

T.C.
GEBZE YÜKSEK TEKNOLOJİ ENSTİTÜSÜ
MÜHENDİSLİK VE FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

84704

**ETANOL ÜRETİLEN KESİKLİ BİR
BİYOREAKTÖRDE MODELE DAYALI
OPTİMUM SICAKLIK KONTROLÜ**

Ercan ÖZDEMİR
YÜKSEK LİSANS TEZİ
ENERJİ SİSTEMLERİ ANABİLİM DALI

Tez Danışmanı
Doç. Dr. Ali ALKUMRU

T.C. YÜKSEKÖĞRETİM KURULU
DOKÜMANTASYON MERKEZİ

GEBZE

1999

Bu tez çalışması G.Y.T.E. Mühendislik ve Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulu'nun 13.09.1999 tarih ve 99/129 sayılı kararıyla oluşturulan jüri tarafından Ergi-Sistem Anabilim Dalında YÜKSEK LİSANS tezi olarak kabul edilmiştir.



JÜRI

ÜYE : Doç. Dr. Ali ALKUMRU
(Tez Danışmanı)

ÜYE : Yrd. Doç. Dr. Mehmet KOBYA

ÜYE : Yrd. Doç. Dr. Cengiz YATMAZ

ONAY

G.Y.T.E. Mühendislik ve Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulu'nun 14.10.1999 tarih ve 99/132 sayılı kararı.

İmza / Mühür

ÖZET

Kesikli bir biyoreaktörde gerçekleşen etanol fermentasyonunda optimum sıcaklık kontrolü yapılması amaçlandı. Bu amaç doğrultusunda, ekzotermik reaksiyon sonucu açığa çıkan ısıнын alınması için biyoreaktöre ceket eklenmesine ve sıcaklık artışının bu ceketdeki soğutma suyunun debisi ayarlanarak etanol için optimum üreme sıcaklığı olan 12 °C’de sabit kalmasına çalışıldı.

Literatürden alınan matematiksel modeller kullanılarak, modele dayalı kontrol sistemlerinden biri olan IMC ile PID kontrol edicili klasik geri beslemeli kontrol sisteminin sıcaklık kontrolü için performansları gözlemlendi.

Proses verilen basamak etkisine karşı alınan tepki grafiğı diğer bir değişle proses tepki eğrisi elde edilmiştir. Proses, birinci dereceden ölü zamanlı proses (FOPTD) olarak kabul edilmiş ve sistem parametreleri buna göre hesaplanmıştır. Sistem parametreleri , PID ve IMC kontrol edici parametrelerinin bulunmasında kullanılmıştır.

Kapalı çevrim kontrol sistemlerinde, biyoreaktör içi sıcaklığı kontrolü yapılmış ve elde edilen veriler sonucunda her iki kontrol sisteminde etanol fermentasyonu sıcaklık kontrolü için uygun olduğu fakat IMC kontrol sisteminin hassasiyeti nedeniyle PID kontrol sistemine göre daha iyi performans gösterdiği saptanmıştır.

SUMMARY

The optimum temperature control for ethanol fermentation in a batch bioreactor was aimed. In this regard, it was studied that the jacket was mounted to reactor to remove the heat generated by the exothermic reaction and by adjusting the flow rate of cooling water in this jacket, the increase in temperature has been tried to maintain at 12 °C which is the optimum temperature for the ethanol production.

By utilizing the mathematical models adapted from the literature, the performance of two systems, classical feedback control system with PID controller and IMC which is one of the model-based control systems for temperature control have been observed.

The response graph is obtained for the step change given to the process in other words process reaction curve is obtained. Process was assumed as a first order process with time delay (FOPTD) and system parameters have been calculated according to this assumption. These system parameters have been used to estimate the PID and IMC controller parameters.

The temperature control in bioreactor by setting up closed-loop control systems has been performed and based on these data, it has been concluded that both control systems are suitable for temperature control in ethanol fermentation, but IMC system has showed better performance than PID control system due to its accuracy.

TEŞEKKÜR



Her zaman olduğu gibi çalışmalarım sırasında yardımlarını esirgemeyen tez danışmanım Doç. Dr. Ali Alkumru'ya, teorik yardımlarından dolayı Prof. Dr. M. Alaittin Hastaoğlu'na, Yrd. Doç. Ercüment Özer'e ve Arş. Gör. Nazan Günhan'a, her zaman yanımda olup beni destekleyen aileme teşekkürü bir borç bilirim.



İÇİNDEKİLER DİZİNİ

	SAYFA
ÖZET	iv
SUMMARY	v
TEŞEKKÜR	vi
İÇİNDEKİLER DİZİNİ	vii
SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ	ix
ŞEKİLLER DİZİNİ	xi
ÇİZELGELER DİZİNİ	xiii
1. GİRİŞ	1
2. KONU İLE İLGİLİ YAYINLAR VE ÇALIŞMALAR	3
3. FERMENTASYON TEKNOLOJİSİ	6
3.1 Genel Bilgiler	6
3.2 Fermentasyona Etki Eden Faktörler	6
3.3 Fermentör	10
3.3.1 Kesikli Fermentörler	10
3.3.2 Sürekli Tam Karıştırmalı Fermentörler	11
3.4 Fermentör Kontrolü	11
3.4.1 Sıcaklık Kontrolü	12
3.4.2 Köpük Kontrolü	13
3.4.3 Besi Ortamının Akış Hızı Kontrolü	13
3.4.4 pH Kontrolü	14
3.4.5 Çözünmüş Oksijen ve Oksijen Aktarım Katsayisinin Tayini ve Kontrolü	14
3.5 Fermentasyon Proseslerinde Isı Aktarımları	14
4. KONTROL MEKANİZMALARI	16
4.1 Geri Beslemeli Kontrol	16
4.1.1 Genel Bilgiler	16
4.1.2 PID Kontrol Edici	17
4.1.3 Basamak Testi Uygulanarak Birinci Dereceden Modellerin Grafik Uygulaması	18
4.1.3.1 Yatışkın Hal Kazancının Hesaplanması	18

4.1.3.2 Diğer Sistem Parametrelerinin Hesaplanması	20
4.1.3.3 Cohen-Coon Ayarlama Metodu ile Kontrol Edici Parametrelerinin Hesaplanması	21
4.1.3.4 Diğer Ayarlama Teknikleri	23
4.2 Modele Dayalı Kontrol	24
4.2.1 Genel Bilgiler	24
4.2.2 Internal Model Control (IMC) Yöntemi	24
4.2.3 IMC kontrol Edici Tasarımı	26
5. ETANOL FERMENTASYONU MATEMATİKSEL MODELİ VE OPTİMUM SICAKLIK KONTROLÜ	31
5.1 Etanol Fermentasyonu Kütle Dengesi	31
5.2 Fermentör Enerji Dengesi	35
5.3 Reaktör Sıcaklığı Kontrolü	36
5.3.1 Kütle ve Enerji Denkliklerinin Çözümü	37
5.3.2 Kontrol Sistemlerinin Bilgisayar Çözümleri	38
6. SONUÇLAR ve ÖNERİLER	40
KAYNAKLAR	47
ÖZGEÇMİŞ	50
EKLER	
EK1 Gee-Ramirez Etanol Fermentasyonu Parametreleri	
EK2 Proses Tepki Eğrisinden Sistem Parametrelerinin Hesaplanması	
EK3 Ayarlama Teknikleri Uygulanarak PID Kontrol Edici Parametrelerinin Hesaplanması	
EK4 Etanol Fermentasyonu Optimum Sıcaklık Kontrolü Programı	

SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ

τ	Zaman sabiti, (h)
ρ	Sıvı yoğunluğu, (kg/m ³)
ΔH_{F_G}	Glukoz reaksiyon ısısı, (kJ/mol)
ΔH_{F_M}	Maltoz reaksiyon ısısı, (kJ/mol)
ΔH_{F_N}	Maltotrioz reaksiyon ısısı, (kJ/mol)
A	Isı transferi alanı, (m ²)
C _p	Sıvı ısı kapasitesi, (kJ/kg °C)
E ₀	Etanol başlangıç konsatrasyonu, (mol/m ³)
E _{Ki}	Michaelis sabiti için Arrhenius aktivasyon enerjisi, (cal/mol)
E _{Ki'}	İnhibisyon sabiti için Arrhenius aktivasyon enerjisi, (cal/mol)
F	Akış hızı
G	Glikoz konsatrasyonu, (mol/m ³)
G ₀	Glikoz başlangıç konsatrasyonu, (mol/m ³)
k _{i0}	Michaelis sabiti için Arrhenius frekans faktörü, (h ⁻¹)
K	Proses kazancı
K' _G	Glikoz için inhibisyon sabiti, (mol/m ³)
K' _M	Maltoz için inhibisyon sabiti, (mol/m ³)
K _G	Glikoz için Michaelis sabiti, (mol/m ³)
K _M	Maltoz için Michaelis sabiti, (mol/m ³)
K _N	Maltotrioz için Michaelis sabiti, (mol/m ³)
M	Maltoz konsatrasyonu, (mol/m ³)
M ₀	Maltoz başlangıç konsatrasyonu, (mol/m ³)
N	Maltotrioz konsatrasyonu, (mol/m ³)
N ₀	Maltotrioz başlangıç konsatrasyonu, (mol/m ³)
R	Gaz sabiti, (cal/mol K)
R _{E_G}	Verim, (mol glukoz/mol şeker)
R _{E_M}	Verim (mol maltoz/mol şeker)
R _{E_N}	Verim, (mol maltotrioz/mol şeker)



R_{x_G}	Verim, (mol glukoz/mol biokütle)
R_{x_N}	Verim, (mol maltot/mol biokütle)
R_{x_M}	Verim, (mol maltoz/mol biokütle)
t	Fermentasyon zamanı, (h)
t_0	Gecikme zamanı, (h)
T	Fermentasyon sıcaklığı, ($^{\circ}\text{C}$)
T	Örnekleme zamanı, (h)
T_c	Soğutma suyu sıcaklığı, ($^{\circ}\text{C}$)
U	Toplam ısı transfer katsayısı, ($\text{J/h m}^2 \text{ }^{\circ}\text{C}$)
V	Fermentör hacmi, (m^3)
V_G	Glikoz için maksimum reaksiyon hızı, (h^{-1})
V_M	Maltoz için maksimum reaksiyon hızı, (h^{-1})
V_N	Maltotrioz için maksimum reaksiyon hızı, (h^{-1})
X	Biyokütle konsatrasyonu, (mol/m^3)
X_0	Biyokütle (maya) başlangıç konsatrasyonu, (mol/m^3)

ŞEKİLLER DİZİNİ



Şekil 3.1	Fermentasyon sıvısı sıcaklığının mikro organizmaların büyüme hızına olan etkisi	7
Şekil 3.2	Bir fermentörde mikroorganizmaların spesifik büyüme hızı (a) Monod eşitliği (b) substrat inhibisyonu etkisi	9
Şekil 4.1	Geri beslemeli kontrol sistemi blok diyagramı	16
Şekil 4.2	Oransal, İntegral ve Türevsel (PID) Kontrol Mekanizması	17
Şekil 4.3	Proses tepki eğrisinden, FOPDT proses parametrelerinin bulunması (1. Metot)	20
Şekil 4.4	Proses tepki eğrisinden, FOPDT proses parametrelerinin bulunması (2. Metot)	21
Şekil 4.5	Cohen-Coon ayarlama tekniği, yaklaşık tepki eğrisi	22
Şekil 4.6	IMC sistemi blok diyagramı	25
Şekil 4.7	IMC yapısının z domainde blok diyagramı	27
Şekil 5.1	Basitleştirilmiş kapalı çevrim sıcaklık kontrolü	37
Şekil 5.2	Soğutma suyu debisine verilen $0.15 \text{ m}^3/\text{h}$ lik basamak etkisine karşı prosesin verdiği tepki	39
Şekil 6.1	Etanol fermentöründe, sıcaklığın PID kontrolünün sonuçları ($K_C=30.2$, $\tau_I=46.71$, $\tau_D=7.11$)	41

Şekil 6.2	Etanol fermentöründe, soğutma suyu debisinin PID kontrolünün sonuçları ($K_C=30.2$, $\tau_I=46.71$, $\tau_D=7.11$)	41
Şekil 6.3	Etanol fermentöründe, sıcaklığın PID kontrolünün sonuçları ($K_C=17.68$, $\tau_I=165$, $\tau_D=9.39$)	42
Şekil 6.4	Etanol fermentöründe, soğutma suyu debisinin PID kontrolünün sonuçları ($K_C=17.68$, $\tau_I=165$, $\tau_D=9.39$)	42
Şekil 6.5	Etanol fermentöründe, sıcaklığın PID kontrolünün sonuçları ($K_C=17.41$, $\tau_I=162.5$, $\tau_D=7.19$)	43
Şekil 6.6	Etanol fermentöründe, soğutma suyu debisinin PID kontrolünün sonuçları ($K_C=17.41$, $\tau_I=162.5$, $\tau_D=7.19$)	43
Şekil 6.7	Etanol fermentöründe, sıcaklığın IMC kontrolünün sonuçları	44
Şekil 6.8	Etanol fermentöründe, soğutma suyu debisinin IMC kontrolünün sonuçları	44
Şekil 6.9	Şeker ve biyokütle konsantrasyonlarının zamanla değişimi (12 °C)	45
Şekil 6.10	Etanol konsantrasyonunun zamanla değişimi (12 °C)	45

ÇİZELGELER DİZİNİ

SAYFA

Çizelge 4.1 Değişik ayarlama teknikleri PID parametrelerinin bulunması

23



1. GİRİŞ

Dünyada başgösteren enerji bunalımına çözümler aranmaktadır. Yeni yüzyılla beraber etanol, metanol ve diğer alkoller içeren alternatif yakıtlara yönelmenin olacağı belirtilmektedir [US Department of Energy, 1992]. Etanol üretiminin yaklaşık %80'i fermentasyonla gerçekleştirildiğinden, fermentasyon teknolojisi yakın bir tarihte çok önem kazanacaktır.

Mikroorganizmaların rol aldığı biyolojik olaylar ve meydana getirdikleri ürünler binlerce yıllardan beri bilinmektedir. İnsanların bu ürünlerle tanışmaları ve arkasından yaptıkları ilk buluşlar ve edindikleri deneyimler önce bireysel olmuş, daha sonra bunlar toplumların genel kültürlerine mal olmuştur. İlk çağlarda başlayan ilk fermentasyon teknikleri, zamanımızda gelişmiş teknolojinin kullanılmasıyla artan bir hızla devam etmektedir.

Biyoteknoloji tabanlı ürünler ticari amaçlı üretilen ve hızlı gelişmelerin gözlemlendiği bir alandır. Fermentasyon proseslerinde, ürün kalitesinin istenen düzeyde olması için kontrol gereklidir. Optimum kontrolün uygulanması, istenen kalitedeki ürünü elde etmenin yanında maliyet fiyatlarının düşmesi ve ürün veriminin artmasını sağlar. Ancak, biyokimyasal proseslerin kontrolü kimyasal prosesler kadar kolay gerçekleşmemektedir. Bunun sebebi, mikroorganizmaların hassasiyeti nedeniyle kontrol mekanizmasının uygun bir şekilde tasarım gerekliliği ve hücrelerin dış ortamdan nasıl etkilendiklerinin tam olarak bilinmemesidir.

Bir fermentör sisteminde, işletme sıcaklığı, pH, çözünmüş oksijen, köpük, debi vb. değişkenlerin istenen değerde sabit kalmasını sağlayabilmek için uygulanacak uygun kontrol sisteminin seçimi çok önemlidir.

Her bir mikroorganizmanın yaşayabileceği ve maksimum verimin sağlanabileceği optimum sıcaklık değerleri vardır. Mikroorganizmalar düşük sıcaklıklarda fermentasyon hızının düşmesine ve dolayısı ile fermentasyon süresinin artmasına sebep olmaktadır. Yüksek sıcaklıklar ise mikroorganizmaların zarar görmesine ve istenmeyen yan ürünlerin oluşmasına sebep olur. Bu nedenle, 1-2 °C hassasiyetle ortam sıcaklığı kontrolü gereklidir.



2. KONU İLE İLGİLİ YAYINLAR VE ÇALIŞMALAR



Alves et al. (1998), yarı kesikli etanol üretim proseslerinin optimizasyonu için adaptif bir kontrol şeması geliştirmişlerdir. Fermentasyon prosesi, kütle dengesi eşitlikleri ve sinir ağları kullanılarak, hibrit sinir modeli ile modellenmiş ve fermentasyon kinetiği buna göre gösterilmiştir. Kullanılan ağ, fonksiyonel link ağları (FLN), kendi parametrelerinin lineer tahminini sağlar. Buda her örnekleme zamanında parametrelerin tekrar tahmin edilebilmesini sağlar.

Roca et al. (1996), sabit yataklı bir bioreaktörde tutuklanmış *Saccharomyces cerevisiae* kullanarak on-line bilgi-tabanlı etanolik fermentasyon kontrolü için bir sistem geliştirmişlerdir. Bilgi-tabanlı bilgisayar destekli kontrol, sıcaklık, pH, debi, karbondioksit üretimi gibi proses değişkenlerinin hassas bir şekilde on-line ölçülmesini içermektedir. Ölçülen bu veriler, prosesin durumu veya sistem hataları hakkındaki eğilimi göstermekte ve öneri ve/veya alarmlar vermektedir. Sonuçlar kontrol sisteminin güvenilirliğini göstermektedir.

Radhakrishnan et al. (1999), kesikli fermentörlerde NARMAX modeline dayanan lineer olmayan self-tuning kontrol edici tasarlamış ve bu kontrol edicinin Internal Model Control (IMC) ve Predictive Control (PC) yöntemlerine göre avantajlarını belirtmişler ve endüstriyel proseslerin kontrolü için bu yöntemi tavsiye etmişlerdir.

Satishkumar and Chidambaram (1999), kararsız bioreaktörlerin kontrolü için fuzzy mantığı ile ayarlanan PI kontrol edici tasarlamışlardır. Similasyon örnekleri, biyoreaktörlerde sabit PI kontrol ediciye göre osilasyonların azaldığını göstermektedir.

Engasser (1998), yaşıyan hücre içeren reaktörlerin optimizasyonu ve tasarımı hakkında bilgiler vermiştir. Böylece biyoreaktörün modellenmesi, kontrolü, tasarımı ve kullanılan katalizörler için bazı önerilerde bulunmuşlardır.

Kurnaz (1984), serbest ve tutuklanmış *Saccharomyces cerevisiae* mayası ile kesikli ve sürekli etanol üretimini incelemiş, kinetik parametrelerini ve optimum çalışma koşullarını ortaya koymuştur. Bunun dışında oksijenli ortamda maya üretimini incelemiş, organizma spesifik üreme hızına, pH, sıcaklık, başlangıç substrat konsantrasyonu etkisini gözlemlemiştir.

Henson and Seborg (1991), lineer olmayan tek giriş-tek çıkış (SISO) sistemler için IMC stratejisini önermiş, nominal performansın sağlanması için kontrol edici ve lineer olmayan filtre tasarımını gerçekleştirmişlerdir. Bazı kabuller kullanılarak, kapalı çevrim sistemi, lineer IMC de olduğu gibi, aynı kararlılık, mükemmel kontrol ve sıfır offset özelliklerini göstermiştir. Sürekli fermentör için simülasyon sonuçları, lineer olmayan IMC sisteminin avantajlarını ortaya koymuştur.

