

FERMENTÖRLERDE MATEMATİK MODELLEME

**Y.Ü. YÜKSEKÖĞRETİM KURULU
DOKÜMAN YASAL MERKEZİ**

**YÜKSEK LİSANS TEZİ
Çevre Müh. Ahu SERT
(501981238)**

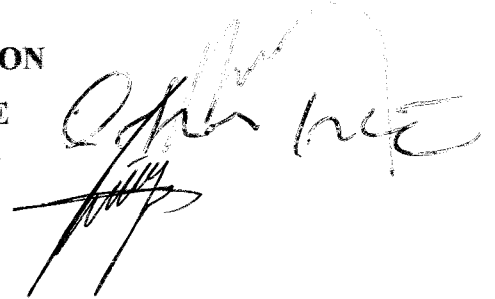
10 1421

**Tezin Enstitüye Verildiği Tarih : 11 Haziran 2001
Tezin Savunulduğu Tarih : 25 Haziran 2001**

Tez Danışmanı : Prof. Dr. Derin ORHON

Diğer Jüri Üyeleri : Doç. Dr. Orhan İNCE

Doç Dr. Rüya TAŞLI



HAZİRAN 2001

ÖNSÖZ

Tez çalışmam süresince değerli katkılarından dolayı hocam sayın Prof. Dr. Derin ORHON'a, çalışma boyunca tecrübe ve yardımlarını esirgemeyen sayın Doç. Dr. Erdem GÖRGÜN'e ve sayın Ar. Gör. Dr. Ebru AVCIOĞLU'na teşekkürlerimi sunarım.

M. Efe ÖZER ve sevgili aileme beni destekledikleri ve yanımda oldukları için sonsuz teşekkürler.

Haziran 2001

AHU SERT



İÇİNDEKİLER

KISALTMALAR	v
TABLO LİSTESİ	vi
ŞEKİL LİSTESİ	vii
SEMBOL LİSTESİ	viii
ÖZET	x
SUMMARY	xiii
1. GİRİŞ	1
1.1. Çalışmanın Amaç ve Kapsamı	1
2. BİYOLOJİK NUTRİENT GİDERİMİNDE KARBON KAYNAKLARININ ÖNEMİ	4
2.1 Biyolojik Azot Giderim Sistemleri	4
2.1.1 Atıksularda Azot	4
2.1.2 Biyolojik Nitrifikasyon ve Denitrifikasyon Mekanizmaları	5
2.1.3 Tek Çamurlu Azot Giderim Sistemleri	5
2.1.3.1 Wuhrmann (Son Denitrifikasyon) Prosesi	6
2.1.3.2 Lutzack-Ettinger (Ön Denitrifikasyon) Prosesi	7
2.1.3.3 Modifiye Lutzack-Ettinger Prosesi	7
2.1.3.4 Bardenpho Prosesi	7
2.1.4 Sistem Tasarımına Etki Eden Faktörler	8
2.2 Biyolojik Fosfor Giderim Sistemleri	10
2.2.1 Atıksularda Fosfor	10
2.2.2 İleri Biyolojik Fosfor Giderme Mekanizması	10
2.2.2.1 Anaerobik Kademe	10
2.2.2.2 Aerobik Kademe	11
2.2.3 Fosfor Giderme Sistemleri	11
2.2.4 Kullanılabilir Substrat Miktarı	12
3. FERMENTASYON PROSESİ	14
3.1 Fermentasyon Prosesi ve Tarihsel Gelişme	14
3.2 Fermentörlerdeki Biyolojik Prosesler	15
3.2.1 Anaerobik Çürütme	16
3.2.1.1 Hidroliz	16
3.2.1.2 Hidrolizle Oluşan Bileşiklerin Organik Asitlere Dönüşümü	17
3.2.1.3 Asetik Asit Oluşumu	18
3.2.1.4 Metan Oluşumu	18
3.3 Fermentör Teknolojisi	20
3.3.1 Fermentörlerin Karşılaştırılması	20
3.4 Fermentör Konfigürasyonları	21
3.4.1 Activated Primary Tanks (APT)	21
3.4.2 Tek Kademe fermentörler	21
3.4.3 İki Kademeli Fermentörler	21

3.4.4 Karbon Kaynağı İçin Diğer Alternatifler	22
3.4.5 Statik Ve Tam Karışımli Fermentörlerin Karşılaştırılması	24
3.4.6 Tam Ölçekli Fermentör Sistemlerine Örnekler	24
3.4.6.1 Kelowna, British Columbia-Bardenpho Prosesi/ Statik Fermentör	25
3.4.6.2 Penticton, B. C. - Modifiye UCT Prosesi/ Tam Karışımli Fermentör	26
3.5 Biyolojik Nutrient Giderim Sistemlerinde Karbon Kaynağı İçin Diğer Alternatifler	27
4. FERMENTÖRLERDE MATEMATİK MODEL YAKLAŞIMI	28
4.1 Matematik Modeller ve Tarihsel Gelişme	28
4.2 Fermentör Matematik Modeli	29
4.2.1 Modeli Oluşturan Temel Bileşenler	30
4.2.2 Model Sınırları Ve Temel Kütle Dengeleri	31
4.2.3 Modele Ait Kabuller	33
4.2.4 Model Eşitlikleri	34
4.2.5 Model Parametreleri	39
4.2.6 Değişkenlerin Giriş Akımı Konsantrasyonlarının Belirlenmesi	41
4.2.7 Literatür Datalarıyla Modelin Doğrulanması	42
4.2.7.1 Gerçek SRT Değerlerinin Belirlenmesi	43
4.2.8 Deneysel Datalarla Simulasyonun Karşılaştırılması	44
5. SONUÇLAR	48
KAYNAKLAR	50
EKLER	54
ÖZGEÇMİŞ	71

KISALTMALAR

PHB	: Polihidroksibütirikasit
SRT	: Çamur bekletme süresi
HRT	: Hidrolik bekletme süresi
BNR	: Biyolojik nutrient giderimi
VFA	: Uçucu yağ asitleri
KOI	: Kimyasal oksijen ihtiyacı
BOI	: Biyolojik oksijen ihtiyacı
APT	: Aktif birinci çöktürme tankları



TABLO LİSTESİ

	<u>Sayfa No</u>
Tablo 2.1 Evsel Atıksudaki Organik Maddenin Farklı Fraksiyonları İçin Elde Edilmiş Denitrifikasyon Hızları.....	8
Tablo 3.1 Kelowna, B.C. –Statik Fermentör İşletme Sonuçları.....	25
Tablo 3.2 Penticton Fermentörü Dizayn Kriterleri.....	26
Tablo 4.1 Proses Kinetikleri ve Sitokiometrisinin Matris Gösterimi.....	38
Tablo 4.2 Fiziksel Model Parametreleri.....	39
Tablo 4.3 Dinamik Anaerobik Çürütme Modellerinde Kullanılan Biyolojik Model Parametreleri.....	40
Tablo 4.4 Modelde Kullanılan Biyolojik Parametre Değerleri.....	41
Tablo 4.5 Ortalama Birinci Çöktürme Çamuru Karakteristikleri (mg/l)....	43
Tablo 4.6 Birinci çöktürme çamurunun giriş konsantrasyonları (mg/l).....	43
Tablo 4.7 Elefsiniotis (1993) tarafından elde edilen VFA sonuçları.....	45

ŞEKİL LİSTESİ

	<u>Sayfa No</u>
Şekil 2.1	Ayrık Çamurlu Azot Giderim Sistemleri..... 6
Şekil 3.1	Anaerobik Arıtma Sürecinde Kompleks Organik Maddenin Giderilmesi..... 19
Şekil 3.2	Fermentör Konfigürasyonlarının Şematik Gösterimi..... 23
Şekil 4.1	Fermentör Model Bileşenleri..... 30
Şekil 4.2	Fermentör Sistemi Model Sınırları..... 32
Şekil A.1	Sabit SRT Değerinde VFA Model Sonuçlarının Deney Datalarıyla Karşılaştırılması..... 56
Şekil A.2	Sabit SRT Değerinde NH_4-N Konsantrasyonunun HRT ile Değişimi..... 57
Şekil A.3	Sabit SRT Değerinde C_{ss} Konsantrasyonunun HRT ile Değişimi... 58
Şekil A.4	Sabit SRT Değerinde C_{mo} Konsantrasyonunun HRT ile Değişimi 59
Şekil A.5	Sabit SRT Değerinde C_e Konsantrasyonunun HRT ile Değişimi.... 60
Şekil A.6	Sabit HRT Değerinde VFA Model Sonuçlarının Deney Datalarıyla Karşılaştırılması..... 61
Şekil A.7	Sabit HRT Değerinde NH_4-N Konsantrasyonunun SRT ile Değişimi..... 62
Şekil A.8	Sabit HRT Değerinde C_{ss} Konsantrasyonunun SRT ile Değişimi... 63
Şekil A.9	Sabit HRT Değerinde C_{mo} Konsantrasyonunun SRT ile Değişimi 64
Şekil A.10	Sabit HRT Değerinde C_e Konsantrasyonunun SRT ile Değişimi... 65
Şekil A.11	NH_4-N İçin Hassasiyet Fonksiyonları..... 66
Şekil A.12	NH_4-N İçin Hassasiyet Fonksiyonları..... 67
Şekil A.13	NH_4-N İçin Hassasiyet Fonksiyonları..... 68
Şekil A.14	VFA İçin Hassasiyet Fonksiyonları..... 69
Şekil A.15	VFA İçin Hassasiyet Fonksiyonları..... 70

SEMBOL LİSTESİ

- C_e : Çözünmemiş substratların, çözünmüş yüksek molekül ağırlıklı substratların ve proteinlerin hidrolizinde kataliz olarak görev yapan hidrolitik enzimler (mg KOI/l)
- C_{is} : Selüloz, yağlar, çözünmeyen proteinler gibi çözünmeyen substrat (mg KOI/l)
- C_{mo} : Glukoz, uzun zincirli yağ asitleri, amino asitler gibi monomer türler (mg KOI/l)
- C_{NH4} : Amonyak azotu konsantrasyonu (mg KOI/l)
- $C_{p,i}$: Fermentördeki partiküler bileşen konsantrasyonu (mg/l)
- $C_{p,i}^{in/eff}$: Giriş/çıkış akımındaki partiküler bileşen konsantrasyonu (mg/l)
- C_{prot} : Amonifikasyon prosesinde partiküler proteinin hidrolizi sırasında amonyak azotuna çevrilen, partiküler proteinlerin içeriğinde bulunan organik azot (mg KOI/l)
- C_{SS} : Çözünmüş, yüksek molekül ağırlıklı substratlar (mg KOI/l)
- C_{VFA} : Uçucu yağ asitleri; Asetik, propiyonik, bütirik, iso-bütirik, valerik, iso-valerik, kaproik, ve iso-kaproik asit toplamı (mg KOI/l)
- C_{Xa} : Monomer türleri substrat olarak kullanan asit bakterileri (mg KOI/l)
- C_{Xm} : VFA'leri substrat olarak kullanan ve metan üretimini gerçekleştiren metan bakterileri (mg KOI/l)
- d_a : Asit bakterilerinin ölüm hız sabiti (1/gün)
- d_e : Hidrolitik enzimlerin deaktivasyon hız sabiti (1/gün)
- d_m : Metan bakterilerinin ölüm hız sabiti (1/gün)
- f_1 : Metan KOI'sinin dönüşüm faktörü (l CH₄/mg KOI)
- f_{ss} : Giriş akımında VFA olmayan çözünmüş KOI fraksiyonu
- f_{Xm} : Giriş akımında metan bakterilerinin hücre KOI fraksiyonu
- g : Bakteriyel hücrenin ağırlığı (mg/hücre)
- $i_{KOI/X}$: Biyokütlenin KOI eşdeğeri (g KOI/g)
- K_a : Monomer türlerin yarı doyumluk sabiti (mg/l)
- k_{amm} : Proteinler için amonifikasyon hız sabiti (1/gün)
- $k_{h,is}$: Çözünmemiş substrat için hidroliz hız sabiti (1/gün)
- $k_{h,s}$: Çözünmüş substrat için hidroliz hız sabiti 1/(mg.gün)
- K_m : VFA'lerin yarı doyumluk sabiti (mg/l)
- K_n : Amonyakın yarı doyumluk sabiti (mg/l)
- r_{amm} : Proteinlerin amonifikasyonu (mg/l/gün)
- $r_{d,a}$: Asit bakterilerinin ölümü (mg/l/gün)
- $r_{d,e}$: Enzimlerin ölümü (mg/l/gün)
- $r_{d,m}$: Metan bakterilerinin ölümü (mg/l/gün)
- $r_{h,is}$: Çözünmemiş substratın hidrolizi (mg/l/gün)
- $r_{h,s}$: Çözünmüş substratın hidrolizi (mg/l/gün)
- $r_{X,a}$: Asit bakterilerinin çoğalması (mg/l/gün)
- $r_{X,m}$: Metan bakterilerinin çoğalması (mg/l/gün)
- SRT_A : Gerçek bekletme süresi (gün)
- SRT_N : Nominal bekletme süresi (gün)

- V_R : Fermentör hacmi (l)
 Y_a : Asit bakterilerinin monomer türler üzerinden dönüşüm oranı (g/g)
 Y_e : Hidrolitik enzimlerin çözünmüş ve çözünmemiş substratta dönüşüm oranı (g/g)
 Y_m : Metan bakterilerinin VFA'ler üzerinden dönüşüm oranı (g/g)
 $Y_{N/X}$: Bakteriyel hücredeki azotun ağırlık fraksiyonu (g N/g KOD)
 $\mu_{max,a}$: Asit bakterilerinin maksimum spesifik çoğalma hızı (1/gün)
 $\mu_{max,m}$: Metan bakterilerinin maksimum spesifik çoğalma hızı (1/gün)
 v_{ji} : j prosesindeki i bileşenin stokiometrik katsayısı
 ρ_j : j prosesinin hızı (mg/l/gün)



ÖZET

Atıksuların deşarj edildiği alıcı ortamlarda, özellikle göller, iç denizler ve körfezler gibi hassas bölgelerde karşılaşılan en büyük çevre sorunu ötrofikasyondur. Bu sorunun önlenmesi ancak azot ve fosfor gibi besi maddelerinin kısıtlanması ile gerçekleştirilebilmektedir.

Gelişmiş ülkelerde besi maddesi deşarj standartları her gün biraz daha sıkılaştırılmaktadır. Bu standartlara ulaşabilmek için kullanılması gereken arıtma yönteminin güvenilirliğinin yanısıra ekonomik ve uygulanabilir olması gerekliliği ise yeni arıtma alternatifleri üzerinde çalışmaların yoğunlaştırılmasına neden olmaktadır.

Atıksuyun, biyolojik nütrient gideriminin (özellikle fosfor giderimi) istenilen düzeyde elde edilebilmesi için yeterli miktarlarda kolay ayrışabilir organik madde içermediği durumlarda sisteme çözünmüş organik madde ilavesi gerekli olmaktadır.

Biyolojik nutrient giderim sistemlerinde yeterli miktarlarda uygun karbon kaynağının bulunması sistemin verimli bir şekilde çalışabilmesi açısından önem taşımaktadır. Fermentörler gerekli olan bu karbon kaynaklarını sağlamaktadırlar. Fermentasyon, biyolojik nütrient giderim sistemlerinde giderek daha yaygın olarak kullanılan yeni bir prosestir. Bu proseste uçucu yağ asitleri üretilerek biyolojik nutrient giderim sistemi desteklenmektedir.

1970' lere kadar atıksu arıtımı sadece karbon giderimi amacıyla yapıldığından, uçucu yağ asidi üretimi özel bir avantaj sağlamamıştır. 1970'lerin ortalarında Güney Afrika'da biyolojik fosfor giderimi yaygın olarak uygulanmaya başlandığında, anaerobik şartların "İleri Biyolojik Fosfor Giderimi" için gerekli olduğu görülmüştür. Bu sistemlerde anaerobik şartlar boyunca atıksudaki substratın fermente olarak fosfor giderim bakterileri tarafından tercih edilen bir forma dönüştüğünün anlaşılması yaklaşık 5 yıl sonra gerçekleşmiştir.

Son 10 yıl boyunca yapılan araştırmalar fermentasyon ürünlerinin ileri biyolojik fosfor giderim sistemleri ile denitrifikasyon prosesini nasıl etkilediğini göstermek ve fermentasyon prosesinin optimize edilmesi konularında yoğunlaşmıştır. Dünyanın pek çok yerinde, bu konudaki araştırmalar sonuçlanmadan pekçok tam ölçekli fermentör inşa edilmiştir.

Günümüzde matematik modelleme biyolojik arıtma tesislerinin dizayn, simulasyon ve kontrolünde kullanılan önemli bir araçtır. Ancak fermentörler için matematik model yaklaşımı henüz yaygın değildir. Fermentasyon prosesinin tanımlanmasında şimdiye kadar iki model kavramı ortaya konmuştur ancak bu modeller fermentörlerin dizaynında ve işletilmesinde kullanılamamaktadır.

Bu çalışmada fermentörlerin dizayn, simulasyon ve kontrolünün sağlanması amacıyla geliştirilmiş olan ilk fermentör dinamik matematik modeli ele alınarak irdelenmiş, belirli sitokiometrik ve kinetik katsayıların model sonuçlarına olan etkileri araştırılmıştır. Matematik modelin mevcut bir bilgisayar programında çalıştırılmasıyla kullanılabilir bir araç elde edilmiş olmaktadır. Ayrıca bu çerçevede fermentasyon prosesi ile fermentör sistemlerinin özellikleri ve avantajları incelenmiştir.

Bölüm II’de azot ve fosfor giderim mekanizmaları ve bu parametrelerin gideriminde geçerli olan biyokimyasal süreçler incelenmiştir. Daha sonra azot ve fosforun ayrı ayrı ve birlikte giderildiği sistem konfigürasyonları hakkında bilgi verilmiş ve kolay ayrışabilir karbon kaynaklarının bu sistemlerin performansları açısından önemi üzerinde durulmuştur.

Bölüm III’te fermentasyon prosesinin tanımı yapılmış ve fermentörlerdeki biyolojik prosesler ele alınmıştır. Günümüzde biyolojik nutrient giderim sistemlerinin performanslarını arttırmak amacıyla kullanılmakta olan fermentör konfigürasyonları da açıklanmıştır.

Bölüm IV’te matematik modeli oluşturan bileşenler, modele ait kabuller, model parametreleri, model sınırları ve temel kütle denge denklemleri verilmiştir. Matematik model kütle dengelerinden yola çıkılarak su sistemleri için geliştirilmiş bir bilgisayar programında çalıştırılmış, tam karışımlı bir fermentörün çıkış

akımındaki VFA ve $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonlarının çeşitli SRT ve HRT sürelerinde değişimleri belirlenmiş ve literatür datalarıyla karşılaştırılmıştır. Ayrıca çözünmüş KOI'yi oluşturan C_{ss} , C_{mo} , C_e gibi diğer değişkenlerinde fermentör çıkış akımındaki değerleri belirlenerek çözünmüş KOI oluşumuna ayrı ayrı olan katkıları araştırılmış ve modelde bu konudaki belirsizlik ortadan kaldırılmıştır.

Fermentör çıkış akımındaki VFA ve NH_4 konsantrasyonlarına çeşitli biyolojik kinetik ve stokiometrik katsayıların etkileri modelde "hassasiyet analizi" yapılarak belirlenmiştir.

Son bölümde elde edilen sonuçlar değerlendirilmiştir. Bu çalışma modelin ileriki aşamalarda pratik bir araç olarak kullanılması açısından yararlı olacaktır.



MATHEMATICAL MODELLING OF FERMENTERS

SUMMARY

In the receiving areas where the wastewaters are discharged, especially at the sensitive regions such as the lakes, inland seas and bays, the most important environmental problem is the eutrophication. This problem can only be prevented by the restriction of some nutrients such as the nitrogen and phosphorus.

The nutrient discharge standards in the developed countries, are being made more strict by each passing day. The necessity that refining method that should be used to reach these standards must be economical and applicable as well as it must be reliable causes the studies to be focused on the new removal alternatives.

When the wastewater does not contain sufficient easily degradable organic matter to achieve the desired level of biological nutrient removal, addition of soluble organic matter is required.

The presence of the appropriate source of carbon in adequate quantities in the biological nutrient removal systems bears importance from the viewpoint that the system will operate efficiently. The fermenters provide such sources of carbon those are necessary. The fermentation is a process that is being used gradually more widely in the biological nutrient removal systems. In this process, the biological nutrient removal system is supported by producing the volatile fatty acids.

Until about the 1970's, when wastewater treatment was primarily concerned with carbon removal, the production of VFAs was of no particular advantage. When biological phosphorus removal was pioneered in South Africa in the mid 1970's, it was observed that anaerobic conditions were beneficial for "enhanced biological phosphorus removal". It took about five years before the wastewater community

realised that one of the reasons why anaerobic conditions can be beneficial for enhanced biological phosphorus removal is that during anaerobic conditions the wastewater ferments and changes the substrate into a form preferred by the bio-P removing bacteria.

During the last decade, research has focused on showing how the fermenter products improve enhanced biological nutrient removal and denitrification and optimising the fermentation process. In many parts of the world it didn't wait for the researchers to solve all the questions but started building fermenters in full-scale.

The mathematical modelling today is an important tool used in the design, simulation and control of the biological treatment plants. However, the mathematical modelling approach is not widespread yet for the fermenters. Two model concepts have been put forward so far in the definition of the fermentation process, but these models are not used in the design and operation of the fermenters.

In this study, the first fermenter dynamics mathematical model developed to provide the design, simulation and control of the fermenters has been tackled and studied and the effects of certain stoichiometric and kinetic coefficients on the results of the model. With running the mathematical model in an existing computer program, a usable tool has been obtained. In addition, the fermentation process and characteristics and advantages of the fermenter systems have been investigated within this framework.

The nitrogen and phosphorus removal mechanisms and biochemical processes valid in the removal of these parameters have been investigated in the Chapter II. Later, information on the system configurations where the nitrogen and phosphorus are removed of separately and simultaneously have been given and it was dwelled upon the importance of the carbon sources those are readily biodegradable as regards the performances of these systems.

The definition of the fermentation process has been given in the Chapter III and the biological processes in the fermenters have been tackled. The fermenter configurations used today for the purpose of increasing the performances of the biological nutrient removal systems have also been explained.

In the Chapter IV, the components constituting the mathematical model, assumptions belonging to the model, model parameters, model limits and basic mass balance equations have been given. Starting from the mass balances, the mathematical model was run in a computer program developed for the water systems, the changes of the concentrations of VFA and $\text{NH}_4\text{-N}$ in the effluent of a fermenter with a complete mixture have been determined at various SRT and HRT times and compared with the data in the literature. In addition, the values of the variables such as C_{ss} , C_{mo} , C_e forming the soluble KOI in the fermenter effluent have been determined and their separate contributions to the KOI formation and the uncertainty in the model concerning this matter has been eliminated.

The effects of the various biological kinetic and stoichiometric coefficients on the VFA and NH_4 concentrations in the fermenter effluent have been determined by making a “sensitivity analysis” in the model.

In the last chapter, the results obtained have been evaluated. This study will be useful as regards its use of the model as a practical tool at the future stages.

1. GİRİŞ

1.1 ÇALIŞMANIN AMAÇ VE KAPSAMI

Bilimsel alanda ve teknolojiadaki ilerlemelerle birlikte insanoğlu doğaya hükmetme gücünü ve doğanın dengesini bozacak nitelikteki faaliyetlerini arttırmaktadır. Tüm dünya ülkelerinin girdiği kalkınma yarışı sonucu, ülkelerin doğal kaynakları hızla tükenmeye ve doğada geri dönüşü olmayan tahribatlar ortaya çıkmaya başlamıştır.

1960'lı yıllarda çevre krizi ilk sinyallerini sanayileşme sürecinin en önündeki gelişmiş ülkelerde ve özellikle kentsel alanlarda vermiştir. 1960'larda başlayan çevre, çevresel kalite, çevre sorunları ve boyutları tartışmaları ülkelerin çevre politikalarına yansımaya başlamış atıksu yönetimi kavramı da üzerinde dikkatle durulan ve çok büyük yatırımlardan kaçınılmayan bir bilim ve uygulama alanı haline gelmiştir.

Kentsel atıksuların arıtılmasında aktif çamur sistemleri yaygın bir uygulamaya sahiptir. Bu sistemlerle organik madde (karbon) gideriminin yanısıra atıksu yönetimi ve alıcı ortamların korunması açısından büyük öneme sahip azot ve fosfor gibi besin maddeleri de başarıyla arıtılabilmektedir. Atıksulardaki azot ve fosfor konsantrasyonlarına ait deşarj standartları her geçen gün biraz daha sıkılaştırılmakta ve bu tür besin maddelerinin giderilmesine yönelik teknolojiler hızla gelişmektedir.

