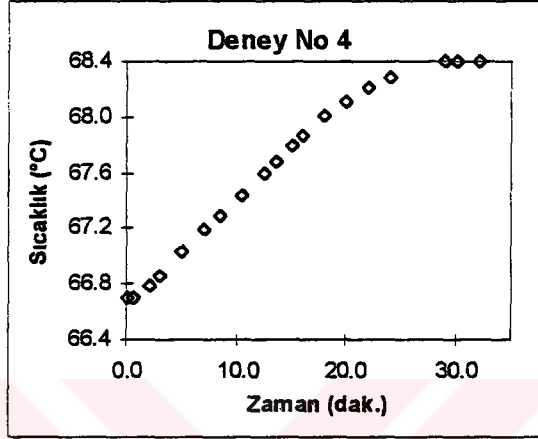


Şekil 3.13. -%12.5'lik bir basamak değişiminin tepe rafı cevabı.

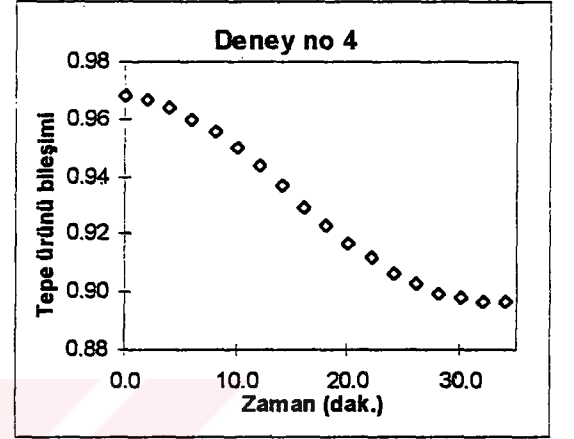


Şekil 3.14. -%12.5'lik bir basamak değişiminin tepe ürünü cevabı.

4. Deney

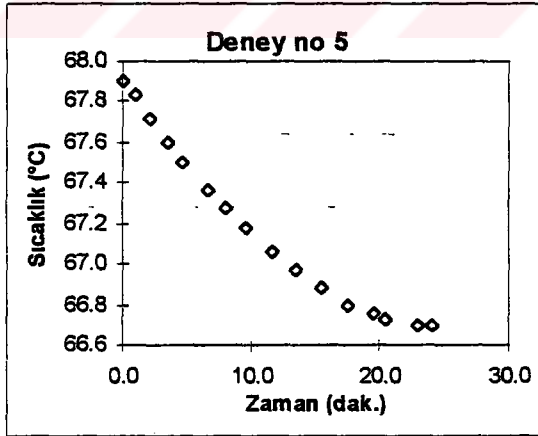


Şekil 3.15. +%12.5'lik bir basamak değişiminin tepe rafı cevabı.

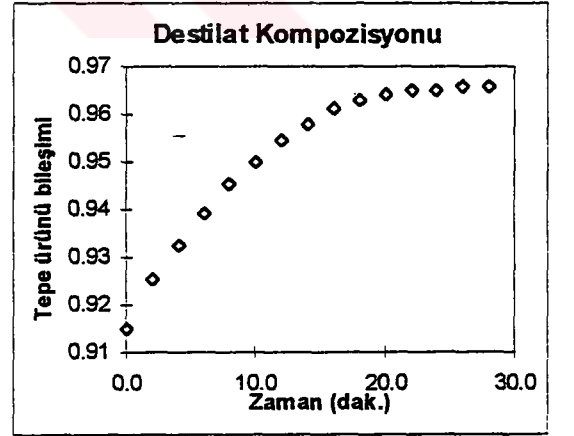


Şekil 3.16. +%12.5'lik bir basamak değişiminin tepe ürünü cevabı.

5. Deney



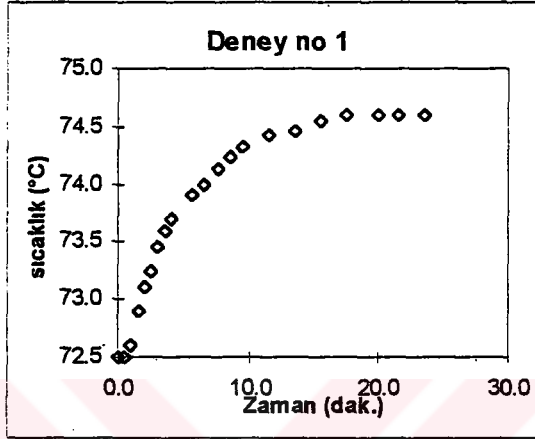
Şekil 3.17. +%37.5'lik bir basamak değişiminin tepe rafı cevabı.



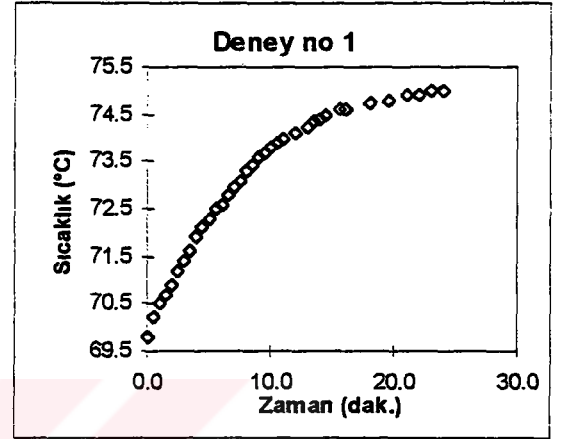
Şekil 3.18. +%37.5'lik bir basamak değişiminin tepe ürünü cevabı.

b) Buhar Hızına Uygulanan Basamak Değişimleri İçin Elde Edilen Sonuçlar

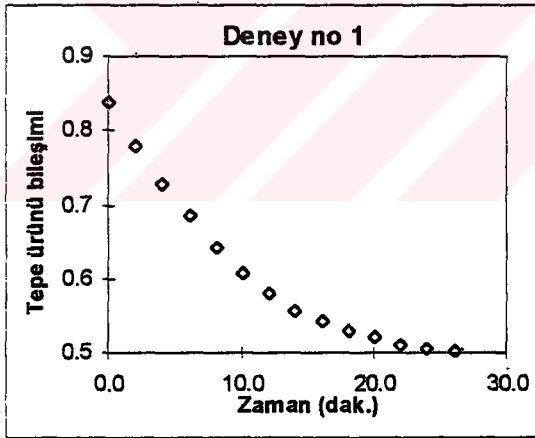
1. Deney



Şekil 3.19. +%22'lik bir basamak değişiminin besleme rafı cevabı.

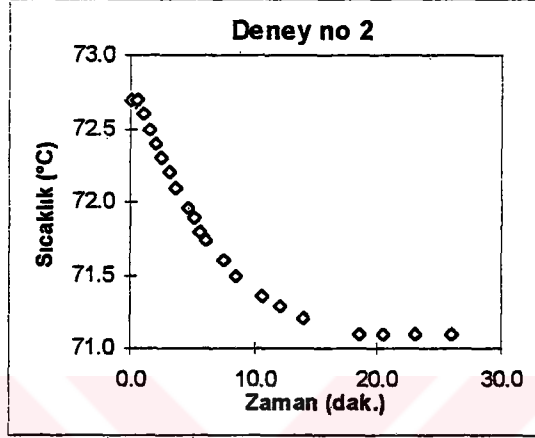


Şekil 3.20. +%22'lik bir basamak değişiminin tepe rafı cevabı.

