

175878

**HAREKETLİ YATAKLI ARDIŞIK KESİKLİ REAKTÖRLERDE
KARBON VE BESİ MADDESİ GİDERİM KİNETİĞİ**

DOKTORA TEZİ
Y. Müh. Hakan DULKADİROĞLU
(501972401)

Tezin Enstitüye Verildiği Tarih : 29 Ocak 2003
Tezin Savunulduğu Tarih : 28 Ekim 2003

Tez Danışmanı : Prof. Dr. Derin ORHON

Diğer Jüri Üyeleri Prof. Dr. Orhan YENİGÜN (BÜ)

Prof. Dr. Nazik ARTAN (İTÜ)

Doç. Dr. Beyza ÜSTÜN (YTÜ)

Doç. Dr. Emine UBAY ÇOKGÖR (İTÜ)

EKİM 2003

ÖNSÖZ

Doktora öğrenimime her yönüyle büyük katkıları bulunan, kendisiyle çalışmaktan büyük mutluluk ve gurur duyduğum değerli hocam Prof. Dr. Derin ORHON'a çok teşekkür ederim.

Tezimin her aşamasında değerli fikirleri ile katkıda bulunan ve hiçbir zaman yardımlarını esirgemeyen Doç. Dr. Emine UBAY ÇOKGÖR'e; eleştiri ve fikirleriyle tezimin şekillenmesine yardımcı olan Prof. Dr. Nazik ARTAN'a; nitrifikasyon konusundaki katkılarından dolayı Prof. Dr. Seval SÖZEN'e; mikroskopik incelemelerdeki yardımları için Dr. Süleyman ÖVEZ'e; deneylerde, modellemede ve tezin yazımındaki yardımlarından dolayı Özlem KARAHAN'a çok teşekkür ederim.

Her zaman beni destekleyen ve yardımcı olan sevgili arkadaşlarım Dr. Melike GÜREL, Gülsüm Emel ZENGİN, Ebru DÜLEKGÜRGEN ve Alpaslan EKDAL'a teşekkür ederim.

Ocak, 2003

Hakan DULKADİROĞLU

İÇİNDEKİLER

KISALTMALAR	v
TABLO LİSTESİ	vi
ŞEKİL LİSTESİ	viii
SEMBOL LİSTESİ	xi
ÖZET	xii
SUMMARY	xiv
1. GİRİŞ	1
1.1 Çalışmanın Anlam ve Önemi	1
1.2 Çalışmanın Amaç ve Kapsamı	2
2. HİBRİD REAKTÖR SİSTEMLERİ	3
2.1 Entegre Sabit Film Aktif Çamur (Integrated Fixed Film Activated Sludge, IFAS) Sistemleri	3
2.1.1 Halat Tipi (Ringlace) Yataklı Sistemler	3
2.1.2 Sünger Tipi (Sponge) Yataklı Sistemler	5
2.1.3 Döner Biyolojik Disk Sistemleri (Rotating Biological Contactors, RBC)	6
2.1.4 Hareketli Plastik Yataklı Sistemler	7
2.2 Membran Biyoreaktörler	7
2.3 Hareketli Yataklı Biyofilm Reaktörleri (HYBR)	9
2.3.1 Biyofilm Taşıyıcı Malzeme Tipleri	9
2.3.2 HYBR'lerde Organik Madde Giderimi	12
2.3.3 HYBR'lerde Besi Maddesi Giderimi	16
2.4 Hareketli Yataklı Ardışık Kesikli Biyofilm Reaktörleri (HYAKBR)	18
3 NİTRİFİKASYON PROSESİ	25
3.1 Azotun Etkileri	25
3.2 Biyolojik Nitrifikasyon	25
3.2.1 Nitrifikasyonun Stokiyometrisi	26
3.2.2 Nitrifikasyonun Kinetiği	28
3.2.2.1 Ototrof Mikroorganizmaların Çoğalması	29
3.2.2.2 Ototrof Mikroorganizmaların Bozunması	30
3.2.2.3 Nitrifikasyon Kinetiğini Etkileyen Faktörler	31
4 DENEYSEL ÇALIŞMA	33
4.1 Deney Düzeneği	33
4.2 Biyofilm Taşıyıcı Yatak Malzemesi	37
4.3 Atıksu Özellikleri	37
4.4 Deneysel Yöntemler	38
4.4.1 Konvansiyonel Parametreler	38
4.4.2 Kinetik ve Stokiyometrik Katsayıların Belirlenmesi	39
4.4.2.1 Aktif Çamur Prosesinin Modellenmesi	39
4.4.2.2 Maksimum Heterotrofik Çoğalma Hızı, μ_H , Belirleme Yöntemi	41
4.4.2.3 Heterotrofik Dönüşüm Oranı, Y_H , Belirleme Yöntemi	43
4.4.2.4 Maksimum Ototrofik Çoğalma Hızı, μ_A , Belirleme Yöntemi	45
4.5 Deney Programı	50