Fermentasyon prosesi uçucu yağ asitlerinin üretildiği ve biyolojik nutrient giderim sistemlerinin performanslarını önemli derecede arttıran yeni bir prosestir.

Günümüzde matematik modelleme biyolojik arıtma tesislerinin dizayn, simulasyon ve kontrolünde kullanılan önemli bir araçtır. Ancak fermentörler için matematik model yaklaşımının henüz yaygın olmadığı görülmektedir.

Bu çalışmanın amacı; fermentörlerin dizayn, simulasyon ve kontrolünün sağlanması amacıyla geliştirilmiş olan ilk fermentör dinamik matematik modelinin ele alınarak irdelenmesi, belirli sitokiometrik ve kinetik katsayıların model sonuçlarına olan etkilerinin araştırılmasıdır. Matematik modelin mevcut bir bilgisayar programında çalıştırılmasıyla kullanılabilir bir araç elde edilmiş olmaktadır. Ayrıca bu çerçevede fermentasyon prosesi ile fermentör sistemlerinin özellikleri ve avantajları incelenmiştir.

Çalışmada öncelikle azot ve fosfor giderim mekanizmaları ve bu parametrelerin gideriminde geçerli olan biyokimyasal süreçler incelenmiştir. Daha sonra azot ve fosforun ayrı ayrı ve birlikte giderildiği sistem konfigürasyonları hakkında bilgi verilmiş ve kolay ayrışabilir karbon kaynaklarının bu sistemlerin performansları açısından önemi üzerinde durulmuştur.

Daha sonra matematik modelin konusunu oluşturan fermentasyon prosesinin tanımı yapılmış ve fermentörlerdeki biyolojik prosesler açıklanmıştır. Günümüzde biyolojik nutrient giderim sistemlerinin performanslarını arttırmak amacıyla kullanılmakta olan fermentör konfigürasyonları da açıklanmıştır.

Çalışmada matematik modeli oluşturan bileşenler, modele ait kabuller, model parametreleri, model sınırları ve temel kütle denge denklemleri verilmiştir. Matematik model kütle dengelerinden yola çıkılarak "AQUASIM Computer Program for the Identification and Simulation of Aquatic Systems Version 2.0" programında çalıştırılarak tam karışimli bir fermentörün çıkış akımındaki VFA ve $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonlarının çeşitli SRT ve HRT sürelerinde değişimleri belirlenmiş ve literatür datalarıyla karşılaştırılmıştır. Ayrıca çözünmüş KOI'yi oluşturan C_{ss} , C_{mo} , C_{e} gibi diğer değişkenlerinde fermentör çıkış akımındaki değerleri belirlenerek çözünmüş KOI oluşumuna ayrı ayrı olan katkıları araştırılmış ve modelde bu konudaki belirsizlik ortadan kaldırılmıştır.

Fermentör çıkış akımındaki VFA ve NH_4 konsantrasyonlarına çeşitli biyolojik kinetik ve stokiometrik katsayıların etkileri modelde “hassasiyet analizi” yapılarak belirlenmiştir.

Son olarak elde edilen sonuçlar değerlendirilmiştir. Bu çalışma modelin ileriki aşamalarda pratik bir araç olarak kullanılması açısından yararlı olacaktır.



2. BİYOLOJİK NUTRIENT GİDERİMİNDE KARBON KAYNAKLARININ ÖNEMİ

Biyolojik nutrient giderim sistemlerinde yeterli miktarlarda uygun karbon kaynağının bulunması sistemin verimli bir şekilde çalışabilmesi açısından önem taşımaktadır. Fermentörler gerekli olan bu karbon kaynaklarını sağlamaktadırlar. Aşağıda karbon kaynağı tipi ve miktarıyla, azot ve fosfor giderimi arasındaki ilişki anlatılmaktadır.

2.1 BİYOLOJİK AZOT GİDERİM SİSTEMLERİ

2.1.1 Atıksularda Azot

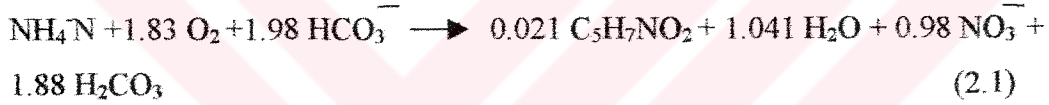
Azot bileşikleri suya doğal yollardan veya insan faaliyetleri sonucu ulaşırlar. Doğal kaynaklar kentsel ve tarımsal olmayan yüzeysel akış, atmosferik yağış, toz bulutları ve biyolojik fiksasyon sürecidir. İnsan faaliyetleriyle oluşan azot kaynakları ise arıtılmış ve arıtılmamış evsel ve endüstriyel atıksular, çöp sızıntı suları, atmosferik birikim ve yüzeysel akıştır. Evsel atıksuların toplam azot içeriği 20-50 mg/l arasında değişmektedir. Bu miktar esas olarak amonyak ve organik azottan oluşmaktadır. Nitrit azotu 0-0.1, nitrat azotu ise 0-0.5 mg/l arasında değişmektedir.

Azot giderimi evsel atıksulardan kompleks endüstriyel atıksulara kadar çeşitli atıksuların arıtımında uygulanan bir arıtma prosesidir. Evsel atıksuların arıtımında nitrifikasyon ve denitrifikasyon uygulaması yaygın olduğu halde, azot konsantrasyonunun çok daha yüksek seviyelerde bulunduğu endüstriyel atıksularda bu uygulamalara daha az rastlanmaktadır.

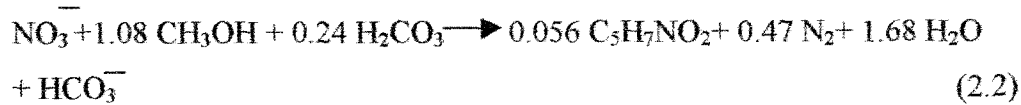
Yüksek konsantrasyonda azot içeren atıklara örnek olarak gübre, rafineri, et ve süt, sentetik elyaf, kömür gazlaştırma, patlayıcı madde endüstrileri gösterilebilir. Gübre endüstrisinin yaygın olduğu ülkemizde gelecekte arıtma teknolojilerinde bu işlemlerin de yer alması kaçınılmaz olacaktır.

2.1.2 Biyolojik Nitrifikasyon ve Denitrifikasyon Mekanizmaları

Nitrifikasyon, amonyum azotunun Nitrosomonas ve Nitrobacter bakterileriyle nitrat ve nitrit azotuna dönüştürüldüğü bir reaksiyondur. Her iki tür bakteri de ototrof mikroorganizma olup, büyümeleri için gerekli enerjiyi anorganik azot bileşiklerini oksitleyerek sağlarlar. Bu mikroorganizmaların diğer bir özelliği sentez için organik karbon yerine anorganik karbonu kullanmalarıdır. Amonyum azotu ilk aşamada Nitrosomonas bakterisi ile nitrite; ara ürün olan nitrit ise Nitrobacter ile nitrate çevrilir. Toplam sentez ve oksidasyon reaksiyonu aşağıdaki gibidir:



Denitrifikasyon ise nitrat ve/veya nitrit azotunun azot gazına dönüştüğü bir reaksiyondur. Denitrifikasyon reaksiyonu Pseudomonas, Micrococcus, Achromobacter ve Bacillus çok çeşitli bakteri tarafından gerçekleştirilebilir. Organik maddeyi ayrıştırırken gerek moleküler oksijeni gerekse nitratı veya nitriti kullanabilme özelliklerinden dolayı bu bakteriler fakültatif heterotroflar sınıfına girerler. Organik karbon kaynağı olarak metanolün kullanıldığı bir denitrifikasyon reaksiyonu aşağıdaki şekilde gösterilebilir :

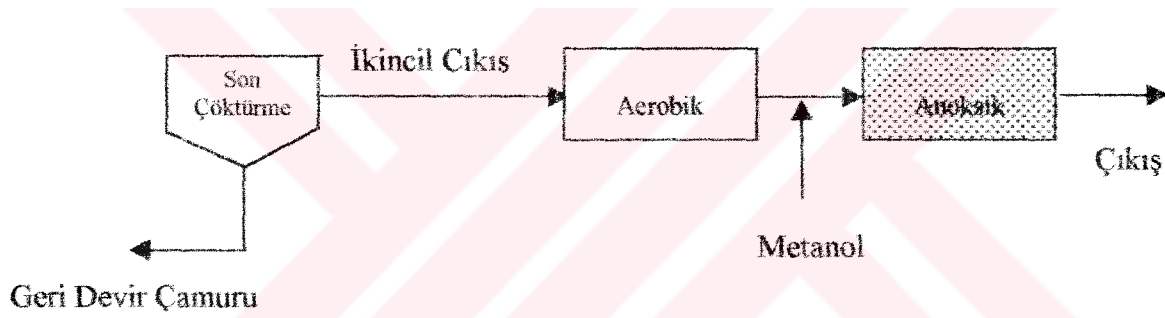


2.1.3 Tek Çamurlu Azot Giderim Sistemleri

Azotlu atıksuların arıtımında biyofilm sistemlerinden çok askıda çoğalan sistemler kullanılmaktadır (Christensen ve Harremoes, 1978). Çünkü atıksu arıtımında nitrifikasyon ve denitrifikasyon işlemleri, mevcut aktif çamur sistemlerinin bu işlemleri yapabilecek şekilde genişletilmesiyle başlamıştır. Öte yandan biyofilm

sistemler yer ekonomisi, işletme kolaylığı v.b. açılardan çeşitli avantajlara sahip olduklarından gitgide daha yaygın olarak kullanılmaktadırlar. Bugüne kadar yapılan biyofilm çalışmaları daha çok düşük konsantrasyona sahip azotlu atıksulara yönelik olup; döner biyolojik disklerde, damlatmalı filtrelerde ve akışkan yataklarda uygulanmıştır. Batık filmlerde nitrifikasyon ve denitrifikasyonu tek başına ele almakta olup, her ikisinin de seri bağlı olarak gerçekleştirildiği sistemler yeterince araştırılmamıştır.

Konvansiyonel biyolojik arıtma sonrası karbon giderimine ek olarak azot gidermek için nitrifikasyon-denitrifikasyon sistemlerinin yer aldığı sistemler “ayrık çamurlu sistemler” dir. Bu sistemlerde dışarıdan karbon kaynağına ihtiyaç vardır. Dışsal karbon kaynağı olarak bu sistemlerde metanol ilavesi yapılmaktadır. (Daigger ve Polson, 1991)



Şekil 2.1 Ayrık Çamurlu Azot Giderim Sistemleri

Karbon giderimi ve nitrifikasyon-denitrifikasyonun birarada uygulandığı sistemler “tek çamurlu sistemler”dir. Tek çamurlu sistemler ara çöktürme tankının ve ayrı bir denitrifikasyon tankının yapılmaması gibi bazı avantajlar sağlamaktadır. Ancak bu sistemler daha büyük reaktör hacimleri ve daha fazla enerji gerektirmektedir. Aşağıda tek çamurlu azot giderim sistemleri verilmektedir:

2.1.3.1 Wuhrmann (Son Denitrifikasyon) Prosesi

Bu proseste ilk reaktör aerobik, ikinci reaktör anoksik fazda çalışır. Nitrifikasyon ilk reaktörde, denitrifikasyon ise ikinci reaktörde gerçekleşir. Denitrifikasyonun arkadaki reaktörde gerçekleşmesinden dolayı bu proses son denitrifikasyon sistemi olarak da isimlendirilmektedir.

Aerobik tankta karbon giderildiğinden anoksik tankta karbon kısıtlanacaktır. Bu durumda dışarıdan karbon kaynağı ilavesi yapılmalıdır. (Ekama ve Marais, 1984)

2.1.3.2 Lutzack-Ettinger (Ön Denitrifikasyon) Prosesi

Bu proste anoksik reaktör baştır ve denitrifikasyon bakterileri için yeterli organik karbon bulunacağından Wuhrmann prosesindeki sorun yaşanmaz. Ancak bu proste de denitrifikasyon bakterileri için yeterli nitrat bulunmamaktadır.

2.1.3.3 Modifiye Lutzack-Ettinger Prosesi

Barnard (1973) aerobik tankta oluşturulan nitrati içsel bir geri devirle anoksik tanka göndermeyi önermiştir. Bu sistemler proses performansının kontrolünde önemli avantajlara sahiptirler. Wuhrmann prosesine kıyasla daha yüksek denitrifikasyon hızları dolayısıyla daha yüksek nitrat giderim hızları sözkonusudur. Ancak çıkış akımında bir miktar nitrat kalmaktadır ve tam bir azot giderimi sağlanamamaktadır. Ekama ve Marais (1986), içsel geri devir oranının çıkış nitrat konsantrasyonunu belirlediğini ancak bu oranın 6:1'den büyük olması halinde çıkış nitratında fazla bir değişim olmadığını dolayısıyla yüksek pompalama maliyetleri nedeniyle içsel geri devir oranının 6'dan büyük seçilmesinin ekonomik olmayacağını belirtmişlerdir. Bu durum çıkış nitratının 5-7 mg N/l civarında kalmasıyla sonuçlanmaktadır.

2.1.3.4 Bardenpho Prosesi

Barnard (1973), Modifiye Lutzack-Ettinger prosesi ile Wuhrmann prosesini birleştirerek Bardenpho prosesini geliştirmiş ve bu proses ile çok daha düşük nitrat çıkış değerleri elde etmiştir. Bu sistemde aerobik reaktörden çıkan nitrat 2. Anoksik reaktörde denitrifiye edilir ve diğer sistemlere göre çok daha düşük çıkış nitrat konsantrasyonlarına ulaşılır. 2. anaoksik reaktörle çöktürme tankı arasına konulan havalandırma tankında 2. anoksik reaktörde çamura tutunmuş azot gazı kürecikleri uzaklaştırılır. Bu tankta ayrıca 2. anoksik reaktörde uzun bekletme süresi sonucu ortama salınan amonyakta nitrifiye edilmesi sağlanır.

Bu prosesle pratikte tam denitrifikasyona ulaşılamamaktadır. Hem çamur geri devriyle hem de içsel geri devir nedeniyle 1. anoksik reaktöre çözünmüş oksijen girişi olacağından denitrifikasyon potansiyeli düşmektedir.

Çıkış nitratının 5-7 mg N/l'den düşük olması istendiğinde Bardenpho prosesi uygundur. Ancak çıkış nitrat konsantrasyonu 5-7 mg N/l değerinden yüksek olacaksa Geliştirilmiş Lutzack-Ettinger prosesi daha verimli olacaktır (Ekama ve Marais, 1986). Bu çıkış değeri atıksudaki KOI/TKN oranı 10'dan küçük olması durumunda elde edilmektedir.

Biyolojik azot gideriminin gerçekleştirildiği diğer konfigürasyonlarda ayrıca fosfor giderimide elde edilmektedir. Bu sistemlerde fosfor giderimi için anaerobik reaktör eklenmektedir. Bu sistemler Phoredox (geliştirilmiş Bardenpho), geliştirilmiş Phoredox (A^2/O), UCT (University of Cape Town), geliştirilmiş UCT ve VIP (Virginia Initiative Plant) sistemleridir.

Bunlardan başka azot giderimi için kullanılan diğer prosesler Owego Sistemi (Schwinn ve diğ., 1977), Schreiber Prosesi (USEPA, 1993), Orbal Sim-Pre Prosesi (USEPA, 1993), Biotenitro Prosesi (Einfelt, 1992; Bundgaard ve Pedersen, 1991), Kademeli Beslemeli Sistemler ve Ardışık Kesikli Reaktör Sistemleri (Abufayed ve Schoeder, 1986) gibi sistemlerdir.

2.1.4 Sistem Tasarımına Etki Eden Faktörler

Atıksuda mevcut olan farklı organik bileşiklerin herbiri farklı denitrifikasyon hızlarına sahip olduğundan atıksu kompozisyonunun denitrifikasyon hızı üzerinde önemli etkisi vardır. Tablo 2.1'de evsel atıksudaki karbonun farklı fraksiyonlarına ait denitrifikasyon hızları verilmektedir. Tasarımda denitrifikasyon hızındaki bu farklılıklar gözönüne alınmalıdır.

Tablo 2.1 Evsel Atıksudaki Organik Maddenin Farklı Fraksiyonları İçin Elde Edilmiş Denitrifikasyon Hızları (20° C), (Henze, 1993)

Fraksiyon	Denitrifikasyon Hızı (g N/kg UAKM.saat)
Asetik Asit (doğrudan metabolize olabilir)	10-20
Kolay Ayrışabilir Karbon	2-4
Yavaş Ayrışabilir Karbon	0.2-0.5

KOI/TKN oranı sistem tasarımı ve azot giderim verimini etkileyen en önemli faktörlerden biridir. Nitrifikasyon potansiyeli (N_{OX}), girişteki amonyak ile denitrifikasyon potansiyeli (N_{DP}) ise girişteki KOİ ile doğru orantılı olduğundan KOI/TKN oranı nitrifikasyonda üretilen ve denitrifikasyonda da giderilen nitratın bir ölçüsü kabul edilebilir (Ekama ve Marais, 1984).

İstenen nitrifikasyon verimini elde etmek için sistemin aerobik çamur yaşını arttırmak yeterlidir. Ancak denitrifikasyon da bu sistemde yeterli karbonun bulunmasına bağlıdır. Atıksudaki KOİ/TKN oranı ne kadar yüksek olursa çıkış akımındaki nitrat konsantrasyonu da o ölçüde düşük olacaktır. Sabit çamur yaşında çıkış suyu kalitesinin girişteki KOİ/TKN oranına bağlı olduğu söylenebilir.

Denitrifikasyon için KOİ ihtiyacı karbon kaynağının çeşidine göre değişmektedir. (Tchobanoglous ve Burton, 1991). Teorik olarak daha çok miktardaki kolay ayrışabilir karbon kaynağı denitrifikasyon hızını arttırmaktadır.

2.2 BİYOLOJİK AŞIRI FOSFOR GİDERİMİ

2.2.1 Atıksularda Fosfor

Atıksularda fosfor üç şekilde bulunmaktadır: ortofosfat, polifosfat ve organik bağlı fosfor. Basit ortofosfatlar ve polifosfatlar toplam inorganik fosforu oluştururlar. Polifosfatlar asit hidrolizi yoluyla kolayca ortofosfatlara dönüşebilirken, organik fosforun ortofosfata dönüştürülmesi için tam bir oksidatif parçalanma gerekmektedir. Ortofosfat mikroorganizmalar tarafından kolayca özümmlenebilmektedir. Fosforun diğer formları ise ancak ortofosfata hidroliz edildikten sonra kullanılabilir hale gelmektedir.

Fosforun evsel atıksulardaki kaynağı ve miktarı oldukça değişkendir. Endüstriyel deşarjlar, noktasal olmayan kaynaklar ve deterjanların farklı fosfor içerikleri gibi faktörler, atıksulardaki fosfor miktarını önemli ölçüde etkilemektedir. Taze evsel atıksudaki tipik fosfor seviyeleri organik fosfor 2-5 mg/l, inorganik fosfor 4-15 mg/l olmak üzere 6-20 mg/l arasında değişmektedir.

2.2.2 İleri Biyolojik Fosfor Giderme Mekanizması

Biyolojik fosfor giderimi oluşturan biyokimyasal mekanizma sırasıyla anaerobik ve aerobik kademelerden oluşmaktadır.

2.2.2.1 Anaerobik Kademe

Anaerobik kademede fosforu aşırı depolama yeteneğine sahip *Acinetobacter* bakterileri tarafından diğer fakültatif bakterilerce üretilen fermantasyon ürünlerini PHB (polihidroksibütirikasit) şeklinde depolayarak bu bakterilere karşı bir avantaj elde ederler. Bu mikroorganizmalar fosforu polifosfat granülleri halinde depoladıkları için genellikle Poly-P bakterileri olarak adlandırılırlar. Poly-P bakterileri fermantasyon ürünlerini depolayabilmek için gerekli enerjiyi daha önce aerobik bölgede depolamış oldukları polifosfatlardan sağlarlar.

Bu enerji ile substratın hücre içine aktif geçişi sağlanırken, polifosfatların hidrolizi ile mikroorganizmaların bünyesinden fosfor salınması sonucu ortamda yüksek fosfor konsantrasyonları oluşur.

2.2.2.2 Aerobik Kademe

Anaerobik şartlarda depolanmış substrat ürünlerinin tüketilmesinden sağlanan enerji ile ortamdaki çözünmüş fosfor polifosfat olarak tekrar mikroorganizmaların bünyesine fazlası ile alınır ve bu şekilde çözünmüş fosfor konsantrasyonunda net bir azalma meydana gelir. Aynı zamanda fosfor depolayan bakterilerin miktarında, oksijen tüketimi ve substrat kullanımı ile hücre sentezi sonucu bir artış görülür.

Fosfor gideren bakteriler nispeten yavaş büyüyen bakteriler olup basit karbonhidratları tercih etmektedirler. Dolayısıyla anaerobik faz olmaksızın konvansiyonel aktif çamur sistemlerinde önemli miktarda bulunmayabilirler (Stensel,1991). Bu mekanizma biyolojik fosfor giderme seviyesinin normal bakteriler tarafından fermente edilen substrat miktarı ile doğrudan ilgili olduğunu göstermektedir.

Genel olarak fermentasyon ürünlerinin giriş BOI' sinin çözünmüş kısmından çıkarıldığı kabul edilmektedir. Çünkü partiküler substratın hidrolizi ve dönüşümü için yeterli süre yoktur.

2.2.3 Fosfor Giderme Sistemleri

Fosfor giderimi genellikle çözünmüş ortofosfatların kalsiyum ya da metal fosfat olarak çöktürülüp sudan ayrılması esasına dayalı bir üçüncül kimyasal arıtma adımının kullanılması ile yapılmaktadır. Ancak son yıllarda kimyasal arıtmaya alternatif olarak birçok biyolojik fosfor giderme prosesi geliştirilmiştir. Konvansiyonel ikinci kademe biyolojik arıtmada biyokütlenin fosfor içeriği normal olarak kuru ağırlığın % 1.5-2' si arasında değişmektedir. Dolayısıyla fosfor giderimide bu miktarda fosfor içeren çamurun sistemden uzaklaştırılması ölçüsünde olup, sistemin çamur yaşına, atıksuyun KOI/fosfor oranına ve çamur uzaklaştırma yöntemlerine bağlı olarak % 10-30 mertebesinde değişmektedir. (Metcalf ve Eddy, 1991).

Saphiro ve diğ., (1967) aşırı fosfor alımı gözlenen bazı arıtma tesislerindeki anaerobik bölgenin varlığına dikkat çekerek, iyi havalandırma sonucu yüksek fosfor giderimi elde edilen çamurun anaerobik şartlar altında bırakıldığında fosfor açığa

çıkıldığını gözlemişlerdir. Bu fikir ve takip eden çalışmalar sonucu “phostrip prosesi” olarak bilinen sistem geliştirilmiştir (Lewin ve diğ., 1972; Lewin ve diğ., 1975).

Atıksularda sadece fosfor giderimini sağlayan proseslerin yanı sıra azot ve fosforun beraber giderildiği sistem konfigürasyonları da kullanılmaktadır. Sadece fosfor giderimi için kullanılan sistemlerden anaerobik- aerobik kademeleri içeren A/O ya da iki kademeli Phoderox prosesi, kısmen azot giderimi gerektiğinde anaerobik-anoksik ve aerobik olmak üzere 3 kademeli yapılmakta ve A²/O olarak da adlandırılmaktadır. Ayrıca Ardışık Kesikli Reaktör sistemleri yine azot ve fosforun birlikte giderimi için kolayca adapte edilebilmektedirler. Beş Kademeli Phoredox ya da diğer adıyla Modifiye Bardenpho prosesi ise 1975 yılında Barnard tarafından azot giderimi için tasarlanmış olan Dört Kademeli Bardenpho sisteminin başına anaerobik bir kademe ilavesi ile gerçekleştirilmiştir. Nitratın anaerobik bölgede fosfor giderimine olumsuz etkisi gözönüne alınarak Üç kademeli Phoredox (A²/O) prosesinin değiştirilmesi ile ise UCT (VIP) ve Modifiye UCT prosesleri geliştirilmiştir.

2.2.4 Kullanılabilir Substrat Miktarı

Anaerobik bölgede Poly-P organizmaları tarafından kullanılabilen substratın yani organik fermentasyon ürünlerinin bulunuşu aşırı fosfor gideriminde en önemli faktör olarak değerlendirilebilir. Anaerobik bölgede fosfor depolama yeteneğine sahip bakteriler için gerekli bu fermentasyon ürünlerinden asetat ve propiyonatın fosfor salımı için en çok tercih edilen substratlar olduğu birçok araştırmacı tarafından gösterilmiştir. Anaerobik bölgede sağlanan asetat ve propiyonatın miktarı arttıkça fosfor giderme verimi de artacaktır.