Ben-Hassan et al. (1991), fermentasyon proseslerinde pH'ın ölçümü ve kontrolü üzerinde çalışmışlardır. pH ölçümlerinin yanıtını yüksek derecede doğrusal olmadığından yapılan klasik kontrol sistemlerinde problemler çıkmaktadır. Bu nedenle pH kontrolü ve ölçümü için bilgisayar destekli hardware-software kısımları hakkında bilgi vermişlerdir. Bu sistem her türlü fermentasyon prosesine uygulanabilmektedir.

Cooney et al. (1977), fermentasyon proseslerinde biyokütle konsantrasyonunu ölçmek amacıyla detaylı bir metot geliştirmişlerdir. Bu metot, uygun ticari sensörlerin kullanımıyla, fermentasyon parametrelerinin direk olarak gözlenmesine ve madde denkliliklerine bağlı olarak ifade edilmiştir. Yaptıkları çalışmada oluşturdukları metotun bir uygulaması olarak *Saccharomyces cerevisiae* mayasının glikoz üzerinde, oksijenli şartlar altında, kesikli kültürde büyümesi örnek olarak verilmiştir. Bu durum için stokiyometrik büyüme eşitliği ifade edilmiş ve eşitlikteki her bir katsayının bulunması amacıyla C, N, H ve O₂ için madde denklilikleri yazılmıştır. Ayrıca oksijen tüketim ve CO₂ oluşum hızlarını ifade eden

bağıntılar çıkartılmıştır. Bu eşitlikler kullanılarak fermentasyon prosesinin performansı ve biyokütle derişiminin sürekli olarak gözlenebileceğı gösterilmiştir.

Rolf and Lim (1985), adaptif on-line optimizasyon yöntemini, sürekli fermentörde ekmek mayasının hücre üretimini maksimize etmek amacıyla uygulamıştır. Deneyler, bilgisayar ile kontrol edilen fermentör sistemine uygulanmıştır. Deneysel sonuçlar ve ön bilgiler adaptif on-line optimizasyon sisteminin uygulanabileceğini göstermişlerdir.

Shi et al. (1989), adaptif on-line optimum kontrol sistemlerinin, biyoreaktör sistemlerine uygulanmaları hakkında bilgi vermişlerdir. Biyoreaktör sistemlerinin özellikleri, zaman değişimli ve doğrusal olmayan yapıda olduğu için PID tipi ve optimum kontrol ediciler uygulanmak istenmiştir. Yapılan çalışmalar teorik olarak gerçekleşmiştir.

Zhao and Skogestad (1997), sürekli biyoreaktörlerde, beş farklı kontrol konfigürasyonunu mikrobiyal gelişme proseslerinin analizlerini yapmışlardır.

3. FERMENTASYON TEKNOLOJİSİ

3.1. Genel Bilgiler

Fermentasyon, mikroorganizmaların metabolik aktivitelerini kullanarak organik maddeler üzerindeki kompleks dönüşümdür. Biyokatalizörler yardımı ile bir maddenin istenen ürüne dönüşümü, bir reaksiyon veya reaksiyonlar serisi ile gerçekleşir.

3.2. Fermentasyona Etki Eden Faktörler

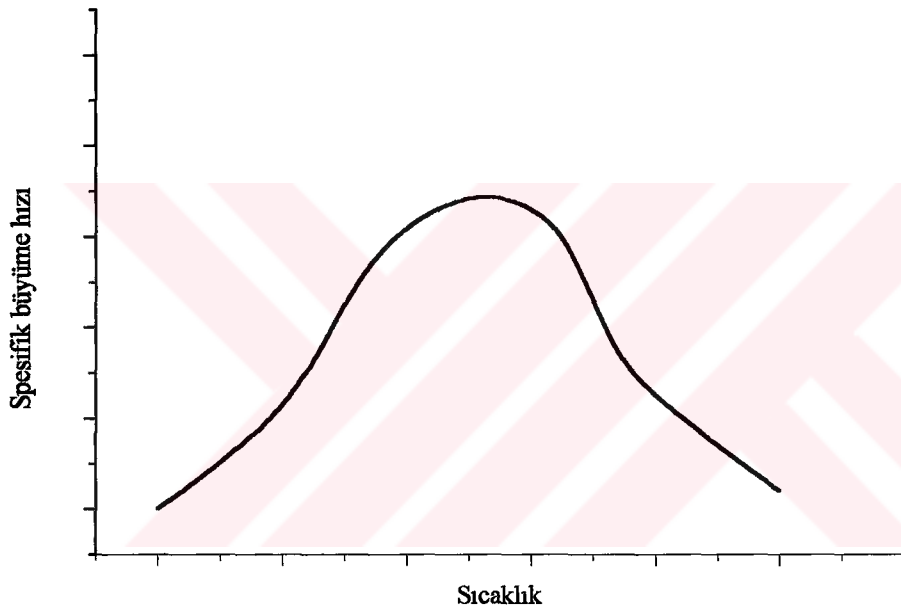
Mikroorganizmaların çoğalması için kullanılan besinin, mikro organizmaların gelişimini sağlayacak nitelikte olması gerekmektedir. Herbir mikroorganizma fermentasyon sonucunda asit veya yan ürün oluşturur. Ortamın asitliği ürün oluşumu veya reaktif kaybolması nedeniyle artar. Bu nedenle pH'ın kontrol edilmesi gerekir. Herbir mikroorganizma maksimum verimi sağlamak için belirli bir pH değerine ihtiyaç gösterir. pH kontrolü için belirli tamponlar kullanılabilir. pH kontrolü için en çok kullanılan tampon CaCO_3 tır. Eğer ortamda asitlik artıyorsa asitliğin artışına göre ortama kireç, NaOH, amonyum, amonyum hidroksit gibi bazlar; ortamın asitliği düştüğünde ise mineral asitler eklenir.

Herbir mikroorganizmanın yaşayabileceği ve maksimum verimi sağlayabileceği optimum sıcaklıklar vardır. Düşük sıcaklıklarda mikroorganizmaların gelişimi yavaşlar ve fermentasyon hızı düşer. Yüksek sıcaklıklarda ise mikroorganizmaların birçoğu ölür. Fermentasyonda metabolik faaliyetler sonucu ısı açığa çıkabilir. Mikrobiyal faaliyetler sonucu oluşan ısının soğutma sistemiyle uzaklaştırılması gerekir. Sıcaklığın belirlenen aralığın dışına çıkması, düşük verimli prosese sebep olur [Price, 1985].

Organizma için gelişme ve ölüm hızları arasındaki fark olan tüm gelişme hızı Arrhenius eşitliği ile aşağıdaki gibi ifade edilir [Russell, 1987].

$$dm/dt = M[A \exp(-E/RT) - A' \exp(-E'/RT)] \quad (3.1)$$

Burada, M, hücre kütlesi; A, A', gelişme ve ölüm sabitleri; E, E', gelişme ve ölüm aktivasyon enerjileri ve T, mutlak sıcaklıktır (Şekil 3.1). Sıcaklığın pek çok organizmaların üzerindeki etkisi ile ilgili veriler Atkinson ve Mavituna tarafından verilmiştir (1983). Isı üretim miktarı, hücre gelişimi ve yaşamı arasındaki dengeye bağlıdır. Optimum şartların sağlanması, fermentörden üretilen ısıyı çekilmesini gerektirmektedir. Üretilen ısı, oksijen tüketim hızından tahmin edilebilir [Cooney et al., 1969].



Şekil 3.1 Fermentasyon sıvısı sıcaklığının, mikroorganizmaların büyüme hızına olan etkisi (Russell, 1987).

Aerobik fermentasyonda çözülmüş oksijen belirli bir değerde kalmalıdır. Bu nedenle yeterince havalandırma ve mükemmel bir karışımın sağlanabileceği bir karışım sistemine ihtiyaç vardır. Aerobik fermentasyonda, mikroorganizmalar yalnızca çözülmüş oksijen kullanabildiklerinden ve oksijen suda daha az çözünür olduğundan, oksijenin fermentasyon sıvısına kütle transferi genelde hız limitleyici faktördür. Hücre gelişmesi için gerekli olan oksijen aşağıdaki eşitlik ile hesaplanabilir [Mateles, 1971].

$$\text{kg O}_2 / \text{kg X} = \frac{32(\text{C}) + 8(\text{H}) + 16(\text{O})}{\text{YM}} + (\text{O}') - 2.67(\text{C}') + 1.7(\text{N}') - 8(\text{H}') \quad (3.2)$$

Burada, Y, hücresel verim/substrat; M, karbon kaynağının moleküler ağırlığı; O, C, H, N, atom sayısı / substrat molekülü ve O', C', H', N', hücrede bulunma oranlarıdır.

Fermentasyon sonucunda mikroorganizmalara göre değişen toksik ürünler oluşabilir. Bunların sterilize edilmesi gerekmektedir. Sterilizasyon süresi ve sıcaklığı önemlidir. Sterilizasyon 150 °C gibi yüksek sıcaklıklarda gerçekleşir. Zararlı mikroorganizmalarda parçalanır. Sterilizasyon maddesi olarak etilen oksit veya etil alkol kullanılabilir.

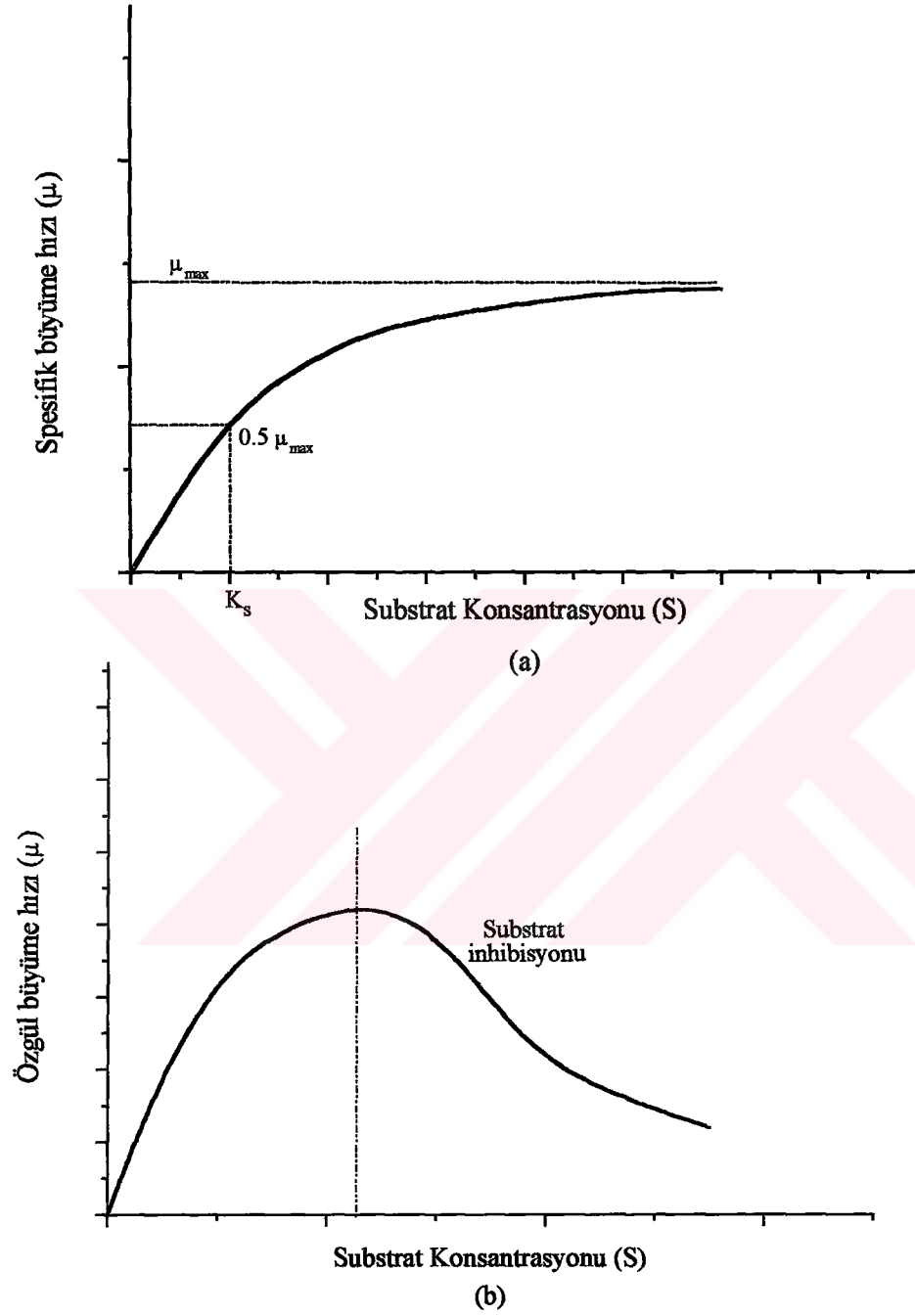
Aşılama derecesinde verimi etkileyebilir. Bazı mikroorganizmalar için maksimum verime ulaştırmak için %1 aşılama gerekirken, diğerlerinde %10-20 aşılama tercih edilebilir.

Mikrobiyal bir hücrede yaklaşık C:N:P:S oranı 100:10:1:1 dir [Price, 1985]. Pek çok organik bileşik fermentasyon üzerinde rol oynar. Bunlar organik çözücüler, pestisitler, alkoller ve yüksek konsantrasyonlu uzun zincirli yağ asitleridir. Monod eşitliği, gelişme hızı ile her substrat konsantrasyonu arasında aşağıdaki gibi bir ilişki sağlar.

$$\mu = \mu_m \left[\frac{S}{K_s + S} \right] \quad (3.3)$$

Burada, μ , spesifik büyüme hızı; $\mu_{\max}$, maksimum spesifik büyüme hızı; S, substrat konsantrasyonu; K_s , μ maksimum hızın yarısı olduğunda substrat konsantrasyonuna eşit olan reaksiyon sabitidir. Bu eşitlik, Şekil 3.2a'da grafiksel olarak gösterilmektedir. $S > 10 K_s$ olduğu durumlarda μ sabitlenir. Daha yüksek substrat konsantrasyonlarında mikroorganizma inhibisyonu dolayısı ile μ azalır (Şekil 3.2b). Düşük substrat konsantrasyonlarında farklı bir reaksiyon başlayabileceğinden, bu eşitlik ile organizma davranışı her zaman tahmin edilemez. Ticari substratlar kullanıldığında pek çok mikroorganizma tek bir gelişme substratı

kullanacak, birincisi tükendikten sonra ikinciyi kullanmaya başlayacaktır. Bu kesikli fermentör için çevrim zamanını artırır ancak sürekli fermentörde substrat kaybı yüksek olacaktır [Russell, 1987].



Şekil 3.2 Bir fermentörde mikroorganizmaların özgül gelişme hızı : (a) Monod eşitliği (b) substrat inhibisyonu etkisiyle (Russell, 1987)

Bu sebeple, besi optimizasyonu özgül büyüme hızını ve verimi artırır. Kesikli fermentörlerde besi, optimum seviyeyi korumak için sürekli eklenmeliyken, sürekli fermentörlerde besi dağılımında daha fazla dikkat gerekmektedir.

3.3. Fermentör

Fermentör, mikroorganizma gelişimi kontrolü için karıştırma, sıcaklık ve fermentasyon ortamının havalandırılması işlemlerinin ayarlanarak optimum şartların sağlandığı bir biyoreaktördür.

Fermentörlerde üç temel işletim modeli uygulanır. Bunlar kesikli, sürekli ve yarı sürekli. Kesikli uygulamalarda proses sona erene kadar substrat ilave edilmez ve ürün alınmaz. Kesikli prosesler, ticari olarak sürekli prosesler kadar tercih edilmemektedir. Daha ekonomik olan sürekli proseslerde substrat ilavesi ve ürün alınması sürekli. Sürekli fermentasyona, margarin üretiminde süt fermentasyonu ve biyolojik atıksu arıtımı örnek olarak gösterilebilir. Yarı sürekli fermentasyonlarda ise substrat konsantrasyonu proses sırasında değişebilir fakat ürün alımı proses sona erene kadar gerçekleşmez. Ekmek mayası ve antibiyotiklerin, örneğin penisilin, ticari olarak yarı sürekli proseslerde elde edilmesi büyük miktarda ekonomik kazanç sağlar [Johnson, 1987].

3.3.1. Kesikli Fermentörler

Bu tür fermentörler genellikle basit bir reaktörden oluşmaktadırlar. Reaksiyona girecek maddeler ve katalizörler bu kabın içine konularak istenen oranda ürün oluşuncaya kadar, uygun koşullarda ve iyice karıştırılarak bekletilir. Reaksiyon sonunda karışım, reaktörden çıkarılarak istenen ürünler ayrılır ve saflaştırılır.

Reaksiyona giren maddelerin yavaş yavaş katıldığı ve zamanla oluşan ürünlerin belirli süreçlerde alındığı yarı sürekli reaktörlerde bu grubun alt türü olarak kabul edilmektedir.

Kesikli reaktörlerde istenen verimde ürün oluşabilmesi için geçen süreye, reaksiyona giren maddelerin reaktörde kalış süresi denir. Bu süre reaksiyonun mekanizması ile hızına, çevresel koşullara, reaksiyon ortamının karıştırılma derecesine ve reaktörün hidrolik karakterine bağlıdır.

3.3.2. Sürekli Tam Karıştırmalı Reaktörler

Bu tür reaktörlerde besleme ile ürün alım işlemleri sürekli olarak yapılmakta ve reaksiyon sırasında ortamın ideal olarak karıştırılması sağlanmaktadır.

Bu ilkeye göre çalışan reaktörler bir veya birden fazla, seri veya paralel olarak işletilirler. Dizi reaktörlerdeki hızlı karışma, reaksiyon karışımının bir reaktörden diğerine homojen bir şekilde kolayca akmasını sağlar. Reaksiyon hızları bilindiği takdirde sürekli reaktörlerdeki kütle akışı gözönüne alınarak genel tasarım denklemleri türetilir [Pekin, 1983].

3.4. Fermentör Kontrolü

Biyoteknoloji endüstrisi hızlı gelişme gösteren alanlardan birisidir. Biyoteknoloji tabanlı ürünler örneğin eczacılık ve sağlık bakım ürünleri, ziraat ürünleri ve kimyasallar ticari olarak kullanılmaktadır. Fermentasyon proseslerinin optimum şartlardaki kontrolü, direk olarak bu fermentasyon endüstrilerini etkilemektedir. Uygun kontrolün sağlanması aynı zamanda istenen ürünün kalitesini koruyarak, maliyet fiyatlarının düşmesi ve ürün verimliliğinin artmasını sağlar. Son yıllarda fermentasyon teknolojisinde işletme sıcaklığı, pH ve çözünmüş oksijen konsantrasyonunu istenen seviyede sabit tutmak için kontrol uygulanmaktadır. Fakat fermentasyon teknolojisinde uygulanan kontrol henüz kimya endüstrisine yetişmemiştir.