5 DENEYSEL SONUÇLAR	52
5.1 Biyokütle Ölçümleri	52
5.2 Çevrim İçi Deney Sonuçları	56
5.2.1 KOİ Ölçümleri	56
5.2.2 Azot Bileşikleri	57
5.3 Kinetik ve Stokiyometrik Katsayılar	58
5.3.1 Organik Madde Gideriminde Kinetik ve Stokiyometrik Katsayılar	58
5.3.2 Maksimum Ototrofik Çoğalma Hızı Deneyleri	60
5.4 Mikroskobik İnceleme Sonuçları	63
6. DENEYSEL SONUÇLARIN DEĞERLENDİRMESİ	70
6.1 KOİ Giderimi	70
6.2 Nitrifikasyon	70
6.3 Sıcaklığın Kinetik Sabitler Üzerine Etkisi	75
6.3.1 Maksimum Ototrofik Çoğalma Hızının 1. Yaklaşımına Göre Değerlendirmesi	75
6.3.2 Maksimum Ototrofik Çoğalma Hızının 2. Yaklaşımına Göre Değerlendirmesi	77
7. SONUÇ VE ÖNERİLER	80
KAYNAKLAR	82
EKLER	88
ÖZGEÇMİŞ	135

KISALTMALAR

AKBR	: Ardışık Kesikli Biyofilm Reaktörü
AKM	: Askıda Katı Madde
AKR	: Ardışık Kesikli Reaktör
BOİ	: Biyokimyasal Oksijen İhtiyacı
ÇKOİ	: Çözünmüş Kimyasal Oksijen İhtiyacı
DN	: Denitrifikasyon
F/M	: Food to Microorganisms
GAK	: Granüler Aktif Karbon
HYAKBR	: Hareketli Yataklı Ardışık Kesikli Biyofilm Reaktörü
HYBR	: Hareketli Yataklı Biyofilm Reaktörleri
IFAS	: Integrated Fixed Film Activated Sludge (Entegre sabit film aktif çamur)
KOİ	: Kimyasal Oksijen İhtiyacı
MBBR	: Moving Bed Biofilm Reactors (Hareketli Yataklı Biyofilm Reaktörleri)
NO_x-N	: Oksitlenmiş Azot Konsantrasyonu (nitrit azotu ve nitrat azotu konsantrasyonları toplamı)
OTH	: Oksijen Tüketim Hızı
PAO	: Phosphorus accumulating organisms (fosfor biriktiren organizmalar)
PE	: Polietilen
PHA	: Polihidroksialkonat
PHB	: Polihidroksibutirat
PTFE	: Politetrafloroetilen
PVC	: Polyvinylchloride (polivinilklorür)
RBC	: Rotating Biological Contactors (Döner Biyolojik Diskler)
TKN	: Toplam Kjeldahl Azotu
TKOİ	: Toplam Kimyasal Oksijen İhtiyacı
TP	: Toplam Fosfor
UAKM	: Uçucu Askıda Katı Madde