Fermentasyon ürünleri anaerobik bölgede fosfor depolayan bakteriler tarafından, üretildikleri anda asimile edildiklerinden verilen bir atıksu için Poly-P bakterilerinin kullanacağı substratın miktarını doğrudan ölçmek mümkün değildir. Bu da fosfor giderme kapasitesinin tanımlanmasını güçleştirir. Bununla beraber veriler BOI/P oranını 20-30 arasında olmasının, nispeten düşük çamur yaşına sahip sistemlerde 1 mg/l'nin altında çıkış fosfor konsantrasyonları ile sonuçlanacağını göstermektedir (Stensel, 1991)

Atıksuda aşırı fosfor giderme mekanizmasında kullanılabilecek KOI'nın miktarı ve KOI/fosfor oranı biyolojik aşırı fosfor giderim sistemlerinin verimini etkileyen en önemli parametrelerdir. Toplam KOI/Toplam fosfor oranı tasarım için bir fikir vermekle beraber gerçekte gözlenen fosfor giderimi Poly-P bakterilerinin anaerobik bölgeye girerken depolamış oldukları substrat miktarına bağlıdır. Dolayısıyla anaerobik bölgedeki depolamayı etkileyen faktörler önemlidir. Bunlardan yukarıda belirtilen uçucu yağ asitlerinin (VFA) miktarı, cinsi, elektron alıcılarının varlığı, sıcaklık ve pH' ın yanısıra anaerobik bölgede bulunan katyonlar da substrat depolanmasının tamamlanmasında önemli rol oynamaktadırlar.

Biyolojik aşırı fosfor giderim sistemlerinde ulaşılan son aşama basit substratların anaerobik bölgedeki önemi ve gerekliliğinin belirlenmesi olmuştur. Fermantasyon ile oluşan basit substratların proses açısından önemli olduklarının anlaşılması sonucu ise araştırmacılar, fosfor giderme verimini artırmak amacıyla anaerobik olarak çürütülmüş ilk çöktürme havuzunun üst suyunun anaerobik bölgeye beslenmesini önermişlerdir.

Anaerobik bölgedeki substrat cinsi günümüzde halen üzerinde en çok durulan konu olarak önemini korumaktadır. Substrat cinsine bağlı olarak giderme mekanizmasının nasıl etkilendiği ile ilgili farklı teoriler ve modeller geliştirilmeye devam etmektedir.

3. FERMENTASYON PROSESİ

3.1 FERMENTASYON PROSESİ VE TARİHSEL GELİŞME

Fermentasyon, biyolojik nutrient giderim (BNR) sistemlerinde giderek daha yaygın olarak kullanılan yeni bir prosestir. Bu proseste uçucu yağ asitleri üretilerek biyolojik nutrient giderim prosesi desteklenmektedir. Biyolojik nutrient gideriminde mikroorganizma için gerekli olan çözünmüş organik ürünler enerji ve karbon kaynağı olarak kullanılmaktadır. Proseste ki karbon kaynağı genel olarak ham atıksuyun kendisinde bulunmaktadır.

Bununla birlikte atıksu, biyolojik nutrient gideriminin (özellikle de fosfor giderimi) istenilen düzeyde elde edilebilmesi için yeterli miktarlarda kolay ayrışabilir organik madde içermiyor olabilir. Bu durum giriş atıksuyunun zayıf, kanaldaki bekletme sürelerinin az ve işletme sıcaklıklarının düşük olduğu durumlarda meydana gelebilir. Bundan dolayı sisteme çözünmüş organik madde ilavesi gerekli olmaktadır. Bu ilave iki şekilde yapılabilir :

- 1) Atıksuyun içsel karbon kaynaklarının kullanılması: Bu kanallardaki uzun bekletme süreleriyle atıksuyun fermentasyonu, atıksu arıtma tesislerinde anaerobik bölgelerin yer alması veya fermentörler vasıtasıyla sağlanabilir.
- 2) Dışsal karbon kaynaklarının ilave edilmesi: Bu kaynak, uçucu yağ asitleri (VFA) olabildiği gibi metanol, etanol veya yüksek çözünmüş KOİ konsantrasyonuna sahip bir atıksu da (örneğin yiyecek endüstrisi atıksuları) olabilir.

Fermentasyon, atıksuyun belli bir süre içinde anaerobik şartlar altında tutularak, uçucu yağ asitlerinin (temel olarak asetik asit ve propiyonik asit) üretilmesidir. Atıksu fermentasyonu, atıksu kanal sistemlerinde uzun bekletme süreleri sözkonusu ise ister istemez meydana gelmektedir veya bu atıksuyun anaerobik şartlar altında kaldığı her durumda oluşmaktadır.

1970' lere kadar atıksu arıtımı sadece karbon giderimi amacıyla yapıldığından, VFA üretimi özel bir avantaj sağlamamaktaydı. 1970'lerin ortalarında Güney Afrika'da biyolojik fosfor giderimi yaygın olarak uygulanmaya başlandığında, anaerobik şartların "Biyolojik Aşırı Fosfor Giderimi" için gerekli olduğu görüldü. Biyolojik aşırı fosfor giderim sistemlerinde anaerobik şartlar boyunca atıksudaki substratın fermente olarak fosfor-giderim bakterileri tarafından tercih edilen bir forma dönüştüğünün anlaşılması yaklaşık 5 yıl sonra gerçekleşmiştir.

Son 10 yıl boyunca yapılan araştırmalar 2 ana konuda yoğunlaşmıştır :

- 1) Fermentasyon ürünlerinin biyolojik aşırı fosfor giderim sistemlerini ve denitrifikasyonu nasıl etkilediğini göstermek,
- 2) Fermentasyon prosesini optimize etmek.

Dünyanın pek çok yerinde, bu konudaki araştırmalar sonuçlanmadan pekçok tam ölçekli fermentör inşa edilmiştir. Fermentörlü ilk BNR tesisi Kelowna, Kanada' da 1922' de inşa edilmiştir. O zamandan beri pek çok tam ölçekli fermentör özellikle Güney Afrika ve Kanada'da ayrıca Avustralya, Amerika, İngiltere ve İskandinavya'da inşa edilmiştir.

3.2 FERMENTÖRLERDE BİYOLOJİK PROSESLER

Fermentörlerde meydana gelen biyolojik prosesler anaerobik çürütme prosesindeki ile aynı olup, anaerobik çürütme konusunda yapılan araştırmalar son 20-30 yıldır uygulanmakta olduğundan oldukça iyi bilinmektedir.

Anaerobik çürütme iki ayrı fazda meydana gelmektedir. Bu iki faz birlikte meydana gelebilir veya proses optimizasyonu ve kontrolü nedeniyle birbirinden ayrılabilir (Fox ve Pohland, 1994).

3.2.1 Anaerobik Çürütme

Anaerobik çürütme prosesi çamur stabilizasyonunda uzun yıllardır kullanılan bir prosestir. Başlıca uygulamaları atıksu arıtımı sonucu oluşan konsantre çamurların stabilizasyonu ve bazı endüstriyel atıkların arıtma işlemleridir.

Oksijen yokluğunda bileşiklerin parçalanması anaerobik katabolizma olarak bilinir. Anaerobik parçalanmada karbonlu bileşikler EMP (Glukoliz), HMP (Hexose Monofosfat), ya da ED (Entner-Doudorof) metabolik yolları ile piruvata dönüşürler. Piruvat, anaerobik şartlarda çeşitli organizmalar tarafından farklı ürünlere dönüştürülür. Elektron taşınım zinciri ve TCA döngüsü olmadan enerji üretimi “fermentasyon” olarak bilinir. Fermentasyonun fonksiyonu, glukoliz sırasında NADH'e dönüştürülen NAD'leri tekrar sentezlemek ve glukolizde kullanılır hale getirmektir. Anaerobik şartlar altında oluşan başlıca metabolik ürünler etanol, laktik asit, aseton, butanol, asetik asit, propiyonik asit, bütirik ve valerik asit, isopropanol, butandiol, gliserol, metan, H_2S , H_2 , CO_2 'dir. Piruvat anaerobik metabolizmada anahtar bileşik olup organizmaya ve şartlara bağlı olarak değişik ürünlere dönüşür. Ürünler genellikle geri döngülü inhibasyon yaparlar ve oluşukça ortamdan uzaklaştırılmalıdırlar.

Anaerobik metabolizmanın son ürünü genellikle metandır. Ancak uygun organizmalar ve şartlarla etanol, metanol, laktik asit, asetik asit elde edilebilir. Anaerobik metabolizma başlangıç maddesine bağlı olarak üç ya da dört basamak vardır:

3.2.1.1 Hidroliz

Bu basamakta proteinler aminoasitlere; yağlar yağ asidi ve gliserine; nişasta, glukoz ve dekstroza; selüloz ise glukozu hidroliz olur. Hidroliz enzimatik olarak asit (H_2SO_4 , HCl , H_3PO_4) ile gerçekleşir. Asit hidrolizi daha ucuz ve hızlı (5-60 dk) olduğundan ve düşük teknoloji gerektirdiğinden enzimatik hidrolize tercih edilir. Ancak asit hidrolizi yüksek sıcaklık (100-250 ° C) ve basınç (2-10 atm) gerektirir. Enzimatik hidroliz ise normal şartlarda (25-30 ° C ve 1 atm) gerçekleşir. Ancak daha yavaş ve maliyeti yüksektir.

Enzimatik hidrolizde optimal şartlar organizmaya bağı olarak değışir. Enzimatik hidrolizi gerçekleştiren organizmalar aşığıda özetlenmiştir:

- a) Protein hidrolizi : Anaerobik bakterilerin çoğu (Enterik bakteriler, E. coli, Clostridia, laktik asit bakterileri), mayalar (S. cerevisiae), küfler
- b) Yağ hidrolizi : Anaerobik bakterilerin çoğu, mayalar ve küfler
- c) Niğasta hidrolizi : Clostridia, Bacillus, küfler (Aspergillus), mayalar
- d) Selüloz hidrolizi : Trichoderma, Thermomonospora, Clostridia, White rot Fungi, küfler

Asit hidrolizinde asidin cinsi, derişimi ve basınç önemli parametrelerdir. Yüksek sıcaklıkta yapılan hidrolizde düşük asit konsantrasyonları kullanılabilir ($T > 200\text{ }^{\circ}\text{C}$, $[A] < 2\text{ M}$). Düşük sıcaklık şartları içinde yüksek asit konsantrasyonu gerekir ($T < 100\text{ }^{\circ}\text{C}$, $[A] > 2\text{ M}$). Basılı otoklav tipi reaktörlerde ($p > 2\text{ atm}$) asit hidrolizi daha kolay olmaktadır.

3.2.1.2 Hidrolizle Oluşan Bileşiklerin Organik Asitlere Dönüşümü

(Asit Oluşumu)

Hidrolize uğrayan polimerik bileşiklerden oluşan küçük moleküller (glukoz, dekstroz, aminoasit, yağ asidi, alkol vb.) organizmalar tarafından organik asitlere (valerik, butirik, propiyonik) ve alkole dönüştürülürler.

Asit oluşturan organizmalar ve oluşturdıkları asitler aşığıda özetlenmiştir.

Enterik organizmalar (E. coli, E. aerogenes) : Formik asit, asetik asit, butandiol, aseton, CO_2 , H_2

Clostridia : Valerik, butirik asitler, butanol, aseton, CO_2 , H_2

Propionibacteriae : Propiyonik asit, CO_2 , H_2

Laktik asit bakterileri (Lactobacillus, Streptococcus, Leuconostoc) : Laktik asit, etanol, CO_2

Mayalar (Saccharomyces sp.) : Etanol, CO_2

3.2.1.3 Asetik Asit Oluşumu

İkinci basamakta oluşan organik asitler bir grup anaerobik organizma tarafından asetik aside dönüştürülürler.

Bu basamakta fonksiyon gösteren başlıca organizmalar *Enterobacter* sp. (*E.coli*, *E.aerogenes*), *Clostridia* sp (*C. acetium*) vb. dir.

3.2.1.4 Metan Oluşumu

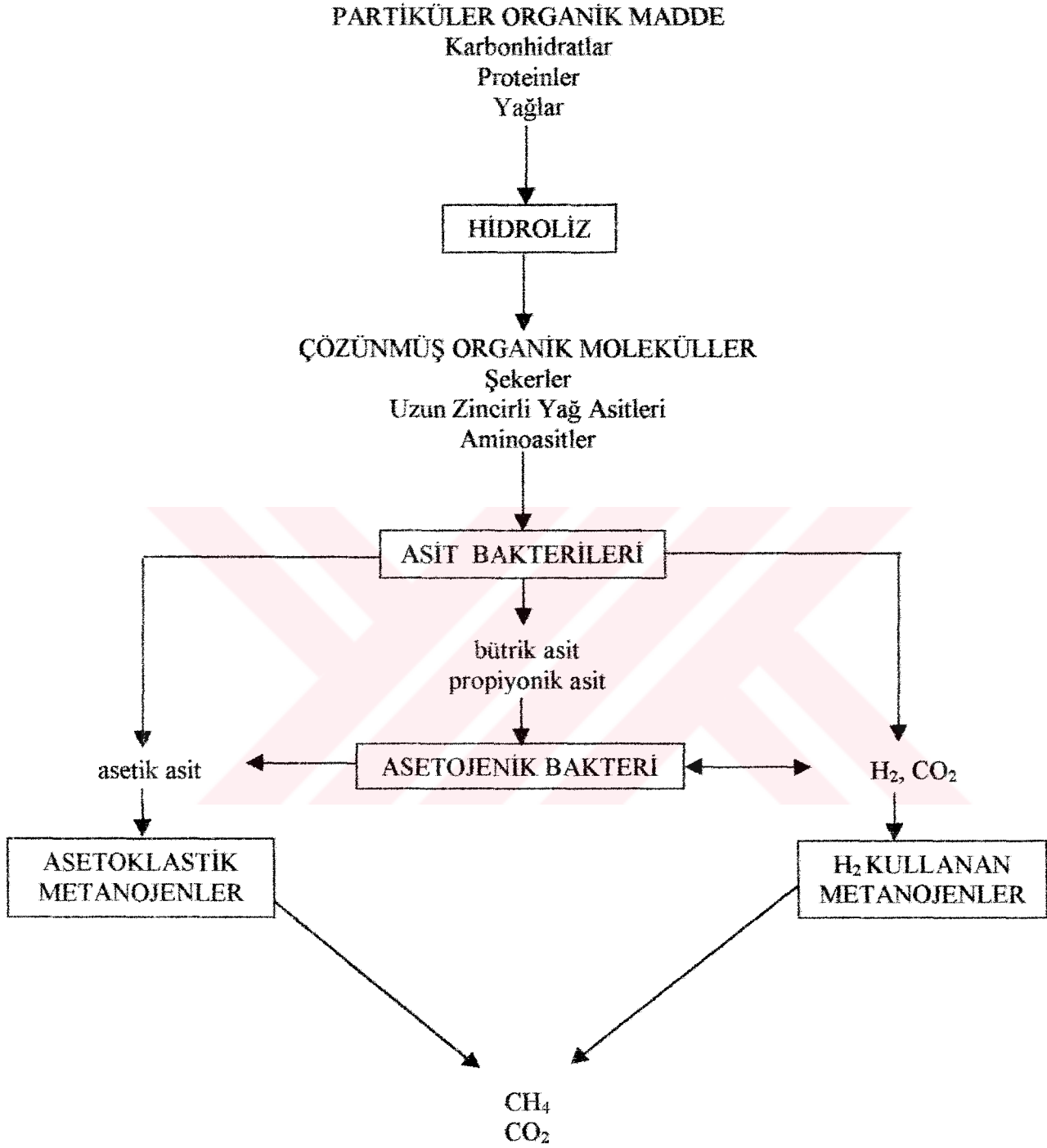
Üçüncü basamakta oluşan asit, CO₂ ve H₂, metan oluşturan organizmalar tarafından metana dönüştürülürler. Metan oluşumu reaksiyonlarından bazıları aşağıdaki gibi özetlenebilir.



Metan oluşturan bakterilerden bazıları *Methanobacter* sp., *Methanococcus* sp., *Methanovibrio* sp., *Methanospirilla* sp. ve *Methanobacillus* sp.'dir.

Anaerobik parçalanma prosesinde ya hidroliz (enzimatik) ya da metan oluşumu basamağı hız belirleyici basamaktır. Hidroliz şartları anaerobik fermentasyon şartlarından farklı olduğundan ayrı bir reaktörde gerçekleştirilmektedir. Asit oluşumu (T= 30-35 ° C, pH= 7-7.5) ve metan oluşumu (T=35-40 ° C, pH=6.5-7) iki ayrı reaktörde gerçekleştirilebildiği gibi tek reaktörde de gerçekleştirilebilir (T=35 ° C, pH=7). Tek reaktör sistemi daha ekonomik olduğundan tercih edilmektedir.

Şekil 3.1’de anaerobik arıtma sürecinde kompleks organik maddenin giderilme adımları görülmektedir.



Şekil 3.1 Anaerobik Arıtma Sürecinde Kompleks Organik Maddenin Giderilmesi

3.3 FERMENTÖR TEKNOLOJİSİ

Tam ölçekli fermentörler birinci çöktürme çamuru ile beslenmektedir. Bütün akımın sadece bir kısmını birinci çöktürme çamuru formunda alan bu fermentörlere “side-stream” fermentörler denilmektedir. Birinci çöktürme çamuru, birinci çöktürme havuzunun alt akımından alınmakta ve konsantre halde fermentöre verilmektedir. Bütün atıksu akımının verildiği fermentörlere ise “in-line” fermentörler olarak anılmaktadır. “Aktif Birinci Çöktürme Tankları” bu fermentör çeşidine örnek olarak verilebilir.

3.3.1 Fermentörlerin Karşılaştırılması

Fermentörlerin verimlerinin karşılaştırılmasının yollarından biri uçucu yağ asidi üretim hızlarının karşılaştırılmasıdır. Diğer fermentör performans parametreleri için proses kinetikleri dikkate alınmamakta ve bundan dolayı fermentörlerin performanslarının karşılaştırılmasında bu parametreler uygun olmamaktadır (Münch ve Lant, 1997). Asitleşme derecesini hesaplamada aşağıda verilen formuller geliştirilmiştir (Hajipakkos, 1987)

$$\text{Asitleşme Derecesi (\%)} = \frac{\text{Uçucu Yağ Asitlerinin KOİ Eşleniği (mg/l)}}{\text{Çözünmüş KOİ (mg/l)}} \times 100$$

(3.6)

VFA konsantrasyonlarının KOİ cinsinden verilmesinin iki nedeni vardır:

1) Literatürde bir substratın fosfor giderimine olan etkisinin belirlenmesi için yapılan karşılaştırmalar o substratın KOİ eşdeğeri esas alınarak yapılmaktadır. $f_{\text{VFA-KOI/P}}$ (giderilen fosfor başına tüketilen VFA, g/g) faktörü kullanılarak belli çıkış fosfor konsantrasyonları için ne kadar VFA'ye ihtiyaç olduğu tahmin edilebilir. $f_{\text{VFA-KOI/P}}$ değeri 8-20 g/g arasında değişmektedir (Stensel, 1991; Henze, 1996; Abu-ghararah ve Randall, 1991).

2) Biyolojik nutrient giderim sistemleri için IAWQ Aktif Çamur Modeli No.2 (Gujer ve diğ., 1995) gibi günümüzde kullanılan matematik modellerde bütün organik bileşenler KOİ eşdeğerleri cinsinden verilmiştir.

VFA konsantrasyonları herbir asit konsantrasyonu kendi KOİ eşdeğeri ile çarpılarak hesaplanır. KOİ eşdeğerleri her asidin karbondioksit ve suya tam oksidasyonu esas alınarak bulunmuştur ve bu değerler asetik asit için 1.067 , propiyonik asit için 1.514, bütirik asit için 1.818 ve valerik asit için 2.039'dur.

3.4 FERMENTÖR KONFIGÜRASYONLARI

Optimal bir fermentör istenilen miktarlarda VFA üretimi sağlayabilmeli, inşası ve işletmesi ucuz olmalıdır. Bütün bunları sağlayabilmek amacıyla çok sayıda farklı fermentör konfigürasyonları düşünülmüş, VFA üretimi ve maliyet arasında denge sağlanamamıştır. Günümüzde kullanılan fermentörler tank sayılarına göre sınıflandırılabilir. En çok kullanılan fermentör konfigürasyonları aşağıda verilmiştir.

3.4.1 Aktif Birinci Çöktürme Tankları (APT)

Atıksuyun tamamı tanka girer. Aslında normalden daha fazla yükseklikte bir çamur yatağına sahip bir birinci çöktürme havuzudur. Fermentasyon ve VFA üretimi bu çamur yatağının içinde meydana gelir. Çamur tankın alt kısmından çekilerek APT'nin girişine geri devrettirilir.

3.4.2 Tek Fazlı Fermentörler (Statik Fermentörler)

Sadece birinci çöktürme havuzu çamuru tanka verilmektedir. "Statik Fermentörler" olarak da isimlendirilen bu fermentörlerde karıştırma işlemi yapılmamakta ve temel olarak birinci çöktürmenin fermentasyon potansiyeli kullanılmaktadır. Konvansiyonel yoğunlaştırma havuzlarına benzemektedir. SRT, çamur yatağının yüksekliği sabit tutularak kontrol edilmektedir.

3.4.3 Tam Karışımli Fermentörler

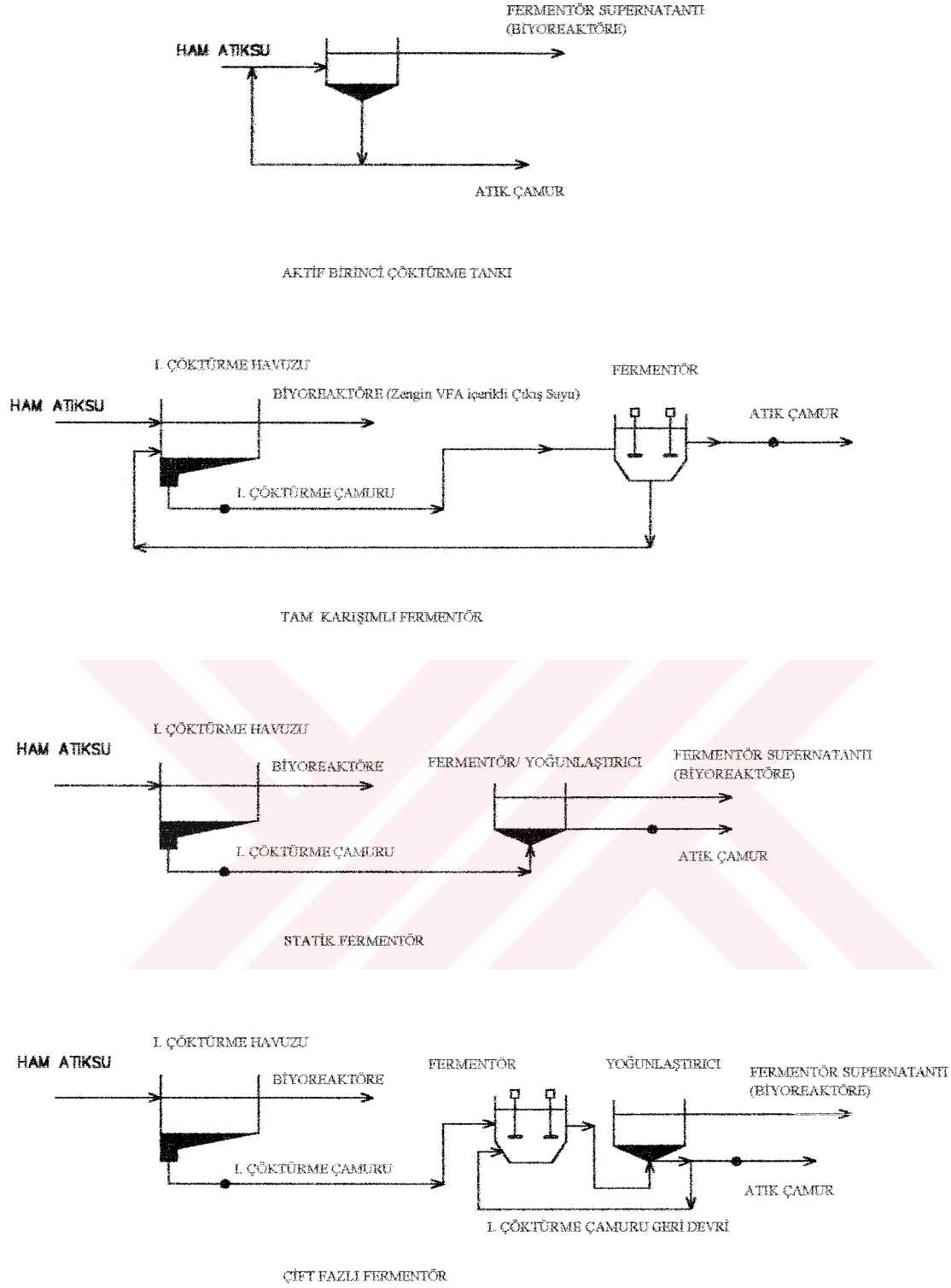
Yine birinci çöktürme havuzu çamuru tanka verilmektedir. Fermentör tam karışımli olarak çalıştırılmaktadır.