Biyokimyasal proseslerin kontrolü kimyasal proseslerin kontrolü kadar kolay değildir. Buna mikroorganizmaların hassasiyeti nedeniyle çok hassas kontrolün gerekliliği ve hücrenin dış ortamdan nasıl etkilendiğinin tam anlamıyla bilinmemesi

sebepler olabilir. Fermentör kontrolünü zor kılan faktörler ; (1) Dinamik davranışları lineer değildir, (2) Hassas proses modelleri biyokimyasal proseslerin karmaşıklığı nedeniyle ender olarak elde edilir, (3) Model parametrelerinin tahmini değişiklikler göstermektedir, (4) Hücreler arası aktiviteleri ölçecek, prosesi karakterize edebilecek güvenilir biyosensörler ender olarak mümkündür.

Fermentasyon süreçlerinin kontrolünde temel ilke, fermentördeki parametre değişimlerini kontrol ediciye göndermek ve bu verileri daha önce belirlenen referans değerlerle karşılaştırmaktır. Bulunan değer, referans değerinden farklı ise kontrol edicinin çıkışına bağlanan vana, pompa gibi özel düzeneklerle bu parametrelerin istenen değere getirilmesi sağlanır. Fermentasyon sırasında kontrol edilmesi zorunlu olan fiziksel ve kimyasal değişkenler ile bunların ölçüm yöntemleri aşağıda kısaca özetlenmiştir.

3.4.1. Sıcaklık Kontrolü

Sıcaklık kontrolü genellikle, fermentasyon sıvısına batırılmış, civa haznesi çelikten olan özel termometreler veya termo çiftler (thermocouples), termistörler gibi metallerin elektriksel dirençlerinin değişmesine dayanan elektronik termometreler yardımı ile yapılır.

Termo çiftler : Seebeck ısı e.m.f., devrenin iki ucu arasında oluşan gerilim farkıdır. Gerilim farkı, bu iki ucun sıcaklıkları ve malzemesine bağlıdır. Seebeck gerilimi, iki ucun sıcaklıkları arasındaki fark ile orantılı olduğu için bir ucun sıcaklığı bilinen referans sıcaklık olmalıdır. Özel metal veya metal alaşımlarının kullanıldığı bazı standart termo çift konfigürasyonları benimsenmiş ve bunlar harfler kullanılarak gösterilmiştir. E tipi, yüksek Seebeck sabiti, düşük ısı iletimi ve korozyona karşı rezistansı sebebi ile düşük sıcaklık ölçümleri için idealdir. Ayrıca J, T ve K tipleride, yüksek Seebeck sabitleri ve düşük maliyetleri sebebiyle popülerdir. Termo çiftler, ekonomik ve dayanıklıdır. Küçük olmaları nedeniyle hızlı tepki verirler. Hızlı tepkinin önemli olduğu yerlerde iyi seçenektirler.

Rezistans Sıcaklık Dedektörü (RTD) : Bir metal iletken içeren elektriksel devre elemanıdır. Platin ve nikel en yaygın kullanılanlardır. RTD lerin $0.4 / ^\circ\text{C}$ civarında bir sıcaklık katsayısı vardır. Platin RTD ler küçülen ölçüsü, artan dayanıklılığı ve düşük maliyeti sebebiyle seramik substrat üzerine ince bir film tabakası formundada bulunabilir.

Termistör : Termistörde, sıcaklığa hassas bir rezistördür ve yarı iletken malzemeden oluşur. Termistörlerin bir çoğu negatif sıcaklık katsayısına sahiptir ve sonuçları lineer değildir. Termistörler düşük maliyetli ve yaygın sıcaklık belirleme cihazları arasında en hassas olanıdır. Ayrıca küçüktürler ve çabuk tepki verirler [Wernerspach, 1986].

3.4.2. Köpük Kontrolü

Köpük oluşumu, mekanik köpük kırıcılar veya kimyasal maddeler yardımı ile engellenebilir. Kimyasal maddeler içinde silikon en iyisi olmakla beraber, üretim fermentörlerinde ucuzluğu nedeniyle bitkisel yağlar kullanılmaktadır. Bunların, karbon ve enerji kaynağı olarak mikroorganizmalarca kullanılması maliyet yönünden üstünlük olarak değerlendirilebilir. Köpük oluşumunun yüksek miktarda olduğu fermentasyon sistemlerinde köpük kırıcılar ile birlikte köpük kontrol edicilerinde kullanılması şarttır. Bu nedenle iletkenlik ve elektriksel sığa ölçümüne dayanan metalik uçlardan yararlanılır. Fermentasyon sıvısının üst kısmında oluşan köpük, bu uçların bulunduğu yere yükseldiğinde elektriksel akımda değişme olacağından, bu değerin kontrol ediciye iletilmesi sonucunda, belirli hacimde köpük giderici kimyasal madde otomatik olarak fermentöre aktarılır.

3.4.3. Besi Ortamının Akış Hızı Kontrolü

Fermentördeki besi miktarı azalınca substrat oranı düşeceğinden, bu miktar sürekli olarak kontrol edilmelidir. Substrat, belirli bir sınırın altına düştüğünde kontrol düzeneği harekete geçerek besi ortamını fermentöre gönderen pompanın akış hızını elektromanyetik vanalar ve döner akış ölçerlerle (rotometre) otomatik olarak ayarlar.

3.4.4. pH Kontrolü

Optimum mikrobiyal gelişme ve ürün formasyonu için, pH dar bir aralıkta korunmalıdır. Fermentörde pH kontrolü sağlamak için ortama baz veya asit eklenir. pH ölçümü, bir pH'a duyarlı cam membranlı elektrot, bir referans elektrot ve bir otomatik sıcaklık kompensatörü gerektirir. Sıcaklık kompensatöründe, sıcaklık ile rezistansı değişen bir element proses çözeltisi ile temas halindedir.

Kontrol değeri pH 5'in altında veya pH 9'un üstünde olduğu zaman, on-off kontrolü yeterlidir. Prob, fermentör içinde daha uzun süre tutulmalı ve daha iyi karışım sağlanmalıdır.

Junker et al. (1988), çözünmüş oksijen ve pH ölçümü için fiber optik problemlerin kullanıldığı bir metot geliştirmişlerdir.

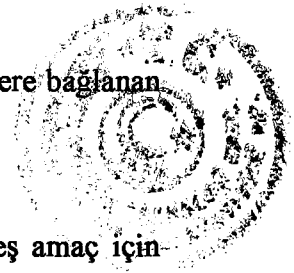
3.4.5. Çözünmüş Oksijen ve Oksijen Aktarım Katsayısının Tayini ve Kontrolü

Bilindiği gibi, aerobik fermentasyonda üreme ve üretim hızları ile verimlere etki eden en önemli etkenler arasında, ortamda çözünmüş oksijen miktarı ile oksijen aktarım katsayısının belirli bir düzeyin altına düşmemesi gelir. Bu değerlerin hassas bir şekilde ölçülmesi ve kontrolü oksijen elektrotları ile yapılmaktadır.

3.5. Fermentasyon Proseslerinde Isı Aktarımları

Biyolojik olayların yüksek olmayan sıcaklıklarda olduğu bilinmektedir. Bu nedenle biyoteknolojide, çoğu kimyasal reaksiyonlarda olduğu gibi yüksek sıcaklıklarda çalışmak gerekmez. Fermentasyon ortamını istenen ılımlı koşullara getirebilmek için bir miktar ısı vermek veya reaksiyon sırasında açığa çıkan ısıyı, mikroorganizmaların ölmesini ya da enzimlerin denatüre olmalarını engellemek için,

almak gerekmektedir. Bu işlemler, fermentöre ve bazı biyolojik reaktörlere bağlanan ısı değıştirciler yardımı ile yapılmaktadır.



Fermentasyon teknolojisinde ve biyoteknolojide ısı değıştirciler beş amaç için kullanılmaktadır.

1. Fermentasyon ve biyolojik reaksiyonlar sırasında açığa çıkan ısıyı alarak ortam sıcaklığını sabit tutmak.
2. Fermentasyon ve biyolojik reaksiyonlar oluşurken açığa çıkan ısıyı sistemden alarak veya havalandırma ile kaybolan ısıyı sağlayarak ortamın sıcaklığını sabit tutmak.
3. Sterilizasyon sırasında kullanılan su buharını oluşturmak veya havayı sterilize etmek için gerekli ısıyı sağlamak.
4. Fermentasyon ortamını, reaksiyonun türüne göre istenilen sıcaklığa kadar ısıtmak.
5. Fermentasyon sonucunda oluşan ürünleri veya yan ürünleri ayırmak, saflaştırmak ve kurutmak için uygulanan bazı temel işlemler için gerekli ısıyı sağlamak.

Bir fermentasyon sürecinde, fermentörün ısı denkliği şöyledir.

$$Q_{met} + Q_{ag} = Q_{acc} + Q_A + Q_{ev} + Q_i + Q_o \quad (3.4)$$

Burada, Q_{met} , mikro organizmaların üremesi sırasında oluşan ısının oluşum hızı ; Q_{ag} , fermentörün karıştırılması sırasında karıştırıcı ile kültür ortamı arasında oluşan ısının oluşum hızı; Q_{acc} , ısının fermentörde birikim hızı; Q_A , ısının fermentör çevresine ve ısı değıştircilere aktarım hızı; Q_{ev} , kültür ortamındaki buharlaşmadan dolayı fermentasyon ortamından kaybolan ısının hızı; Q_i , fermentöre giriş kısmındaki ısı kaybının hızı ve Q_o , fermentör çıkışındaki ısı kaybının hızıdır.

Bu denklikte verilen Q_{ag} , Q_i ve Q_o değeri diğer parametrelerin yanında çok küçük olduğundan ihmal edilebilirler [Bailey, 1987].

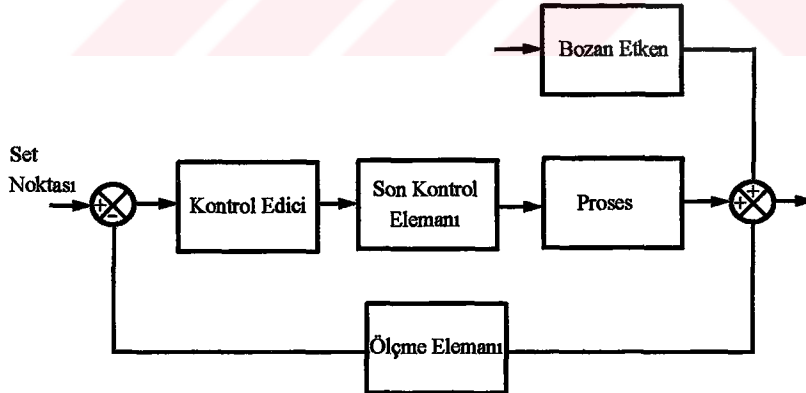
4. KONTROL MEKANİZMALARI

4.1. Geri Beslemeli Kontrol

4.1.1. Genel Bilgiler

Bir sistemin belirli bir veya birden fazla değişkeninin istenilen değerde tutulması veya istenilen şekilde değiştirilmesi için bir kontrol mekanizması gereklidir. Sistemin istenilen değerden sapmasına ilişkin bilgiden, sistemi kontrol etmek amacıyla yararlanılmasına geri beslemeli kontrol denir.

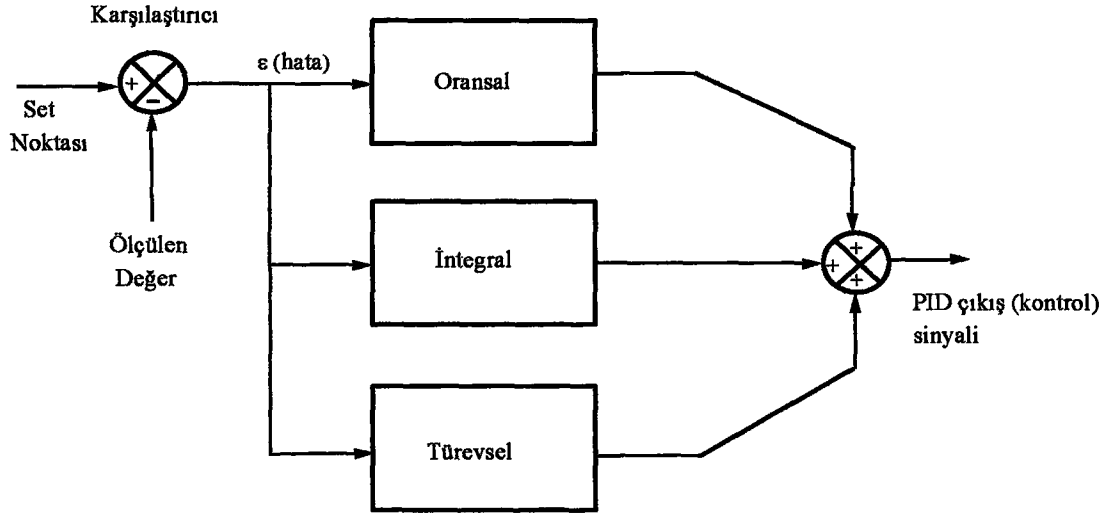
Geri beslemeli bir kontrol devresinin (1) Ölçme, (2) Karşılaştırma, (3) Hesaplama ve (4) Düzeltme olmak üzere dört temel kontrol işlevlerinin otomatik olarak ardarda yaptırıldığı kapalı çevrim olduğu görülmektedir. Şekil 4.1’de sistemi oluşturan elemanlar arasındaki işlevsel ilişkileri ve bloklar arasındaki sinyal akışını gösteren geri beslemeli kontrol sistemi gösterilmiştir.



Şekil 4.1 Geri Beslemeli Kontrol Sistemi Blok Diyagramı

Geri beslemeli kontrol sisteminde, kontrol edici olarak PID kontrol edici kullanılmıştır. PID kontrol edici hakkında genel bilgiler aşağıda anlatılmıştır.

4.1.2. PID Kontrol Edici



Şekil 4.2 Oransal, İntegral ve Türevsel (PID) kontrol mekanizması

PID kontrol edici aşağıda bahsedilen oransal, integral ve türevsel kontrollerin tümünü içeren bir mekanizmadır (Şekil 4.2).

$$\text{Oransal kontrol : } C(s) = K_C \varepsilon(t) \quad (4.1)$$

$$\text{İntegral kontrol : } C(s) = K_I \int_0^t \varepsilon(t) dt \quad (4.2)$$

$$\text{Türevsel kontrol : } C(s) = K_D \frac{d}{dt} \varepsilon(t) \quad (4.3)$$

Kontrol çıkış değişkeni,

$$C(s) = K_C \varepsilon(t) + K_I \int_0^t \varepsilon(t) dt + K_D \frac{d}{dt} \varepsilon(t) \quad (4.4)$$

$\tau_I = \frac{K_C}{K_I}$ ve $\tau_D = \frac{K_D}{K_C}$ dönüşümü yapıldığında

$$C(s) = K_C \left[\varepsilon(t) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t \varepsilon(t) dt + \tau_D \frac{d}{dt} \varepsilon(t) \right] \quad (4.5)$$

olarak bulunur.

4.1.3. Basamak Testi Uygulanarak Birinci Dereceden Modellerin Grafik Uygulaması

Bu bölümde, birinci dereceden modellere basamak testi yöntemi uygulanarak, proses parametrelerinin hesaplanması anlatılmıştır. Basamak testi, giriş değerine verilen basamak etkisine karşı çizilen çıkış değerinin tepkisi grafiğinin (proses tepki eğrisi) oluşturulması ve bu eğriden yararlanılarak gerekli parametrelerin hesaplanması için yapılan bir işlemdir.

4.1.3.1. Yatışkın hal kazancının hesaplanması

Birinci dereceden ölü zamanlı model aşağıda verilmiştir.

$$G(s) = \frac{K \exp(-ts)}{\tau s + 1} \quad (4.6)$$

Ayarlanabilir değişken $M(s)$ ve çıkış değişkeni $C(s)$ arasındaki transfer fonksiyonu ;

$$\frac{C(s)}{M(s)} = \frac{K \exp(-t_0 s)}{\tau s + 1} \quad (4.7)$$

Ayarlanabilir değişkene verilen, Δm lik basamak etkisine karşı çıkış değişkeni $C(s)$

$$C(s) = \frac{K \exp(-t_0 s) \Delta m}{\tau s + 1} \frac{1}{s} \quad (4.8)$$

halini alır.

$C(s)$ yeniden düzenlenirse ;

$$C(s) = K \Delta m \exp(-t_0 s) \left(\frac{1}{s} - \frac{\tau}{\tau s + 1} \right) \quad (4.9)$$

Eşitlik 4.9'un ters laplace'ı (L^{-1}) alınırsa ;

$$\Delta C(t) = K \Delta m u(t - t_0) [1 - \exp(-(t - t_0)/\tau)] \quad (4.10)$$

olarak elde edilir. Burada $\Delta C(t)$

$$\Delta C(t) = C(t) - C(t_0) \quad (4.11)$$

Eşitlik 4.11, eşitlik 4.10 da yerine yazılırsa,

$$C(t) = C(t_0) + K \Delta m u(t - t_0) [1 - \exp(-(t - t_0)/\tau)] \quad (4.12)$$

halini alır.

Eşitlik 4.12'nin $t \rightarrow \infty$ iken, limiti alınırsa ;

$$\lim_{t \rightarrow \infty} \Delta C(t) = \Delta C_s = K \Delta m \quad (4.13)$$

Buna göre, yatışkın hal kazancı K , eşitlik 4.13 den hesaplanabilir.

$$K = \frac{\Delta C_s}{\Delta m}$$

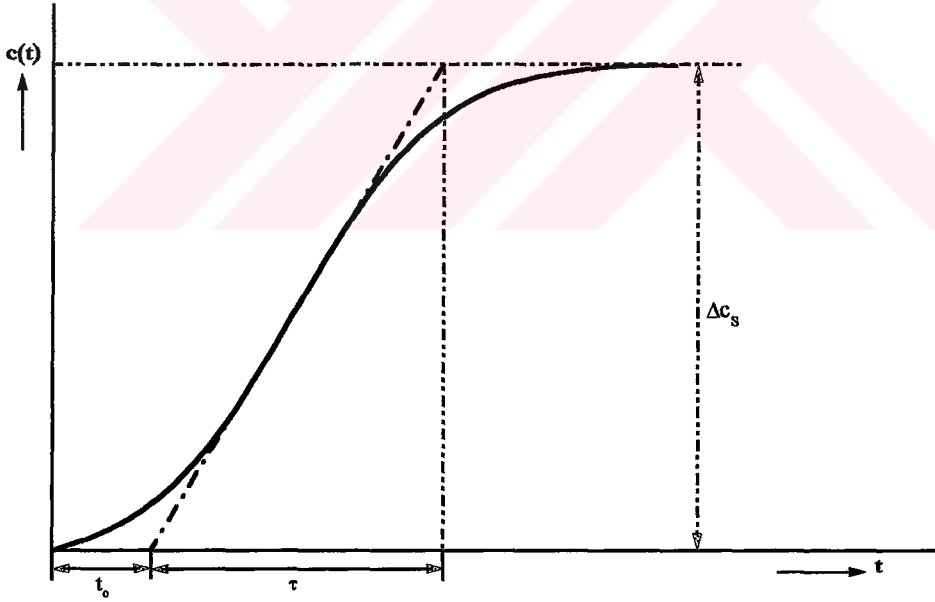
(4.14)

4.1.3.2. Diğer Sistem Parametrelerinin Hesaplanması

Şekil 4.3'de birinci dereceden ölü zamanlı bir prosesin (FOPDT) tipik bir proses tepki eğrisi verilmiştir. Bu eğri kullanılarak proses parametrelerinin hesaplanması literatürde yer alan iki değişik metotla anlatılmıştır.