TABLO LİSTESİ

	<u>Sayfa No</u>
Tablo 2.1 Membran biyoreaktörler ile aktif çamur sistemlerinin verim karşılaştırması, (Çiçek ve diğ., 1999).....	8
Tablo 2.2 Çeşitli taşıyıcı malzemelere ait özellikler (Ødegaard ve diğ., 2000).....	12
Tablo 2.3 Kaldnes HYBR prosesi için 15°C sıcaklıktaki tasarım değerleri (Ødegaard ve diğ., 1998).....	12
Tablo 2.4 Çeşitli endüstriyel atıksular için HYBR’lerde KOL giderim verimleri.....	13
Tablo 2.5 Çeşitli kağıt endüstrisi atıksularında HYBR ile elde edilen sonuçlar (Rusten ve diğ., 1994).....	14
Tablo 3.1 <i>Nitrosomonas</i> için çeşitli sıcaklıklardaki maksimum spesifik çoğalma hızı.....	32
Tablo 4.1 Reaktörün boyutları.....	33
Tablo 4.2 Sentetik atıksu ve besleme çözeltilerinin bileşimi, (Henze, 1992).....	38
Tablo 4.3 İçsel solunum modelinde karbon giderim mekanizmasının stokiyometrisi ve kinetiği.....	40
Tablo 4.4 20°C’de yürütülen μ_A deneyinin başlangıç koşulları.....	46
Tablo 4.5 15°C’de yürütülen μ_A deneyinin başlangıç koşulları.....	46
Tablo 4.6 Uygulanan çevrim ve faz süreleri.....	51
Tablo 4.7 Deney programı.....	51
Tablo 5.1 Reaktör içi askıda biyokütle konsantrasyonları.....	52
Tablo 5.2 Reaktör çıkışı biyokütle ölçümleri.....	52
Tablo 5.3 1. Set deneylerde hesaplanan çamur yaşı değerleri.....	55
Tablo 5.4 Çevrim içi ÇKOL değişimi (Set 1.1).....	56
Tablo 5.5 Çevrim içi ÇKOL değişimi (Set 1.2).....	56
Tablo 5.6 Çevrim içi pH, NH ₄ -N ve NO _x -N değişimleri (Set 1.1).....	57
Tablo 5.7 Çevrim içi deneylerdeki azot bileşikleri ve toplam alkalinite değerleri.....	58
Tablo 5.8 20°C’de yürütülen μ_A deneyinde ölçülen NO _x -N konsantrasyonları.....	60
Tablo 6.1 Farklı sıcaklıklar için belirlenen nitrifikasyon hızları.....	71
Tablo 6.2 Literatürde çeşitli sistemler ve atıksular için verilen nitrifikasyon hızları.....	72
Tablo 6.3 Çeşitli biyolojik proseslerde elde edilen hacimsel nitrifikasyon hızları, (Welande ve diğ., 1998).....	73
Tablo 6.4 Deneyler sırasındaki biyofilm konsantrasyonları ve işletme şartları.....	74
Tablo 6.5 ASM2’de ototroflar için verilen kinetik ve stokiyometrik katsayılar.....	76
Tablo 6.6 Farklı sıcaklıklar için hesaplanan X _A ve μ_A değerleri.....	76
Tablo 6.7 2. yaklaşıma göre belirlenen μ_A değerleri.....	77