3.4.4 Çift Fazlı Fermentörler

Birinci çöktürme çamuru tam karışımli bir tanka beslenir ve ardından bunu bir yoğunlaştırma tankı takip eder. Burada SRT ve HRT kontrolü ayrı ayrı yapılmaktadır. Bu fermentör tipine Loganholme, Avustralya (Zemek, 1997) ve Kanada’ da (Wilson ve Keller, 1995) rastlanmaktadır.

Şekil 3.2’de fermentör konfigürasyonlarının şematik gösterimi görölmektedir.





Şekil 3.2 Fermentör Konfigürasyonlarının Şematik Gösterimi

3.4.5 Statik Ve Tam Karışımli Fermentörlerin Karşılaştırılması

British Columbia Üniversitesi'ndeki pilot ölçekli tam karışımli Penticton fermentörü ile Kelowna tam ölçekli statik fermentörünün performansları karşılaştırıldığında, tam karışımli sistemin statik sistemden daha fazla VFA ürettiği görülmüştür. VFA üretim sonuçlarına göre aynı koşullar altında tam karışımli fermentörde statik fermentöre göre % 50 daha fazla VFA üretimi elde edilmiştir.

Her iki fermentördeki VFA kompozisyonu incelendiğinde toplam VFA'nin yaklaşık % 45'i asetik ve propiyonik asit , % 10'u bütirik, isobütirik, valerik ve isovalerik asit olarak belirlenmiştir.

Tam karışımli fermentörlerle daha verimli VFA üretimi elde edildiğinden bu tip fermentörlerle daha etkili BNR sistemleri dizayn edilebilir.

3.4.6 Tam Ölçekli Fermentör Sistemlerine Örnekler

1975 yılında British Columbia Üniversitesi'nde kesikli ölçekte yürütölen araştırmalar ve bunu takiben Kelowna, British Columbia'da (Oldham) yürütölen pilot ve tam ölçekli çalışmalarda ileri biyolojik fosfor gideriminde birinci çöktürme çamuru fermentasyonunun önemi kanıtlanmıştır. Kelowna'da inşa edilen statik fermentör ile tesisin çıkış fosfor konsantrasyonu 1 mg/l iken 0.2 mg/l'den daha az bir değere düşürölmüştür. Rabinowitz ve Oldham (1985, 1986) tarafından yürütölen 4 yıllık pilot ölçekli çalışma basit bir birinci çöktürme/fermentör sisteminin geliştirilmesiyle sonuçlanmıştır. Bu sistem herhangi bir biyolojik nutrient giderim sistemiyle birlikte kullanılabilir. Örneğinin bu sistemin kullanılmasıyla bir UCT (University of Cape Town) pilot prosesinin fosfor giderim karakteristikleri % 50 oranında artmaktadır ve fosfor giderimi % 90'ı aşmaktadır.

Tam karışımli bir fermentör sistemi olan Penticton, British Columbia'da ve Friedericksvaerk/Danimarka'da 1990 yılında inşa edilmiştir. Tam karışımli fermentörlerde statik fermentörlere göre birinci çöktürme çamurunun kg'ı başına daha fazla VFA üretileceğii düşünölmürken, Kelowna'da üretilen VFA, anaerobik bölgeye direkt olarak verilmemiş ve bundan dolayı bir miktar VFA kaybı olmuştur. Bu kaybın önlenmesi için "Ayrık Tam Karışımli/Yoğunlaştırıcı Fermentör" dizayn edilerek Kalispell, Montana ve Calgary, Alberta'da inşa edilmiştir. Bu tür

fermentörler tam karışımli reaktörde optimum VFA üretimi sağlar, ardından çamurun çöktürülerek VFA'ın direk olarak BNR sisteminin anaerobik bölgesine verilmesine izin verir.

Diğer bir fermentör türü ise “Birleşik Tam Karışımli/Yoğunlaştırıcı Fermentör” dır. Bu alternatiflere ilave olarak Westbank, British Columbia’da iki adet tanktan oluşan seri statik fermentör inşa edilmiştir.

3.4.6.1 Kelowna, British Columbia-Bardenpho Prosesi/ Statik Fermentör

Kelowna’da 1975 yılında 5 kademeli Bardenpho prosesi esasına göre çalışan bir evsel atıksu arıtma tesisi kurulmuştur. Tesis 20 saat hidrolik bekletme süresine göre dizayn edilmiş ve biyoreaktör 21 adet hücreye bölünmüştür. Başlangıçta 1 mg/l çıkış fosfor konsantrasyonunu sağlamak güç olmuş ancak daha sonra W. Oldham tarafından yapılan pilot ölçekli ve tam ölçekli çalışmalarla prosesi optimize etmek mümkün olmuştur. 0.1 mg/l’den daha düşük konsantrasyonlarda ortofosfat seviyeleri sisteme statik fermentör ilavesiyle mümkün olmuştur.

Birinci çöktürme tankının alt akımından tesisin toplam debisinin yaklaşık %5-10’u civarında çamur anaerobik çürütme tankına verilmiştir. Fermentörde çamur yaşı 20 gün olan bir çamur yatağı oluşturulmuştur. Tablo 3.1’ de Kelowna fermentöründe üretilen uçucu yağ asidi konsantrasyonları verilmektedir. Supernatant önce birinci çöktürme tankına verilmiş oradan da biyoreaktöre gönderilmiştir. Tesisin işletilmesinin ilk 5 yılında çıkış suyundaki fosfor konsantrasyonu 1.0 ve 1.5 mg/l değerleri arasında elde edilmiştir.

1988 yılının başlarında fermentör supernatantı birinci çöktürme yerine biyoreaktörün anaerobik bölgesine verilmiştir. Çıkış fosfor konsantrasyonu kademeli olarak 0.1-0.2 mg/l seviyelerine düşmüştür.

Tablo 3.1 Kelowna, B.C. –Statik Fermentör İşletme Sonuçları

Tarih	VFA Konsantrasyonu	Çözünmüş KOİ Konsantrasyonu
6 Haziran 1992	235	500
13 Ocak 1992	212	505
4 Mayıs 1992	192	527

3.4.6.2 Penticton, B. C. - Modifiye UCT Prosesi/ Tam Karışımli Fermentör

Penticton, British Columbia’da biyolojik nutrient giderim sistemi 1990 yılından beri işletilmektedir. Sistem modifiye UCT prosesinden oluşmaktadır ve sistemde bir tam karışımli fermentör bulunmaktadır. Fermentöre ait dizayn kriterleri Tablo 3.2’ de verilmektedir. Hidrolik bekletme süresi tankın işletme derinliğiyle değiştiği gibi birinci çöktürme çamurunun debisiyle de değiştirilebilir. Fermentör bu HRT ve SRT değerlerinde işletilerek kolaylıkla çamur fermentasyonunun asit fazında kalınabilir. Fermentörün işletilmesindeki amaç birinci çöktürmeye giden akımda yaklaşık 400-500 mg/l VFA üretmek veya UCT prosesinin anaerobik bölgesine 30-40 mg/l VFA ilave etmektir. Fermentör çok uzun HRT ve SRT değerlerinde işletildiğinde VFA ve çözünmüş KOİ üretiminde düşüş gözlenmektedir. VFA seviyesi 350 mg/l’nin altına düştüğünde biyoreaktördeki fosfor giderimi azalmaktadır. VFA seviyesi 400 mg/l ve daha üzerindeki bir değerde olduğunda çıkış fosfor değeri 0.2-0.3 mg/l gibi düşük bir seviyede elde edilmekte, ancak VFA üretimi düştüğünde çıkış fosfor konsantrasyonu 1.0 mg/l’den fazla olmaktadır. Fosfor gideriminde diğer faktörlerde etkili olmaktadır, ancak VFA konsantrasyonu ana faktördür.

Tablo 3.2 Penticton Fermentörü Dizayn Kriterleri

Hidrolik Yükleme	Tesis debisinin %5-15’i
Hidrolik Bekletme Süresi	5-21 saat
Çamur Bekletme Süresi	4-12 gün
İşletme Sıcaklığı	10-24 ° C
Katı Madde Konsantrasyonu	%1.5-2.0
Karıştırma Enerjisi	3-8 watts/m ³
İçsel Geri Devir Pompa Debisi	değişken
Birinci Çöktürme Havuzuna Geri Devir	Tesis debisinin %4-14’ü

Farklı hidrolik bekletme (HRT) ve çamur bekletme sürelerinin (SRT), VFA ve çözünmüş KOİ üretimi üzerine olan etkisinin belirlenebilmesi için deneyler yapılmıştır. Penticton’daki iki fermentör için SRT değeri 14 güne ayarlanmış ve HRT değerleri ise birinde 28 saate diğeri ise 20 saate ayarlanmıştır. 20 saatlik HRT değerine sahip fermentörde VFA ve çözünmüş KOİ değerleri sırasıyla % 15 ve

% 19 oranında artış göstermiştir. Çıkış fosfor konsantrasyonu 0.3 mg/l seviyelerinde iken VFA üretimindeki bu artıştan sonra bu değer 0.2 mg/l seviyelerine düşmüştür.

3.5 BİYOLOJİK NUTRİENT GİDERİM SİSTEMLERİNDE KARBON KAYNAĞI İÇİN DİĞER ALTERNATİFLER

Fermentörler, giriş atıksuyunda VFA'lerini üreterek BNR proseslerine uygun karbon kaynakları sağlamaktadırlar. Fermentasyon dışında iki ana alternatif bulunmaktadır :

- 1) Dışsal karbon kaynağı ilavesi
- 2) Kimyasal, termal, enzimatik veya ultasonik hidroliz gibi diğer çamur hidroliz çeşitlerini uygulamak.

Dışsal karbon kaynağı ilavesinin avantajı kontrollü bir biçimde dozlanabilmesi ve ayrı bir fermentasyon sistemine gerek kalmamasıdır. Çok düşük maliyetli uygun bir karbon kaynağının bulunması mümkünse bu şekilde bir dışsal karbon kaynağının kullanılması fermentör işletilmesinden daha ucuz olabilir.

Ancak dışsal karbon kaynağı kullanımının bazı dezavantajları vardır. Bunlar karbon kaynağının getirdiği maliyet, tesise ilave bir organik yükün girişi, tesiste oksijen ihtiyacının ve çamur üretiminin artmasıdır. En çok kullanılan dışsal karbon kaynakları metanol, etanol ve sodyum asetatdır.

4. FERMENTÖRLERDE MATEMATİK MODEL YAKLAŞIMI

4.1 MATEMATİK MODELLER VE TARİHSEL GELİŞME

Fermentörler uçucu yağ asitleri (VFA) üretirler ve biyolojik nutrient giderim sistemlerinin performanslarını önemli derecede arttırabilirler. Günümüzde matematik modelleme biyolojik arıtma tesislerinin dizayn, simulasyon ve kontrolünde kullanılan önemli bir araçtır.

Fermentörlerde esas amaç VFA üretimi olmasına rağmen çözünmüş KOI üretimide istenir. Fermentörde çözünmüş KOI üretimi çözünmemiş substratın çözündüğünü gösterir. İlave çözünmüş KOI, VFA-KOI olmasa bile BNR prosesinde Bio-P ve denitrifikasyon bakterileri için diğer bir karbon kaynağı sağlar. Ancak bu kaynak denitrifikasyonda kullanılmadığı sürece BNR prosesindeki havalandırma ihtiyacını arttıracaktır.

Literatür araştırıldığında fermentörler için matematik model yaklaşımının henüz yaygın olmadığı görülmektedir. Ancak anaerobik çürütmeye ait çok sayıda dinamik matematik modele rastlanmaktadır. Fermentasyon prosesinin tanımlanmasında şimdiye kadar iki model kavramı ortaya konmuştur:

- 1) IAWQ Aktif Çamur Model No.2'de (Gujer ve diğ., 1995) “fermente olabilir, kolay ayrışan substrat”, “fermentasyon ürünleri”ne dönüşmektedir. Modelde fermentasyon prosesi heterotrofik çoğalmayla ilişkili olmayan basit bir dönüşüm prosesi olarak açıklanmaktadır.

2) Lilley ve diğ., (1990) tarafından önerilen fermentasyon modelinde kesikli deneylerde gözlemlenen VFA konsantrasyonunun zamanla maksimuma yaklaşması temel alınmıştır.

Her iki modelde fermentörlerin dizaynında ve işletilmesinde kullanılamamaktadır. Modellerde hem substrat türünün etkisi hemde metan bakterileri tarafından VFA'nın tüketilme ihtimali gözönüne alınmamıştır.

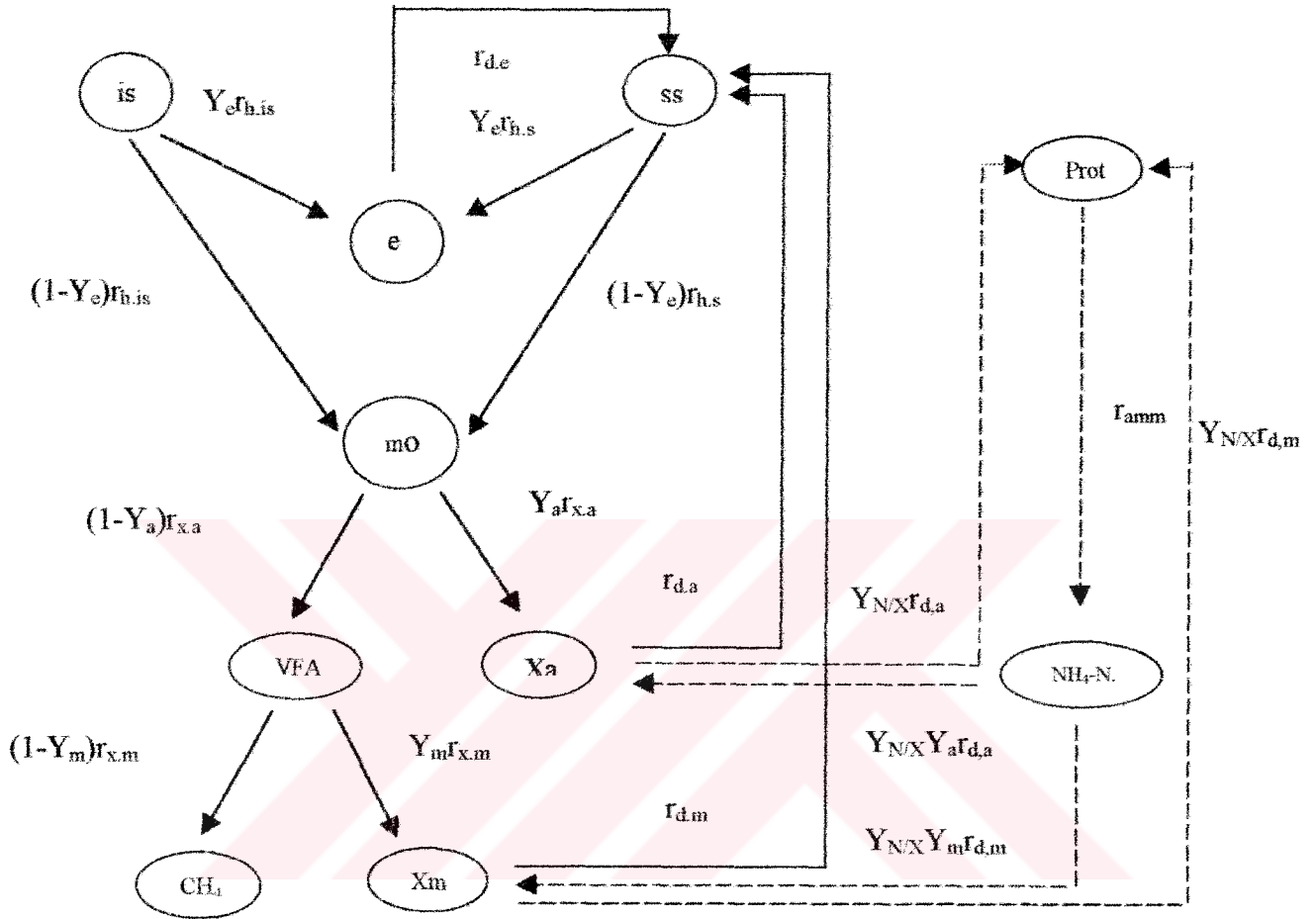
Münch ve diğ., (1999) tarafından geliştirilen matematik model giriş atıksu karakteri, hidrolik ve çamur bekletme sürelerinin (SRT ve HRT) çıkış atıksuyunun VFA, çözünmüş KOI ve amonyak azotu konsantrasyonları üzerindeki etkisini göstermektedir.

4.2 FERMENTÖR MATEMETİK MODELİ

Fermentörlerin dizaynında ve işletilmesinde uygun bir araç elde edilmesi amacıyla Münch ve diğ. (1998) tarafından bir matematik model geliştirilmiştir. Modelde Negri ve diğ. (1993) tarafından önerilen matematik modele ait bileşenler ve reaksiyon stokimetrileri esas alınmıştır. Model evsel katı atıkların arıtıldığı bir reaktördeki VFA oluşumunun tanımlanması amacıyla geliştirilmiştir.

4.2.1 Modeli Oluşturan Temel Bileşenler

Şekil 4.1’de modelin temel bileşenleri görülmektedir.



Şekil 4.1 Fermentör Model Bileşenleri (Sürekli çizgiler KOI kütle dengesi, kesikli çizgiler azot kütle dengesi göstermektedir.)

Modelde 9 adet değişken kullanılmıştır. Değişkenler aşağıda açıklanmaktadır:

C_{is} : Selüloz, yağlar, çözünmeyen proteinler gibi çözünmeyen substrat ($0.45 \mu m$ 'lik filtreden geçmeyen substratlar çözünmemiş kısmı oluşturmaktadır).

C_{ss} : Çözünmüş karbonhidratlar ve çözünmüş proteinler gibi çözünmüş, yüksek molekül ağırlıklı substratlar

C_{mo} : Glukoz, uzun zincirli yağ asitleri, amino asitler gibi monomer türler

C_{VFA} : Uçucu yağ asitleri; Asetik, propiyonik, bütirik, iso-bütirik, valerik, iso-valerik, kaproik, ve iso-kaproik asit toplamı. Tamamının KOI eşdeğerleri yazılmıştır.

C_e : Çözünmemiş substratların, çözünmüş yüksek molekül ağırlıklı substratların ve proteinlerin hidrolizinde katalizör olarak görev yapan hidrolitik enzimler

C_{Xa} : Monomer türleri substrat olarak kullanan asit bakterileri

C_{Xm} : VFA'leri substrat olarak kullanan ve metan üretimini gerçekleştiren metan bakterileri

C_{prot} : Amonifikasyon prosesinde partiküler proteinin hidrolizi sırasında amonyak azotuna çevrilen, partiküler proteinlerin içeriğinde bulunan organik azot. Partiküler protein azotu bakteriyel hücrenin ölümüyle de üretilmektedir.

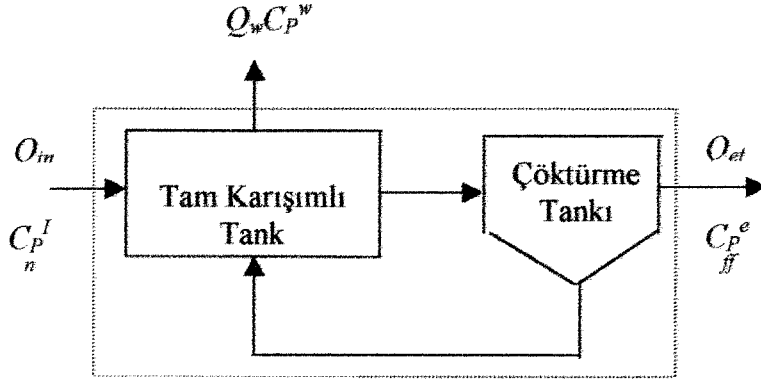
C_{NH4} : Amonyak azotu konsantrasyonu

4.2.2 Model Sınırları ve Temel Kütle Dengeleri

Fermentör konfigürasyonlarının çoğunda SRT genellikle bir çamur çöktürme mekanizmasıyla HRT'den daha yüksek tutulur. Fermentörlerin çamur çöktürme karakteristiklerine ait datalara literatürde henüz pek fazla rastlanmamaktadır. Bu nedenle modelin basit kılınması için modele çamur çöktürme dahil edilmemiştir. Modelin sınırları tam karışımli bir tank ve çöktürme tankı olarak belirlenmiştir (Şekil 4.2). Fermentör çamurunun çöktürme işlemi ayrı bir tankta yapılabildiği gibi fermentörde de yapılabilmektedir.

Fermentördeki ortalama katı madde konsantrasyonu tek kütle dengesi denklemi ile hesaplanmıştır. $C_{p,i}$ konsantrasyonuna sahip çözünmemiş substrat, proteinler veya biyokütle gibi partiküler bileşen i için kütle dengesi aşağıdaki şekilde yazılabilir:

$$V_R \frac{dC_{p,i}}{dt} = Q_{in} C_{p,i}^{in} - Q_w C_{p,i}^w - Q_{eff} C_{p,i}^{eff} + V_R \sum_j V_{ji} \rho_j \quad (4.1)$$



Şekil 4.2 Fermentör Sistemi Model Sınırları

Sabit bir reaktör hacmi için denklem (4.1) yeniden şu şekilde yazılabilir:

$$\frac{dC_{p,i}}{dt} = \frac{1}{HRT} C_{p,i}^{in} - \frac{C_{p,i}^{eff} Q_{eff} + C_{p,i}^w Q_w}{V_R} - \sum_j v_{ji} \rho_j \quad (4.2)$$

HRT ve SRT (4.3) ve (4.4) denklemleriyle belirtilmektedir:

$$HRT = \frac{V_R}{Q_{in}} \quad (4.3)$$

$$SRT = \frac{V_R C_p}{C_{p,i}^{eff} Q_{eff} + C_{p,i}^w Q_w} \quad (4.4)$$

Çözünmüş substrat, monomer türler, VFA veya hidrolitik enzimler gibi bir sıvı bileşen $C_{L,i}$ için kütle dengesi;

$$V_R \frac{dC_{L,i}}{dt} = Q_{in} C_{L,i}^{in} - Q_w C_{L,i}^w - Q_{out} C_{L,i}^{out} + V_R \sum_j v_{ji} \rho_j \quad (4.5)$$

İyi bir karıştırmanın yapıldığı varsayılarak sıvı bileşenlerin kütle dengesi yeniden yazılabilir;

$$\frac{dC_{L,i}}{dt} = \frac{1}{HRT} (C_{L,i}^{in} - C_{L,i}) + \sum_j v_{ji} \rho_j \quad (4.6)$$

Modelde çözünmemiş substrat hidrolizinin hız ifadesi şu şekilde tanımlanmıştır:

$$r_{h, is} = k_{h, is} \frac{C_{is} C_e}{C_{X_a}} \quad (4.7)$$

Bu yeni ifade IAWQ Aktif Çamur Modeli No.2 (Gujer ve diğ., 1995) de belirtilen anaerobik hidroliz hızı ifadesiyle benzerlik göstermektedir ve Contois büyüme hızı ifadesi paydaya yazılmaktadır. Çözünmemiş substrat hidrolizinin hızı bakteri konsantrasyonu yüksek olduğunda etkin bir biçimde azalmaktadır. Bu durum sınırlı kütle transferine sebep olan substrat partiküllerindeki sınırlı yüzey alanından kaynaklanıyor olabilir. Bu eşitlik proteinlerin amonifikasyonu içinde kullanılmıştır.

4.2.3 Modele Ait Kabuller

Modelde aşağıdaki kabuller yapılmıştır:

1. Substrat çözünmüş ve çözünmemiş kısım olmak üzere ikiye ayrılmıştır ve KOI cinsinden verilmiştir.
2. Çözünmüş veya çözünmemiş substratın monomer türlere dönüşümünde hız kısıtlayıcı adım enzim katalizli hidroliz adımıdır.
3. Modelde VFA'lerin toplamı ele alınmıştır. Fermentörlerdeki VFA dağılımı genelde sabit olduğundan VFA'leri teke tek ele almaya gerek görülmemiştir.
4. Modele çözünmüş veya çözünmemiş substratın inert kısmı dahil edilmemiştir.
5. Asit ve metan bakterilerinin büyüme hızları Monod kinetikleri kullanılarak tanımlanmıştır.
6. Metan fazında bütün VFA'ler kullanılabilir.
7. Karbondioksit ve hidrojenden metan üretimi modelde yeralmamaktadır. Modelde "Metan Fazı Biyokütlesi" sadece asit tüketen metan bakterilerini içermektedir. Hidrojen tüketen metan bakterileri dahil edilmemiştir.