1. Metot

Proses tepki eğrisine, değişimin maksimum olduğu noktadan çizilen teğetin apsisi kestiği nokta ölü zamanı (t_0), bu teğetin eğimi ise zaman sabitini (τ) verir (Şekil 4.3).



Şekil 4.3 Proses tepki eğrisinden, FOPDT proses parametrelerinin bulunması (1. Metot)

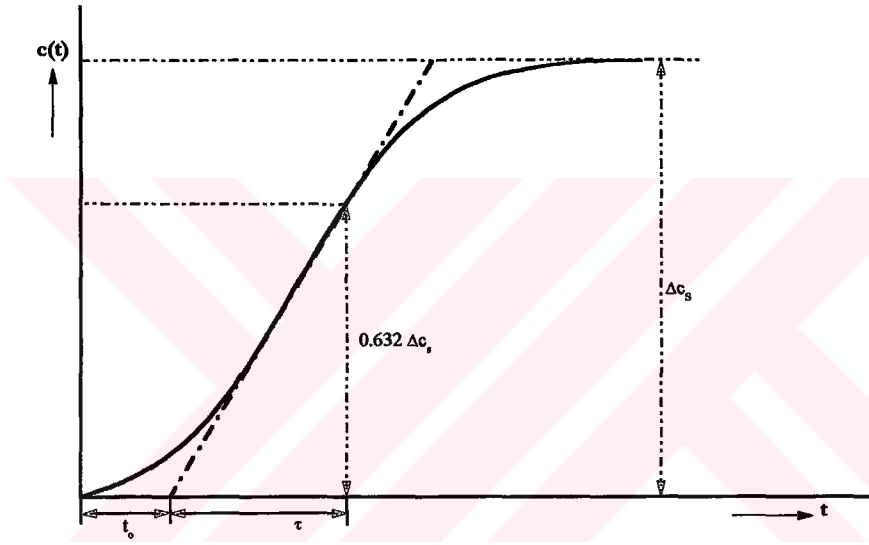
$$\left. \frac{d}{dt}(\Delta c) \right|_{t_0} = \frac{K \Delta m}{\tau} = \frac{\Delta c_s}{\tau} \quad (4.15)$$



2. Metot

Proses tepki eğrisine, değişimin maksimum olduğu noktadan çizilen tegetin apsisi kestiği nokta birinci metotta olduğu gibi ölü zamanı (t_0) verir. Zaman, $t_0 + \tau$ noktasında iken sistemin tepkisi ile modelin tepkisi uygunluk gösterdiğinden τ değeri buradan bulunur.

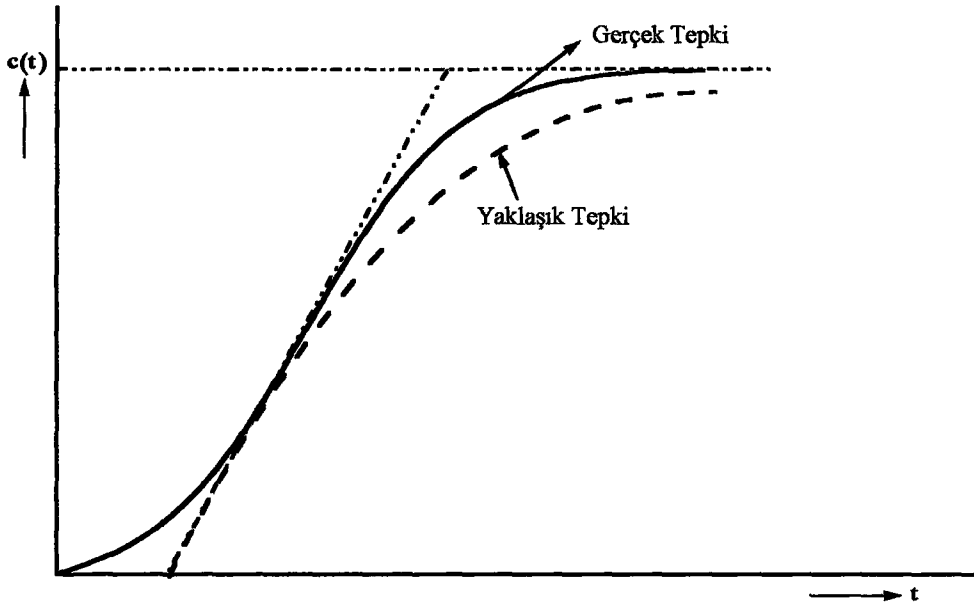
$$\Delta c(t_0 + \tau) = K \Delta m [1 - \exp(-1)] = 0.632 \Delta c_s \quad (4.16)$$



Şekil 4.4 Proses tepki eğrisinden, FOPDT proses parametrelerinin bulunması (2. Metot)

4.1.3.3. Cohen – Coon Ayarlama Metodu ile Kontrol Edici Parametrelerinin Hesaplanması

En popüler ayarlama tekniklerinden biri olan Cohen-Coon ayarlama metodu, bölüm 4.1.3' de anlatılan proses tepki eğrisine, yaklaşık tepki eğrisinin çizilmesi ve kontrol edici parametrelerinin bu eğrinin kullanılması ile belirlenmesidir. Şekil 4.5 de birinci dereceden ölü zamanlı sistem yaklaşık tepki eğrisi yer almaktadır [Stephanopoulos, 1984].



Şekil 4.5 Cohen-Coon ayarlama tekniği, yaklaşık tepki eğrisi

Cohen ve Coon, değişik kontrol ediciler için kontrol edici parametrelerinin özetle aşağıdaki gibi hesaplandığını ortaya koymuşlardır.

Oransal (P) kontrol için;

$$K_c = \frac{1}{K_m} \frac{\tau}{t_0} \left[1 + \frac{t_0}{3\tau} \right] \quad (4.17)$$

Oransal + Integral (PI) kontrol için;

$$K_c = \frac{1}{K_m} \frac{\tau}{t_0} \left[0.9 + \frac{t_0}{12\tau} \right] \quad (4.18)$$

$$\tau_I = t_0 \left[\frac{30 + 3t_0 / \tau}{9 + 20t_0 / \tau} \right] \quad (4.19)$$

Oransal + İntegral + Türevsel (PID) kontrol için;

$$K_c = \frac{\tau}{K_m t_0} \left(\frac{4}{3} + \frac{t_0}{4\tau} \right) \quad (4.20)$$

$$\tau_I = t_0 \left(\frac{32 + 6t_0/\tau}{13 + 8t_0/\tau} \right) \quad (4.21)$$

$$\tau_D = t_0 \left(\frac{4}{11 + 2t_0/\tau} \right) \quad (4.22)$$

4.1.3.4. Diğer Ayarlama Teknikleri

Lee et al. (1998) en sık kullanılan yaklaşım modeli olan birinci dereceden ölü zamanlı model (FOPDT) için değişik ayarlama tekniklerini karşılaştırmış ve yeni bir metot önermiştir. PID kontrol sistemi parametreleri, bu kaynaktan alınmış ve Çizelge 4.1 de gösterilmiştir.

Ayarlama Metodu	K_c	τ_I	τ_D	τ_F
Rivera et al.	$\frac{1}{K} \frac{2\tau + t_0}{2(\lambda + t_0)}$	$\tau + \frac{t_0}{2}$	$\frac{\tau t_0}{2\tau + t_0}$	
Rivera et al. (filtreli)	$\frac{2\tau + t_0}{2K(\lambda + t_0)}$	$\tau + \frac{t_0}{2}$	$\frac{\tau t_0}{2\tau + t_0}$	$\frac{\lambda t_0}{2(\lambda + t_0)}$
Lee et al.	$\frac{\tau_I}{K(\lambda + t_0)}$	$\tau + \frac{t_0^2}{2(\lambda + t_0)}$	$\frac{t_0^2}{6(\lambda + t_0)} \left[3 - \frac{t_0}{\tau_I} \right]$	

Çizelge 4.1 Değişik ayarlama teknikleri ile PID parametrelerinin bulunması

4.2. Modele Dayalı Kontrol

4.2.1. Genel Bilgiler

Klasik kontrol yöntemlerinde, istenen değişkenin kontrolü, klasik kontrol edicilerden (P, PI, PID) birinin seçilmesi ve kontrol edici parametrelerinin ayar sabitlerinin istenilen performans doğrultusunda hesaplanması şeklinde olmaktadır. Modele dayalı kontrolde ise, proses modeli kontrol edici ayarlarının hesaplanmasında kullanılır, fakat modelin yapısı kontrol edici dizaynında tam olarak yer almaz.

Bu çalışmada modele dayalı kontrol metodlarından biri olan internal model control (IMC) yöntemi kullanılmıştır.

4.2.2. Internal Model Control (IMC) Yöntemi

1980'li yılların son döneminde Morari ve arkadaşları tarafından geliştirilen yeni bir kontrol sistemi stratejisi olan IMC, proses modeline dayalı olarak model parametrelerinin ve kontrol edici ayarlarının bulunması metotudur. IMC yaklaşımının iki çok önemli avantajı vardır. (1) Model belirsizliğininde içermesi, (2) Sistem tasarımcısına modeldeki yanlışları ve eksiklikleri anlaması ve gidermesi için fırsat vermesi.

Şekil 4.6 da IMC blok diagramı verilmiştir. Bu diyagram yardımıyla IMC yapısı için giriş, çıkış ilişkisi

$$G_c = C(I + \tilde{G}_c)^{-1} \quad (4.23)$$

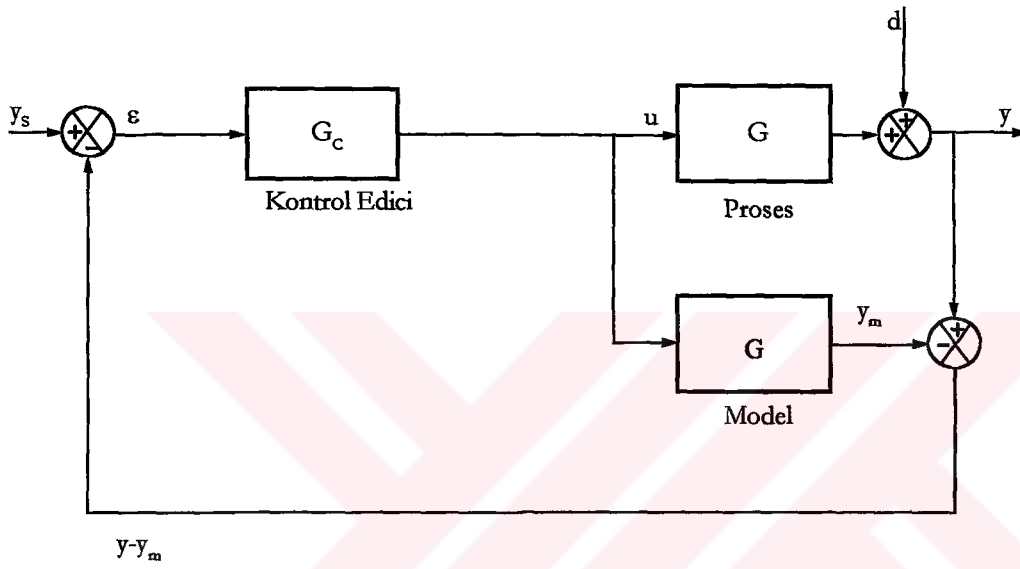
$$C = G_c(I - \tilde{G}_c G)^{-1} \quad (4.24)$$

dönüşümleri yapılarak

$$y = G \left[I + G_c (G - \tilde{G}) \right]^{-1} G_c (y_s - d) + d \quad (4.25)$$

$$u = \left[I + G_c (G - \tilde{G}) \right]^{-1} G_c (y_s - d) \quad (4.26)$$

şeklinde elde edilir.



Şekil 4.6 IMC sistemi blok diyagramı

IMC yapısının temel avantajları aşağıda verilmiştir

1. $G = \tilde{G}$ olduğu kabul edilir. Bu kabulde IMC sistemi eğer G_c ve G kararlı ise kapalı hat kararlıdır.

2. $G_c = \tilde{G}^{-1}$ kabul edildiğinde IMC sistemi kapalı hat kararlılığı sağlanır.

4.2.3. IMC Kontrol Edici Tasarımı

Yukarıda bahsedilen özelliklere dayanarak iki basamaklı kontrol edici tasarım prosedürü aşağıda anlatılmıştır.

1. Basamak :

Proses modeli aşağıdaki şekilde çarpanlarına ayrılır.

$$\tilde{G} = \tilde{G}_+ \tilde{G}_- \quad (4.27)$$

$$\tilde{G}_+(1) = I \quad (4.28)$$

Burada $\tilde{G}_+$ zaman gecikmelerini ve sağ yarım düzlem sıfırlarını içermektedir. $\tilde{G}_-$ ise yatışkın hal kazancı 1 olacak şekilde belirlenir.

Kontrol edici ise,

$$G_c = \tilde{G}_-^{-1} \quad (4.29)$$

$G = \tilde{G}_-^{-1}$ için kapalı hat tepkisi aşağıdaki hali alır.

$$y = G_+(y_s - d) + d \quad (4.30)$$

2. Basamak :

IMC kontrol edicisi aşağıdaki şekilde belirlenir,

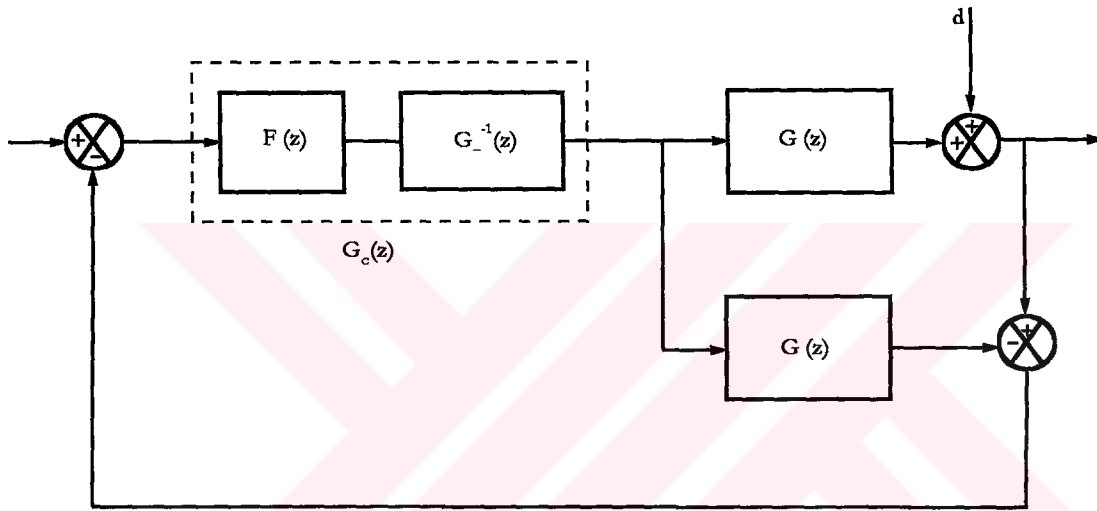
$$G_c = \tilde{G}_-^{-1} F \quad (4.31)$$

Burada F filtre sabitidir ve Garcia and Morari diagonal r inci dereceden filtrenin

$$F = \frac{1}{(\tau_F s + 1)^r} \quad (4.32)$$

şeklinde olduğunu bildirmişlerdir.

IMC sistem modellerinin çözülebilmesi için yukarıdaki eşitliklerin Z dönüşümüne ihtiyaç vardır. z domaininde IMC kapalı hat devresi Şekil 4.7 de görülmektedir.



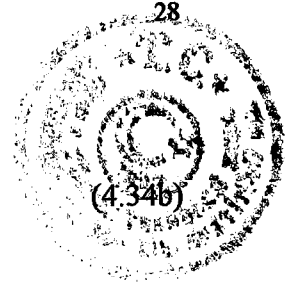
Şekil 4.7 IMC yapısının z domaininde blok diyagramı

Birinci dereceden ölü zamanlı bir modelin transfer fonksiyonu

$$\frac{y(s)}{u(s)} = \tilde{g}(s) = \frac{k \exp(-s\theta)}{\tau s + 1} \quad (4.33)$$

Kontrol dijital temellere dayandığından, eşitlik 4.33 Z dönüşümü yapılarak diskrit forma çevrilirse eşitlik 4.34b haline gelir.

$$\tilde{g}(z) = Z \{H(s)\tilde{g}(s)\} \quad (4.34a)$$



$$\tilde{g}(z) = Z \left\{ \frac{1 - \exp(-Ts)}{s} \frac{k \exp(-\theta s)}{\tau s + 1} \right\}$$

Burada T örnekleme zamanı ve θ zaman gecikimidir. Zaman gecikimi, örnekleme zamanının N tam katı olarak kabul edilirse ($\theta = NT$)

$$\tilde{g}(z) = Z \left\{ \frac{1 - \exp(-Ts)}{s} \frac{k \exp(-NTs)}{\tau s + 1} \right\} \quad (4.35)$$

$$\tilde{g}(z) = k(1 - z^{-1})z^{-N} Z \left\{ \frac{1}{s(\tau s + 1)} \right\} \quad (4.36)$$

Z dönüşümü yapılacak kısım $\frac{1}{s(\tau s + 1)} = \frac{1}{s} - \frac{1}{s + \frac{1}{\tau}}$ şeklinde kısmi parçalara ayrıldığında ;

$$\tilde{g}(z) = k(1 - z^{-1})z^{-N} Z \left\{ \frac{1}{s} - \frac{1}{s + \frac{1}{\tau}} \right\} \quad (4.37)$$

$$\tilde{g}(z) = k(1 - z^{-1})z^{-N} \left[\frac{1 - \exp(-T/\tau)}{1 - \exp(-T/\tau)z^{-1}} \right] \quad (4.38)$$

$$\tilde{g}(z) = kz^{-N-1} \left[\frac{1 - \exp(-T/\tau)}{1 - \exp(-T/\tau)z^{-1}} \right] \quad (4.39)$$

$\alpha = \exp(-T/\tau)$ olarak ifade edilirse, transfer fonksiyonu $\tilde{g}(z)$

$$\tilde{g}(z) = z^{-N-1} \frac{k(1 - \alpha)}{1 - \alpha z^{-1}} \quad (4.40)$$

olarak elde edilir.

Sisteme birinci dereceden filtre eklenirse ($r=1$), filtre sabiti

$$F(z) = Z\{H(s)F(s)\} \quad (4.41)$$

$$F(z) = Z\left\{\frac{1 - \exp(-Ts)}{s} \frac{1}{(\tau_F s + 1)^r}\right\} \quad (4.42)$$

$$F(z) = (1 - z^{-1}) Z\left\{\frac{1/\tau_F}{s(s + 1/\tau_F)}\right\} \quad (4.43)$$

Eşitlik 4.43, Z dönüşüm çizelgesi kullanılarak,

$$F(z) = \frac{[1 - \exp(-T/\tau_F)]z^{-1}}{1 - \exp(-T/\tau_F)z^{-1}} \quad (4.44)$$

haline gelir.