Tablo 6.8	Çeşitli çalışmalarda elde edilen $\hat{\mu}_A$ ve θ değerleri	79
Tablo A.1	Reaktör içi askıda biyokütle konsantrasyonları (2. Set).....	90
Tablo A.2	Reaktör çıkışı biyokütle ölçümleri (2. Set).....	90
Tablo A.3	2. Set için hesaplanan çamur yaşı değerleri.....	91
Tablo A.4	2. Set için hesaplanan istatistiksel değerler.....	92
Tablo A.5	Reaktör içi askıda biyokütle konsantrasyonları (3. Set).....	93
Tablo A.6	Reaktör çıkışı biyokütle ölçümleri (3. Set).....	93
Tablo A.7	3. Set için hesaplanan çamur yaşı değerleri.....	94
Tablo A.8	3. Set için hesaplanan istatistiksel değerler.....	95
Tablo A.9	Reaktör içi askıda biyokütle konsantrasyonları (4. Set).....	96
Tablo A.10	Reaktör çıkışı biyokütle ölçümleri (4. Set).....	96
Tablo A.11	4. Set için hesaplanan çamur yaşı değerleri.....	97
Tablo A.12	Reaktör içi askıda biyokütle konsantrasyonları (5. Set).....	98
Tablo A.13	Reaktör çıkışı biyokütle ölçümleri (5. Set).....	98
Tablo A.14	5. Set için hesaplanan çamur yaşı değerleri.....	99
Tablo A.15	5. Set için hesaplanan istatistiksel değerler.....	100
Tablo B.1	Set. 2.1'de çevrim içi ÇKOL değişimi.....	102
Tablo B.2	Set. 2.2'de çevrim içi ÇKOL değişimi.....	102
Tablo B.3	Set. 2.3'te çevrim içi ÇKOL değişimi.....	102
Tablo B.4	Set. 2.4'te çevrim içi ÇKOL değişimi.....	102
Tablo B.5	Set. 3.1'de çevrim içi ÇKOL değişimi.....	103
Tablo B.6	Set. 3.2'de çevrim içi ÇKOL değişimi.....	103
Tablo B.7	Set. 3.3'te çevrim içi ÇKOL değişimi.....	103
Tablo B.8	Set. 4.1'de çevrim içi ÇKOL değişimi.....	104
Tablo B.9	Set. 4.2'de çevrim içi ÇKOL değişimi.....	104
Tablo B.10	Set. 5.1'de çevrim içi ÇKOL değişimi.....	105
Tablo B.11	Set. 5.2'de çevrim içi ÇKOL değişimi.....	105
Tablo C.1	Çevrim içi pH, $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimleri (Set 1.2).....	107
Tablo C.2	Çevrim içi pH, $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimleri (Set 2.1).....	109
Tablo C.3	Çevrim içi pH, $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimleri (Set 2.2).....	111
Tablo C.4	Çevrim içi pH, $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimleri (Set 2.3).....	113
Tablo C.5	Çevrim içi pH, $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimleri (Set 2.4).....	115
Tablo C.6	Çevrim içi pH, $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimleri (Set 3.1).....	117
Tablo C.7	Çevrim içi pH, $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimleri (Set 3.2).....	119
Tablo C.8	Çevrim içi pH, $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimleri (Set 3.3).....	121
Tablo C.9	Çevrim içi pH, $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimleri (Set 4.1).....	123
Tablo C.10	Çevrim içi pH, $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimleri (Set 4.1).....	125
Tablo C.11	Çevrim içi pH, $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimleri (Set 5.1).....	127
Tablo C.12	Çevrim içi pH, $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimleri (Set 5.1).....	129
Tablo D.1	15°C'de yürütülen $\hat{\mu}_A$ deneyinde ölçülen $\text{NO}_x\text{-N}$ konsantrasyonları.....	132