8. Hidrolitik enzim üretimi hidroliz hızıyla bağlantılıdır. Daha yüksek hidroliz hızı, sonrasında daha yüksek hidrolitik enzim üretimi demektir. Genelde enzim üretim hızı çoğalmayla ilişkili enzim üretimi veya çoğalmayla ilişkili olmayan enzim üretimi şeklinde olabilmektedir (Bailey ve Ollis, 1986). Burada çoğalmayla ilişkili olmayan enzim üretimi olduğu varsayılmıştır.
9. Hidrolitik enzimler 1. derece kinetiklerle tanımlanan denaturasyona uğrarlar. Çözünmüş (yüksek molekül ağırlıklı) substratlara dönüşürler.
10. Amonyak azotu hücre sentezi için bakteri tarafından alınır ve hücrenin ölümüyle partiküler protein azotu olarak serbest bırakılır. Amonyak azotu tükenmişse hücre büyümesi gerçekleşemez.
11. Partiküler proteinler bütün protein azotlarının amonyak azotuna dönüştüğü amonifikasyona uğrarlar. Çözünmüş ve çözünmemiş substratları hidroliz eden aynı hidrolitik enzimler proteinleri de hidroliz ederler.
12. Modelde karıştırma, sıcaklık, kimyasal inhibitörler ve havalandırmanın VFA üretimi üzerine olan etkisi araştırılmamıştır.

Ayrıca proses hidroligine ilişkin şu kabuller yapılmıştır:

1. Fermentör tam karışımıdır.
2. Bütün katı bileşenler için ortalama bir konsantrasyon deneysel olarak belirlenebilir ve bu ortalama konsantrasyondan fermentör için bir SRT değeri belirlenebilir (Denklem (4.4)).

4.2.4 Model Eşitlikleri

Modele ait 9 adet kütle dengesi denklemi aşağıda verilmektedir.

Çözünmemiş Substrat:

$$\frac{dC_{is}}{dt} = \frac{1}{HRT} C_{is}^{in} - \frac{1}{SRT} C_{is} - r_{h,is} \quad (4.8)$$

Çözünmüş (yüksek molekül ağırlıklı) substrat:

$$\frac{dC_{ss}}{dt} = \frac{1}{HRT} (C_{ss}^{in} - C_{ss}) - r_{h,s} + r_{d,e} + r_{d,a} + r_{d,m} \quad (4.9)$$

Monomer türler:

$$\frac{dC_{mo}}{dt} = \frac{1}{HRT} (C_{mo}^{in} - C_{mo}) + (1 - Y_e) \cdot (r_{h,is} + r_{h,s}) - r_{X,a} \quad (4.10)$$

VFA:

$$\frac{dC_{VFA}}{dt} = \frac{1}{HRT} (C_{VFA}^{in} - C_{VFA}) + (1 - Y_a) \cdot r_{X,a} - r_{Xm} \quad (4.11)$$

Hidrolitik Enzimler:

$$\frac{dC_e}{dt} = \frac{1}{HRT} (C_e^{in} - C_e) + Y_e (r_{h,is} + r_{h,s}) - r_{d,e} \quad (4.12)$$

Biyokütle (Asit bakterileri):

$$\frac{dC_{Xa}}{dt} = \frac{1}{HRT} C_{Xa}^{in} - \frac{1}{SRT} C_{Xa} + Y_a \cdot r_{X,a} - r_{d,a} \quad (4.13)$$

Biyokütle (Metan bakterileri):

$$\frac{dC_{Xm}}{dt} = \frac{1}{HRT} C_{Xm}^{in} - \frac{1}{SRT} C_{Xm} + Y_m \cdot r_{X,m} - r_{d,m} \quad (4.14)$$

Proteinler:

$$\frac{dC_{prot}}{dt} = \frac{1}{HRT} C_{prot}^{in} - \frac{1}{SRT} C_{prot} - r_{amm} + Y_{N/X} (r_{d,a} + r_{d,m}) \quad (4.15)$$

NH₄-N:

$$\frac{dC_{NH_4-N}}{dt} = \frac{1}{HRT} (C_{NH_4}^{in} - C_{NH_4}) - Y_{NX} \cdot (Y_o r_{x,a} + Y_m r_{x,m}) + r_{amm} \quad (4.16)$$

Hidroliz, çoğalma ve ölüm olmak üzere 3 tip reaksiyon vardır:

Çözünmemiş substratın hidrolizi:

$$r_{h,is} = k_{h,is} \frac{C_{i,s} C_e}{C_{X_a}} \quad (4.17)$$

Çözünmüş substratın hidrolizi:

$$r_{h,s} = k_{h,s} C_{ss} C_e \quad (4.18)$$

Proteinlerin amonifikasyonu:

$$r_{amm} = k_{amm} \frac{C_{prot} C_e}{C_{X_a}} \quad (4.19)$$

Asit bakterilerinin çoğalması:

$$r_{X,a} = \mu_{\max,a} \frac{C_{mo}}{K_a + C_{mo}} \cdot \frac{C_{NH_4-N}}{K_n + C_{NH_4-N}} C_{X_a} \quad (4.20)$$

Metan bakterilerinin çoğalması:

$$r_{X,m} = \mu_{\max,m} \frac{C_{VFA}}{K_m + C_{VFA}} \frac{C_{NH_4-N}}{K_n + C_{NH_4-N}} C_{X_m} \quad (4.21)$$

Asit bakterilerinin ölümü:

$$r_{d,a} = da \cdot C_{X_a} \quad (4.22)$$

Metan bakterilerinin ölümü:

$$r_{d,m} = dm.C_{Xm} \quad (4.23)$$

Enzimlerin ölümü:

$$r_{d,e} = d_e.C_e \quad (4.24)$$

Tablo 4.1' de proses kinetikleri ve sitokiometrisinin matris gösterimi görülmektedir. VFA ve amonyak azotu konsantrasyonu gibi direk ölçülebilen değişkenlere ilave olarak diğer ölçülebilen model sonuçları aşağıdaki matematiksel denklemlerden hesaplanabilir:

Çözünmüş KOI:

$$C_{\dot{C}.KOI} = C_{ss} + C_{mo} + C_{VFA} + C_e \quad (4.25)$$

Toplam KOI:

$$C_{TKOI} = C_{is} + C_{Xa} + C_{Xm} + C_{SKOI} \quad (4.26)$$

TKN :

$$C_{TKN} = C_{NH_4-N} + C_{prot} + Y_{N/X} .(C_{Xa} + C_{Xm}) \quad (4.27)$$

Hacim başına düşen hücre sayısı:

$$C_{cells} \left[\frac{cells}{L} \right] = \frac{C_{Xa} + C_{Xm}}{g \cdot i_{COD/X}} \quad (4.28)$$

Metan üretim hızı:

$$r_{me} \left[\frac{LCH_4}{L.d} \right] = f_l .(1 - Y_m) r_{X,m} \quad (4.29)$$

Tablo 4.1 Proses Kinetikleri ve Sitokimetrysinin Matris Gösterimi

	C_{ls}	C_{ss}	C_{mo}	C_{VFA}	C_e	C_{Xa}	C_{Xm}	C_{prot}	C_{NH4}	Rate
Growth of acidogens			-1	1-Ya		Ya			$-Y_{NX}, Y_a$	$m_{maxa} (C_{mo}/(K_a+C_{mo}))(C_{NH4}/(K_n+C_{NH4})), C_{Xa}$
Growth of methanogens				-1			Ym		$-Y_{NX}, Y_m$	$m_{maxm} (C_{VFA}/(K_a+C_{mo}))(C_{NH4}/(K_n+C_{NH4})), C_{Xm}$
Decay of acidogens		1-Y _{NX}				-1		Y _{NX}		$r_{da} = da, C_{Xa}$
Decay of methanogens		1-Y _{NX}					-1	Y _{NX}		$r_{da} = dm, C_{Xm}$
Decay of enzymes		1			-1					$r_{de} = de, Ce$
Ammonification of Proteins								-1	1	$k_{amm} C_{prot}, Ce/C_{Xa}$
Hydrolysis of insoluble substrat	-1		1-Ye		Ye					$k_{lis}, Cis, Ce/C_{Xa}$
Hydrolysis of soluble substrat		-1	1-Ye		Ye					k_{lis}, C_{ss}, Ce

4.2.5 Model Parametreleri

Modelde 22 parametre vardır:

- 4 fiziksel parametre (Tablo 4.2)
- 16 biyolojik parametre (Tablo 4.4)
- 2 işletme parametresi HRT ve SRT

Table 4.2 Fiziksel Model Parametreleri

Parametre	Değer	Kaynak
f_1 Metan KOI'sinin dönüşüm faktörü	$0.35 \cdot 10^{-3}$ LCH ₄ /mg KOI	Metanın KOI eşdeğeri: 4 g KOI / g CH ₄
Y_{NX} Bakteriyel hücredeki azotun ağırlık fraksiyonu	0.0875 g N/g KOI	Ortalama hücre kompozisyonu C ₅ H ₇ O ₂ N (Hoover and Porges. 1952)
i_{KOI} Biyokütlenin KOI eşdeğeri	1.416 g KOI/g	Ortalama kompozisyon için hücrenin KOI eşdeğeri
g Bakteriyel hücrenin ağırlığı	$14 \cdot 10^{-11}$ mg/hücre	v. Münch and Pollard (1997)

Model parametrelerinden tahmin edilmesi en güç olanları biyolojik parametrelerdir. Bunun için literatürde dinamik anaerobik çürütme modelleri için kullanılan biyolojik parametreler incelenmiştir (Tablo 4.3).

Modelde biyolojik parametrelerin çoğu Tschui (1989) tarafından kullanılanlarla aynıdır. Çünkü kullanılan substrat Tschui modelindekiyle aynıdır (birinci çöktürme çamuru). Tschui tarafından yürütülen deneylerde sıcaklık 35 ° C'dir ki bu sıcaklık fermentörler için yüksek bir sıcaklıktır. Çünkü fermentörler genellikle ısıtılmamaktadır. Model parametreleri daha düşük işletme sıcaklıklarına göre ayarlanabilir, ancak fermentörler için sıcaklığa göre parametrelerin değişimine ait dataların bulunmamasından dolayı bu uygulanamamıştır.

Tablo 4.4'te modelde kullanılan biyolojik parametreler verilmektedir. $k_{b, is}$, $k_{h, s}$ ve k_{amm} uygun olan datalara göre tahmin edilmiştir (v. Münch ve diğ., 1999). Hidrolitik enzim konsantrasyonunun ayrı olarak ölçülmesi güç olduğundan bu parametreleri kolaylıkla belirlemek mümkün değildir.

Tablo 4.3 Dinamik Anaerobik Çürütme Modellerinde Kullanılan Biyolojik Model Parametreleri (Daha çok mesofilik şartlarda)

Parametre	Değer	Birim	Referans	Kullanılan Substrat
$\mu_{max,a}$	0.27 0.4 0.55 2.5 5 6 25	l/d	Tschui (1989) Hill ve Barth (1977) Siegrist ve diğ.. (1993) Tschui (1989) Tschui (1989) ve Siegrist ve diğ.. (1993) Bryers (1985) Jones ve diğ.. (1992)	Uzun zincirli yağ asitleri Çözülmüş organikler Uzun zincirli yağ asitleri Şekerler Aminoasitler ve Şekerler Aminoasitler ve basit şekerler Biyolojik olarak ayrışabilir çözülmüş organikler
$\mu_{max,m}$	0.3 0.34 0.36 0.4 0.48	l/d	Jones ve diğ.. (1992) Bryers (1985) Tschui (1989) Hill ve Barth (1977) Siegrist ve diğ.. (1993)	Asetik asit Asetik asit Asetik asit Uçucu organik asitler Asetik asit
K_a	2.2 22 50 200 2000	mg/l	Tschui (1989) Bryers (1985) Siegrist ve diğ.. (1993) Siegrist ve diğ.. (1993) Tschui (1989)	Aminoasitler or Şekerler Aminoasitler ve Şekerler Aminoasitler ve Şekerler Uzun zincirli yağ asitleri Uzun zincirli yağ asitleri
K_m	30 80 500	mg/l	Siegrist ve diğ.. (1993) Tschui (1989) Bryers (1985)	Asetik asit Asetik asit Asetik asit
K_n	0.05 1.0	mg/l	Gujer ve diğ.. (1995) Henze ve diğ.. (1985) ve Gujer ve diğ.. (1995)	Heterotrofik veya bio-P organizmaları Ototrofik bakteri
d_a	0.015 0.025 0.1 0.43 1	l/d	Tschui (1989) Hill ve Barth (1977) Bryers (1985) Siegrist ve diğ.. (1993) Tschui (1989) Siegrist ve diğ.. (1993)	Uzun zincirli yağ asitleri Aminoasitler ve Şekerler/Çözülmüş organikler Uzun zincirli yağ asitleri Aminoasitler ve Şekerler Aminoasitler ve Şekerler
d_m	0.003 0.005 0.04 0.1	l/d	Bryers (1985) Tschui (1989) Hill ve Barth (1977) Siegrist ve diğ.. (1993)	Asetik asit Asetik asit Asetik asit Asetik asit
d_e	0.165 * 10^{-3}	l/d	Jain ve diğ.. (1992)	
Y_e	(0.05)	g/g	Negri ve diğ.. (1993)	Bu değer KOİ cinsinden değildir.
Y_a	0.036 0.045 0.15 0.25	g/g	Bryers (1985) Tschui (1989) ve Siegrist ve diğ.. (1993) Tschui (1989) ve Siegrist ve diğ.. (1993) Tschui (1989)	Aminoasitler ve Şekerler Uzun zincirli yağ asitleri Aminoasitler/Şekerler Şekerler
Y_m	0.025 0.029	g/g	Tschui (1989) ve Siegrist ve diğ.. (1993) Bryers (1985)	Asetik asit Asetik asit
$k_{h,s}$	$2.3 * 10^{-3}$		Negri ve diğ.. (1993)	PH'nin inhibasyon etkisinin olmadığı kabul edilmektedir

Tablo 4.4 Modelde Kullanılan Biyolojik Parametre Değerleri

Parametre		Değer	Birim	Kaynak
$\mu_{\max,a}$	Asit bakterilerinin maksimum spesifik çoğalma hızı	2.5	1/gün	Tschui (1989)
$\mu_{\max,m}$	Metan bakterilerinin maksimum spesifik çoğalma hızı	1	1/gün	Bkz. Bölüm 4.2.5
K_a	Monomer türlerin yarı doygunluk sabiti	200	mg/l	Siegrist ve diğ.(1993)
K_m	VFA'lerin yarı doygunluk sabiti	80	mg/l	Tschui (1989)
K_n	Amonyagın yarı doygunluk sabiti	0.05	mg/l	Gujer ve diğ.(1995)
d_a	Asit bakterilerinin ölüm hız sabiti	0.431	1/gün	Tschui (1989)
d_m	Metan bakterilerinin ölüm hız sabiti	0.005	1/gün	Tschui (1989)
d_e	Hidrolitik enzimlerin deaktivasyon hız sabiti	0.01	1/gün	- ^a
Y_a	Asit bakterilerinin monomer türler üzerinden dönüşüm oranı	0.015	G/g	Tschui (1989)
Y_m	Metan bakterilerinin VFA'ler üzerinden dönüşüm oranı	0.025	g/g	Tschui (1989)
Y_e	Hidrolitik enzimlerin çözünmüş ve çözünmemiş substratta dönüşüm oranı	0.005	g/g	- ^a
$K_{h,ts}$	Çözünmemiş substrat için hidroliz hız sabiti	0.22	1/gün	uygun değer
$k_{h,s}$	Çözünmüş substrat için hidroliz hız sabiti	0.75	1/mg.gün	uygun değer
k_{amm}	Proteinler için amonifikasyon hız sabiti	4	1/gün	uygun değer
f_{ss}	Giriş akımında VFA olmayan çözünmüş KOI fraksiyonu	0.9	-	Bkz. Bölüm 4.2.7
f_{xm}	Giriş akımında metan bakterilerinin hücre KOI fraksiyonu	0.1	-	Bkz. Bölüm 4.2.7

Metan bakterilerinin spesifik çoğalma hızı $\mu_{\max,m}$ değeri Tschui modelinde kabul edilenden yüksek bir değer kabul edilerek 1 gün⁻¹ alınmıştır (Tablo 4.4). Bunun sebebi yüksek SRT değerlerinde fermentörlerde çıkış akımında VFA konsantrasyonundaki düşüşün yeterli derecede tanımlanabilmesidir (v. Münch, 1998). Diğer alternatif giriş akımındaki metan bakterileri fraksiyonunu yaklaşık % 40 oranında arttırmak olabilirdi ki giriş akımında bu kadar yüksek metan bakterisi fraksiyonu gerçekçi olmazdı.

4.2.6 Değişkenlerin Giriş Akımı Konsantrasyonlarının Belirlenmesi

Sürekli işletilen bir fermentörün modellenebilmesi için bütün değişkenlerin giriş akımındaki konsantrasyonlarının bilinmesi gerekmektedir. Bunlar giriş akımında

ölçümü yapılan değerlerden denklem (4.30)-(4.36) kullanılarak hesaplanır. Aynı denklemler kesikli bir fermentördeki giriş değerlerinin hesaplanması içinde kullanılır. Giriş akımındaki VFA ve NH₄-N konsantrasyonları direkt olarak ölçülebilir. Giriş akımındaki monomer türlerin konsantrasyonunun daima 0'a yakın olduğu kabul edilir.

$$C_{is}^{in} = C_{TOCD}^{in} - C_{SOCD}^{in} - C_{biomass}^{in} \quad (4.30)$$

$$C_{ss}^{in} = f_{ss} \cdot (C_{SOCD}^{in} - C_{VFA}^{in}) \quad (4.31)$$

$$C_e^{in} = (1 - f_{ss}) \cdot (C_{SOCD}^{in} - C_{VFA}^{in}) \quad (4.32)$$

$$C_{mo}^{in} \approx 0 \quad (4.33)$$

$$C_{X_a}^{in} = (1 - f_{Xm}) \cdot C_{biomass}^{in} \quad (4.34)$$

$$C_{X_m}^{in} = f_{Xm} \cdot C_{biomass}^{in} \quad (4.35)$$

$$C_{prot}^{in} = C_{TKN}^{in} - C_{NH_4}^{in} - Y_{N/X} C_{biomass}^{in} \quad (4.36)$$

f_{Xm} değeri deneysel olarak belirlenebilir. Ancak modelde % 10 değeri kabul edilmiştir. f_{ss} değerinin 1'e yakın olduğu düşünülmüştür (0.9 değeri kullanılmıştır) ve deneysel olarak belirlenebilmesi için bir metod bulunamamıştır.

4.2.7 Literatür Datalarıyla Modelin Doğrulanması

Model, Elefsiniotis (1993) tarafından yapılan kesikli ölçekteki anaerobik çamur yataklı fermentörün çıkış akımında STR ve HRT'nin VFA, çözünmüş KOI ve NH₄ konsantrasyonlarına olan etkisinin araştırıldığı çalışmanın deneysel datalarıyla karşılaştırılmıştır. Elefsiniotis tarafından yapılan çalışmada 3 l'lik kesikli fermentöre

Canada Richmond atıksu arıtma tesisinin birinci çöktürme havuzunun alt akımından alınan çamur toplam katı konsantrasyonu 4000 mg/l'ye ayarlanarak verilmiştir.

Model değişkenlerinin giriş konsantrasyonlarının hesaplanması için (Denklemler 4.30-4.36) Tablo 4.5'te verilen birincil çamur karakteristikleri kullanılmıştır ve sonuçlar Tablo 4.6'da verilmiştir. Toplam KOI verilmemiş VSS konsantrasyonunun 1.92 katı olarak alınmıştır.

Tablo 4.5 Ortalama birinci çöktürme çamuru karakteristikleri (mg/l). (KOI, filtre KOI cinsindendir.)

<i>Parametre</i>	<i>Birim</i>	<i>Değer</i>
VSS	mg/l	2710
KOI	mg/l	427
VFA-KOI	mg/l	157
NH ₄ -N	mg/l	20
TKN	mg/l	121

Tablo 4.6 Birinci çöktürme çamurunun giriş konsantrasyonları (mg/l)

Ölçülen Değerler								
NH ₄ -N	TKOI	Çöz. KOI	TKN	Biokütle-KOI	VFA-KOI			
20	5 203	376	121	676	157			
Değişkenler								
C_{is}	C_{ss}	C_{mo}	C_{VFA}	C_e	C_{X_a}	C_{Xm}	C_{NH_4}	C_{prot}
4 151	197	0	157	22	609	68	20	42

4.2.7.1 Gerçek SRT Değerlerinin Belirlenmesi

Elefsiniotis (1993) tarafından yapılan deney datalarında verilen SRT değerleri, çıkış akımındaki biyokütle kaybı gözönüne alınmadığından gerçek SRT (SRT_{Δ}) değerleri

olmaktan çok nominal SRT (SRT_N) değerleridir. SRT_N kontrolü çamur yatağı hacmini sabit tutmak için yapılmaktadır. Çamur yatağının sabit olması demek supernatanttaki katı madde içeriğinin reaktördeki toplam katı maddenin yanında ihmal edilebileceği anlamına gelmektedir. Bu şekilde bir kabul yapmak uygundur. Çünkü çamur yatağı hacmi genellikle toplam reaktör hacminin en azından $\frac{1}{4}$ 'i kadardır ve çamur yatağındaki katı madde konsantrasyonu (en azından 50 kat daha fazla) supernatanttakinden çok daha fazladır. Bundan dolayı SRT_A , SRT_N 'den aşağıdaki şekilde hesaplanabilir:

$$SRT_N = \frac{V_R C_{TSS,R}}{Q_W C_{TSS,W}} \quad (4.37)$$

$$SRT_A = \frac{V_R C_{TSS,R}}{Q_W C_{TSS,W} + Q_{eff} C_{TSS,eff}}$$

$$SRT_A = \frac{SRT_N Q_W C_{TSS,W}}{Q_W C_{TSS,W} + Q_{eff} C_{TSS,eff}}$$

$$SRT_A = \frac{SRT_N}{1 + (Q_{eff} C_{TSS,eff}) / (Q_W C_{TSS,W})} \quad (4.38)$$

Denklem 4.38'den çıkış TAKM konsantrasyonu 0 olmadıkça (ki SRT_A , SRT_N 'ye eşit olur) SRT_A değerinin SRT_N değerinden daima küçük olacağı görülmektedir. SRT_A değerleri Elefsiniotis (1993) tarafından verilen datalar kullanılarak hesaplanmış ve Tablo 476'de verilmiştir. Ortalama olarak SRT_A değerleri SRT_N değerlerinden %40 daha düşük bulunmuştur.

4.2.8 Deneysel Datalarla Simülasyonun Karşılaştırılması

Tablo 4.7'de Elefsiniotis (1993) tarafından yapılan çalışmada elde edilen çıkış akımı VFA-KOI konsantrasyonları verilmektedir.

Table 4.7 Elefsiniotis (1993) tarafından elde edilen VFA sonuçları

	Set	N	HRT (h)	SRT _N (d)	SRT _A (d)	VFA-KOI (mg/l)
Sabit SRT_N	1A	22	9.3	10	6.4	706
	1B	12	6.1	10	3.8	550
	1C	14	12.1	10	7.0	1002
	1D	12	15.3	10	7.4	907
Sabit HRT	2A	14	12.1	15	8.6	1088
	2B	15	11.9	20	9.1	1072
	2C	9	11.9	5	3.5	393
	3A	10	12.2	10	6.7	959

Modelin simülasyonunda “AQUASIM Computer Program for the Identification and Simulation of Aquatic Systems Version 2.0 (Reichert,1994)” programı kullanılmıştır.

Modelin simülasyonu SRT_N = 10 günde sabit tutularak SRT_A = 7 gün için farklı HRT değerleri için yapıldığında, VFA üretiminin HRT=12.1 saat değerine kadar artış gösterdiği ve bu değerden daha uzun hidrolik bekletme sürelerinde üretimin düşmeye başladığı gözlenmiştir. Fermentörde VFA üretimine ait bu sonuçların Elefsiniotis (1993) tarafından yapılan deney datalarıyla uygunluk göstermekte olduğu görülmektedir.

Farklı HRT değerleri için yine SRT_A = 7 günde (SRT_N=10 gün); NH₄-N, C_{ss}, C_{mo} ve C_e konsantrasyonlarındaki değişim incelendiğinde C_{ss} konsantrasyonunun düştüğü, NH₄-N, C_{mo} ve C_e konsantrasyonlarının ise artış gösterdiği görülmektedir.

Sabit SRT değerinde farklı HRT değerleri için elde edilen model sonuçları Ek A’da Şekil A.1, Şekil A.2, Şekil A.3, Şekil A.4 ve Şekil A.5’te verilmektedir.

Çeşitli SRT değerlerinde sabit HRT değeri (HRT= 12 saat) için elde edilen VFA üretimine ait model sonuçlarıyla deneysel dataların karşılaştırılması Şekil A.6’ da verilmektedir.