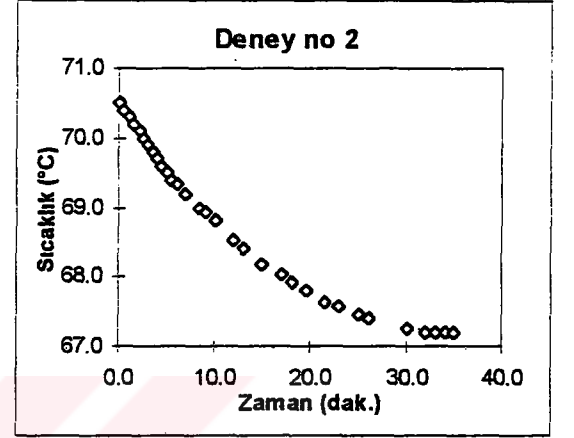


Şekil 3.21. +%22'lik bir basamak değişiminin tepe ürünü cevabı.

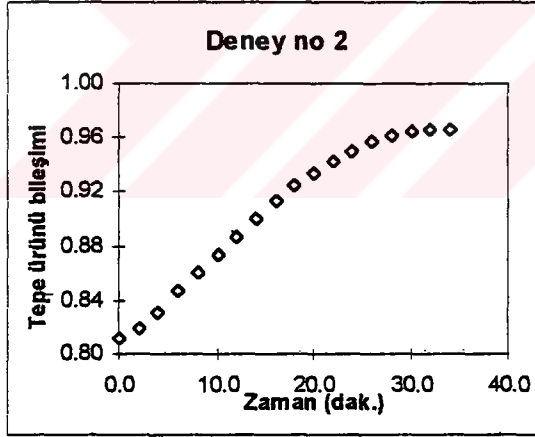
2. Deney



Şekil 3.22. -%11'lik bir basamak değişiminin besleme rafı cevabı.

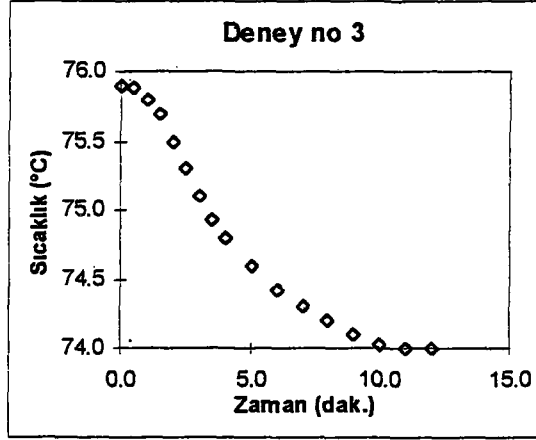


Şekil 3.23. -%11'lik bir basamak değişiminin tepe rafı cevabı.

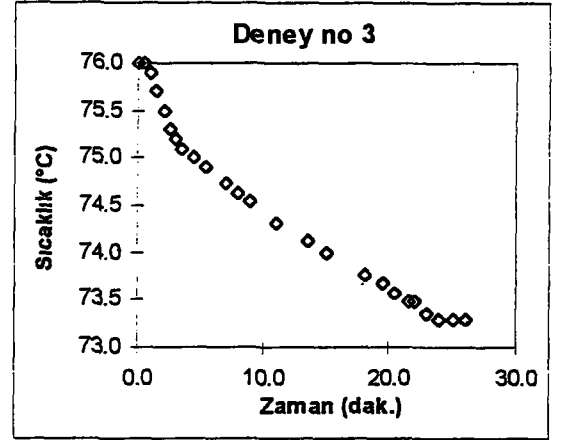


Şekil 3.24. -%11'lik bir basamak değişiminin tepe ürünü cevabı.

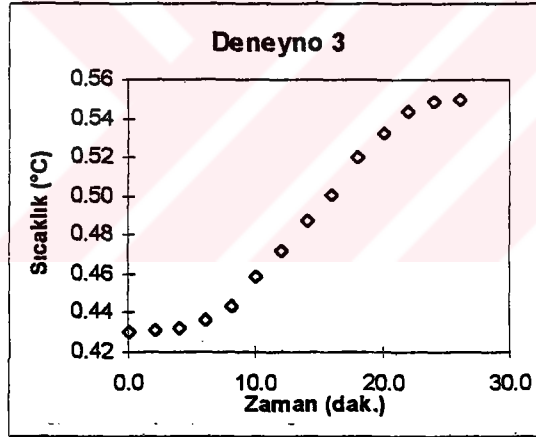
3. Deney



Şekil 3.25. -%33'lük bir basamak değişiminin besleme rafi cevabı.

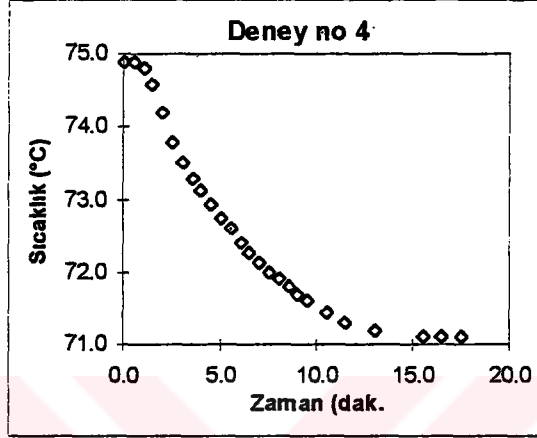


Şekil 3.26. -%33'lük bir basamak değişiminin tepe rafi cevabı.

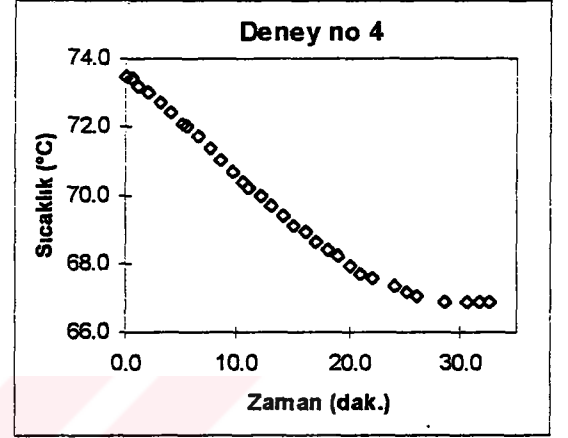


Şekil 3.27. -%33'lük bir basamak değişiminin tepe ürünü cevabı.

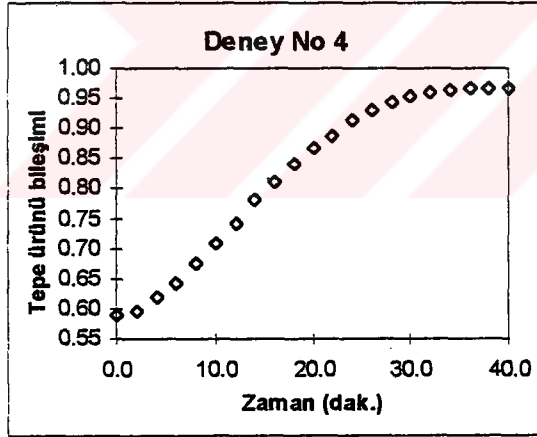
4. Deney



Şekil 3.28. -%22'lik bir basamak değişiminin besleme rafi cevabı.