$\alpha_F = \exp(-T/\tau_F)$ olarak atanır ve eşitlik 4.44 de yerine konulursa,

$$F(z) = \frac{(1 - \alpha)z^{-1}}{1 - \alpha z^{-1}} \quad (4.45)$$

elde edilir.

IMC kontrol edicisi, filtre sabiti ve IMC proses modeli kullanılarak aşağıdaki gibi tasarlanabilir.

Eşitlik 4.45 çarpanlara ayrıldığında,

$$\tilde{G}_+(z) = z^{-N-1} \quad (4.46)$$

$$G_-(z) = \frac{k(1-\alpha)}{1-\alpha z^{-1}} \quad (4.47)$$

elde edilir.

$$G_c(z) = \tilde{G}_-^{-1} F(z) \quad (4.48)$$

Birinci derece filtre kullanılarak IMC kontrol edici

$$G_c(z) = \frac{(1-\alpha z^{-1})}{k(1-\alpha)} \frac{(1-\alpha_F)}{(1-\alpha_F z^{-1})} \quad (4.49)$$

şeklinde bulunur.

Özetle, internal model control algoritmasının bilgisayar çözümü üç farklı eşitlik içermektedir. Bunlar ‘internal model’ (eşitlik 4.50), ‘karşılaştırmacı’ (eşitlik 4.51) ve ‘IMC kontrol edici’ (eşitlik 4.52) dir [Arman et al., 1986].

$$y_m(\bar{k}) = \alpha y_m(\bar{k}-1) + k(1-\alpha) u(\bar{k}-N-1) \quad (4.50)$$

$$\varepsilon(\bar{k}) = y_s(\bar{k}) - [y(\bar{k}) - y_m(\bar{k})] \quad (4.51)$$

$$u(\bar{k}) = \frac{1-\alpha_F}{k(1-\alpha)} [\varepsilon(\bar{k}) - \alpha \varepsilon(\bar{k}-1)] + \alpha_F u(\bar{k}-1) \quad (4.52)$$

5. ETANOL FERMENTASYONU MATEMATİKSEL MODELİ ve OPTİMUM SICAKLIK KONTROLÜ

Bu bölümde yapılan çalışmalarda etanol fermentasyonu ile ilgili matematiksel modeller kurulmuş, ilgili modelleri içeren bilgisayar programları sistemin dinamik özelliklerini içeren programlara eklenmiştir. Etanol fermentasyonunun gerçekleştiği kesikli biyoreaktörde, ekzotermik reaksiyon sonucu oluşan ısının reaktör içi sıcaklığını artırması sebebiyle, sıcaklığı istenen değerde tutabilmek için sisteme soğutma ceketı ilave edilmiştir. Ceket ile biyoreaktör arasında gerçekleşen ısı transferi bölüm 5.2 de anlatılmıştır. Reaktör içi sıcaklığını literatürde yeralan optimum sıcaklık değerinde sabit tutabilmek için, klasik geri beslemeli ve modele dayalı kontrol sistemleri geliştirilmiştir. Bu kontrol sistemlerinin bilgisayarla çözüm algoritmaları bölüm 5.3 de kısaca özetlenmiştir.

Fermentasyon prosesine bağlı olarak, istenen ürünün kalitesini optimum şartlarda sağlamak amacıyla, yavaş fermentasyonu hızlandırmak için sıcaklık artışı veya istenilmeyen aroma ve diğer yan ürünlerin oluşumunu engellemek için sıcaklık azalmasını sağlamak gerekmektedir. Gee ve Ramirez (1987), etanol fermentasyonu için Engasser (1987) modelini geliştirerek yeni bir matematiksel model önerisinde bulunmuşlardır. Bu çalışmada Gee-Ramirez modeli kullanılmıştır.

5.1. Etanol Fermentasyonu Kütle Dengesi

Etanol fermentasyonu kütle dengesi matematiksel modeli Engasser (1987) in çalışmalarına dayanmaktadır. Bu çalışmada Engasser modeli, reaksiyon kinetiğine sıcaklık etkisinin eklenerek geliştirilmesini amaçlamaktadır.

Fermentasyon ortamı, ethanol üretimi için glikoz, maltoz ve maltotrioz şekerlerini içermektedir. Bu şekerlerin tüketim hızları aşağıdaki eşitliklerde verilmiştir.

Glikoz ;

$$\frac{dG}{dt} = -\mu_1(G)X \quad (5.1)$$

Maltoz ;

$$\frac{dM}{dt} = -\mu_2(M, G)X \quad (5.2)$$

Maltotrioz ;

$$\frac{dN}{dt} = -\mu_3(N, M, G)X \quad (5.3)$$

Yukarıda bahsedilen şekerlerin spesifik oluşum hızları (μ_i) ;

$$\mu_1(G) = \frac{V_G G}{K_G + G} \quad (5.4)$$

$$\mu_2(M, G) = \frac{V_M M}{K_M + M} \frac{K'_G}{K'_G + G} \quad (5.5)$$

$$\mu_3(N, M, G) = \frac{V_N N}{K_N + N} \frac{K'_G}{K'_G + G} \frac{K'_M}{K'_M + M} \quad (5.6)$$

Biyokütle ve etanol üretim hızları herbir şekerin oluşum hızıyla doğrudan ilgilidir. Biyokütle ve etanolün üretim hızları, birim zamanda bu üç şekerin oluşum hızlarının stokiyometrik verim katsayılarıyla çarpımlarının toplamıdır.

$$X(t) = X(t_0) + R_{xG}[G(t_0) - G(t)] + R_{xM}[M(t_0) - M(t)] + R_{xN}[N(t_0) - N(t)] \quad (5.7)$$

$$E(t) = R_{EG}[G(t_0) - G(t)] + R_{EM}[M(t_0) - M(t)] + R_{EN}[N(t_0) - N(t)] \quad (5.8)$$

Burada, R_{X_i} , tepkimeye giren birim şeker için stokiyometrik biokütle verimi; R_{E_i} ise tepkimeye giren birim şeker için stokiyometrik etanol verimidir.

Van Uden (1971), biyolojik reaksiyonların kinetik hız sabitlerinin sıcaklığa bağlılıklarının Arrhenius tipinde olduğunu bildirmiştir. Sıcaklığın sadece maksimum özgül oluşum hız parametresini etkilediği ve diğer kinetik parametrelerinin sıcaklıktan etkilenmelerinin ihmal edilebileceği varsayılır. Bu varsayımla, her bir şeker için maksimum hız, Michaelis ve inhibisyon sabitleri aşağıdaki eşitliklerde gösterilmiştir.

Glikoz ;

$$V_G = V_{G0} \exp \left[-E_{V_G} / R(T + 273.15) \right] \quad (5.9)$$

$$K_G = k_{G0} \exp \left[-E_{K_G} / R(T + 273.15) \right] \quad (5.10)$$

$$K'_G = k'_{G0} \exp \left[-E_{K'_G} / R(T + 273.15) \right] \quad (5.11)$$

Maltoz ;

$$V_M = V_{M0} \exp \left[-E_{V_M} / R(T + 273.15) \right] \quad (5.12)$$

$$K_M = k_{M0} \exp \left[-E_{K_M} / R(T + 273.15) \right] \quad (5.13)$$

$$K'_M = k'_{M0} \exp \left[-E_{K'_M} / R(T + 273.15) \right] \quad (5.14)$$

Maltotrioz ;

$$V_N = V_{N0} \exp \left[-E_{V_N} / R(T + 273.15) \right] \quad (5.15)$$

(5.16)

$$(5.17)$$

Burada,

V_{i0} : Maksimum hız için Arrhenius frekans faktörü, h⁻¹

k_{i0} : Michaelis sabiti için Arrhenius frekans faktörü, mol/m^3

k'_{10} : İnhibisyon sabiti için Arrhenius frekans faktörü, mol/m³

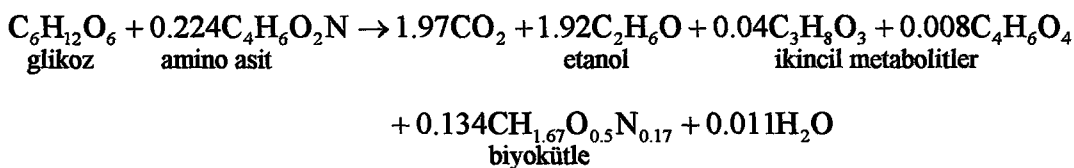
E_{vi} : Maksimum hız için Arrhenius aktivasyon enerjisi, cal/mol

E_{Ki} : Michaelis sabiti için Arrhenius aktivasyon enerjisi, cal/mol

E_{K_i} : İnhibisyon sabiti için Arrhenius aktivasyon enerjisi, cal/mol

R : Gaz sabiti, 1.987 cal / mol K

Etanol ve biyokütlenin stokiyometrik verim değerleri Harrison ve Graham' ın maya ile glikozdan etanol ve biyokütle üretimi tepkimesinden yararlanılarak elde edilmiştir.



Reaksiyon ısıları Williams (1982) tarafından verilen değerlere dayanılarak hesaplanmıştır. Stokiyometrik verimler (R_{E_i}, R_{X_i}) ve fermentasyon ısıları (ΔH_{F_i}) değerleri Ek 1’de gösterilmiştir.

Gee ve Ramirez, model kinetik parametrelerini bulmak amacıyla yaptıkları deneysel çalışmalarında, 100 litrelik izotermal kesikli fermentörde, *Saccharomyces*

Carlsbergensis mayası kullanmışlardır. Model için gerekli olan başlangıç değerleri için her fermentasyonda maya konsantrasyonları ölçülmüştür. Şeker konsantrasyon verileri, 4, 8, 12 ve 16 °C lerde elde edilmiştir. Bu sıcaklık aralığı etanol fermentasyonu için uygundur. Glikoz, maltoz ve maltotrioz konsantrasyonları HPLC kullanılarak ölçülmüştür. Bu ölçümler sonucu elde edilen kinetik parametreleri Ek 1 de tablo halinde verilmiştir. Her şeker için maksimum hız sabitleri artan sıcaklıkla beraber artarken, Michaelis sabitleri azalmaktadır (Ek 1). Bu nedenle, şeker tüketim oranı için net sonuç, beklendiği gibi her şartta sıcaklıkla birlikte artmasıdır. Benzer şekilde, elde edilen verilerden inhibisyon etkilerinin, düşük sıcaklıklarda yüksek sıcaklıklara göre daha önemli olduğu görülmektedir. Bu durumda inhibisyon sabitleri K'_G , K'_M sıcaklıkla birlikte artmalıdır ve böyle bulunmuştur.

5.2. Fermentör Enerji Dengesi

Kesikli proseslerde, reaksiyon sırasında açığa çıkan ısıdan kaynaklanan biyoreaktör sıvısındaki sıcaklık artışını, optimum sıcaklık seviyesinde tutmak (kontrol edebilmek) için, biyoreaktöre soğutma ceket eklenmiştir. Isı dengesi matematiksel modelleri çıkartılırken aşağıdaki varsayım kullanılmıştır.

- Atmosfere ısı kaybı ihmal edilebilir derecededir.
- Biyoreaktör içindeki sıvı hacmi sabittir.
- Sıvı ile soğutma suyu arasındaki ceket cidarının ısı kapasitesi, biyoreaktör sıvısının ısı kapasitesiyle karşılaştırıldığında ihmal edilebilir.
- Biyoreaktör sıvısı, her an her tarafında aynı sıcaklık sağlanacak şekilde çok iyi karıştırılmaktadır.
- Soğutulan sıvının ısı kapasitesi ve yoğunluğu sabittir.
- Toplam ısı transfer katsayısı (U) sabittir.

Bu kabullerden yararlanılarak, reaktör sıvısı için aşağıdaki kararsız hal enerji dengesi yazılabilir.

$$\left[\begin{array}{c} \text{Ekzotermik reaksiyon} \\ \text{sonucu üretilen ısı debisi} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Biyoreaktöre ceketten} \\ \text{iletilen ısı debisi} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Biyoreaktörün birim} \\ \text{zamanda aldığı ısı debisi} \end{array} \right]$$

$$Q_R - UA[T(t) - T_c] = V\rho C_p \frac{dT(t)}{dt} \quad (5.18)$$

Burada, Q_R , spesifik reaksiyon entalpi değişimi ile reaktantların oluşum hızlarının çarpımları toplamıdır.

$$Q_R = \rho C_p \Delta H_{F_G} \frac{dG}{dt} + \rho C_p \Delta H_{F_M} \frac{dM}{dt} + \rho C_p \Delta H_{F_N} \frac{dN}{dt} \quad (5.19)$$

Fermentasyon sıvısı için zamana bağlı sıcaklık değişimi aşağıdaki eşitlik ile ifade edilir.

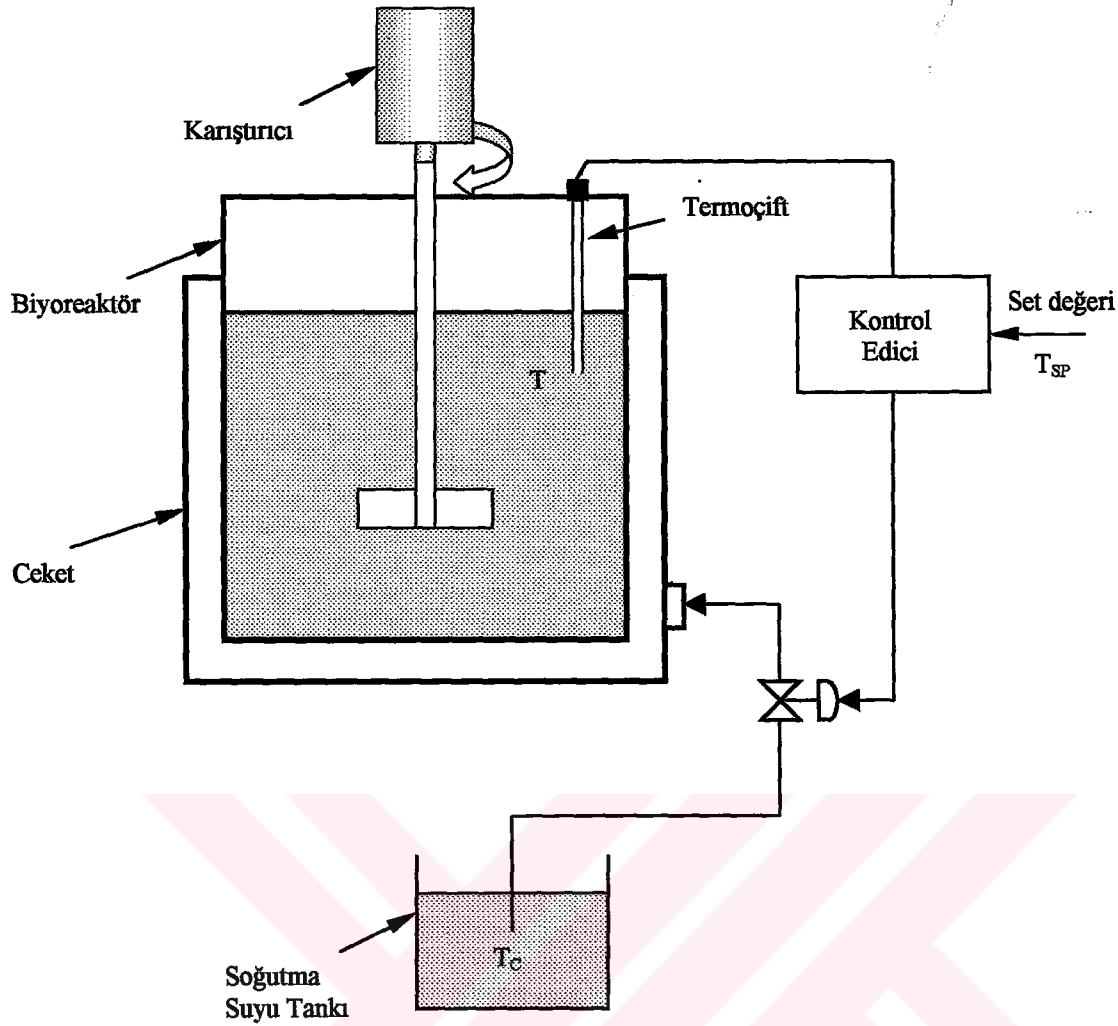
$$\frac{dT}{dt} = \frac{1}{\rho C_p} \left[\Delta H_{F_G} \frac{dG}{dt} + \Delta H_{F_M} \frac{dM}{dt} + \Delta H_{F_N} \frac{dN}{dt} - \frac{UA}{V} (T - T_c) \right] \quad (5.20)$$

Soğutma ceketinin enerji denkliği ;

$$\frac{dT_c}{dt} = \frac{UA}{\rho_c V_c C_{p_c}} (T - T_c) + \frac{F_c}{V_c} (T_{c0} - T_c) \quad (5.21)$$

5.3. Reaktör Sıcaklığı Kontrolü

Bu bölümde, yukarıda madde ve enerji dengesi çıkarılan fermentördeki sıcaklık kontrolü bilgisayar çözümleri anlatılacaktır. İyi karışımın sağlandığı kesikli bir biyoreaktörde, ekzotermik reaksiyon sonucu oluşan ıstıyı almak için soğutma ceketini eklenmiş ve sıcaklığın kontrolü, bu cekete giren soğutma suyunun debisini ayarlamak suretiyle gerçekleştirilmiştir. Basitleştirilmiş kontrol şeması aşağıdaki şekilde verilmiştir.



Şekil 5.1 Basitleştirilmiş kapalı çevrim sıcaklık kontrolü

5.3.1. Kütle ve Enerji Denkliklerinin Çözümü

Soğutma ceketli kesikli bir biyoreaktörün kontrolü için çıkış değişkeni olarak reaktör içi sıcaklığı seçilmiştir. Bölüm 5.1 de anlatılan kesikli bir biyoreaktör için kütle denklileri çıkartılmış ve bu kütle denklileri reaktör içinde oluşum sırasına göre bilgisayar ortamında çözülmüştür. Bilgisayar programlarında kullanılan, kontrol edici ve sistem parametreleri, öncelikle hesaplanmıştır. Daha sonra modeller diferansiyel denklemler halinde, oluşum sırasına göre alt alta sıralanmıştır. Bu denklemlerde yer alan parametrelerin zamanla değişimlerini elde edebilmek için

Euler integrasyonundan faydalanılarak, her zaman aralığı için istenen değişkenler model denklemlerine göre hesaplanmıştır.