Model çeşitli SRT’lerde sabit HRT değerlerinde Elefsiniotis (1993) tarafından elde edilen deneysel data'lara uygunluk göstermektedir. Düşük SRT değerlerinde sistemde daha az biyokütle bulunacağından daha düşük VFA konsantrasyonları elde edilmektedir.

Şekil A.7’ de farklı SRT değerlerinde $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonlarındaki değişim görülmektedir. SRT değerinin 3.5’tan 6.7’ye çıkarılmasıyla $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonunda 22 mg/l’lik bir artış gözlenmiştir. Bundan daha uzun SRT sürelerindeki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonlarındaki artışlar önemsizdir.

Bunun yanısıra çeşitli SRT değerlerinde C_{ss} , C_{mo} ve C_{e} konsantrasyonlarındaki değişimler Şekil A.8, A.9 ve A.10’ da verilmektedir. C_{ss} konsantrasyonunda artan SRT değerleriyle birlikte düşüş görülmektedir. Bu düşüş çözünmüş substratın monomer türlere hidrolizinden kaynaklanmaktadır. C_{mo} ve C_{e} konsantrasyonlarında ise artış gözlenmektedir. C_{mo} konsantrasyonundaki artışın fazla olması çözünmüş ve çözünmemiş substratın (1-Ye) kadarının monomer türe dönüşmesinden kaynaklanmaktadır.

Deney data'lalarının elde edildiği sistemde VFA üretimi tam ölçekli fermentörler için belirtilen değerlerden çok daha yüksektir (v. Münch ve Koch, 1999). Hidroliz hız sabitlerinin de diğer fermentörlerle karşılaştırıldığında yüksek değerlere sahip oldukları görülmektedir (v. Münch ve diğ., 1999).

Modelde VFA ve $\text{NH}_4\text{-N}$ oluşumuna modelde yeralan çeşitli parametrelerin etkisinin belirlenebilmesi amacıyla hassasiyet analizi yapılmıştır. Sonuçlar Şekil A.10, A.11, A.12, A.13, A.14 ve A.15’te verilmektedir.

Buna göre VFA oluşumuna giriş akımındaki amonyak, asit bakterileri, çözünmüş ve çözünmemiş substrat miktarları etki etmektedir. Ancak VFA üretimi giriş akımındaki VFA ve monomer türlerin başlangıç konsantrasyonlarından bağımsızdır. Ayrıca VFA oluşumu Ye ile artmakta, $\text{Y}_{\text{N/X}}$ ve Y_{a} parametreleriyle ters orantılı olarak değişmektedir.

Modelde amonyak üretiminin giriş akımındaki C_{prot} konsantrasyonuna bağlı olduğu görülmüştür. Giriş akımındaki C_{prot} konsantrasyonu arttıkça üretilen amonyak miktarı da artmaktadır. Amonyak üretimi giriş akımındaki C_{mo} ve C_{Xm} konsantrasyonlarından bağımsızdır.

k_{amm} değeri artırıldığında çıkış akımındaki amonyak-N konsantrasyonu artmaktadır. Çünkü daha çok protein hidroliz olmakta ve böylelikle protein bünyesinde tutulan azot daha çok salınmaktadır. k_{amm} değerinin azaltılması simulasyon sonuçları üzerinde ters etki yaratmıştır.



5. SONUÇLAR

Günümüzde matematik modelleme biyolojik arıtma tesislerinin dizayn, simulasyon ve kontrolünde kullanılan önemli bir araçtır.

Fermentörlerin dizaynında ve işletilmesinde uygun bir araç elde edilmesi amacıyla Münch ve diğ. (1998) tarafından bir matematik model geliştirilmiştir. Modelde Negri ve diğ. (1993) tarafından önerilen matematik modele ait bileşenler ve reaksiyon stokimetrileri esas alınmıştır.

Bu model “AQUASIM Computer Program for the Identification and Simulation of Aquatic Systems Version 2.0 (Reichert,1994)” isimli programda simüle edilerek literatür datalarıyla karşılaştırılmış ve model sonuçlarının deney datalarıyla uygunluk gösterdiği görülmüştür.

Fermentör çıkışındaki VFA, $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonlarının farklı HRT ve SRT değerlerindeki değişimleri incelenmiştir. Ayrıca çözünmüş KOI'yi oluşturan diğer parametreler C_{ss} , C_{mo} , C_e konsantrasyonlarının da farklı HRT ve SRT değerlerindeki değişimleri gözlenmiştir.

VFA ve $\text{NH}_4\text{-N}$ çıkış konsantrasyonlarının hangi parametrelerden etkilendiklerini görmek amacıyla “hassasiyet analizi” yapılmıştır.

Buna göre VFA oluşumuna giriş akımındaki amonyak, asit bakterileri, çözünmüş ve çözünmemiş substrat miktarları etki etmektedir. Ancak VFA üretimi giriş akımındaki VFA ve monomer türlerin başlangıç konsantrasyonlarından bağımsızdır. Ayrıca VFA oluşumu Y_e ile artmakta, Y_{NX} ve Y_a parametreleriyle ters orantılı olarak değişmektedir.

Modelde amonyak üretiminin giriş akımındaki C_{prot} konsantrasyonuna bağlı olduğu görülmüştür. Giriş akımındaki C_{prot} konsantrasyonu arttıkça üretilen amonyak miktarı da artmaktadır. Amonyak üretimi giriş akımındaki C_{mo} ve C_{xm} konsantrasyonlarından bağımsızdır.

k_{amm} değeri attırıldığında çıkış akımındaki amonyak-N konsantrasyonu artmaktadır. Çünkü daha çok protein hidroliz olmakta ve böylelikle protein bünyesinde tutulan azot daha çok salınmaktadır. k_{amm} değerinin azaltılması simulasyon sonuçları üzerinde ters etki yaratmıştır.



KAYNAKLAR

- Andrews J. F.**, 1989. Dynamics, stability and control of the anaerobic digestion process. In *Dynamic Modelling and Expert Systems in Wastewater Engineering* eds. G. G. Patry and D. Chapman pp. 83-127, Lewis Publishers.
- Artan N., Orhon D., Sözen S.**, 1993. Conceptual Basis of Wastewaters Nitrogen Removal in Sensitive Coastal Areas, Istanbul Technical University, Environmental Eng. Dept.
- Arvin E.**, 1985. Biological Removal of Phosphorus from Wastewater, *CRC Critical Reviews in Environmental Control*, Vol 15 Issue 1, pp 25-69
- Banister SS., Pretorius WA.**, 1998. Optimisation of primary sludge acidogenic fermentation for biological nutrient removal, *Water SA*, Vol. 24, No. 1 pp. 35-41
- Barlindhaug J., Odegaard H.**, 1996. Thermal Hydrolysis for the Production of Carbon Source for Denitrification, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 34, No. 1-2 pp. 371-378
- Barnard J., Wilson W., Rabinowitz B.**, 1997. 26th Annual WEAO Technical Symposium and OPCEA Exhibition City London, Ontario April 13-15
- Brinch P. P., Rindel K., Kalb K.**, (1994), Upgrading to Nutrient Removal by Means of Internal Carbon from Sludge Hydrolysis, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 29, No. 12 .pp. 31-40
- Bryers J. D.**, 1985. Structured modelling of the anaerobic digestion of biomass particulates . *Biotechnol. Bioeng.* 27, 638-649
- Canziani R., Pollice A., Ragazzi M.**, 1995. Feasibility of Using Primary-Sludge Mesophilic Hydrolysis for Biological Removal of Nitrogen and Phosphorus from Wastewater, *Bioresource Technology* 54 255-260
- Comeau Y., Lamarre D., Roberge F., Perrier., Desjardins G., Hadet C., Mayer R.**, 1996. Biological Nutrient Removal From a Phosphorus-Rich Pre-Fermented Industrial Wastewater, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 34, No. 1-2 pp. 169-177
- Comeau Y., Hall K. J., Hancock R. E. W., Oldham W. K.**, 1986. Biochemical Model for Enhanced Biological Phosphorus Removal, *Wat. Res.* Vol. 20, No. 12. Pp. 1511-1521

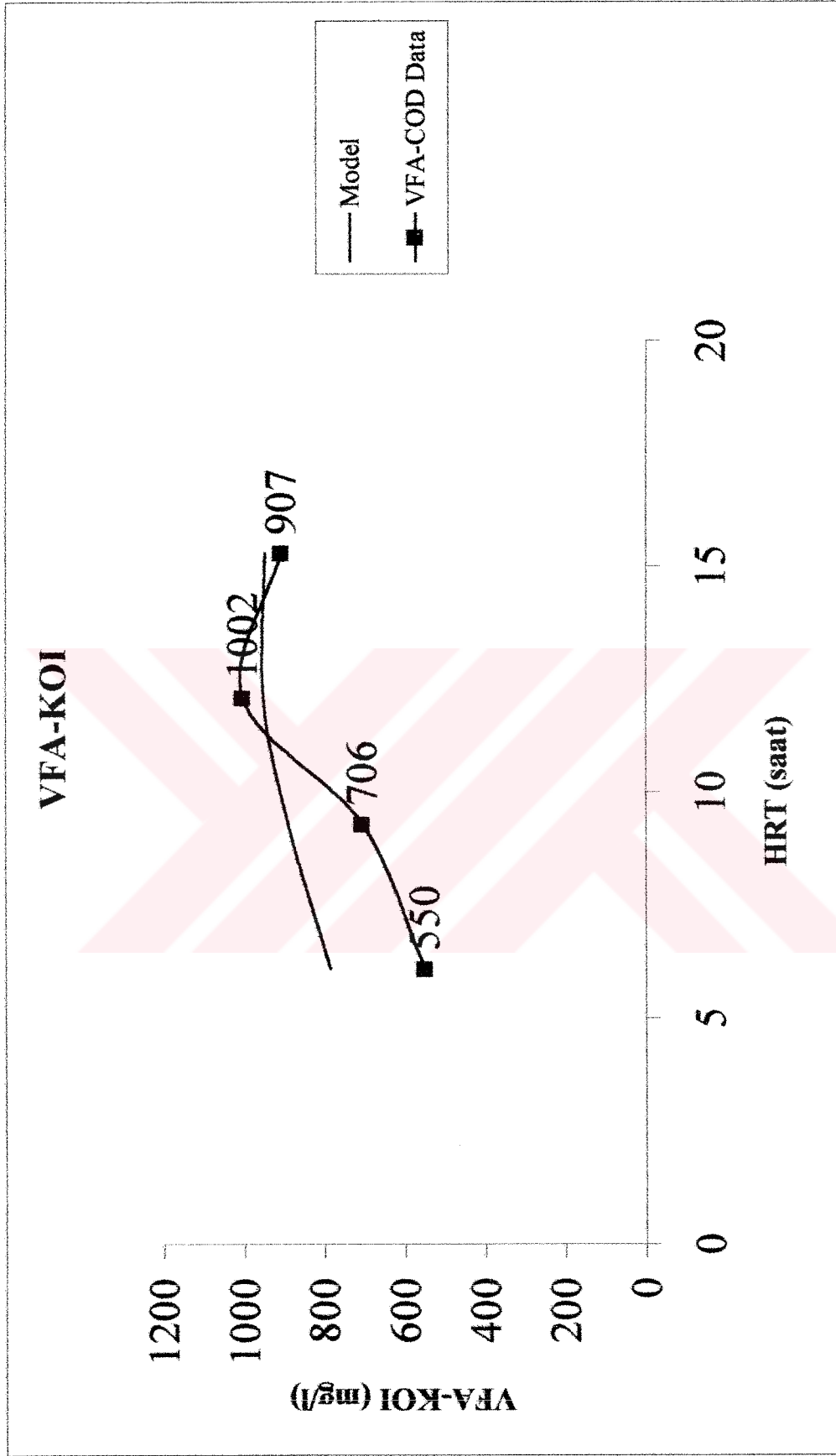
- Daigger G. T.**, Biological Nutrient Removal, CH2M-HILL Denver, Colorado
- Eilersen A., Henze M., Kloft L.**, 1995. Effect of Volatile Fatty Acids and Trimethylamine on Denitrification in Activated Sludge, *Wat. Res.* Vol. 29, No. 5. Pp. 1259-1266
- Elefsiniotis P., Oldham W. K.**, 1994. Effect of HRT on Acidogenic Digestion of Primary Sludge, *Journal of Environmental Engineering* , Vol. 120, No. 3
- Gonçalves R. F., Charlier A. C., Sammut F.**, 1994. Primary Fermentation of Soluble and Particulate Organic Matter for Wastewater Treatment, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 30, No. 6 .pp. 53-62
- Gujer W., Henze M., Mino T., Matsuo T., Wentzel M. C., and Marais G. v. R.**, 1995. The Activated Sludge model No 2: Biological phosphorus Removal. *Water Science and Technology* 31(2), 1-11
- Hatziconstantinou G. J., Yannakopoulos P., Andreadakis A.**, 1996. Primary Sludge Hydrolysis for Biological Nutrient Removal, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 34, No. 1-2 .pp. 417-423
- Heinze E., Dunn I. J. and Ryhiner G. B.** (1993) Modelling and Control for Anaerobic Wastewater Treatment. In *Advances in Biochemical Engineering Biotechnology*, ed A. Fiechter, pp 79-114 Springer-Verlag
- Henze M., Grady C. P. L. Jr., Gujer W., Marais G. v. R. and Matsuo T.**, 1987. A general model for single-sludge wastewater treatment systems. *Water Res.* 21(5), 505-515
- Hu Z., Wentzel MC., Ekama GA.**, 2000. *Water SA* Vol. 26 No. 2
- Jain S., Lala A. K., Bhatia S. K. and Kudchadker A. P.**, 1992. Modelling of hydrolysis controlled anaerobic digestion. *J. Chem. Tech. Biotechnol.* 53, 337-344
- Kargı F.**, 1998. Çevre Mühendisliğinde Biyoprosesler, D.E.Ü. Mühendislik Fakültesi Basım Ünitesi, İzmir
- Kasapgil İnce B., İnce O.**, 1997. Endüstriyel Atıksuların Anaerobik Arıtımında Ön-Asitleştirme Tanklarının İşletme Koşullarının Belirlenmesinde Temel Prensipler, *Su Kirlenmesi Kontrolü Dergisi*, Cilt 7 Sayı 1 sh. 29-35
- Kaspar H. F. and Wuhrmann K.**, 1978. Kinetic parameters and relative turnovers of some important catabolic reactions in digesting sludge. *Appl. Environ. Microbiol.* 36 (1), 1-7

- Kristensen G. H., Jorgensen P. E., Strube R. and Henze M., 1992.** Combined pre-precipitation, biological sludge hydrolysis and nitrogen reduction: a pilot demonstration of integrated nutrient removal. *Water Sci. Technol.* 26(5-6), 1057-1066
- Kristensen G. H., Jorgensen P.E., Strube R., Henze M., 1992.** Combined Pre-Precipitation, Biological Sludge Hydrolysis and Nitrogen Reduction- A Pilot Demonstration of Integrated Nutrient Removal, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 26, No. 5-6 pp. 1057-1066
- Lie E., Welanders T., 1997.** A Method for Determination of the Readily Fermentable Organic Fraction in Municipal Wastewater, *Wat. Res.* Vol. 31, No. 6. pp. 1269-1274
- Lilley I. D., Wentzel M. C., Loewenthal R. E., Ekama G. A., Marais G. v. R., 1991.** Acid Fermentation of Primary Sludge at 20°C, Dept. Civil Engineering, University of Cape Town, presented at WISH Conference
- Majone M., Dircks K., Beun J.J., 1999.** Aerobic Storage Under Dynamic Conditions in Activated Sludge Processes. The State of The Art, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 39, No. 1 pp. 61-73
- Moser-Engeler R., Udert K. M., Wild D., Siegrist H., 1998.** Products from Primary Sludge Fermentation and Their Suitability for Nutrient Removal, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 38, No. 1. pp. 265-273
- Mosey F. E., 1983.** Mathematical modelling of the anaerobic digestion process : regulatory mechanisms for the formation of short-chain volatile acids from glucose. *Water Science technol.* 15, 209-232
- Münch v. E., Koch F. A., 1999.** A Survey of Prefermenter Design, Operation and Performance in Australia and Canada, *Wat. Sci. Tech.*, Vol. 39, No. 6 .pp. 105-112
- Münch v. E., Keller J., Lant P., Newell R., 1999.** Mathematical Modelling of Prefermenters –I. Model Development and Verification, *Wat. Res.* Vol. 33, No. 12. pp. 2757-2768
- Negri E. D., Mata-Alvarez J., Sans C., and Cecchi F., 1993.** A mathematical model of volatile fatty acids (VFA) production in a plug-flow reactor treating the organic fraction of municipal solid waste (MSW). *Water Science technol.* 27(2), 201-208
- Orhon, D. and Artan, N., 1994.** Modelling of Activated Sludge. Technomic Publishing Company, Pennsylvania
- Pitman A.R., 1999.** Management of Biological Nutrient removal Plant Sludges- Change the Paradigms?, *Wat. Res.* Vol. 33, No. 5. pp. 1141-1146

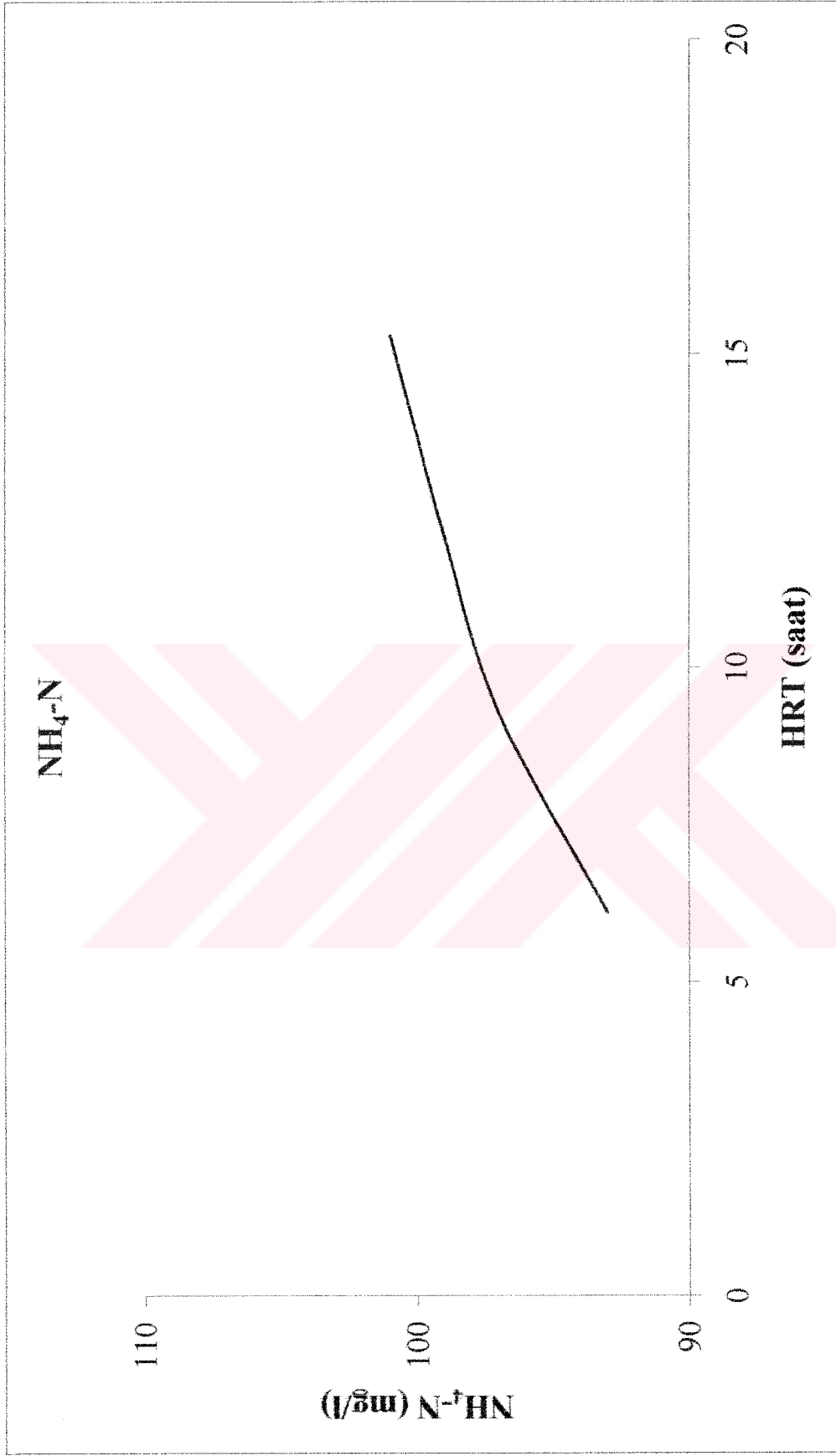
- Purtschert L., Siegrist H. and Gujer W., 1996.** Enhanced Denitrification with Methanol at WWTP Zürich-Werdhölzli, Water Science and Technology Vol 33 No 12 pp 117-126 IWA Publishing
- Reduction in Nutrient Discharges into Designated Nutrient Sensitive Waters: Phase III, 1988.** The Water Resources Research Institute, Special Report No. 4
- Rustrian E., Delgenes J. P., Bernet N. and Moletta R., 1999.** Acidogenic Activity: Process of Carbon Sources Generation for Biological Nutrient Removal, Wat. Sci. Tech., Vol. 40, No. 8 .pp. 25-32
- Siegrist H., Renggli D. and Gujer W., 1993.** Mathematical modelling of anaerobic-mesophilic sewage sludge treatment . Water Science Technol. 27 (2) , 25-36
- Siegrist H., 1996.** Nitrogen Removal From Digester Supernatant- Comparison of Chemical and Biological Methods, Wat. Sci. tech. Vol. 34 No.1-2 pp. 399-406
- Skalsky D. S. and Daigger G. T., 1995.** Wastewater Solids fermentation for volatile acid production and enhanced biological phosphorus removal. Water Environment Research. 67(2), 230-237
- Skalsky D., Freeman R., Cameron J., Daigger G. T.,** Fermentation of Primary Sludge for Volatile Acid Production, CH2M Hill Inc., Denver CO
- Sözen, S., Artan N., Orhon D., 1993.** Nitrifikasyon-Denitrifikasyon Sistemleri İçin Almanya'daki Tasarım Uygulamaları, SSKD Cilt 3 Sayı 2 sh. 99-112
- Stevens G. M., Fries M. K., Barnard J. L.,** Biological Nutrient Removal Experience At Kelowna, British Columbia, Reid Crowther & Partners Ltd.
- Stevens G. M., Fries M. K., Barnard J. L., Cameron C., Hunt S.,** Enhancing Anoxic P Uptake in BNR Processes, Reid Crowther & Partners Ltd.
- Tam N. F. Y., Wong Y. S., Leung G., 1992.** Significance of External Carbon Sources on Simultaneous Removal of Nutrients from Wastewater, Wat. Sci. Tech., Vol. 26, No. 5-6 .pp. 1047-1055
- Taşlı R., 1995.** Atıksularda İleri Biyolojik Fosfor Giderimi, SSKD Cilt 5 sayı 3 sh. 11-18
- Wild D., 1997.** Nutrient Fluxes in Wastewater Treatment Plants with Enhanced Biological Phosphorus Removal, *PhD Thesis*, Swiss Federal Institute of Technology