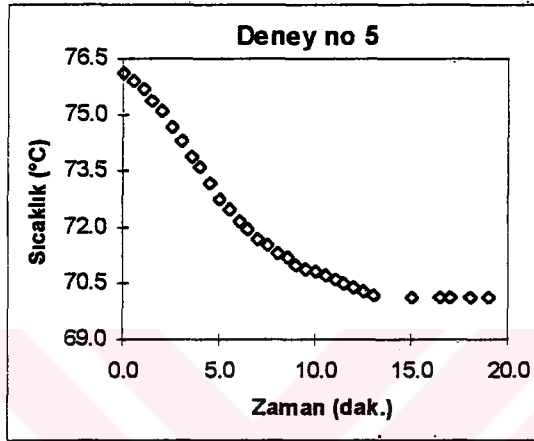


Şekil 3.29. -%22'lik bir basamak değişiminin tepe rafi cevabı.

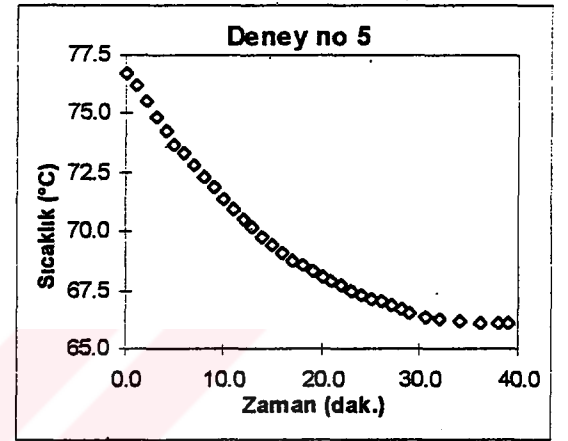


Şekil 3.30. -%22'lik bir basamak değişiminin tepe ürünü cevabı.

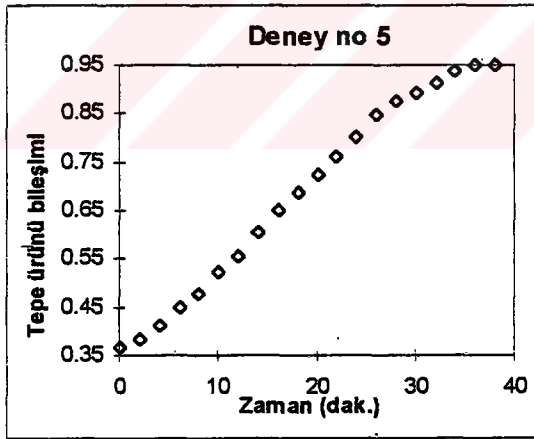
5. Deney



Şekil 3.31. -%40'lık bir basamak değişiminin besleme rafı cevabı.

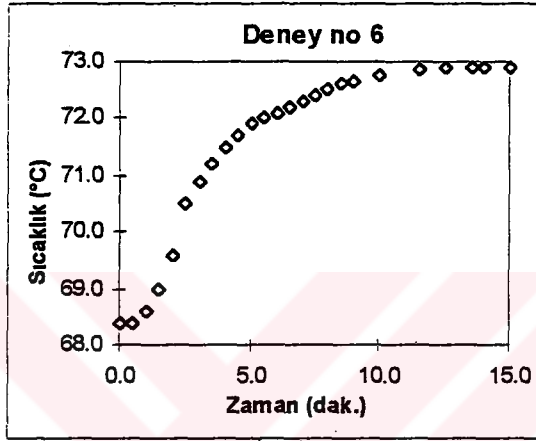


Şekil 3.32. -%40'lık bir basamak değişiminin tepe rafı cevabı.

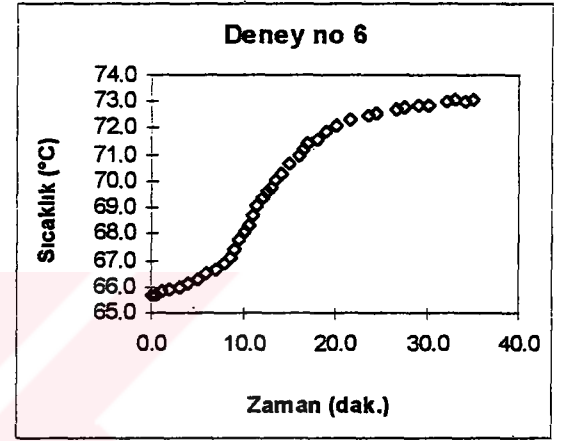


Şekil 3.33. -%40'lık bir basamak değişiminin tepe ürünü cevabı.

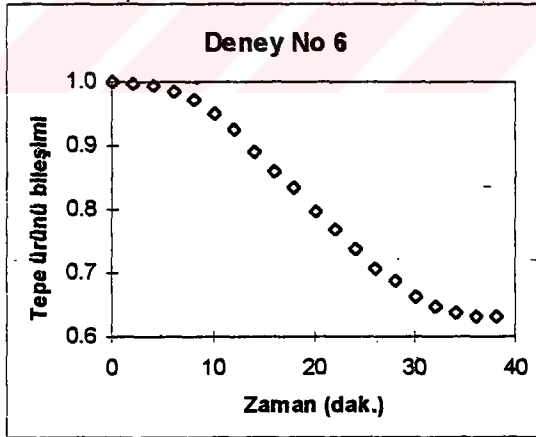
6. Deneý



Şekil 3.34. +%40'lık bir basamak değişiminin besleme rafı cevabı.



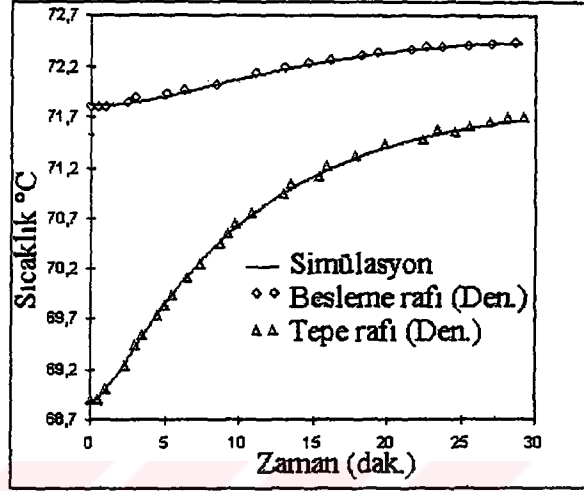
Şekil 3.35. +%40'lık bir basamak değişiminin tepe rafı cevabı.



Şekil 3.36. +%40'lık bir basamak değişiminin tepe ürünü cevabı.