ŞEKİL LİSTESİ

	<u>Sayfa No</u>
Şekil 2.1 İlmekli kordon tipindeki biyofilm yatak malzemesi (BioMatrix Inc., 2003).....	4
Şekil 2.2 Halat tipi IFAS uygulamaları (BioMatrix Inc., 2003) (a. Evsel atıksular için bir IFAS çerçevesi, b. biyolojik kule).....	4
Şekil 2.3 Çeşitli taşıyıcı malzemeler (Ødegaard ve diğ., 2000).....	11
Şekil 2.4 HYBR pilot tesisinin akım şeması (Ødegaard ve diğ., 1994).....	13
Şekil 2.5 HYBR pilot tesisinin akım şeması (Broch-Due ve diğ., 1997)....	14
Şekil 2.6 Seri bağlı HYBR ve kimyasal çöktürmeden oluşan, önde denitrifikasyon (a) ve sonda (b) denitrifikasyon sistemleri.....	17
Şekil 2.7 Azot giderimine yönelik AKBR prosesi (Wilderer ve Rehbein, 1995).....	20
Şekil 2.8 AKBR'de sadece nitrifikasyonun uygulandığı çevrim için azot giderimi, (Wilderer ve Rehbein, 1995).....	20
Şekil 2.9 AKBR'de nitrifikasyon ve denitrifikasyonun uygulandığı çevrim için azot giderimi, (Wilderer ve Rehbein, 1995).....	21
Şekil 2.10 HYAKBR'de bir çevrimi oluşturan fazlar.....	21
Şekil 4.1 Reaktörün şematik gösterimi.....	34
Şekil 4.2 Deney düzeneğinin şematik görünümü.....	35
Şekil 4.3 Deney düzeneği.....	36
Şekil 4.4 Biyofilm taşıyıcı yatak malzemesi.....	37
Şekil 4.5 OTH profili.....	41
Şekil 4.6 Yüksek F/M oranında elde edilen OTH profili.....	42
Şekil 4.7 OTH profili ile μ_H - b_H 'ın belirlenmesi.....	43
Şekil 4.8 OTH grafiği ile SS0 belirlenmesi.....	45
Şekil 4.9 Lineerleştirme ile ototrofların maksimum çoğalma hızının belirlenmesi.....	49
Şekil 4.10 μ_A deney düzeneğinin şematik gösterimi.....	50
Şekil 5.1 Reaktör içerisindeki ve çıkışındaki UAKM konsantrasyonları.....	53
Şekil 5.2 Deneyisel çalışma süresince reaktör içerisindeki ve çıkışındaki UAKM konsantrasyonlarının değişimi.....	54
Şekil 5.3 Reaktör içerisindeki ve çıkışındaki UAKM konsantrasyonlarının yüzde dağılımları.....	55
Şekil 5.4 Çevrim içi NH_4 -N ve NO_x -N değişimi (Set 1.1).....	57
Şekil 5.5 Set 1.1 için belirlenen NH_4 -N ve NO_x -N eğimleri.....	58
Şekil 5.6 μ_H deneyinde elde edilen zamana karşı $[\ln (OTH/OTH_0)]$ grafiki.....	59
Şekil 5.7 Y_H deneyinde elde edilen OTH profili	60
Şekil 5.8 20°C'de biyofilm reaktöründe NO_x -N konsantrasyonunun zamana karşı değişimi.....	61
Şekil 5.9 20°C'de aktif çamur reaktöründe NO_x -N konsantrasyonunun zamana karşı değişimi.....	61