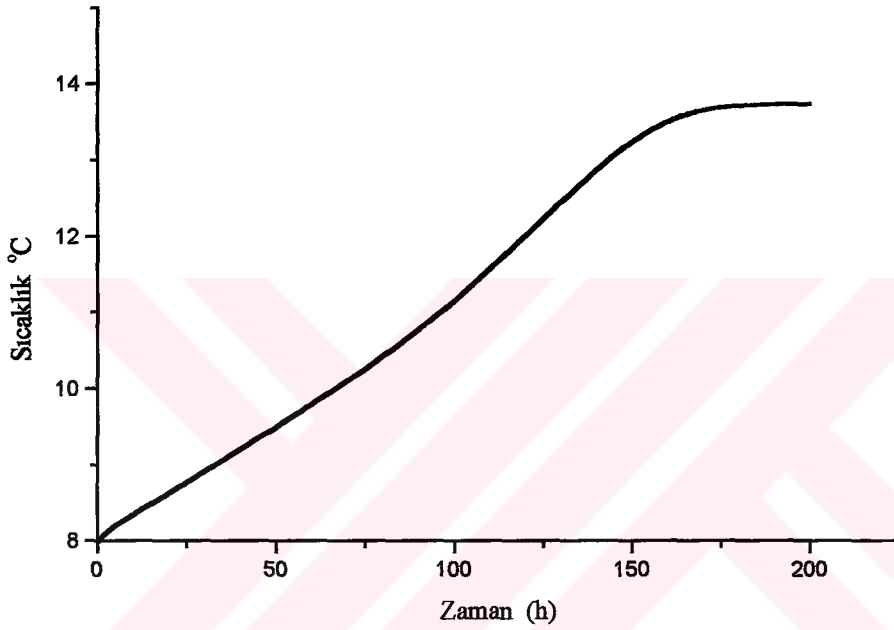
Reaktör içi sıcaklığını, literatürde yer aldığı gibi 12 °C'de sabit tutabilmek için, PID ve IMC kontrol ediciler kullanılarak ceketten 4 °C sıcaklıkta soğutma suyunun akış hızı ayarlanmıştır. Ceket ile reaktör arasında ısı transferi gerçekleşmiş ve bilgisayar programında enerji denkliklerine bu enerji denklikleri eklenmiştir.

5.3.2. Kontrol Sistemlerinin Bilgisayar Çözümleri

Kontrol sistemlerinin sayısal bilgisayar yardımıyla çözümü için Fortran 77 programlama diliyle yazılan PID ve IMC programlarında aşağıdaki algoritma kullanılmıştır (Ek 4).

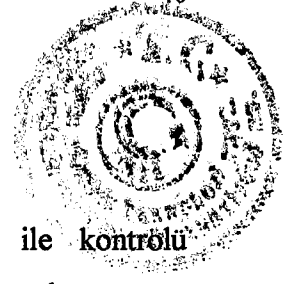
1. Sistem girdisine verilen basamak etkisi sonucu elde edilen çıkış değişkenin tepkisi (proses reaksiyon eğrisi) kullanılarak t_0 ve τ bulunur.
2. Cohen Coon ve diğer ayarlama metotları kullanılarak kontrol edici parametreleri bulunur.
3. Reaktör içinde oluşum sırasına göre sıralanan differansiyel denklemler, zamana göre fermentasyon süresi sona erene kadar euler integrasyonu ile çözülür.
4. Çıkış değişkeni ve diğer değişkenler hesaplanır.
5. Hata değeri hesaplanır.
6. Soğutma suyu debisi ayarlanır, (3)'e geri dönülür.

Gee ve Ramirez (1988), etanol fermentasyon modelinin sistem parametrelerini bulmak amacıyla soğutma suyu debisindeki $0.15 \text{ m}^3/\text{h}$ lik basamak etkisine verdiği tepki grafiksel olarak Şekil 5.2 de gösterilmiştir. Bu proses tepki eğrisi kullanılarak sistem parametrelerinin 4. bölümde anlatılan iki farklı metotla bulunuşu Ek 2' de yer almaktadır. Elde edilen bu parametreler kullanılarak PID kontrol edici parametreleri değişik ayarlama teknikleri uygulanarak hesaplanmış ve yukarıda anlatılan kontrol algoritmasına eklenmiştir. Ayrıca sistem parametreleri IMC kontrol edici tasarımı içinde kullanılmıştır.



Şekil 5.2 Soğutma suyu debisine verilen $0.15 \text{ m}^3/\text{h}$ lik basamak etkisine karşı proses tepkisi

Kontrol edici parametrelerinin bulunmasından sonra kapalı çevrim kontrol mekanizması kurulmuştur. Zamana karşı elde edilen reaktör içi sıcaklığı, soğutma suyu debisi ve etanol konsantrasyon grafikleri sonuçlar bölümünde gösterilmiş, kontrol sistemlerinin performansları karşılaştırılmıştır.



6. SONUÇLAR ve ÖNERİLER

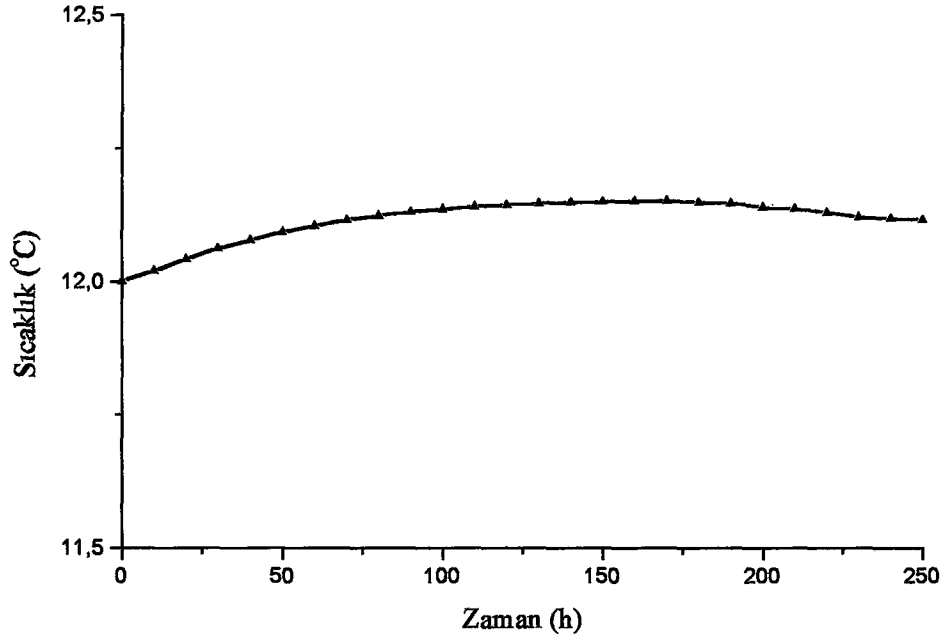
Çalışmaların ilk kısmında, reaktör içi sıcaklığının PID ile kontrolü gerçekleştirilmiştir. Proses tepki eğrisinden sistem parametrelerinin hesaplanması ve sonuçları Ek 2’de anlatılmıştır. Kullanılan PID sisteminin kontrol parametreleri hesapları Ek 3’de verilmiştir. Bu değerler doğrultusunda PID kontrol yöntemi ile ilgili sonuçlar aşağıdaki grafiklerle gösterilmiştir. Grafiklerdende anlaşıldığı gibi PID kontrol sistemi reaktör içi sıcaklığını çok hafif salınım ile bir değerde tutabilmiştir.

PID kontrol edici parametreleri için Cohen-Coon (Şekil 6.1 ve 6.2), Rivera et al. (Şekil 6.3 ve 6.4) ve Lee et al. (Şekil 6.5 ve 6.6) ayarlama teknikleri kullanılmış ve salınımların tüm grafikler için düşük olduğu tespit edilmiştir.

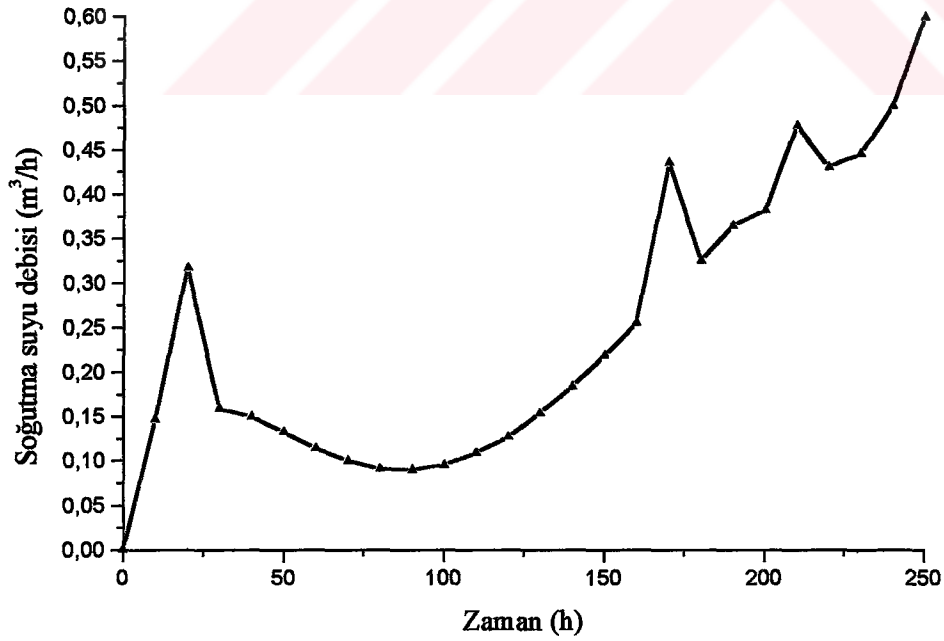
Çalışmaların ikinci kısmında gerçekleştirilen IMC kontrol yöntemi , Ek 2’de hesaplanan sistem parametrelerine sahip birinci dereceden ölü zamanlı prosese uygulanmış ve IMC kontrol yöntemi ile sıcaklık kontrolü sonuçları Şekil 6.7 ve Şekil 6.8’de gösterilmiştir. Bu grafikte anlaşılabacağı gibi PID kontrol yöntemine göre set noktasına en yakın değerler saptanmıştır.

Etanol fermentasyonu için kullanılan glikoz, maltoz ile maltotrioz şekerlerinin, biyokütle ve etanolün zamana karşı konsantrasyon grafikleri elde edilmiştir (Şekil 6.9 and Şekil 6.10).

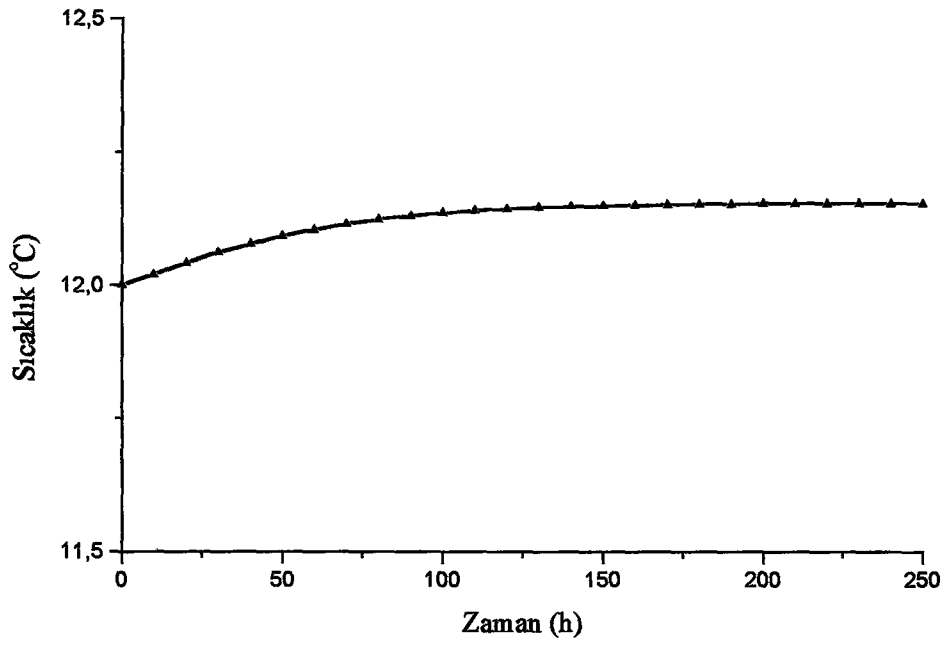
İki farklı kontrol sisteminin birbiriyle karşılaştırıldığı bu çalışmalar sonucunda her iki kontrol sisteminde etanol fermentasyonunda sıcaklık kontrolü için uygunluk gösterdiği ancak, IMC kontrol yönteminin PID kontrol yöntemine göre daha etkin olduğu sonucu çıkarılmıştır. Modele dayalı kontrol sistemlerinin biyoreaktörle ilgili işletim şartlarının kontrolünde daha kullanışlı olduğu anlaşılmıştır.



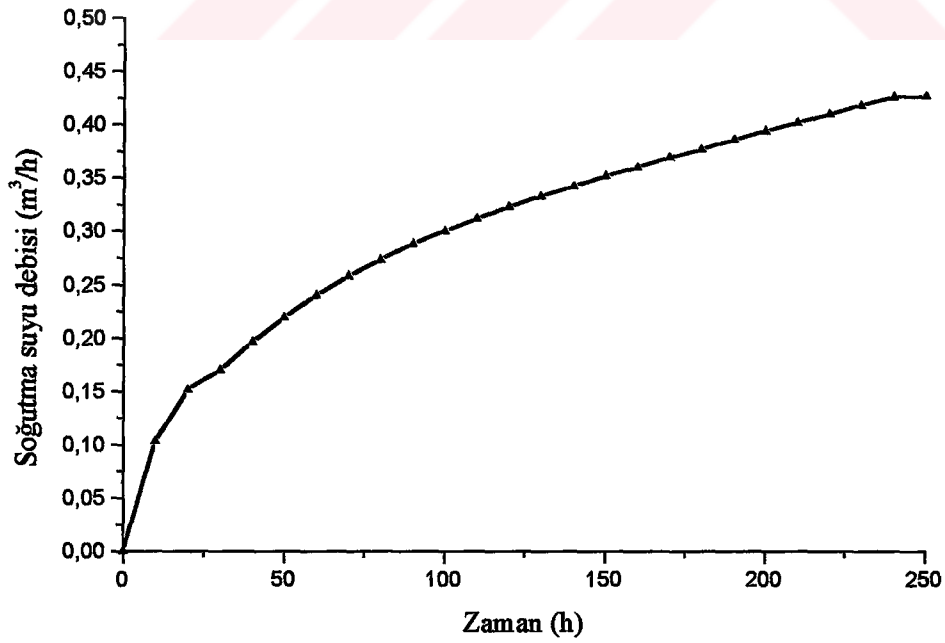
Şekil 6.1 Etanol fermentöründe, sıcaklığın PID kontrolünün sonuçları
($K_C=30.2$, $\tau_I=46.71$, $\tau_D=7.11$)



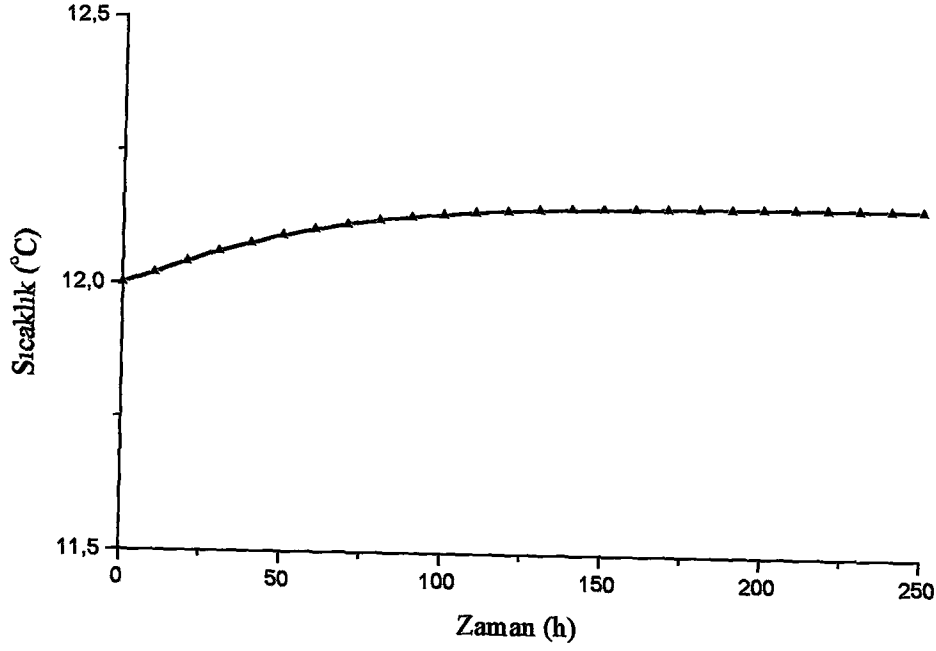
Şekil 6.2 Etanol fermentöründe, soğutma suyu debisinin PID kontrolünün sonuçları
($K_C=30.2$, $\tau_I=46.71$, $\tau_D=7.11$)



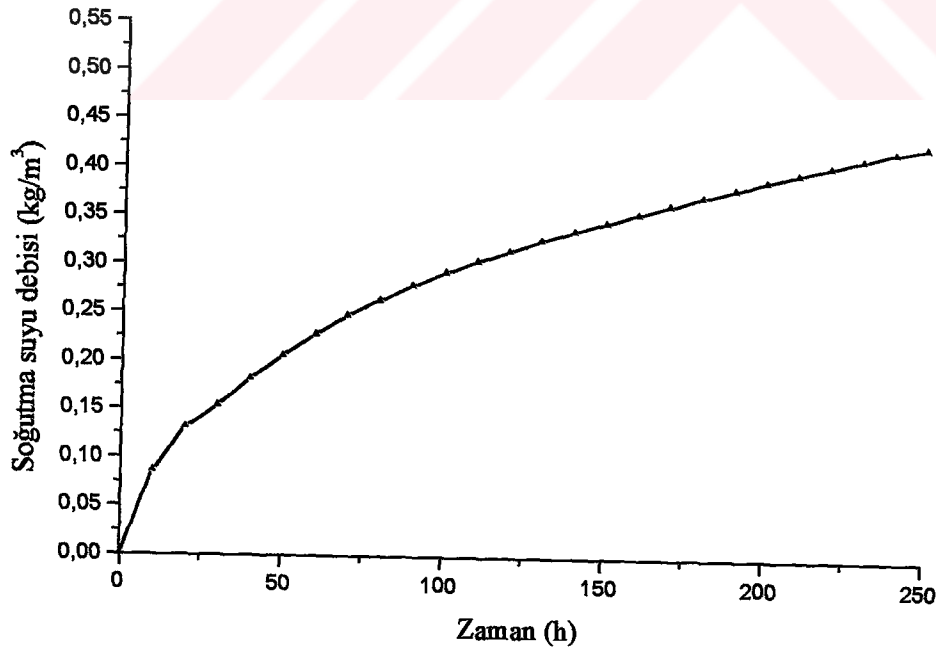
Şekil 6.3 Etanol fermentöründe, sıcaklığın PID kontrolünün sonuçları
($K_C=17.68$, $\tau_i=165$, $\tau_D=9.39$)