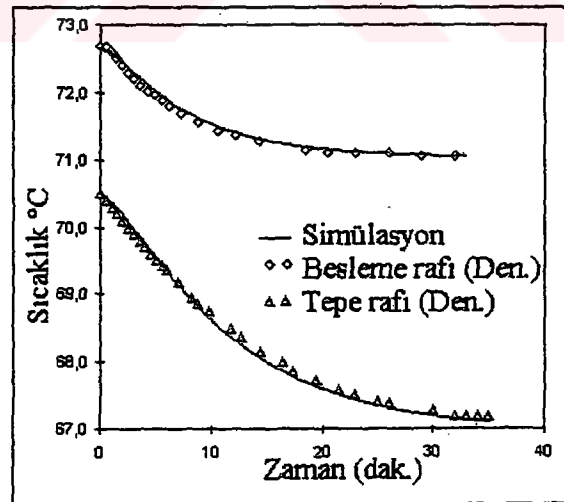
3.1.2.3. 2 Numaralı Geri Akış ve 2 Numaralı Buhar Hızı Basamak Deneilerinin Simülasyon Değerleriyle Karşılaştırılması

2 Numaralı Geri Akış Deneyi



Şekil 3.37. Besleme ve tepe raflarının geri akış deneysel değerleriyle simülasyon değerleri

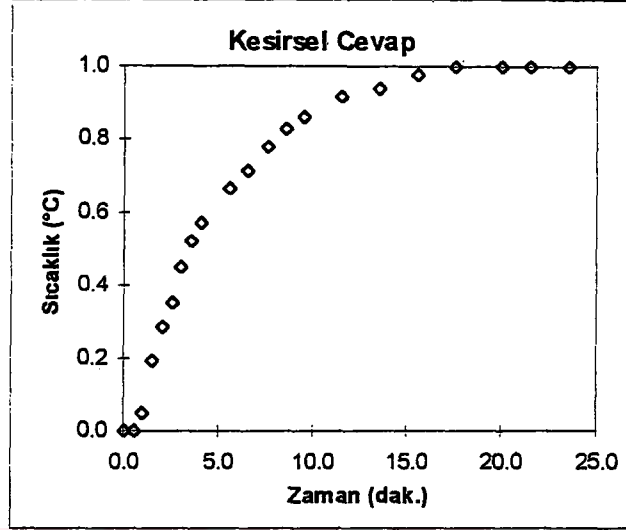
2 Numaralı Buhar Hızı Deneyi



Şekil 3.38. Besleme ve tepe raflarının buhar hızı deneysel değerleriyle simülasyon değerleri

3.2. Buhar Hızı Basamak Değişimine İlişkin 1 Numaralı Deneyden Besleme Rafı Sıcaklık Değişimi İçin Zaman Sabitlerinin Harriott ve Sundaesan Yöntemleri ile Hesaplanması

3.2.1. Harriott Yöntemi:



Şekil 3.39. 1 numaralı buhar hızı basamak değişiminin besleme rafı kesirsel cevabı

Şekil 3.39'dan cevabın %73'üne tekabül eden zaman değeri,

$$t_{73}=6.6 \text{ dak.}$$

olarak bulunur. (2.22) eşitliğinden, toplam zaman sabiti değeri,

$$\begin{aligned} \tau_1 + \tau_2 &= \frac{t_{73}}{1.3} \\ &= \frac{6.6}{1.3} = 5.12 \text{ dak.} \end{aligned}$$

olarak hesaplanır. (2.23) eşitliğinden, Şekil 2.3'teki eğrilerin birbirinden en büyük sapma gösterdiği zaman değeri hesaplanır;

$$\begin{aligned} t &= 0.5(\tau_1 + \tau_2) \\ &= 2.56 \end{aligned}$$

Kesirsel cevap eğrisinden, bu değere karşılık gelen y değeri, $y=0.36$ olarak bulunur. Bulunan bu değere karşılık gelen $\frac{\tau_1}{\tau_1 + \tau_2}$ değeri de Şekil 2.4'teki grafikten,

$$\frac{\tau_1}{\tau_1 + \tau_2} = 0.91$$

olarak okunur. Hesaplanan bu değerler yardımı ile zaman sabitleri;

$$\tau_1 = (0.91).(5.12) = 4.66 \text{ dak.}$$

$$\tau_2 = 5.12 - 4.66 = 0.46 \text{ dak.}$$

olarak hesaplanır.

Harriott yönteminde ölü zaman hesaplanamadığından ölü zaman değeri doğrudan grafikten okunur. Şekil 3.13'teki basamak değişim cevabının büküm noktasından geçen bir doğru çizildiğinde, bu doğrunun x eksenini kestiği değer,

$$L = 0.8$$

olarak okunur.

3.2.2. Sundaresan Yöntemi:

İlk olarak, kesirsel cevap eğrisinin büküm noktasından geçen bir doğru çizilir. Bu doğrunun, kesirsel cevabın son değeri olan 1.0 noktasını kesen t_m değeri, $t_m=5.2$ dak., x eksenini kesen t_x değeri de $t_x=0.7$ dak. olarak bulunur. Doğrunun eğimi ise,

$$M_i = \frac{1}{5.2 - 0.7} = 0.22 \text{ dak}^{-1}$$

olarak hesaplanır.

Eğriye uydurulan polinomdan ya da doğrudan kesirsel cevap eğrisinden moment değeri hesaplanır. Kesirsel cevap eğrisinden moment değeri,

$$m_1 = 4.85 \text{ dak.}$$

olarak hesaplanır. t_m , m_1 ve M_i değerleri hesaplandıktan sonra λ değeri,

$$\lambda = (t_m - m_1) M_i = (5.2 - 4.85)(0.22) = 0.08$$

olarak hesaplanıp (2.6) numaralı şekilden, η değeri, $\eta = 0.02$ olarak okunur. Bu değerler yardımı ile hesaplanan zaman sabitleri ve ölü zaman değerleri de şöyledir;

$$\tau_1 = \frac{\eta^{\eta/(1-\eta)}}{M_i} = 4.2 \text{ dak.}$$

$$\tau_2 = \frac{\eta^{1/(1-\eta)}}{M_i} = 0.10 \text{ dak.}$$

$$L = m_1 - \tau_1 - \tau_2 = 0.6 \text{ dak.}$$

Bu yöntemde ölü zaman değeri hesapsal yolla hesaplanabilmesine karşın çalışmalarda doğrudan cevap eğrisi üzerinden, büküm noktasından geçen doğrunun apsisi kestiği noktadan okunmuştur. Bu örnekte, ölü zaman değeri, grafikten $L = 0.8$ dak. olarak okunmuştur.

3.3. Hesaplanan Transfer Fonksiyonu Parametrelerine Ait Tablolar
3.3.1. Besleme ve Tepe Rafları ile Tepe Ürünü Bileşiminin İkinci Dereceden Model Parametreleri

Tablo 3.4. Buhar Hızı ve Geri Akış Darbe Değişimleri Denemelerine Ait Parametreler

	Zaman Sabitleri (dak.)		Ölü Zaman (dak.)	Proses Kazancı (dak.)
	τ_1	τ_2	L	K
Deney No 1				
Besleme Rafi	3.36	0.14	0.35	0.015
Tepe Rafi	1.86	0.64	0.53	0.008
Deney No 2				
Besleme Rafi	2.22	1.47	0.20	0.028
Tepe Rafi	1.12	0.62	0.42	0.010
Deney No 3				
Besleme Rafi	1.67	1.12	0.58	-0.525
Tepe Rafi	1.67	1.25	0.33	-0.850
Deney No 4				
Besleme Rafi	2.13	1.28	0.62	-0.336
Tepe Rafi	1.89	1.13	0.45	-0.600

Tablo 3.5. Geri Akış Basamak Değişimleri Denemelerine Ait Parametreler

Tablo 3.5. a) Geri Akış Basamak Değişimleri Denemelerine Ait Zaman Sabitleri

	Harriott Yöntemi		Sundaresan Yöntemi			
	τ_1	τ_2	τ_1	τ_2	τ	ξ
Deney No 1						
Besleme Rafi						
Tepe Rafi	8.40	1.05	10.45	0.47		
Tepe Ürünü	6.45	6.45	—	—		
Deney No 2						
Besleme Rafi	7.13	4.47			7.74	0.80
Tepe Rafi	7.76	0.87	7.67	1.23		
Tepe Ürünü	7.75	2.45			5.56	0.95
Deney No 3						
Besleme Rafi	7.18	3.27			7.52	0.80
Tepe Rafi	5.43	0.72	5.08	0.71		
Tepe Ürünü	3.85	3.85	1.93	0.80		
Deney No 4						
Besleme Rafi	—	—	—	—	—	—
Tepe Rafi	7.80	5.2			9.73	0.76
Tepe Ürünü	—	—			10.25	0.80
Deney No 5						
Besleme Rafi	—	—	—	—	—	—
Tepe Rafi	8.04	1.32	7.61	1.14		
Tepe Ürünü	7.62	0.85	7.61	1.14		