Şekil 5.10	20°C'de biyofilm ve aktif çamur karışımı reaktöründe $\text{NO}_x\text{-N}$ konsantrasyonunun zamana karşı değişimi.....	61
Şekil 5.11	Biyofilm reaktöründe zamana karşı $\text{In}(\text{NO}_x\text{-N})$ değişimi.....	62
Şekil 5.12	Aktif çamur reaktöründe zamana karşı $\text{In}(\text{NO}_x\text{-N})$ değişimi.....	62
Şekil 5.13	Biyofilm ve aktif çamur karışımı reaktöründe zamana karşı $\text{In}(\text{NO}_x\text{-N})$ değişimi.....	63
Şekil 5.14	Taşıyıcı malzeme üzerindeki 2 haftalık biyofilmin görüntüsü	64
Şekil 5.15	2 haftalık biyofilmindeki flok ve protozoa (10x).....	64
Şekil 5.16	2 haftalık biyofilimde flok ve saplı protozoa görüntüsü (10x).....	64
Şekil 5.17	2 haftalık biyofilimde nematod görüntüsü (10x).....	65
Şekil 5.18	2 haftalık biyofilimde nematod ve protozoaların görüntüsü (10x)	65
Şekil 5.19	Taşıyıcı malzeme üzerindeki 4 haftalık biyofilmin görüntüsü.....	66
Şekil 5.20	4 haftalık biyofilimde nematodun görüntüsü (10x).....	66
Şekil 5.21	4 haftalık biyofilimde nematod, protozoa ve flokların görüntüsü (10x).....	66
Şekil 5.22	4 haftalık biyofilimde kalabalık koloniler halinde saplı protozoaların görüntüsü (10x).....	67
Şekil 5.23	4 haftalık biyofilimde saplı protozoa kolonilerinin görüntüsü (10x).....	67
Şekil 5.24	Taşıyıcı malzeme üzerindeki yaşlı biyofilmin görüntüsü.....	68
Şekil 5.25	Yaşlı biyofilimde flokların görüntüsü (4x).....	68
Şekil 5.26	Yaşlı biyofilimde saplı protozoa kolonilerinin görüntüsü (10x).....	68
Şekil 5.27	Yaşlı biyofilimdeki krisatl parçacıklarının görüntüsü (10x).....	69
Şekil 5.28	Yaşlı biyofilimde flok içerisindeki filamentli bakterilerin görüntüsü (10x).....	69
Şekil 6.1	Biyofilm yüzey alanı bazında nitrifikasyon hızının sıcaklıkla değişimi.....	73
Şekil 6.2	Biyokütle konsantrasyonu bazında nitrifikasyon hızının sıcaklıkla değişimi.....	74
Şekil 6.3	Nitrifikasyon hızlarına karşılık gelen biyokütle konsantrasyonları.....	74
Şekil 6.4	Çeşitli aşamalarda yatak malzemesi üzerindeki biyofilm çoğalması.....	75
Şekil 6.5	μ_A 'nın sıcaklıkla değişimi.....	76
Şekil A.1	Reaktör içerisindeki ve çıkışındaki UAKM konsantrasyonları (2. Set).....	91
Şekil A.2	Reaktör içerisindeki ve reaktörden atılan UAKM konsantrasyonları ile çamur yaşının yüzde dağılımları (2. Set)..	92
Şekil A.3	Reaktör içerisindeki ve çıkışındaki UAKM konsantrasyonları (3. Set).....	94
Şekil A.4	Reaktör içerisindeki ve reaktörden atılan UAKM konsantrasyonları ile çamur yaşının yüzde dağılımları (3. Set)..	95
Şekil A.5	Reaktör içerisindeki ve çıkışındaki UAKM konsantrasyonları (4. Set).....	97
Şekil A.6	Reaktör içerisindeki ve çıkışındaki UAKM konsantrasyonları (5. Set).....	99
Şekil A.7	Reaktör içerisindeki ve reaktörden atılan UAKM konsantrasyonları ile çamur yaşının yüzde dağılımları (5. Set)..	100
Şekil C.1	Çevrim içi $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimi (1.2).....	107
Şekil C.2	Set 1.2 için belirlenen $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ eğimleri.....	108
Şekil C.3	Çevrim içi $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimi (2.1).....	109
Şekil C.4	Set 2.1 için belirlenen $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ eğimleri.....	110
Şekil C.5	Çevrim içi $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimi (Set 2.2).....	111
Şekil C.6	Set 2.2 için belirlenen $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ eğimleri.....	112
Şekil C.7	Çevrim içi $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimi (2.3).....	113

Şekil C.8	Set 2.3 için belirlenen $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ eğimleri.....	114
Şekil C.9	Çevrim içi $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimi (2.4).....	115
Şekil C.10	Set 2.4 için belirlenen $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ eğimleri.....	116
Şekil C.11	Çevrim içi $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimi (Set 3.1).....	117
Şekil C.12	Set 3.1 için belirlenen $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ eğimleri.....	118
Şekil C.13	Çevrim içi $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimi (Set 3.2).....	119
Şekil C.14	Set 3.2 için belirlenen $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ eğimleri.....	120
Şekil C.15	Çevrim içi $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimi (Set 3.3).....	121
Şekil C.16	Set 3.3 için belirlenen $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ eğimleri.....	122
Şekil C.17	Çevrim içi $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimi (Set 4.1).....	123
Şekil C.18	Set 4.1 için belirlenen $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ eğimleri.....	124
Şekil C.19	Çevrim içi $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimi (Set 4.2).....	125
Şekil C.20	Set 4.2 için belirlenen $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ eğimleri.....	126
Şekil C.21	Çevrim içi $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimi (Set 5.1).....	127
Şekil C.22	Set 5.1 için belirlenen $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ eğimleri.....	128
Şekil C.23	Çevrim içi $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimi (Set 5.2).....	129
Şekil C.24	Set 5.2 için belirlenen $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ eğimleri.....	130