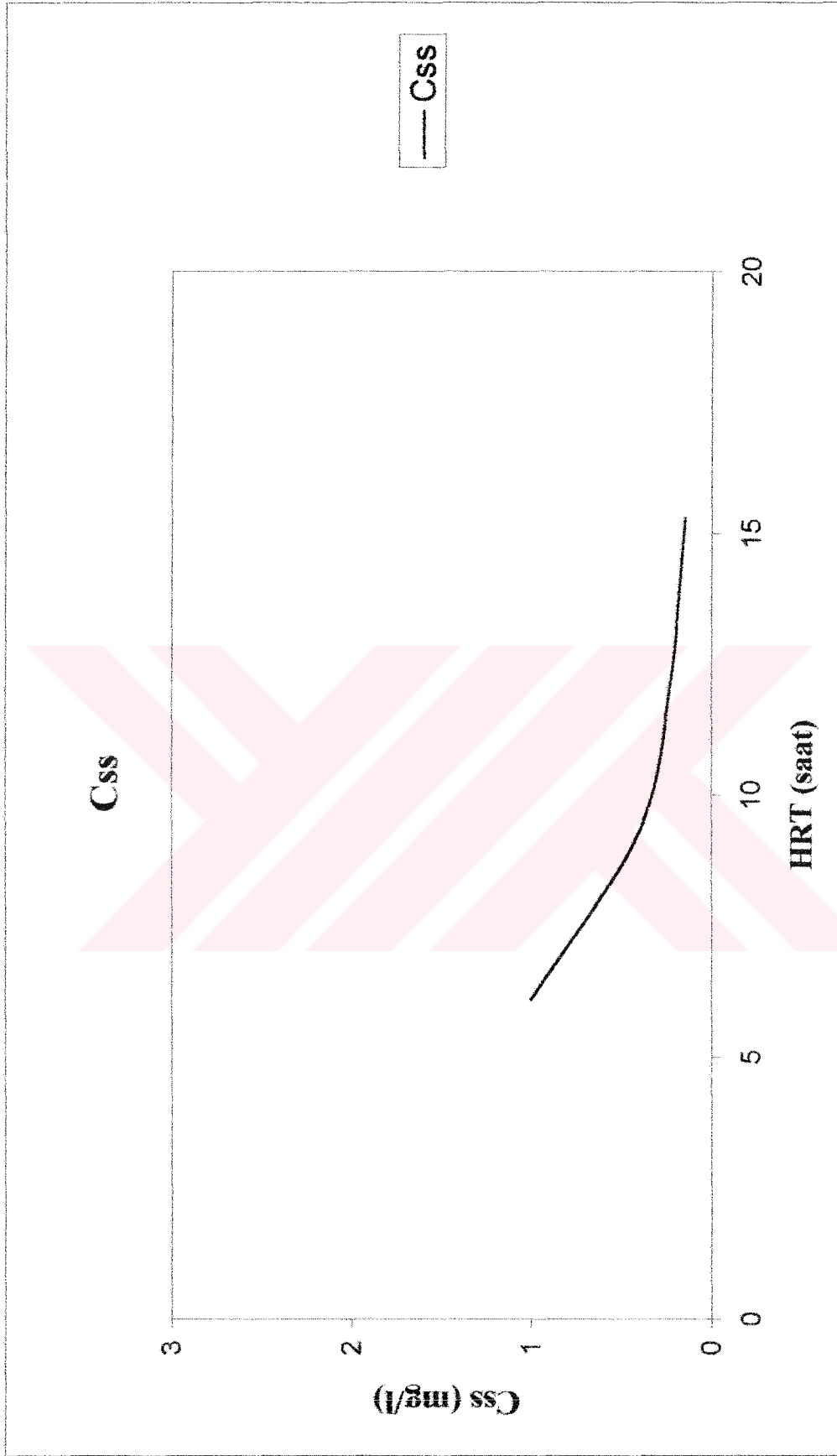




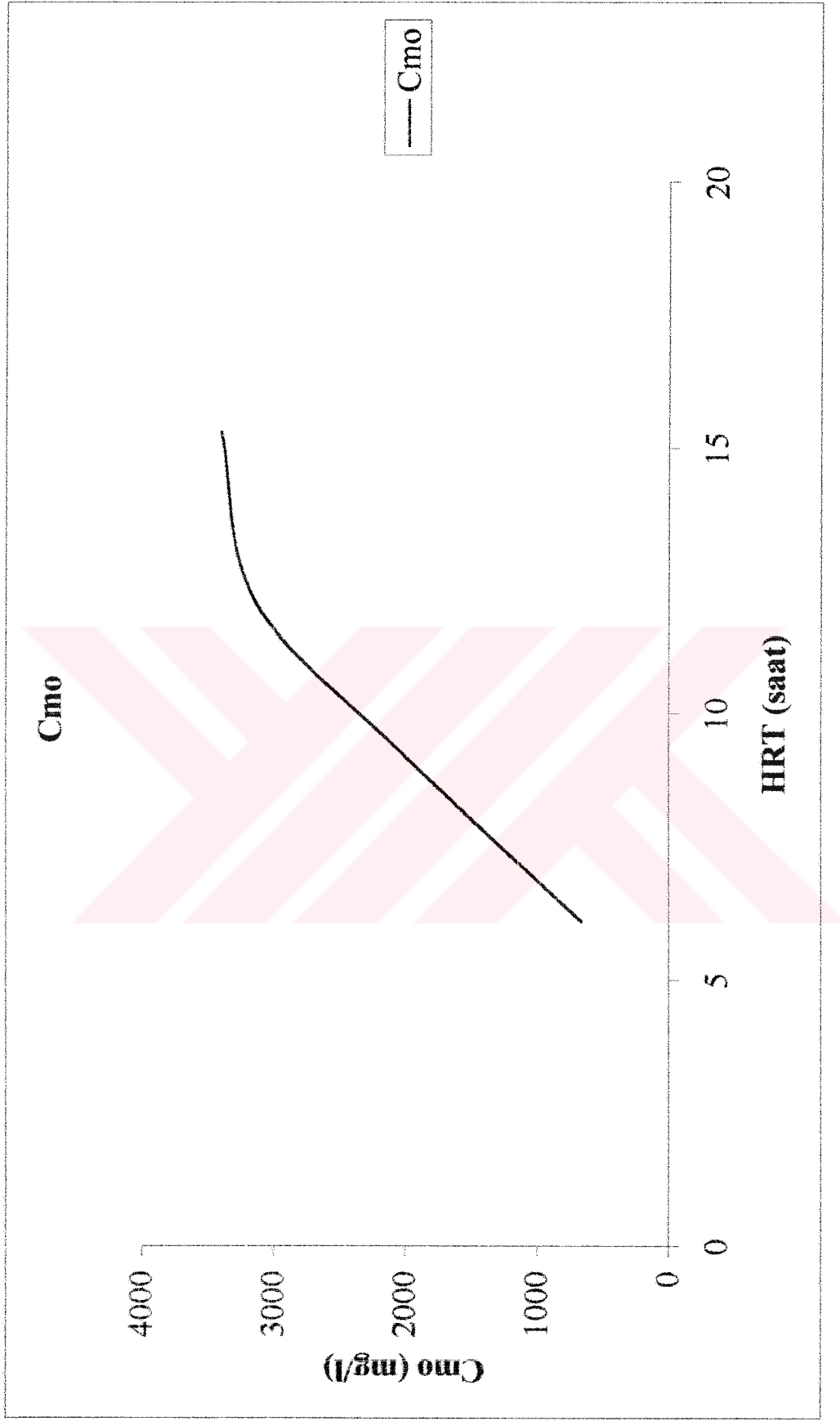
Şekil A.1 Sabit SRT Değerinde VFA Model Sonuçlarının Deney Datalarıyla Karşılaştırılması



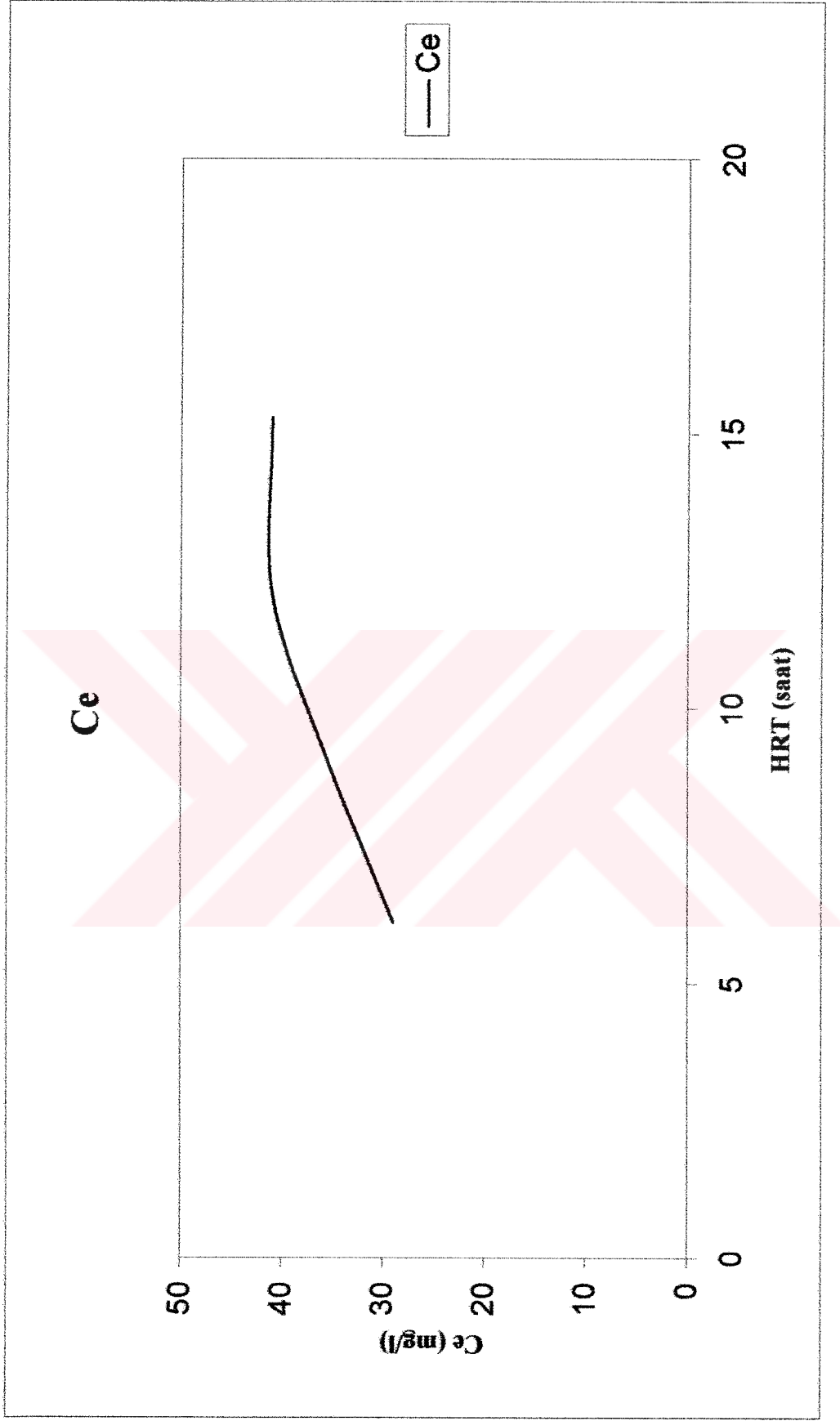
Şekil A.2 Sabit SRT Değerinde $\text{NH}_4\text{-N}$ Konsantrasyonunun HRT ile Değişimi



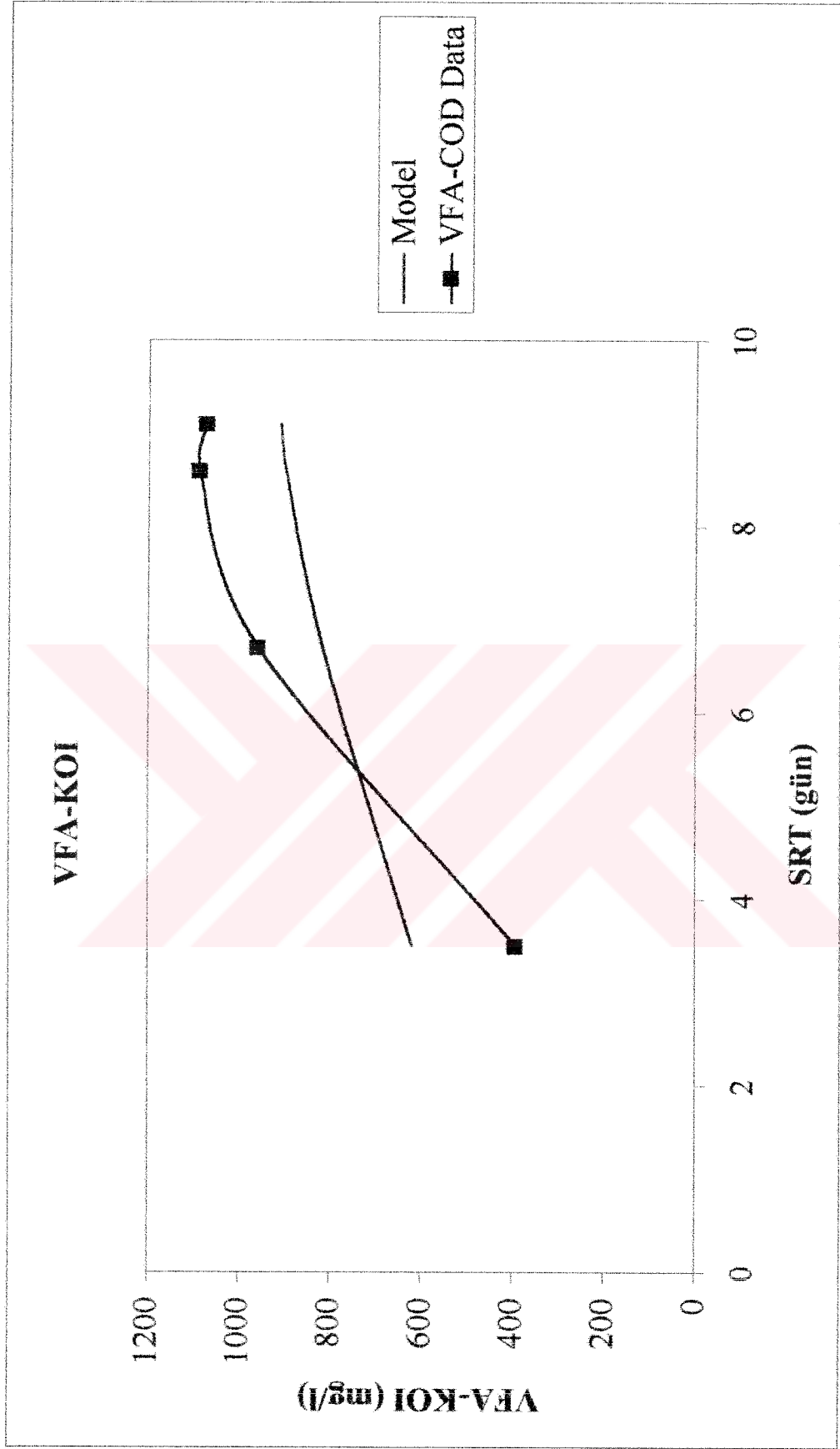
Şekil A.3 Sabit SRT Değerinde C_{ss} Konsantrasyonunun HRT ile Değişimi



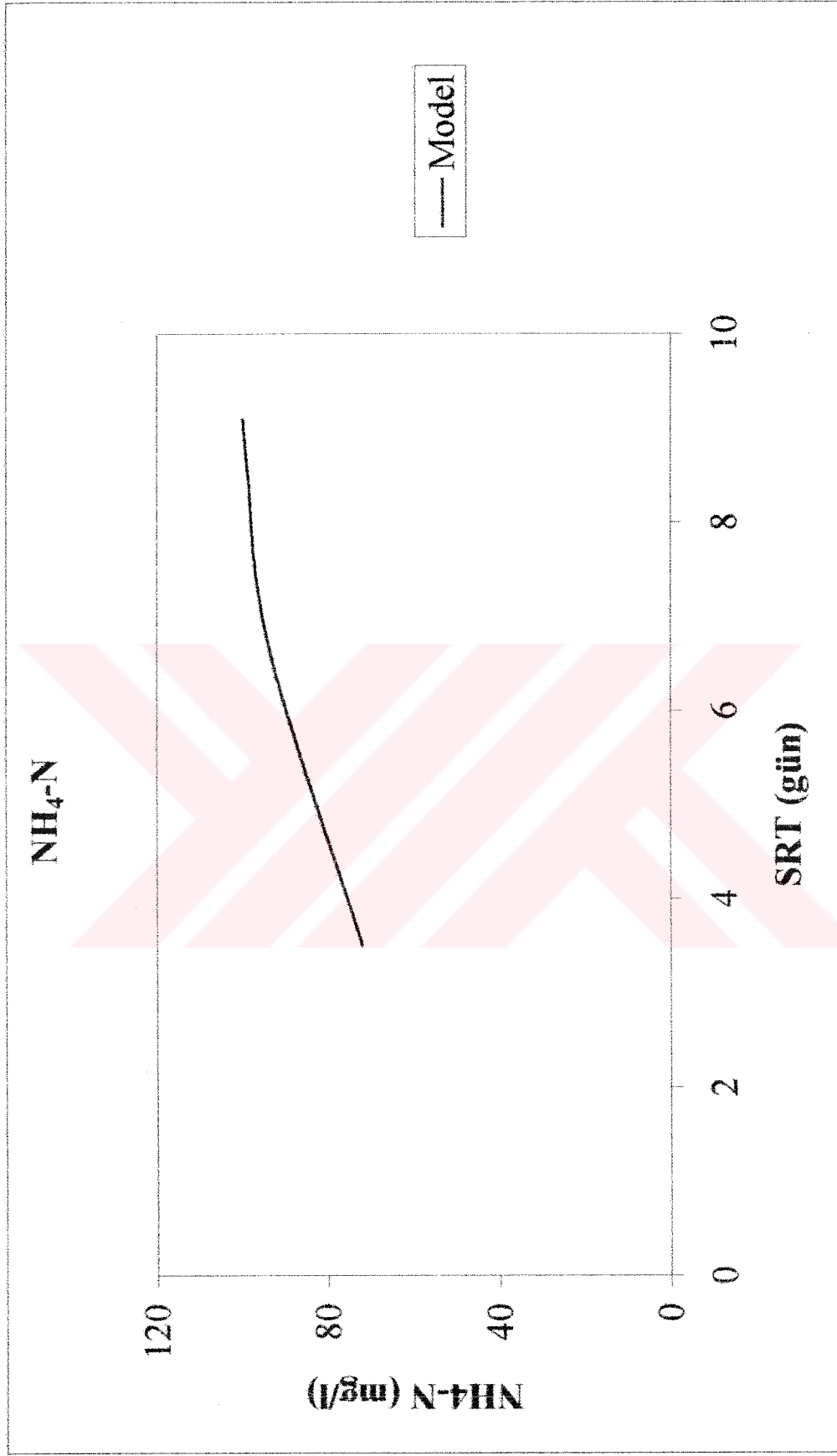
Şekil A.4 Sabit SRT Değerinde C_{mo} Konsantrasyonunun HRT ile Değişimi



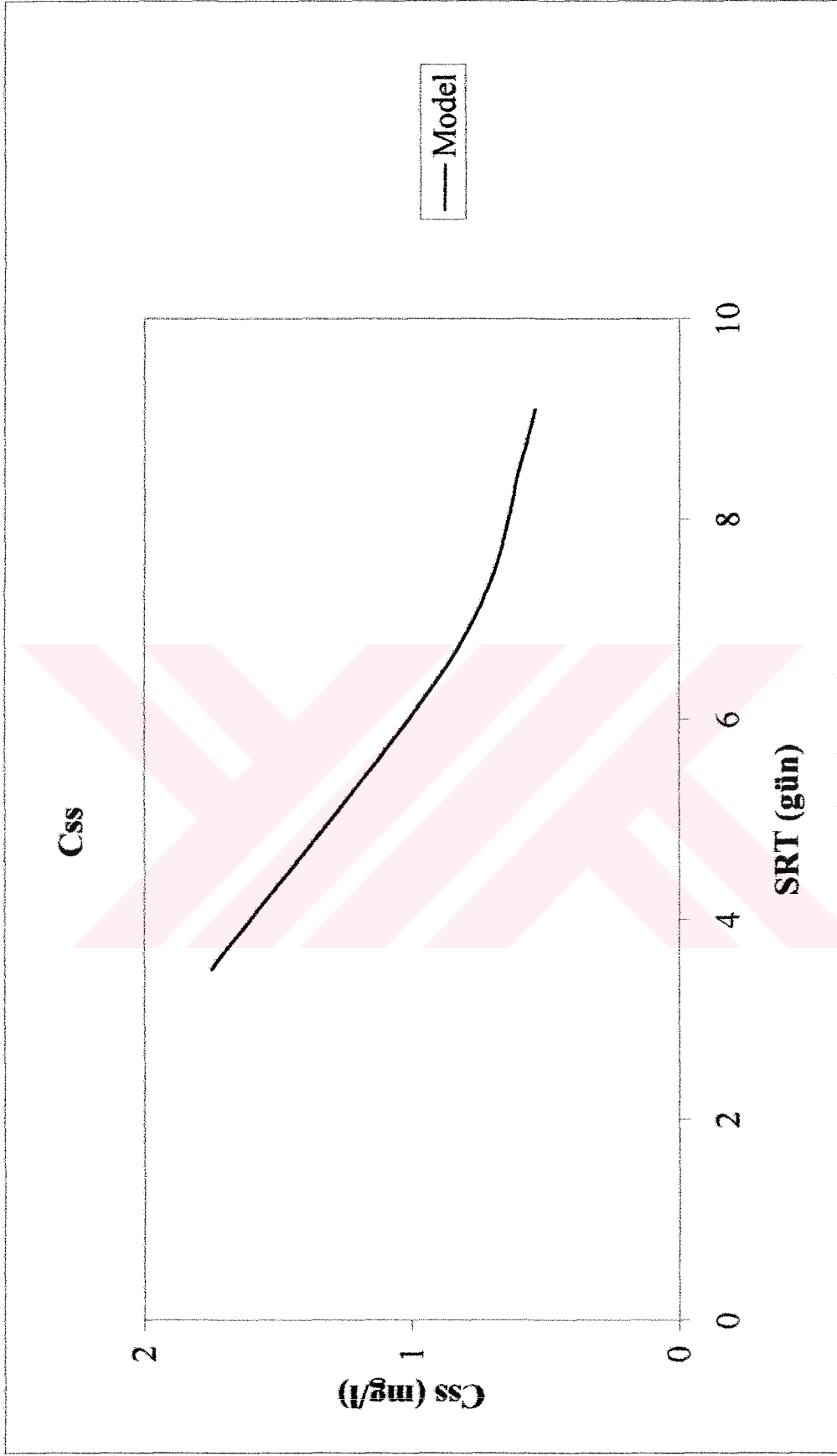
Şekil A.5 Sabit SRT Değerinde C_e Konsantrasyonunun HRT ile Değişimi



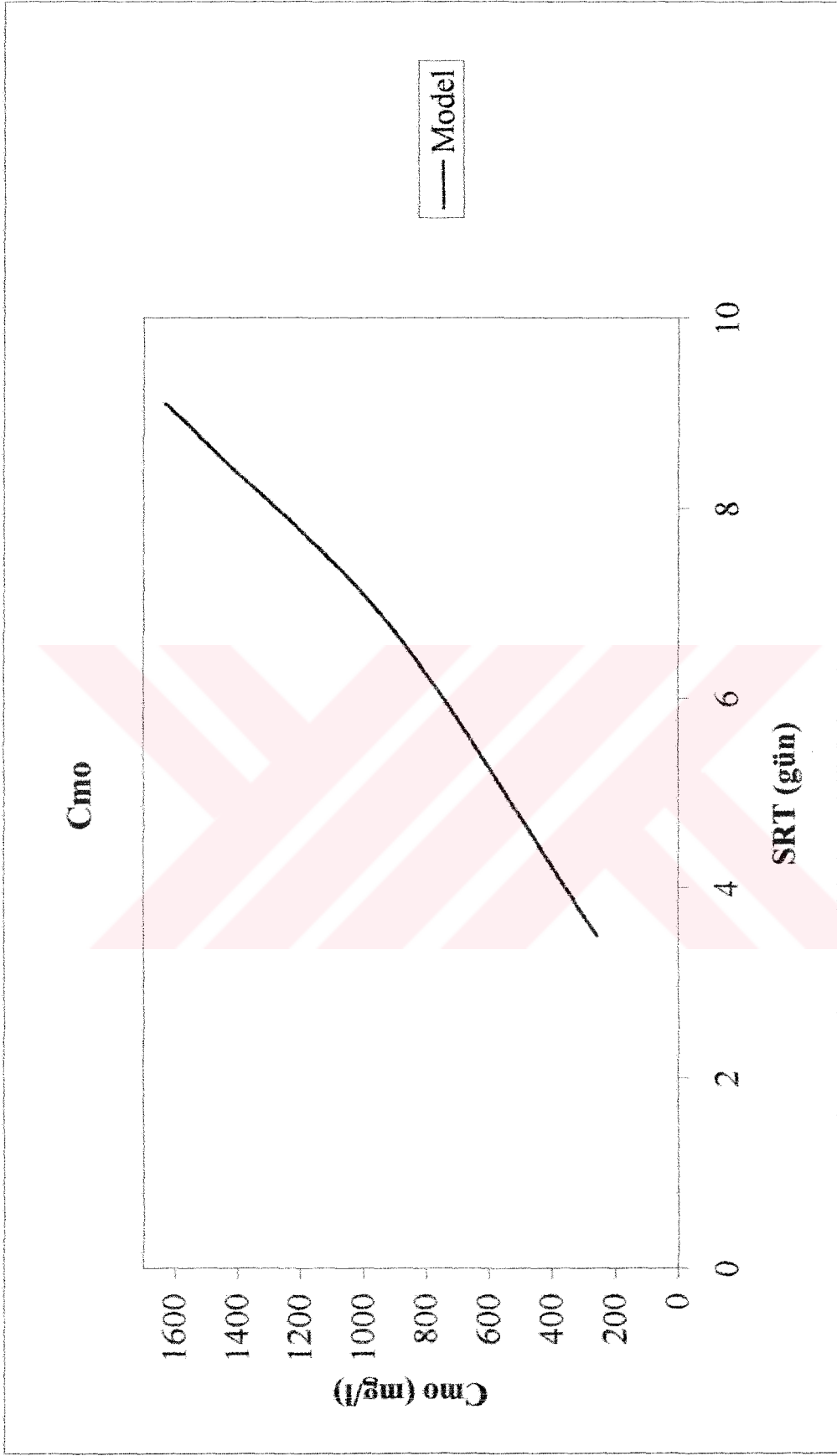
Şekil A.6 Sabit HRT Değerinde VFA Model Sonuçlarının Deney Datalarıyla Karşılaştırılması