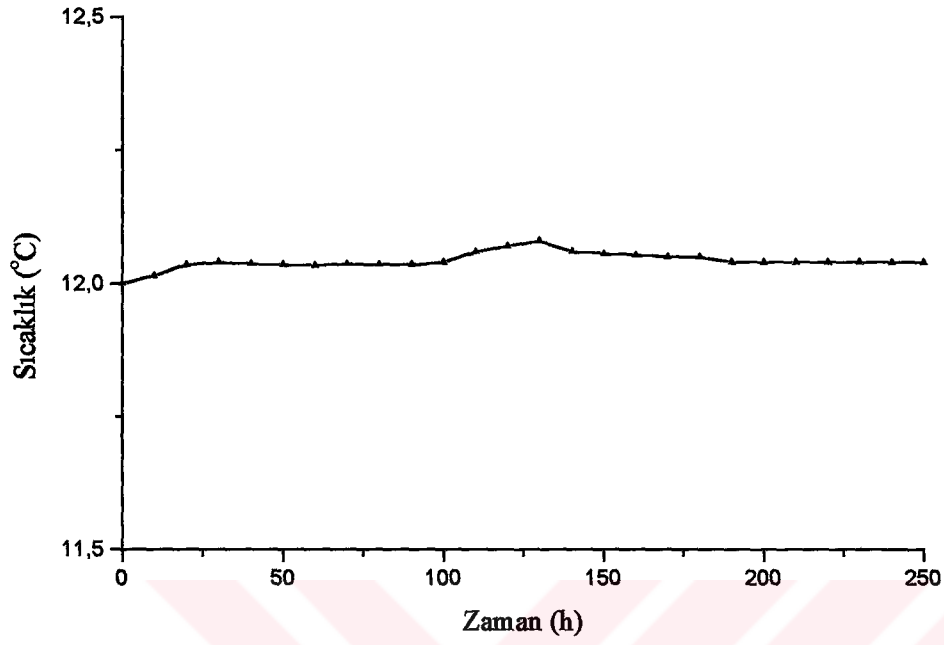
Şekil 6.4 Etanol fermentöründe, soğutma suyu debisinin PID kontrolünün sonuçları ($K_C=17.68$, $\tau_i=165$, $\tau_D=9.39$)



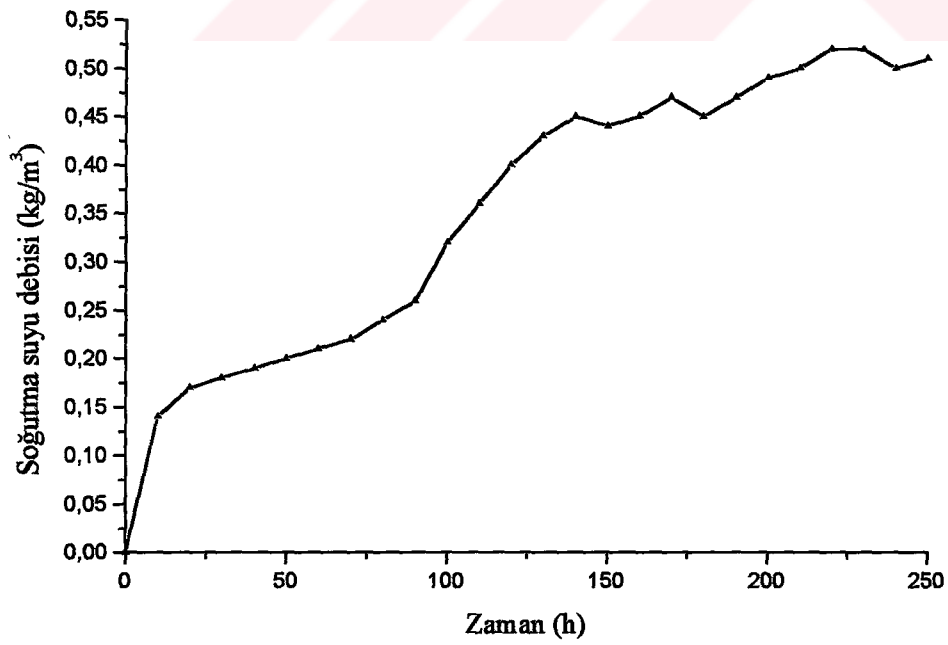
Şekil 6.5 Etanol fermentöründe, sıcaklığın PID kontrolünün sonuçları
($K_C=17.41$, $\tau_i=162.5$, $\tau_D=7.19$)



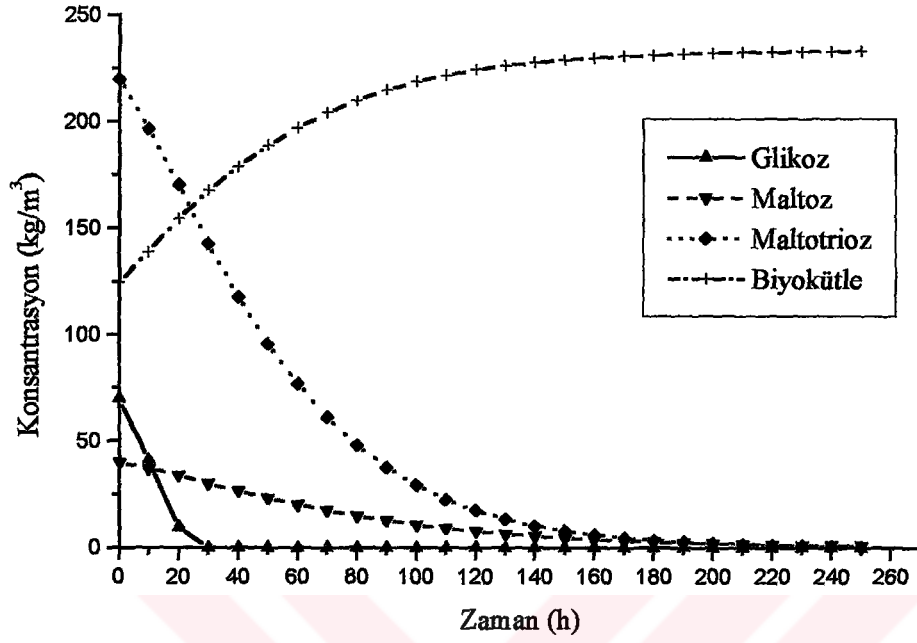
Şekil 6.6 Etanol fermentöründe, soğutma suyu debisinin PID kontrolünün sonuçları
($K_C=17.41$, $\tau_i=162.5$, $\tau_D=7.19$)



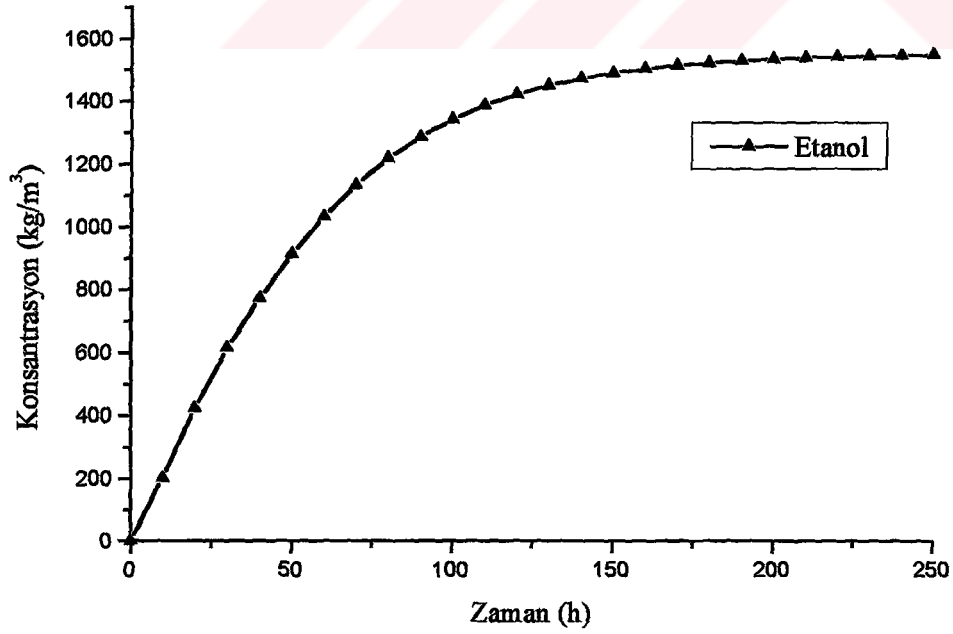
Şekil 6.7 Etanol fermentöründe, sıcaklığın IMC kontrolünün sonuçları



Şekil 6.8 Etanol fermentöründe, soğutma suyu debisinin IMC kontrolünün sonuçları



Şekil 6.9 Şeker ve biyokütle konsantrasyonlarının zamanla değişimi (12 °C)



Şekil 6.10 Etanol konsantrasyonunun zamanla değişimi (12 °C)

Fermentasyon sistemleri yavaş gerçekleşen reaksiyonları içeren, zamana bağlı ve lineer olmayan sistemlerdir. Bu sistemlerde güvenilir on-line kontrol yöntemi ve kesin proses modeli kurmak amaçlanmaktadır. Metabolitlerin kesikli fermentasyon sırasında konsantrasyonlarındaki değişim aralığı kontrol tasarımcısı tarafından düşünölmek zorundadır. Fermentasyonu hassas bir şekilde aydınlatabilecek uygun model bulmak zordur. Neural networks çok farklı tipteki proseslerin daha başarılı bir şekilde kontrolünü gerçekleştirebilen bir yöntemdir. Neural networks ve diğer kontrol yöntemleri arasındaki en önemli fark, networklerin giriş-çıkış verilerine göre optimum değere adaptasyonu sağlaması ve giriş verilerinin tamalanmadığı durumlarda dahi, networklerin mantıklı sonuç vermesidir [Mei and Chang, 1997]. Neural networks non-lineer sistem modelinde diğer kontrol yöntemlerine alternatif bir model olarak güven vermektedir [Petrova et al., 1998].

Bu çalışmada neural network yöntemi kullanılarak daha hassas kontrolün incelenmesi tavsiye edilmektedir.

KAYNAKLAR

Alves, T.L.M., Costa A.C. and Henriques A.W.S., Lima E.L. (1998) ,Adaptive Optimal Control Of Fed-Batch Alcoholic Fermentation, *Applied Biochemistry and Biotechnology*, vol. 70-72, 463-478.

Yaman, A., Hollett, J. , Canney, W. M. and Morari, M. (1985), Experimental Study of Internal Model Control, *Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development*, vol. 25, 102-108

Atkinson, B and F. Mavituna (1983), Biochemical Engineering and Biotechnology Handbook, Nature Press, N.Y.

Ben-Hassan, R. M., Ghaly, A. E., Mansour, M. H. (1983), A Computer Based pH Measurement and Control System for Fermentation Processes, *Applied Biochemistry and Biotechnology*, vol. 6, no:30, 233-245

Cooney, C. L., Wang D. I. C. and R.I.Mateles (1969), Measurement of Heat Evolution and Corralition with Oxygen Consumption During Microbial Growth, *Biotechnology and Bioengineering*, vol. 6, no:3, 269

Cooney, C. L., Wang, H. Y. and Wang D. I. C. (1977), Computer Aided Material Balancing for Prediction of Fermentation Parameters, *Biotechnology and Bioengineering*, vol. 19, 55-67

Engasser, J. M., Marc, I., Moll, M. and Duteurtre, B. (1981), EBS Congress, 579

Gee D.A and Ramirez W.F. (1988), Optimal Temperature Control for Batch Beer Fermentation, *Biotechnology and Bioengineering*, vol. 31, 224-234

Henson M.,A., and Seborg D.E. (1991), An Internal Model Strategy for Nonlinear Systems, *AIChE Journal*, vol. 37, 1065-1081

Kurnaz, Ü. (1984), Serbest ve Kalsiyum Aljinat Jelinde Tutuklanmış *S. Cerevisiae* ile Etanol Üretiminin Karıştırmalı ve Kolon Tipi Tepkime Kaplarında İncelenmesi, Doktora Tezi, Hacettepe Üniversitesi

Lee Y., Park S. (1998), PID Controller for Desired Closed-Loop Responses for SISO Systems, *AIChE Journal*, vol. 44, 106-115

Luyben, W. L. (1990), Process Modelling Simulation and Control for Chemical Engineering, McGraw-Hill Publishing Company

Mateles, R.I. (1971), Calculation of Oxygen Required for Cell Production, *Biotechnology and Bioengineering*, vol. 13, 581

Mei J. Syu and Cheng L. Hou (1997), A Neural Network Study on the Dynamic Identification of a Fermentation System, *Bioprocess Engineering*, vol. 18, 281-287

Petrova M., Koprinkova P., Patarinska T. And Blizkova M. (1998), Neural Network Modelling of Fermentation Processes, *Bioprocess Engineering*, vol. 18, 281-287

Price, E. C. (1985), The Microbiology of Anaerobic Digestion, *Biotechnology Applications and Research*, 52-59

Radhakrishnan, T.K., Sunaram, S. and Chidambaram M. (1999), Non-linear Control of Continuous Bioreactors, *Bioprocess Engineering*, vol. 20, 173-178

Roca, E., Flores, J. and Rodriguez, I. (1996), Knowledge Based Control Applied to Fixed Bed Pulsed Bioreactors, *Bioprocess Engineering*, vol 14, No:3, 113-118

Rolf, M. J. and Lim, H. C. (1985), Experimental Adaptive On-Line Optimization of Cellular Productivity of a Continuous Baker's Yeast Culture, *Biotechnology and Bioengineering*, vol. 17, 1236-1245

Russell P.D. (1987), Fermenter and Bioreactor Design, Food Biotechnology I, 1-48

Satishkumar, B. and Chidambaram, M. (1999), Control of Unstable Bioreactor Using Fuzzy Tuned PI Controller, *Bioprocess Engineering*, vol. 20, 127-132

Shi, Z., Shimizu, K., Watanabe, N. and Kobayashi, T. (1989), Adaptive On-Line Optimizing Control of Bioreactor Systems, *Biotechnology and Bioengineering*, vol. 37, 999-1009

U.S. Department of Energy (1992), Guidebook for Handling, Storing and Dispensing Ethanol, 3-5

Wernersbach, D. (1986), Benchtop Fermentation Systems : New Equipment for an Ancient Process, *American Biotechnology Laboratory*, vol. 4 , No:11, 22

Stephanopoulos, G. (1984), Chemical Process Control : An Introduction to Theory and Practice,

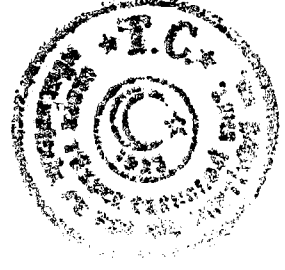
Zhao, Y. and Skogestad, S. (1997), Comparison of Various Control Configurations for Continuous Bioreactors, *Industrial Engineering and Chemical Research*, vol. 36, 697-705



ÖZGEÇMİŞ

1972 yılında İstanbul'un Kartal ilçesinde doğdu. İlk ve ortaokulu Pendikte, Lise eğitimini Kadıköyde tamamladı. 1991 yılında Ortadoğu Teknik Üniversitesi, Kimya Mühendisliği Bölümü'ne girmeye hak kazandı. Bir yıl İngilizce hazırlık eğitimi aldıktan sonra 1992'de lisans eğitimine başladı. Şubat 1997'de bu bölümden mezun oldu. Şubat 1997'de yapılan yüksek lisans sınavını başarıyla tamamlayarak GYTE Enerji Sistemleri Bölümü'ne girmeye hak kazandı. Aynı yıl araştırma görevlisi olarak göreve başladı. Halen Enerji Sistemleri Bölümü, Yenilenebilir Enerji Kaynakları Ana Bilim Dalında araştırma görevlisi olarak görev almaktadır.





EKLER



EK1



GEE RAMİREZ ETANOL FERMENTASYONU PARAMETRELERİ

Reaksiyon Parametreleri

Şeker	$R_{E/i}$	$R_{X/i}$	ΔH_{R_i}
Glikoz	1.92	0.134	-91.2
Maltoz	3.84	0.268	-226.3
Maltotrioz	5.76	0.402	-361.3

Kinetik Parametreleri

Parametre	Fermentasyon Sıcaklığı			
	4°C	8°C	12°C	16°C
$V_G (h^{-1})$	0.0048	0.013	0.015	0.0302
$V_M (h^{-1})$	0.0144	0.0268	0.028	0.0364
$V_N (h^{-1})$	0.087	0.113	0.13	0.151
$K_G (mol/m^3)$	23.5	4.7	1.8	0.102
$K_M (mol/m^3)$	1100	814	610	360
$K_N (mol/m^3)$	10900	7160	4460	2410
$K'_G (mol/m^3)$	123	182	240	262
$K'_M (mol/m^3)$	2090	6360	8010	17500

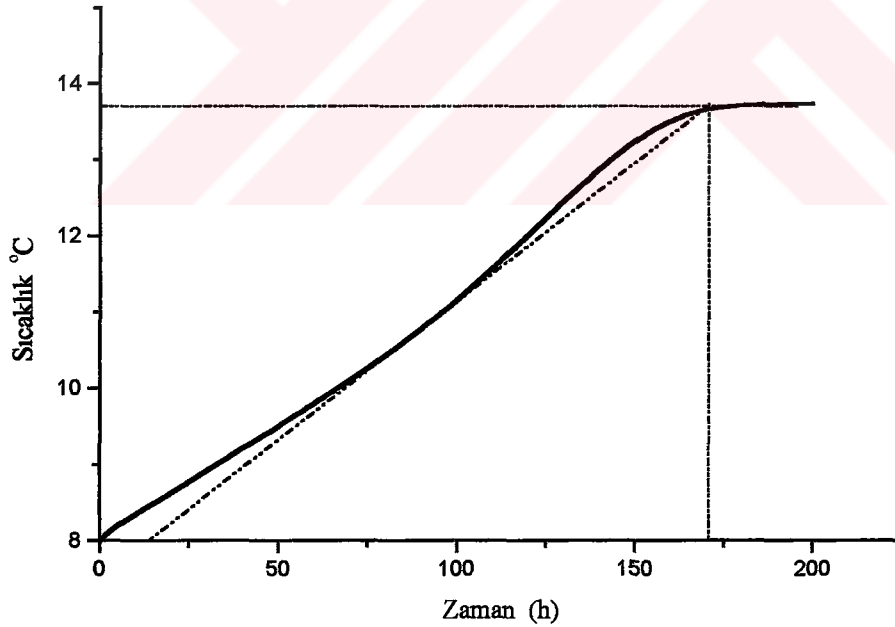
EK 2

PROSES TEPKİ EĞRİSİNDEN SİSTEM PARAMETRELERİNİN HESAPLANMASI

Reaktör sıcaklığı kararlı hale geldikten sonra soğutma suyu debisine verilen 15 m³/h lik basamak etkisine karşı sistemin tepkisi elde edilmiştir. Proses model parametreleri kazanç (K), ölü zaman (t_0) ve zaman sabiti (τ) bölüm 4.1.3 de anlatıldığı gibi iki farklı metotla hesaplanmıştır.

1. Metot :

Şekil Ek 2.1 de elde edilen proses tepki eğrisine eğimin maksimum olduğu noktadan çizilen teğet yardımı ile t_0 ve τ bulunmuştur.



Şekil Ek 2.1 Metot 1 için proses tepki eğrisi

Proses tepki eğrisinde de görüldüğü gibi yatışkın haller $T_{s1}=8\text{ }^{\circ}\text{C}$ ve $T_{s2}=13.25\text{ }^{\circ}\text{C}$ dir.

Şekilden anlaşıldığı gibi $t_0=20\text{ h}$ ve $\tau=155$ olduğu görülmektedir.

$$K = \frac{\Delta T_s}{\Delta m} = \frac{13.25 - 8}{15}$$

$K = 0.35$ olarak bulunmuştur.