SEMBOL LİSTESİ

b_A	: Ototrof mikroorganizmaların spesifik bozunma hızı, $[1/T]$
b_H	: Heterotrof mikroorganizmaların spesifik bozunma hızı, $[1/T]$
C_S	: Biyolojik olarak ayrışabilen organik madde konsantrasyonu, $[M\ KOI/L^3]$
f_{ES}	: Çözünmüş inert ürünlere dönüşen biyokütle fraksiyonu
f_{EX}	: Biyokütlenin inert fraksiyonu
i_{XB}	: Biyokütle bünyesine alınan azot konsantrasyonu, $[M\ N/M\ hücre\ KOI]$
K_{NH}	: Amonyak için yarı doyunluk sabiti, $[M/L^3]$
K_{OA}	: Ototrofik çoğalmada oksijen için yarı doyunluk sabiti, $[M/L^3]$
K_S	: Organik madde için yarı doyunluk sabiti, $[M\ KOI/L^3]$
N_X	: Biyokütle sentezinde kullanılan azot konsantrasyonu, $[M/L^3]$
N_{OX}	: Biyokütle sentezinde kullanılan oksitlenmiş azot konsantrasyonu, $[M/L^3]$
Q	: Debi, $[L^3/T]$
q_A	: Ototrof mikroorganizmaların spesifik substrat giderim hızı, $[M\ N/M\ UAKM.T]$
S_{ALK}	: Alkalinite konsantrasyonu, $[M\ CaCO_3/L^3]$
S_{NH}	: Amonyak konsantrasyonu, $[M\ N/L^3]$
S_{NO}	: Oksitlen azot konsantrasyonu, $[M\ N/L^3]$
S_O	: Çözünmüş oksijen konsantrasyonu, $[M\ O_2/L^3]$
S_P	: Çözünmüş mikrobiyal ürün konsantrasyonu, $[M\ KOI/L^3]$
S_S	: Kolay ayrışan çözünmüş organik madde konsantrasyonu, $[M\ KOI/L^3]$
S_T	: Toplam çözünmüş organik madde konsantrasyonu, $[M\ KOI/L^3]$
t	: Zaman, $[T]$
X_A	: Aktif ototrof biyokütle konsantrasyonu, $[M\ UAKM/L^3]$
X_H	: Aktif heterotrof biyokütle konsantrasyonu, $[M\ UAKM/L^3]$
X_P	: Partiküler mikrobiyal ürün konsantrasyonu, $[M\ KOI/L^3]$
V	: Hacim, $[L^3]$
Y_A	: Ototrof biyokütle dönüşüm oranı, $[M\ UAKM/M\ N]$
Y_H	: Heterotrof biyokütle dönüşüm oranı, $[M\ UAKM/M\ KOI]$
Y_C	: Yüzeysel gerilim katsayısı, $[F/L]$
μ_A	: Ototrof mikroorganizmaların spesifik çoğalma hızı, $[1/T]$
$\hat{\mu}_A$	: Ototrof mikroorganizmaların maksimum spesifik çoğalma hızı, $[1/T]$
μ_H	: Heterotrof mikroorganizmaların spesifik çoğalma hızı, $[1/T]$
$\hat{\mu}_H$	: Heterotrof mikroorganizmaların maksimum spesifik çoğalma hızı, $[1/T]$
θ_h	: Hidrolik bekletme süresi, $[T]$
θ_x	: Çamur yaşı, $[T]$