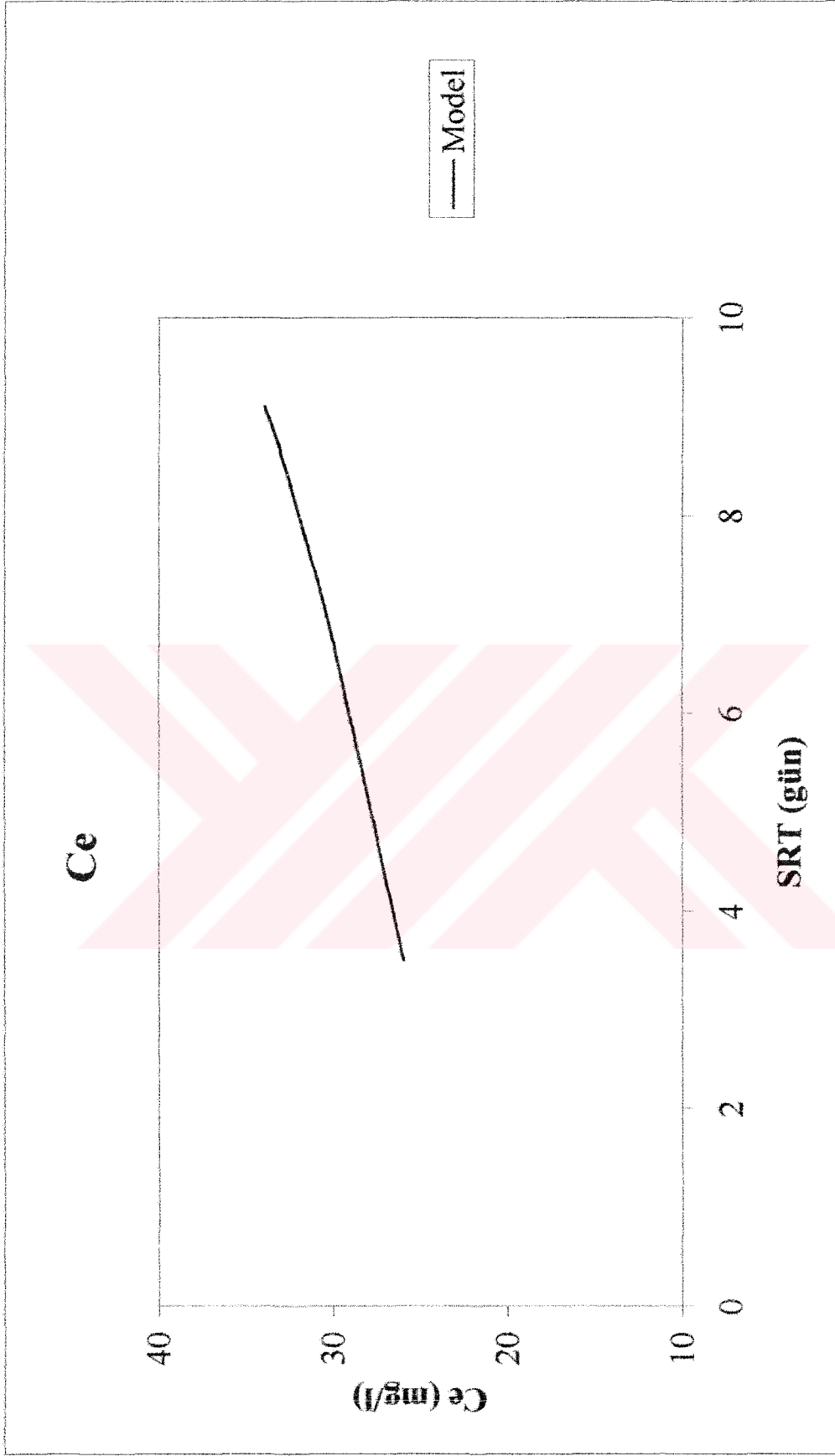
Şekil A.7 Sabit HRT Değerinde $\text{NH}_4\text{-N}$ Konsantrasyonunun SRT ile Değişimi



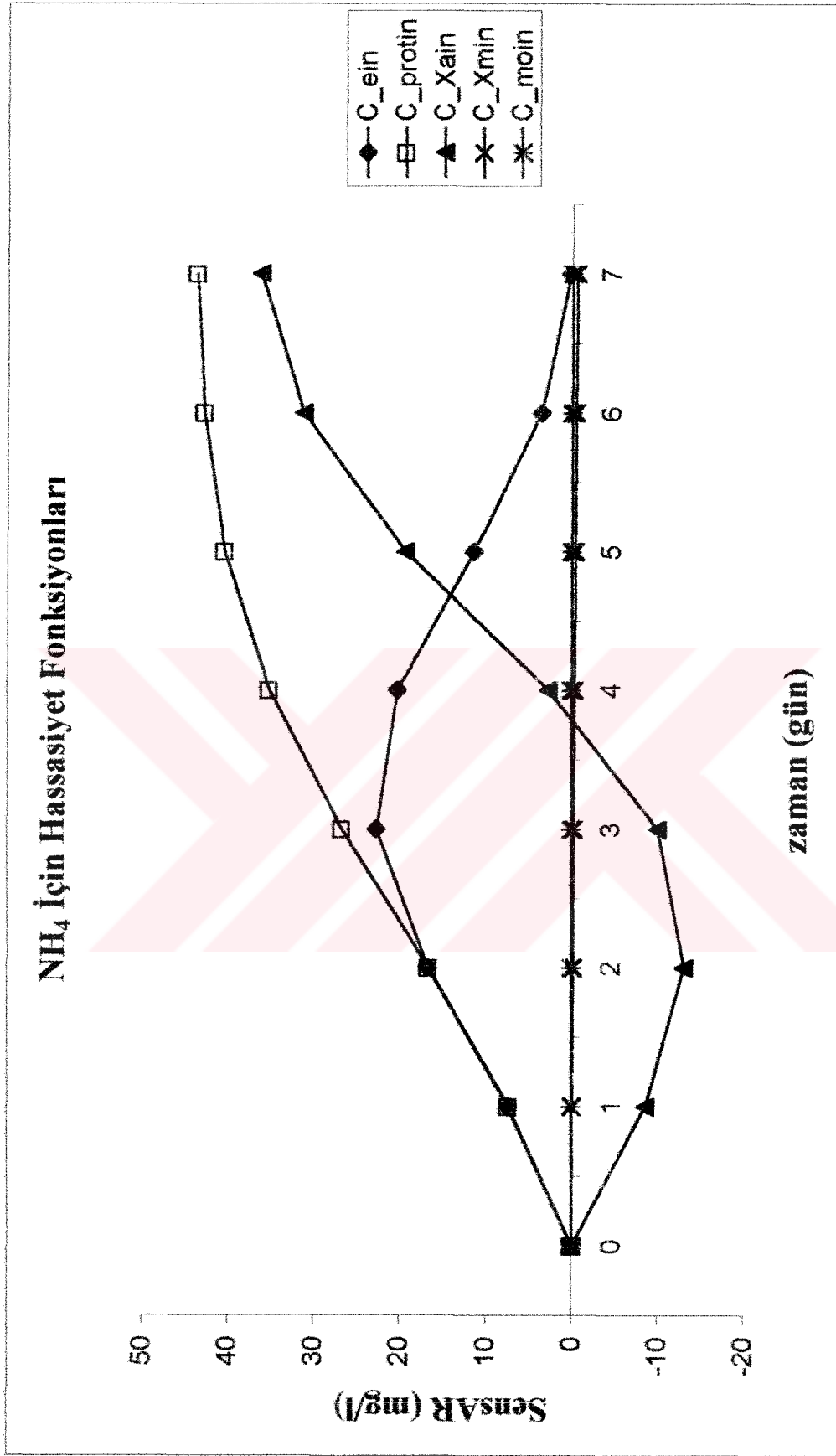
Şekil A.8 Sabit HRT Değerinde C_{ss} Konsantrasyonunun SRT ile Değişimi



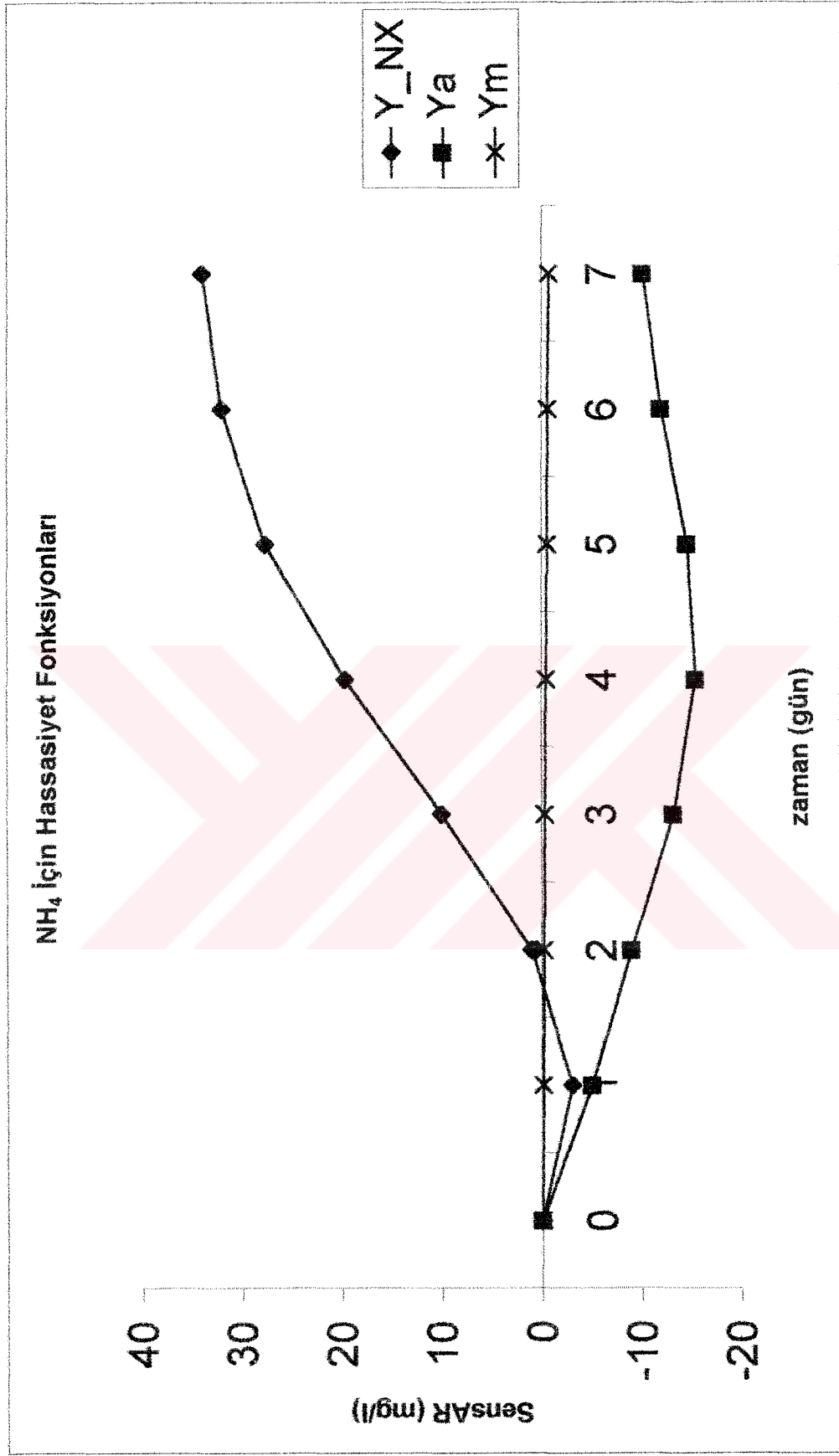
Şekil A.9 Sabit HRT Değerinde C_{mo} Konsantrasyonunun SRT ile Değişimi



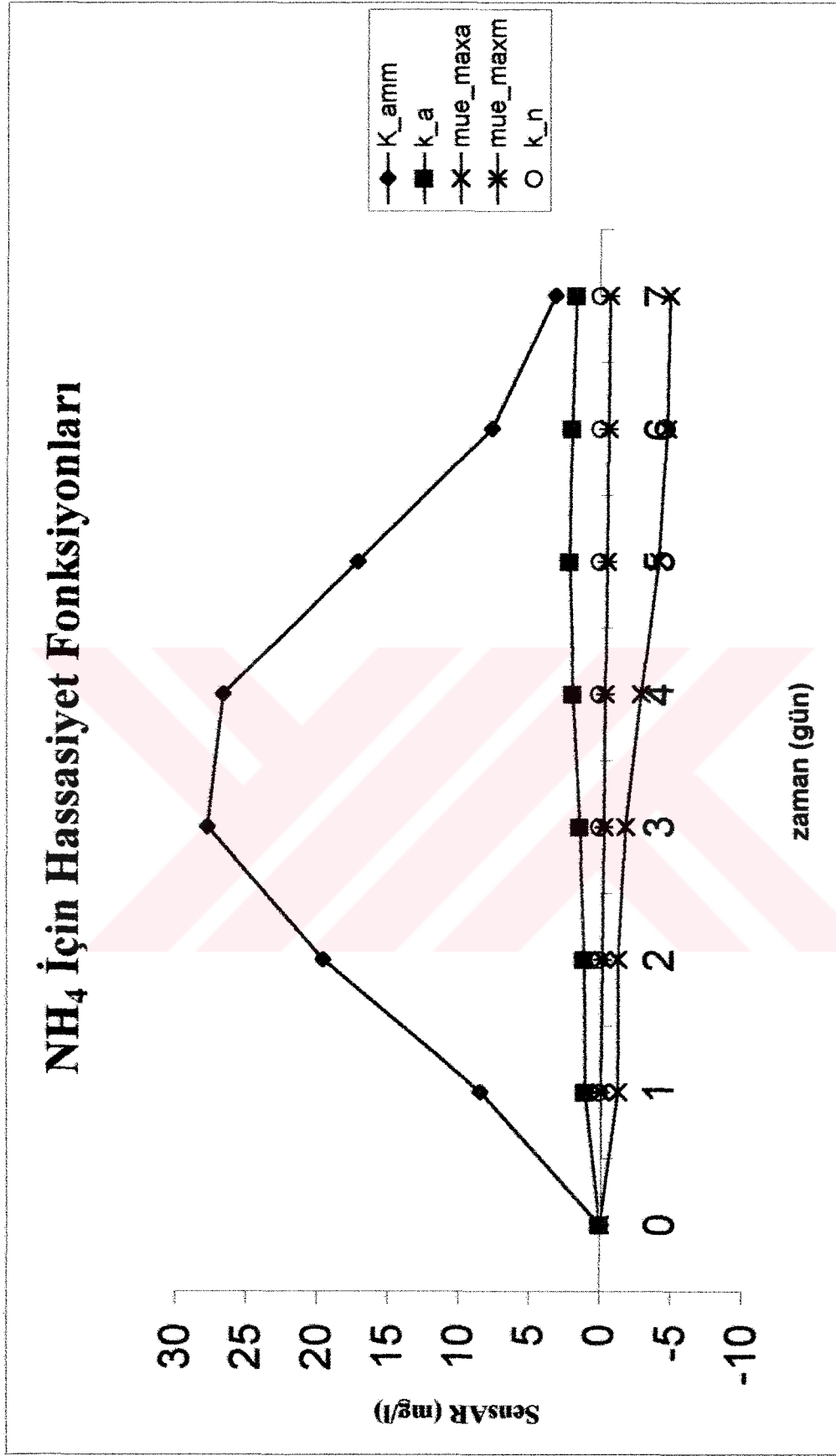
Şekil A.10 Sabit HRT Değerinde C_e Konsantrasyonunun SRT ile Değişimi



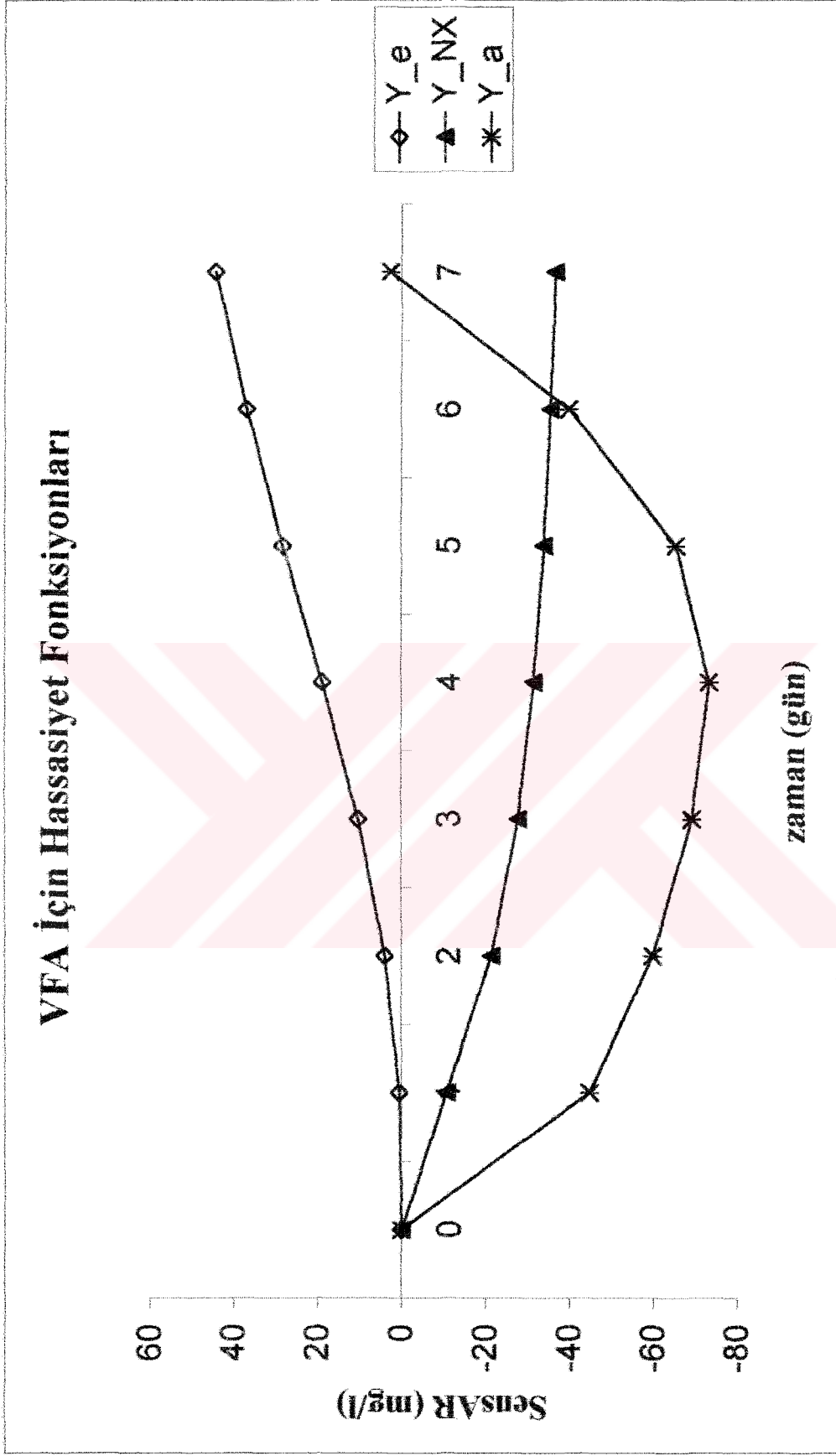
Şekil A.11 NH₄-N İçin Hassasiyet Fonksiyonları



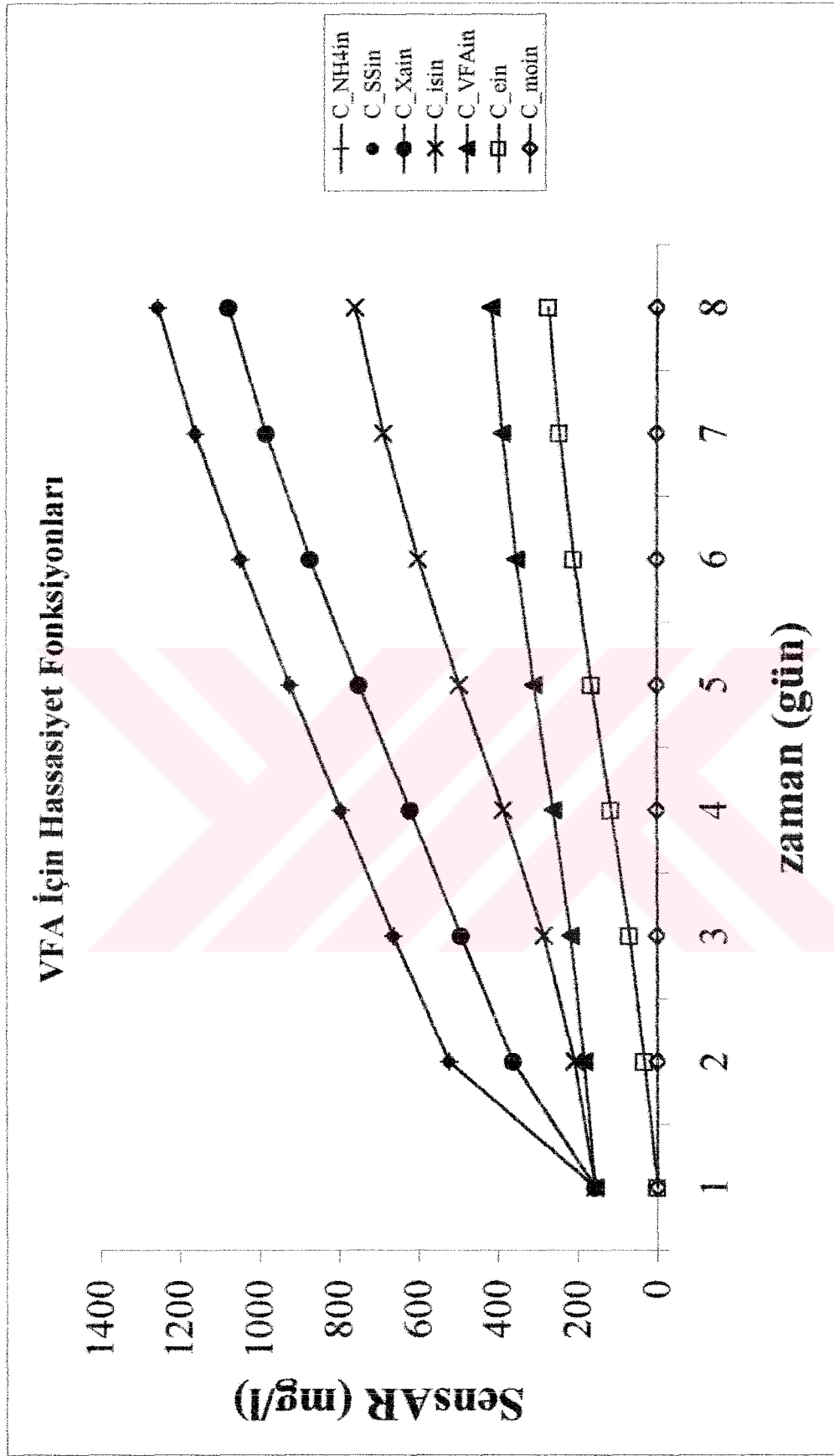
Şekil A.12 NH₄-N İçin Hassasiyet Fonksiyonları



Şekil A.13 NH₄-N İçin Hassasiyet Fonksiyonları



Şekil A.14 VFA İçin Hassasiyet Fonksiyonları



Şekil A.15 VFA İçin Hassasiyet Fonksiyonları

ÖZGEÇMİŞ

Ahu Sert 1975 yılında İstanbul'da doğmuştur. 1998 yılında İ.T.Ü. İnşaat Fakültesi Çevre Mühendisliği Bölümü'nden mezun olmuş, aynı yıl İ.T.Ü. Fen Bilimleri Enstitüsü Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı, Çevre Mühendisliği Programında Yüksek Lisans eğitime başlamıştır. Su arıtma ve dere ıslahı konularında çalışmıştır. Halen özel bir firmada çevresel etki değerlendirmesi konusunda çalışmaktadır.