Tablo 3.5. b) Buhar Hızı Basamak Değişimleri Denemelerine Ait Zaman Sabitleri

	Harriott Yöntemi		Sundaresan Yöntemi			
	τ_1	τ_2	τ_1	τ_2	τ	ξ
Deney No 1						
Besleme Rafi	4.66	0.46	4.20	0.08		
Tepe Rafi	6.62	0.58	6.41	0.19		
Tepe Ürünü	7.53	0.93	7.44	0.52		
Deney No 2						
Besleme Rafi	5.24	1.00	5.40	0.97		
Tepe Rafi	10.68	1.32	10.90	1.96		
Tepe Ürünü	13.80	13.80			7.72	0.90
Deney No 3						
Besleme Rafi	—	—	2.32	1.27		
Tepe Rafi	—	—	—	—		
Tepe Ürünü	—	—	12.54	0.90		
Deney No 4						
Besleme Rafi	4.13	1.23	4.01	0.14		
Tepe Rafi	8.97	4.03			9.65	0.80
Tepe Ürünü	—	—			10.28	0.80
Deney No 5						
Besleme Rafi	3.64	1.71			3.11	0.92
Tepe Rafi	11.62	1.38	12.31	0.91		
Tepe Ürünü	15.48	4.71			10.88	0.94
Deney No 6						
Besleme Rafi	2.82	0.82	2.26	0.04		
Tepe Rafi	—	—	5.25	2.94		
Tepe Ürünü	—	—			9.67	0.90

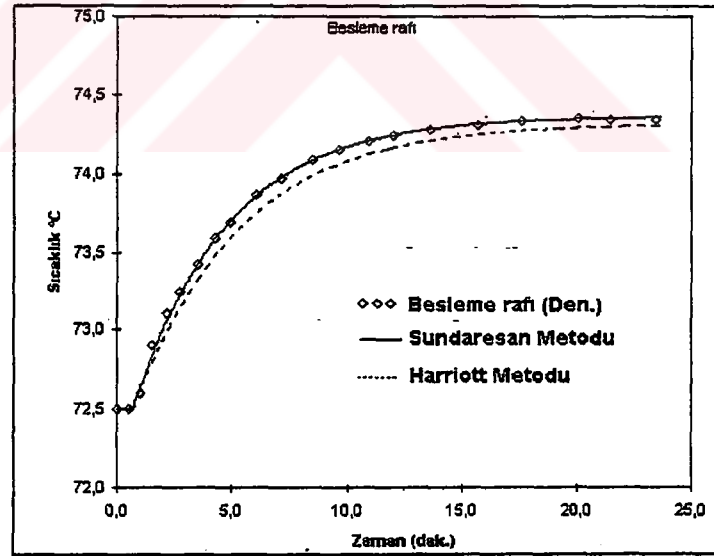
Tablo 3.5 c) Geri Akış Basamak Değişimlerine Ait Ölü Zaman ve Kazanç Değerleri

Deney No	1	2	3	4	5
Ölü Zaman (dak.)					
Besleme Rafi	—	1.30	0.60	—	—
Tepe Rafi	0.96	0.70	0.60	1.00	0.20
Tepe Ürünü	1.4	1.60	0.20	4.80	0.13
Proses Kazancı					
Besleme Rafi °C	—	-1.60	-3.60	—	—
Tepe Rafi °C	-2.20	-6.80	-1.60	6.80	-1.60
Tepe Ürünü W/W	0.07	0.38	-0.20	-0.30	0.07

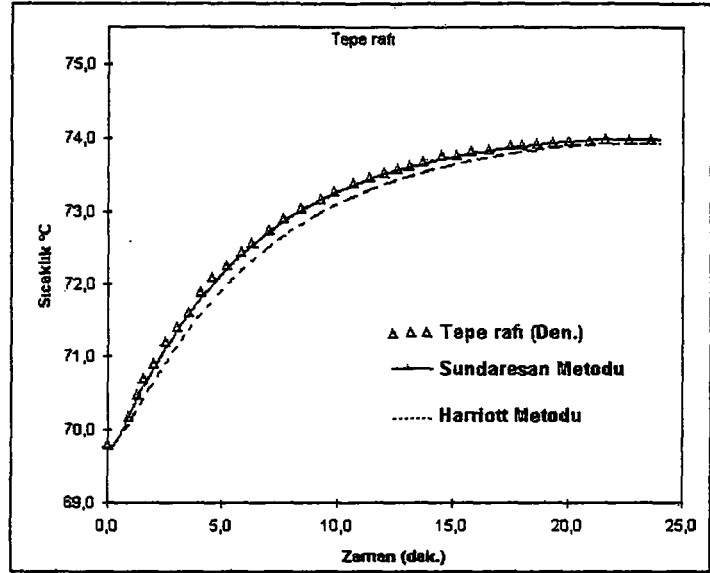
Tablo 3.5. d) Buhar Hızı Basamak Değişimlerine Ait Ölü Zaman ve Kazanç Değerleri

Deney No	1	2	3	4	5	6
Ölü Zaman (dak.)						
Besleme Rafi	0.80	0.90	1.00	1.20	0.60	1.20
Tepe Rafi	0.03	0.03	0.90	0.70	0.40	5.80
Tepe Ürünü	0.04	0.80	6.00	2.30	1.90	7.40
Kazanç						
Besleme Rafi (°C/(kJ/h))	0.01	0.02	0.01	0.02	0.01	0.01
Tepe Rafi (°C/(kJ/h))	0.02	0.03	0.01	0.03	0.05	0.02
Tepe Ürünü (W/W)/(kJ/h)	-6 E-04	-15 E -4	-2.6E -4	-20E-4	-12E-04	-7.7 E-4

3.3.2. 1 Numaralı Buhar Hızı Basamak Deneyine Ait Harriott ve Sundaesan Yöntemleri İle Bulunan Cevapların Deneysel Verilerle Grafikselsel Olarak Karşılaştırılması



Şekil 3.40 Besleme rafına ait karşılaştırma grafiği



Şekil 3.41 Tepe ürünü bileşimine ait karşılaştırma grafiği

3.4. PROSES KONTROL İLE İLGİLİ ELDE EDİLEN BULGULAR

Tablo 3.6. Geri Akış Basamak Değişimi İle Bulunan Açık Devre Ayar Değerleri

	PB	τ_I	τ_D
Proporsiyonel Tip Kontrol	34	—	—
Proporsiyonel-İntegral Tip Kontrol	37	2	—
Proporsiyonel-İntegral-Diferansiyel Tip Kontrol	28	1.2	0.3

Tablo 3.7 Buhar Hızı Basamak Değişimi İle Bulunan Açık Devre Ayar Değerleri

	PB	τ_I	τ_D
Proporsiyonel Tip Kontrol	540	—	—
Proporsiyonel-İntegral Tip Kontrol	599	3	—
Proporsiyonel-İntegral-Diferansiyel Tip Kontrol	448	1.8	0.45

IV.TARTIŞMA VE SONUÇ

Bu çalışma üç aşamadan oluşmuştur. İlk aşama, metanol-tersiyer butanol ikili karışımı için delikli, platolu bir destilasyon kolonunun besleme ve tepe rafları ile tepe bileşiminin dinamik davranışına ikinci dereceden transfer fonksiyonu modeli ile yaklaşarak, grafiksel yöntemlerle bu model parametrelerini belirlemeyi, dolayısıyla destilasyon kolonunun dinamiğini ortaya çıkarmayı; ikinci aşama, her bir deney için bulunan bu model parametrelerinin simülasyon ile verdiği cevapların, deneysel cevaplar ile uyumlu olup olmadığını tespit etmeyi; üçüncü aşama da, kolonun, belirtilen değişkenler için göstermiş olduğu davranışlara ait kontrol parametrelerini belirlemeyi içermektedir.