Proses iletim fonksiyonu;

$$G(s) = \frac{K \exp(-t_0 s)}{\tau s + 1}$$

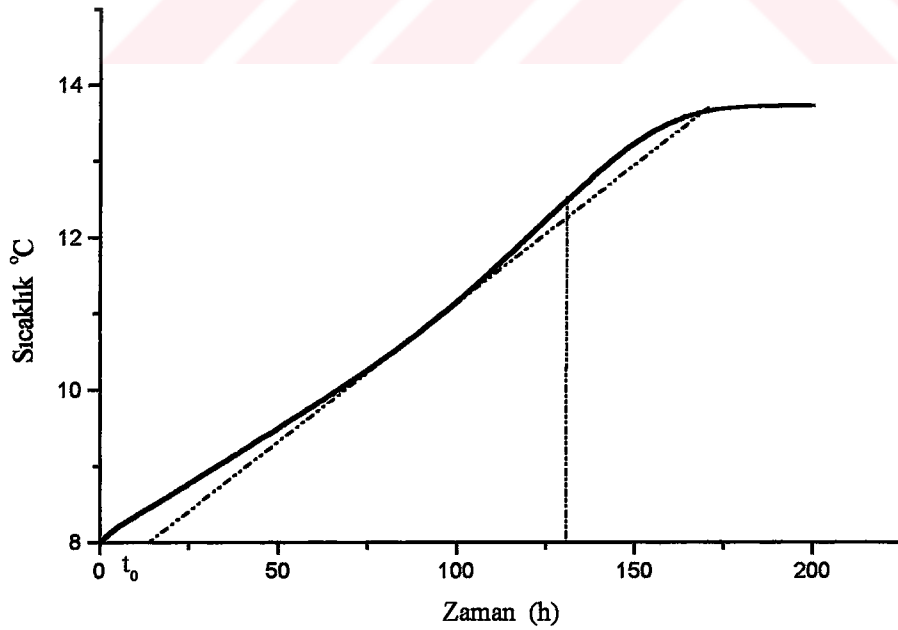
$$G(s) = \frac{0.35 \exp(-20s)}{135s + 1} \text{ olarak elde edilir.}$$

2. Metot

Şekil Ek 2.2 de eğimin maksimum olduğu noktadan çizilen proses reaksiyon eğrisi görülmektedir.

Bölüm 4.1.3.2 de bahsedilen ikinci metot için 4.16 dan ;

$$\Delta T(t) = 0.632 \Delta T_s$$



Şekil Ek 2.2 Metot 2 için proses tepki eğrisi



$T(t) = T(0) + 0.632(Ts_1 - Ts_2)$ ifadesi elde edilir.

Buna göre; $T(t) = 8 + 0.632(13.25 - 8)$

$$T(t) = 11.67$$

olarak bulunur.

Şekil Ek 2.2 de bu noktaya karşılık gelen nokta $t=130$ olarak bulunur.

$$\tau = t - t_0$$

denkleminde yerine konulduğunda

$$\tau = 130 - 20 = 110 \text{ h}$$

olarak bulunur.

Proses iletim fonksiyonu ;

$$G(s) = \frac{K \exp(-t_0 s)}{\tau s + 1}$$

$$G(s) = \frac{0.135 \exp(-20s)}{110s + 1}$$

olarak bulunur.

EK 3



AYARLAMA TEKNİKLERİ UYGULANARAK PID KONTROL EDİCİ PARAMETRELERİNİN HESAPLANMASI

Ek 2' de hesaplanan sistem parametreler kullanılarak PID kontrol edici parametreleri (K_C , τ_I , τ_D) Cohen-Coon ve bölüm 4.1.3.3' de bahsedilen ayarlama teknikleri uygulanarak hesaplanmıştır.

Cohen-Coon Ayarlama Tekniği ile

Cohen-Coon tekniği ile Ek 2 de metot 1 için bulunan K_C , τ_I , τ_D değerleri kullanılarak PID parametreleri örnek olarak hesaplanmış diğer ayarlama teknikleri tablolar halinde verilmiştir.

$$K_C = \frac{\tau}{K_m t_0} \left(\frac{4}{3} + \frac{t_0}{4\tau} \right) \quad 4.20$$

$$K_C = \frac{155}{0.35 \cdot 20} \left(\frac{4}{3} + \frac{20}{4 \cdot 155} \right)$$

$$K_C = 30.71$$

$$\tau_I = t_0 \left(\frac{32 + 6t_0/\tau}{13 + 8t_0/\tau} \right) \quad 4.21$$

$$\tau_I = 20 \left(\frac{32 + 6.20/155}{13 + 8.20/155} \right)$$

$$\tau_I = 46.71$$

$$\tau_D = t_0 \left(\frac{4}{11 + 2t_0/\tau} \right)$$

4.22

$$\tau_D = 20 \left(\frac{4}{11 + 2.20/155} \right)$$

$$\tau_D = 7.1$$

olarak hesaplanır.

Yukarıda örnek hesapları yapılan Cohen-Coon ayarlama tekniklerinin yanı sıra bölüm 4.1.3.4 de yer alan tablo 4.1 kullanarak diğer ayarlama teknikleri metot 1 ve metot 2 için uygulanarak gerekli PID parametreleri bulunmuştur.

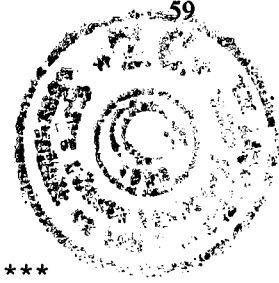
Ayarlama Tekniği	K _C	τ_I	τ_D
Cohen-Coon	30.24	46.71	7.11
Rivera et al.	17.68	165.0	9.39
Lee et al.	17.41	162.5	7.19

Çizelge Ek 3.1 Metot 1 için değişik ayarlama teknikleriyle PID parametreleri

Ayarlama Tekniği	K_C	τ_I	τ_D
Cohen-Coon	21.66	45.78	7.04
Rivera et al.	12.85	120.0	9.16
Lee et al.	12.59	117.5	7.07

Çizelge Ek 3.2 Metot 2 için değişik ayarlama teknikleriyle PID parametreleri

EK 4



C*****
C SUREKSIZ ETANOL FERMANTASYONU OPTIMUM SICAKLIK
C KONTROLU PROGRAMI
C*****

C*****
C REAKSIYON PARAMETRELERI
C*****

C E : ETANOL KONSANTRASYONU
C E0 : ETANOL BASLANGIC KONSANTRASYONU
C G : GLUKOZ KONSANTRASYONU
C G0 : GLUKOZ BASLANGIC KONSANTRASYONU
C M : MALTOZ KONSANTRASYONU
C M0 : MALTOZ BASLANGIC KONSANTRASYONU
C N : MALTOTRIOZ KONSANTRASYONU
C N0 : MALTOTRIOZ BASLANGIC KONSANTRASYONU
C B : BIOMASS KONSANTRASYONU
C B0 : BIOMASS BASLANGIC KONSANTRASYONU
C TFERM : FERMANTASYON ZAMANI
C TEMP : FERMANTASYON SICAKLIGI
C T : ZAMAN
C CP : FERM. AKISIKANI ISI KAPASITESI
C RO : FERM. AKISIKANI YOGUNLUGU
C*****

C*****
C KINETIK PARAMETRELERI
C*****

C VG : GLUKOZ MAKSIMUM REAKSIYON HIZI
C VM : MALTOZ MAKSIMUM REAKSIYON HIZI
C VN : MALTOTRIOZ MAKSIMUM REAKSIYON HIZI
C KG : GLUKOZ MICHAELIS SABITI
C KM : MALTOZ MICHAELIS SABITI
C KN : MALTOTRIOZ MICHAELIS SABITI
C KGPRIME : GLUKOZ INHIBITION SABITI
C KMPRIME : MALTOZ INHIBITION SABITI
C REG : MOL OLUSAN GLUKOZ / MOL GIREN SEKER
C REM : MOL OLUSAN MALTOZ / MOL GIREN SEKER
C REN : MOL OLUSAN MALTOTRIOZ / MOL GIREN SEKER
C RXG : MOL OLUSAN GLUKOZ / MOL GIREN BIOMASS
C RXM : MOL OLUSAN MALTOZ / MOL GIREN BIOMASS
C RXN : MOL OLUSAN MALTOTRIOZ / MOL GIREN BIOMASS
C DELHG : GLUKOZ REAKSIYON ISISI
C DELHM : MALTOZ REAKSIYON ISISI
C DELHN : MALTOTRIOZ REAKSIYON ISISI
C*****

C*****
C ARRHENIUS SABITLERI
C*****

C VGARR : AKTIVASYON ENERJISI (VG)
C VMARR : AKTIVASYON ENERJISI (VM)
C VNARR : AKTIVASYON ENERJISI (VN)
C KGARR : AKTIVASYON ENERJISI (KG)
C KMARR : AKTIVASYON ENERJISI (KM)
C KNARR : AKTIVASYON ENERJISI (KN)

```

C      KGPRARR :      AKTIVASYON ENERJISI (KGPRIME)
C      KMPRARR :      AKTIVASYON ENERJISI (KMPRIME)
C*****

      IMPLICIT REAL (A-Z)
C      GIRIS DATALARININ BULUNDUGU 'DATA.INP DOSYASININ OLUSTURULMASI
      OPEN(8,FILE='DATA3.INP')
C      SONUC DATALARININ YAZILACAGI 'DATA.OUT DOSYASININ OLUSTURULMASI
      OPEN(4,FILE='DATA1.OUT')
C      'DATA.INP' DOSYASINDAN DATALARIN OKUNMASI
C      READ(8,*)
C      READ(8,*)
C      READ(8,*)
C      READ(8,*)
      READ(8,3) TFERM
      READ(8,3) TEMP
      READ(8,3) U
      READ(8,3) TC
      READ(8,3) RO
      READ(8,3) CP
      READ(8,3) E0
      READ(8,3) G0
      READ(8,3) M0
      READ(8,3) N0
      READ(8,3) B0
      READ(8,3) REG
      READ(8,3) REM
      READ(8,3) REN
      READ(8,3) RXG
      READ(8,3) RXM
      READ(8,3) RXN
      READ(8,3) DELHG
      READ(8,3) DELHM
      READ(8,3) DELHN
      READ(8,3) TIME
      READ(8,3) R
      READ(8,3) VGARR
      READ(8,3) VG0
      READ(8,3) VMARR
      READ(8,3) VM0
      READ(8,3) VNARR
      READ(8,3) VN0
      READ(8,3) KGARR
      READ(8,3) KG0
      READ(8,3) KMARR
      READ(8,3) KM0
      READ(8,3) KNARR
      READ(8,3) KN0
      READ(8,3) KGPRARR
      READ(8,3) KGPRO
      READ(8,3) KMPRARR
      READ(8,3) KMPRO
      READ(8,3) TINP
      READ(8,3) V
      CLOSE(8)
3      FORMAT(50X,F11.3)
9      FORMAT(18F15.5)
      WRITE(*,*) 'BATCH REAKTOR VERILERI DATA.OUT DOSYASINA YAZILIYOR'
      CALL PID (TFERM,TEMP,U,TC,RO,CP,E0,G0,M0,N0,B0,REG,REM
+           ,RXG,RXM,RXN,DELHG,DELHM,DELHN,TIME,R,VGARR,VG0,VMARR,VM0
+           ,VNARR,VN0,KGARR,KG0,KMARR,KM0,KNARR,KN0,KGPRARR,KGPRO

```

```
+      , KMPRARR, KMPRO, REN, 0.0, TINP, V)
```

```
CLOSE(4)
END
```

```
SUBROUTINE PID (TTERM, TEMP, U, TC, RO, CP, E0, G0, M0, N0, B0, REG, REM
+      , RXG, RXM, RXN, DELHG, DELHM, DELHN, TIME, R, VGARR, VG0, VMARR, VM0
+      , VNARR, VN0, KGARR, KG0, KMARR, KM0, KNARR, KN0, KGPRARR, KGPRO
+      , KMPRARR, KMPRO, REN, F, TINP, V)
```

```
IMPLICIT REAL (A-Z)
```

```
*****
```

```
KONTROL PARAMETRELERI
```

```
DATA TSET, KC, TAUI, TAUD /12.0, 17.41, 162.5, 7.19/
```

```
SOGUTUCU PAREMETRELERI
```

```
DATA TC0, FC, FCMIN, FCMAX /4.0, 0.0, 0.0, 20.0/
```

```
TC=TC0
```

```
AH=2.0
```

```
U=2175.0
```

```
V1=1.0
```

```
V2=0.5
```

```
*****
```

```
TNEW=0.0
```

```
TPRINT=10.0
```

```
G=G0
```

```
M=M0
```

```
N=N0
```

```
E=E0
```

```
B=B0
```

```
EULER INTEGRASYON BASLANGICI
```

```
*****
```

```
DELTA=0.1
```

```
WRITE(4,2)
```

```
WRITE(4,1) TIME, G, M, N, B, E, TEMP, FC
```

```
100 TIME=TIME+DELTA
```

```
GDOT=-B*VG(TEMP, VG0, VGARR)*G/(KG(TEMP, KG0, KGARR)+G)
```

```
MDOT=-B*VM(TEMP, VM0, VMARR)*KGPRIME(TEMP, KGPRO, KGPRARR)*M/
+      ((KM(TEMP, KM0, KMARR)+M)*(KGPRIME(TEMP, KGPRO, KGPRARR)+G))
```

```
NDOT=-B*VN(TEMP, VN0, VNARR)*KGPRIME(TEMP, KGPRO, KGPRARR)*
+      KMPRIME(TEMP, KMPRO, KMPRARR)*N/((KN(TEMP, KN0, KNARR)+N)*
+      (KGPRIME(TEMP, KGPRO, KGPRARR)+G)*(KMPRIME(TEMP, KMPRO,
+      KMPRARR)+M))
```

```
TDOT=(DELHG*GDOT+DELHM*MDOT+DELHN*NDOT-(U*AH*(TEMP-TC)))/
+      (RO*CP*V1)
```

```
TCDOT=FC*(TC0-TC)/V2+U*AH*(TEMP-TC)/(4000.*CP*V2)
```

```
FC=KC*(ERROR2)+KC*TAUD*(ERROR2-ERROR1)/DELTA
```

```
+      +KC*(ERINT/TAUI)
```

```
IF(FC.LT.FCMIN) FC=FCMIN
```

```
IF(FC.GT.FCMAX) FC=FCMAX
```

```
C PID CONTROLLER VERILERIN 'DATA1.OUT' DOSYASINA YAZILMASI
```

```
IF(TIME.GE.TPRINT) THEN
```

```
WRITE(4,1) TIME, G, M, N, B, E, TEMP, FC
```

```
TPRINT=TPRINT+10.0
```

```
ENDIF
```

```
G=G+GDOT*DELTA
```

```
M=M+MDOT*DELTA
```

```
N=N+NDOT*DELTA
```

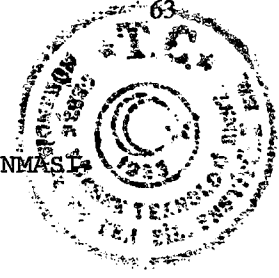
```
TEMP=TEMP+TDOT*DELTA
```

```
ERROR1=ERROR2
```

```
ERROR2=TEMP-TSET
```



```
IF(TCNEW.LT.TC0) TC=TC0
TC=TC+DELTA*TCDOT
TCNEW=TC
ERINT=ERINT+DELTA*ERROR2
TIME=TIME+DELTA
C   BIOMASS KONSANTRASYON DEGISIMI
    B=B+RXG*(G0-G)+RXM*(M0-M)+RXN*(N0-N)
C   ETANOL KONSANTRASYON DEGISIMI
    E=E+REG*(G0-G)+REM*(M0-M)+REN*(N0-N)
    G0=G
    M0=M
    N0=N
    IF(TIME.LE.TFERM) GOTO 100
C   *****
C   EULER INTEGRASYON SONU
1   FORMAT(F7.1,3X,F7.3,3X,F7.3,3X,F7.3,3X,F7.3,3X,F9.
+     3,3X,F6.3,1X,F6.2)
2   FORMAT(6X,'TIME',7X,'G',9X,'M',8X,'N',12X,'X',9X,'E',
+     7X,'TEMP')
    CLOSE (4)
    CLOSE (5)
    RETURN
    STOP
    END
C   *****
C   ARRHENIUS ESITLIGI ILE KINETIK PARAMETRELERIN BULUNMASI
C   *****
C   SICAKLIGA BAGLI MAKSIMUM GLUKOZ REAKSIYON HIZININ BULUNMASI
    REAL FUNCTION VG(TEMP,AVG0,VGARR)
    R=1.987
    VG=EXP(AVG0)*EXP(-VGARR/(R*(TEMP+273.15)))
    RETURN
    END
C   SICAKLIGA BAGLI MAKSIMUM MALTOZ REAKSIYON HIZININ BULUNMASI
    REAL FUNCTION VM(TEMP,AVM0,VMARR)
    R=1.987
    VM=EXP(AVM0)*EXP(-VMARR/(R*(TEMP+273.15)))
    RETURN
    END
C   SICAKLIGA BAGLI MAKSIMUM MALTOTRIOZ REAKSIYON HIZININ BULUNMASI
    REAL FUNCTION VN(TEMP,AVN0,VNARR)
    R=1.987
    VN=EXP(AVN0)*EXP(-VNARR/(R*(TEMP+273.15)))
    RETURN
    END
C   GLUKOZ ICIN SICAKLIGA BAGLI MICHAELIS SABITININ BULUNMASI
    REAL FUNCTION KG(TEMP,AKG0,AKGARR)
    R=1.987
    KG=EXP(AKG0)*EXP(-AKGARR/(R*(TEMP+273.15)))
    RETURN
    END
C   MALTOZ ICIN SICAKLIGA BAGLI MICHAELIS SABITININ BULUNMASI
    REAL FUNCTION KM(TEMP,AKM0,AKMARR)
    R=1.987
    KM=EXP(AKM0)*EXP(-AKMARR/(R*(TEMP+273.15)))
    RETURN
    END
C   MALTOTRIOZ ICIN SICAKLIGA BAGLI MICHAELIS SABITININ BULUNMASI
    REAL FUNCTION KN(TEMP,AKN0,AKNARR)
    R=1.987
    KN=EXP(AKN0)*EXP(-AKNARR/(R*(TEMP+273.15)))
```



RETURN
END

C GLUKOZ ICIN SICAKLIGA BAGLI INHIBITION SABITININ BULUNMASI
REAL FUNCTION KGPRIME(TEMP,AKGPRO,AKGPRARR)
R=1.987
KGPRIME=EXP(AKGPRO)*EXP(-AKGPRARR/(R*(TEMP+273.15)))
RETURN
END

C MALTOZ ICIN SICAKLIGA BAGLI INHIBITION SABITININ BULUNMASI
REAL FUNCTION KMPRIME(TEMP,AKMPRO,AKMPRARR)
R=1.987
KMPRIME=EXP(AKMPRO)*EXP(-AKMPRARR/(R*(TEMP+273.15)))
RETURN
END



**T.C. YÜKSEKÖĞRETİM KURULU
DOKÜMANTASYON MERKEZİ**