Yapılan bu çalışmada, dinamik davranışın ortaya çıkarılmasında, kazan ısıtıcısına ve geri akış akımına basamak ve darbe değişimleri uygulayarak besleme ve tepe raflarının sıcaklıkları ile tepe ürünü bileşiminin geçici durum dinamikleri, deneysel yoldan elde edilmiştir. Deneysel verilerden yararlanarak, hem darbe testi hem de basamak testi teknikleriyle zaman sabitleri, zaman gecikmesi ve proses kazançları hesaplanmıştır. Bu değerler, darbe testinde Bode diyagramı çizerek, basamak testinde de Harriott ve Sundaresan yöntemleri kullanarak hesaplanmıştır. Hesaplanan değerler, bulgular bölümünde, Tablo-3.4 ve Tablo-3.5'te sunulmuştur. Kazan hacminin, raflardaki sıvı tutunma hacimlerinden çok fazla olması nedeniyle kazan sıcaklığına ait ve kazan sıcaklığına bağlı olarak taban ürünü bileşimine ait geçici durum cevapları elde edilemediğinden bu iki değişken incelenememiştir.

Transfer fonksiyonlarının türetilmesinden sonra, bu modellerin zaman sahasındaki çözümü, ticarî bir simülasyon programıyla çözümlenmiştir. Önce, destilasyon kolonunun blok diyagramı oluşturulmuş, daha sonra deneylerden elde edilen verilerle transfer fonksiyonu parametreleri simülasyon modeline uygulanmıştır. Hem darbe hem de basamak testlerinde, denemelerde uygulanan değişim şiddetlerinin aynı simülasyon modeline de uygulanmış, sonra modelin zaman sahasındaki çözümü grafiksel olarak elde edilmiştir. Simülasyonda kullanılan model blok diyagramı şekil 3.5'te gösterilmiştir. Harriott ve Sundaresan yöntemleri ile türetilen transfer fonksiyonlarının simülasyonundan elde edilen dinamik cevap verileri, deneysel geçici durum dinamik cevap verileri ile karşılaştırıldığında, simülasyon sonuçlarının deneysel değerlerle uyum içinde oldukları gözlemlenmiştir (Şekil.3.40-3.41). Bu uyum, her iki yöntemle bulunan parametre değerlerinin birbirinden farklı olmasına rağmen geçerlidir. Şekil 3.1, 3.2, 3.3, 3.4, 3.38 ve 3.39'da, deneysel veriler ve simülasyon verileri karşılaştırılmıştır.

Basamak testine ait denemeler için, deneysel veriler, Harriott ve Sundaresan yöntemleri kullanılarak elde edilen model verileri, Şekil 3.40 ve 3.41'deki grafiklerde gösterilmiştir. Bu grafiklerde, Sundaresan yönteminin verileri deneysel verilerle daha çok uyduğu görülmektedir. Bunun nedeni, Sundaresan yönteminin proses reaksiyon eğrisinin tamamını göz önüne almasıdır. Halbuki, Harriott yönteminde eğri üzerinde iki nokta yardımı ile hesaplama yapılmaktadır. Bununla birlikte, bazı denemelerde Harriott yöntemi ile bulunan parametre değerleri, deneysel cevabın aşırı sönümlü olduğunu gösterirken, aynı denemelerde Sundaresan yöntemi ile bulunan parametre değerleri de cevabın sönümlü olduğunu göstermektedir. Bu farkın, Sundaresan yönteminde büküm noktasını doğru tespit edilemediğinden kaynaklandığı düşünülmektedir.

Deneysel geçici durum cevap eğrilerinden, Ziegler-Nichols açık devre ayar yöntemi ile P, PI, PID kontrol tiplerinin sahip olduğu parametre değerleri hesaplanmıştır. Bu parametre değerleri, Tablo 3.6 ve 3.7’de sunulmuştur.

Kontrol parametrelerinin, açık devre cevabı kullanarak, yani kontrol edicinin dinamiğini göz önüne almadan hesaplanması nedeniyle yeterince hassas olmadığından, bu değerler başlangıç değerleri olarak kullanılmalıdır. Bu nedenle, Ziegler-Nichols sürekli salınım yöntemi gibi, kontrol edicinin dinamiğini de göz önüne alan kapalı devre ayar yöntemleri yardımıyla kontrol parametrelerinin belirlenmesi, daha hassas sonuç açısından ileri bir aşama olarak ele alınabilir.

PROGRAM 1

(Bu program darbe testi sonucunda Bode çizimleri için gerekli verileri üretir.)

```

        DIMENSION XIN(200), TIN(200), XOUT(200), TOUT(200)
        COMPLEX GNUM,GDENOM,G1,G2,G3,G4,G5,G
        OPEN(6,FILE='XXX')
        OPEN(7,FILE='PDATA')
C      READ INPUT AND OUTPUT DATA
        READ (7,1)NIN,NOUT,WO,WMAX,WNUM
1      FORMAT(2I5,3F10.5)
        DO 5 I=1,NIN
2      FORMAT (2F10.5)
5      READ(7,2)TIN(I),XIN(I)
        WRITE(6,3)
3      FORMAT('      TIN      XIN')
        DO 10 I=1 NIN
10     WRITE(6,4)TIN(I),XIN(I)
4      FORMAT(1X,2F10.5)
        DO 15 I=1,NOUT
15     READ(7,2)TOUT(I),XOUT(I)
        WRITE(6,6)
6      FORMAT('      TOUT      XOUT')
        DO 20,I=1,NOUT
20     WRITE(6,4) TOUT(I),XOUT(I)
        DW=10.**(1./WNUM)
        W=0
100    IF(W.GT.WMAX) STOP
        IF(NIN.GT.1) GO TO 30
C      CALCULATE FIT FOR RECTANGULAR PULSE INPUT
        IF(W.EQ.0) GO TO 25
        G1=CMPLX(0.,W)
        G2=CMPLX(0.,-W*TIN(1))
        GDENOM=XIN(1)*(1.-CEXP(G2))/G1
        GO TO 50

```

```

C      FOR ZERO FREQUENCY
25  GDENOM=CMPLX(XIN(1)*TIN(1),0.)
      GO TO 50
C      CALCULATE FIT FOR ARBITRARY INPUT
30  IF(WW.EQ.0.) GO TO 40
      G1=CMPLX(0.,W)
      G2=CMPLX(0.,-W*TIN(1))
      GDENOM=XIN(1)*((CEXP(G2)-1.)/(TIN(1)*W**2)-CEXP(G2)/G1)
      DO 35 N=2,NIN
      DELTA=TIN(N)-TIN(N-1)
      G2=CMPLX(0.,-W*DELTA)
      G3=CMPLX(0.,-W*TIN(N-1))
      G4=CEXP(G2)
      G5=(G4-1.)/(DELTA*W**2)
      GDENOM=GDENOM+CEXP(G3)*(XIN(N)*(G5-G4/G1)
                -XIN(N-1)*(G5-1./G1))
35  CONTINUE
      GO TO 50
40  AREA=XIN(1)*TIN(1)/2.
      DO 41 N=2,NIN
      DELTA=TIN(N)-TIN(N-1)
41  AREA=AREA+(XIN(N)+XIN(N-1))*DELTA/2.
      GDENOM=CMPLX(AREA,0.)
C      CALCULATE FIT FOR ARBITRARY OUTPUT
50  IF(W.EQ.0.) GO TO 60
      G2=CMPLX(0.,-W*TOUT(1))
      GNUM=XOUT(1)*((CEXP(G2)-1.)/(TOUT(1)*W**2)-CEXP(G2)/G1)
      DO 55 N=2,NOOUT
      DELTA=TOUT(N)-TOUT(N-1)
      G2=CMPLX(0.,-W*DELTA)
      G3=CMPLX(0.,-W*TOUT(N-1))
      G4=CEXP(G2)
      G5=(G4-1.)/(DELTA*W**2)

```

```

      GNUM=GNUM+CEXP(G3)*(XOUT(N)*(G5-G4/G1)-XOUT(N-1)
          *(G5-1./G1))
55 CONTINUE
      GO TO 70
60 AREA=XOUT(1)*TOUT(1)/2.
      DO 61 N=2,NOUT
          DELTA=TOUT(N)-TOUT(N-1)
61 AREA=AREA+(XOUT(N)+XOUT(N-1))*DELTA/2.
      GNUM=CMPLX(AREA,0.)
C      CALCULATE TRANSFER FUNCTION
70 G=GNUM/GDENOM
      IF(W.EQ.0.) GO TO 90
      DB=20.*ALOG10(CABS(G)/ABS(GAIN))
      DEG=ATAN(AIMAG(G)/REAL(G))*180./3.1416
      IF((REAL(G)/GAIN).LT.0.) DEG=DEG-180.
      WRITE(6,75)W,G,DB,,DEG
75 FORMAT(1X,F10.3,2F10.5,2F10.2)
      W=W*DW
      GO TO 100
90 GAIN=REAL(G)
      WRITE(6,91)GAIN
91 FORMAT('STEADYSTATE GAIN= ',F10.3)
      WRITE(6,93)
92 FORMAT('Frequency Real Imaginary Log modulus Angle')
      WRITE(6,93)
93 FORMAT(' (RADIANS/TIME) (DB) (DEGREES)')
      W=WO
      GO TO 100
      END

```


PROGRAM 2

```

CLS
REM * Bu Program Harriott Yöntemiyle Kesirsel Cevap Eğrileri İçin*
REM * Öngörülen Polinomlardan Yararlanarak İkinci Dereceden Sistemlerin*
REM * Zaman Sabitlerini Hesaplar.*
PRINT "POLİNOM, Y=(“;A;”)+(“;B;”)*X+(“;C;”)*X^2+(;D;”)*X^3
      ŞEKLİNDEDİR”
A= -0.0231
B= 0.1009
C= -0.0035
D= 4E-05
H=0.73
REM *NEWTON-RAPHSON İLE KÖK BULMA İŞLEMİ BAŞLIYOR*
DEF FNY(X)=A + B*X + C*X^2 + D*X^3 - H
DEF FNT(X)=B + 2*C*X + 3*D*X^2
90 PRINT “-----”
INPUT “TAHMİNİ BAŞLANGIÇ DEĞERİ GİRİNİZ (G) “; G
140 X = G - FNY(G)/FNT(G)
IF ABS (FNY(X) - FNY(G))<0.01 THEN 180
G = X
I = I + 1
PRINT “X =”,X, “I = “;I
GOTO 140
PRINT “KÖK DEĞERİ = “; X, “DEVİR “;I
TOPT = X/1.3
T = 0.5*TOPT
YY= A + B*T + C*T^2 + D*T^3
PRINT “YY = “;YY
PRINT “TOPLAM ZAMAN SABİTİ DEĞERİ =”; TOPT
PRINT “CEVABIN 0.73’ÜNE TEKABÜL EDEN ZAMAN DEĞERİ=”;T
DEF FNG(X) = 0.379 - 0.475178*X + 0.49071*X^2 - YY
DEF FNS(X)= -0.475178 + 2*0.49071*X
INPUT “TAHMİNİ BAŞLANGIÇ DEĞERİ GİRİNİZ (K)=”;K
260 X = K - FNG(K)/FNS(K)

```

```
IF ABS (X - K)<0.01 THEN 310
IF ABS (FNY(X) - FNY(K))<0.01 THEN 310
K = X
N = N + 1
IF N > 500 THEN 310
PRINT "X=",X, "N=",N, " Y DEĞERİ=",FNG(X)
GOTO 260
310 PRINT "X= ",X, "N= ",N
T1 = TOPT*X
T2 = TOPT - T1
PRINT "ZAMAN SABİTLERİ :"
```



V. ÖZET

DELİKLİ PLATOLU BİR DESTİLASYON KOLONUNUN KONTROL PARAMETRELERİNİN İNCELENMESİ

Bu çalışmanın amacı, metanol- tersiyer butanol ikili karışımı için, delikli, platolu bir destilasyon kolonunun dinamik davranışına ve kontrolüne ilişkin parametrelerin incelenmesidir.

Çalışmada ilk olarak, destilasyon kolonunun, bu ikili karışıma ait dinamik davranışı incelenmiştir. Bu amaç için, sürekli destilasyon işlemi sırasında kolonun geri akış oranına ve kazan ısıtıcısına darbe ve basamak testleri uygulanmıştır. Uygulanan bu girdi değişimleri sonucunda, besleme ve tepe rafları sıcaklıkları ile tepe ürünü bileşiminin geçici durum cevapları elde edilmiştir. Sisteme, ikinci dereceden ölü zamanlı transfer fonksiyonu modeliyle yaklaşarak, bu deneysel verilerden sistemin zaman sabitleri, ölü zamanı ve kazancı hesaplanmıştır. Bu hesaplamalar, darbe testinde Bode diyagramları çizilerek, basamak testinde de Harriott ve Sundresan yöntemleri kullanılarak gerçekleştirilmiştir.

Hem darbe hem de basamak testleri sonunda hesaplanan model parametreleri, sistemin simülasyonu ile zaman sahasındaki çıktı cevaplarının elde edilmesinde kullanılmıştır. Oluşturulan simülasyon programına, deneylerde kullanılan girdi büyüklüklerinin aynısı girilerek ikinci dereceden transfer fonksiyonları zaman sahasında çözümlenmiştir. Simülasyon sonucu elde edilen çıktı değerleri ile deneysel veriler karşılaştırılmış ve uyum içinde oldukları görülmüştür.

Diğer bir simülasyon işlemi de basamak testinde, parametrelerin hesaplanmasında kullanılan Harriott ve Sundaresan yöntemlerinin karşılaştırılması için yapılmıştır. Bu yöntemler için elde edilen simülasyon sonuçları, deneysel sonuçlarla karşılaştırıldığında, Sundaresan yönteminin deneysel verilerle, Harriott yöntemine kıyasla daha çok uyum içinde olduğu görülmüştür. Bu farklılık, Sundaresan yönteminin, elde edilen cevap eğrisinin tamamını göz önüne almasından, diğer taraftan, Harriott yönteminin sadece eğrideki iki noktayı kullanmasından kaynaklanmaktadır.

Kolonun dinamik davranışını incelemek için kullanılmış olan cevap eğrileri kontrol parametrelerini hesaplamak için de kullanılmıştır. Kolonun kontrol parametreleri, Ziegler-Nichols açık devre ayar yöntemi ile hesaplanmıştır.

SUMMARY

EXAMINATION OF CONTROL PARAMETERS OF A PERFORATED PLATE DISTILLATION COLUMN

The aim of this study is to examine dynamic and control parameters of a perforated plate distillation column for the binary mixture of methanol-tertiary butanol.

First of all, the dynamic behaviour of distillation column for this binary mixture was examined. For this aim, pulse and step tests were applied to reflux ratio and heat input of the column during continuous distillation operation. Then, dynamic parameters that are time constants, time lag and gain were calculated with the aid of experimental response data obtained for temperatures of feed and top plate and composition of the top product by using second-order-plus-dead time model approximation. In the pulse tests, these parameters were calculated by drawing Bode diagrams and in the step tests by using Harriott and Sundaresan graphical methods.

Second-order-plus-dead time model parameters obtained from pulse and step tests were used for obtaining output data, at the time domain, from simulation of the system. In the simulation program formed, second-order-plus-dead time transfer function model was analysed for each test using the same values of pulse and step inputs used in the experiments. After comparing these simulation data with experimental data, it was seen that these two kinds of data were in harmony.

Another simulation study was made for comparing the methods that are Harriott and Sundaresan methods used in step tests for calculating the parameters. When data obtained from simulation of these methods were compared with the experimental data, it was seen that simulation data of Sundaresan method were more harmonious with experimental data than simulation data of Harriott method. This difference is because of that, Sundaresan method uses the whole response curve (process reaction curve), on the other hand, Harriott method uses only two points on the curve.

The response curves obtained from the experimental data were also used in calculating control parameters of the column. Control parameters were calculated using Ziegler-Nichols open-loop tuning method.

VI. KAYNAKLAR

1. Marshall W.R., Pigford R.L., (1947), "The Application of Differential Equation to Chemical Engineering Problems", University of Delaware Press, Newark
2. Huang C.T., Clements J., William C., (1982), "Parameter Estimation for the Second Order-Plus-Dead Time Model", *Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev.*, 21, 601-603
3. Oldenbourg R.C., Sartorius H., (1948), "The Dynamics of Automatic Controls", ASME, p. 276, New York
4. Sten J.W., (1970), "Evaluating Second-Order Parameters", *Instrum. Technol.*, 17(9), 39-41
5. Meyer J.R., Whitehouse G.D., Smith C.L., Murrill P.W., (1967), *Instrum. Control Syst.*, 40(12), 76
6. Sundaresan K.R., Prasad C.C., Krishnaswamy P.R., (1978), "Evaluating Parameters from Proses Transients", *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* 17,3,237-241
7. Huang C.T., Huang M.F., (1993), "Estimation Second Order Parameters from the Process Transient by Simple Calculation", *Ind. Eng. Chem. Res.*, 32, 128-30
8. Rangaiah G.P., Krishnaswamy P.R., (1994), "Estimating Second Order-Plus-Dead Time Model Parameters", *Ind. Eng., Chem. Res.*, 33, 1867-71
9. Tan K.K., Lee T.H., Wang Q.G., (1996), "Enhanced Automatic Tuning Procedure for Process Control of PI/PID Controllers", *AIChE J*, 42(9),2555-62
10. Ziegler J.G., Nichols N.B., (1942), "Optimum Settings for Automatic Controllers", *Trans. ASME*, 64, p.759
11. Cohen G.H., Coon G.A., (1953), "Theoretical Investigations of Retarded Control", *Trans. ASME*, 75. p.827
12. Lopez A.M., Murrill P.W., Smith C.L.,(1967), "Controller Tuning Relationships Based on Integral Performans Criteria", *Instrum. Tech.*, 14, p.57
13. Åström K.J., Hägglund T., (1984), "Automatic Tuning of Simple Regulators with Specifications on Phase and Amplitude Margins", *Automatica*, 20(5), 645-51
14. Yuwana M., Seborg D.E., (1982), "A New Method For On-Line Controller Tuning", *AIChE J*, 28(3), 434-40
15. Nishikawa Y., Sannomia N., Ohta T., Tanaka (1984), "A New Method for Autotuning of PID Control Parameters", *Automatica*, 20. 321-22
16. Rivera D.E., Morari M., Skogestad S., (1986), "Internal Model Control:4 PID Controller Design", *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 25, 252-65
17. Hwang S.H., Chang H.C., (1987), "A Theoretical Examination of Closed-Loop Properties and Tuning Methods of Single-Loop P₁ Controllers", *Chem. Eng. Sci.*, 42, 2395-2415
18. Lee J., (1989), "On-Line PID Controller Tuning from A Single Closed-Loop Test", *AIChE J*, 35, 329-31
19. Şaşmaz D.A., (1986), "Proses kontrol", İ.T.Ü. Kim. Met. Fak. Yay.,İstanbul

20. Moore C.F., 1970,1985, Lipták B.G., 1994,"Control Basics", 5-30, "Process Control", (1995), 3.Baskı, Butterworth-Heinemann Ltd. London
21. Aydın A., (1993), "Kimyasal Proses Dinamiği ve Kontrol", ISBN:975-404-331-0, İ.Ü. Müh. Fak. Yay., İstanbul
22. Luyben W.L., (1990), "Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers", 2. Baskı, McGraw-Hill Publishing. Company.,New York
23. Coulson J.M., Richardson J.F., Backhursts J.R., Harker J.H. 1991, "Chemical Engineering", Vol.2, 4. Baskı, Pergamon Press. G. Britain
24. Kirk-Othmer, (1979), Encyclopedia of Chemical Technology,Distillation, 3. Baskı, Vol. 7, 849-81, ISBN:0-471-02043-5, John Wiley & Sons Inc. New York
25. Hoffman H.L., Lupfer, 1970, Kane L.A., 1985, Jensen B.A., 1994, "Distillation:Basic Controls", 1169-1198, Process Control, 3. Baskı, Butterworth-Heinemann Ltd., London
26. Harriott P., (1964),"Process Control",ISBN 07-026785-5, McGraw-Hill Book Company, New York
27. Seborg D.E., Edgar T.F., Mellichamp D.A., 1989, "Process Dynamics and Control", John Wiley & Sons Inc, New York
28. Murrill P.W., (1970), PD Schnelle J.R., (1985), Lipták B.G. (1994), "Tuning PID Controllers", 144-58, Process Control, 3. Baskı, Butterworth-Heinemann Ltd., London

VII. ÖZGEÇMİŞ

1973 yılında İstanbul'da doğdum. 1991 yılında Özel Ortadoğu Lisesi'nden mezun oldum ve aynı yıl İ. Ü. Mühendislik Fakültesi Kimya Mühendisliği Bölümü'ne kaydoldum. 1996 yılında mezun olduktan sonra aynı yılın Ekim ayında İ.Ü. Fen Bilimleri Enstitüsü, Temel İşlemler ve Termodinamik Programı'nda yüksek lisansa başladım. Kasım 1996'da Kimya Mühendisliği Bölümü, Temel İşlemler ve Termodinamik Anabilim Dalı'na Araştırma Görevlisi olarak atandım ve halen bu görevimi sürdürmekteyim.