HAREKETLİ YATAKLI ARDIŞIK KESİKLİ REAKTÖRLERDE KARBON VE BESİ MADDESİ GİDERİM KİNETİĞİ

ÖZET

Atıksuların arıtımında yaygın olarak uygulanan aktif çamur ve havalandırılmalı lagün gibi askıda çoğalan biyokütlenin kullanıldığı sistemlerde ve damlatmalı filtre gibi biyofilm sistemlerinde çeşitli işletme sorunları ile karşılaşmaktadır. Son yıllarda, aktif çamur ve biyofilm sistemlerinin avantajlarını birleştiren hibrid sistemler üzerindeki çalışmalar yoğunluk kazanmıştır. Reaktör içerisinde serbest olarak hareket edebilen biyofilm taşıyıcı yatak malzemesi içeren hareketli yataklı biyofilm reaktörleri (HYBR), hibrid sistemler içerisinde en fazla kullanılanlardan birisidir. Genellikle polietilenden üretilen ve çeşitli tipleri bulunan biyofilm taşıyıcı yatak malzemesi sayesinde reaktör içerisinde daha fazla biyokütle tutulabilmekte, daha stabil ve yüksek arıtma verimleri elde edilebilmektedir. Son 15 yıl içerisinde evsel ve çeşitli endüstriyel atıksulardan organik madde ve nutrient giderimi amacıyla pilot ve tam ölçekli HYBR sistemleri üzerinde araştırmalar gerçekleştirilmiştir. Bu çalışmalarda genellikle sürekli sistemler uygulanarak, çeşitli işletme parametrelerinin arıtma verimi üzerindeki etkileri incelenmiştir. Ancak sistemin tanımlanmasında ve verimli olarak uygulanmasında büyük öneme sahip olan organik madde ve nutrient giderimi proseslerine ait kinetik katsayıların belirlendiği çalışmalar yetersizdir.

Ardışık kesikli reaktörler, çeşitli proseslerin aynı reaktör içerisinde gerçekleştirilebilmesinden dolayı alan ihtiyacını önemli ölçüde azaltan sistemlerdir. İşletme koşullarının kolayca ayarlanabilmesi, işletme esnekliği sağlanması ve böylece yüksek arıtma verimi elde edilebilmesi bu reaktörlerin en önemli avantajlarıdır. SBR'lerin bu avantajlarından yararlanılabilmesi amacıyla HYBR'ler ardışık kesikli olarak işletilebilmektedir. Ancak bu konudaki çalışmalar da oldukça sınırlıdır.

Bu çalışmada hareketli yataklı ardışık kesikli biyofilm reaktörlerinde (HYAKBR) sıcaklığın ve yükleme hızının, organik madde giderimi ve nitrifikasyon kinetiği üzerindeki etkilerinin ortaya konulması amaçlanmıştır. Çalışma kapsamında laboratuvar ölçekli bir HYAKBR'de evsel nitelikli sentetik atıksu kullanılarak üç farklı sıcaklıkta (20, 15 ve 10°C) ve iki farklı yüklemede (günde 3 ve 4 çevrim) organik madde giderimi ve nitrifikasyon için kinetik katsayılar belirlenmiştir. Aynı zamanda önemli bir işletme parametresi olan çamur yaşının bu sistem için belirlenmesine ve arıtma verimi üzerindeki etkisinin ortaya konulmasına çalışılmıştır.

Deneysel çalışmada çamur yaşının belirlenebilmesi amacıyla reaktör içerisindeki ve çıkışındaki Uçucu Askıda Katı Madde (UAKM) konsantrasyonları izlenmiştir. Organik madde giderim ve nitrifikasyon hızlarını belirlemek amacı ile her sıcaklık ve yüklemede çevrim içi deneyler yürütülmüştür. Maksimum heterotrofik çoğalma hızı ve dönüşüm oranı, respirometrik deneyler yardımı ile bulunmuştur. Maksimum ototrofik çoğalma hızı, (μ_A)'nın belirlenmesi amacıyla iki farklı yaklaşım kullanılmıştır. İlk yaklaşımda her işletme koşulunda yürütülen çevrim içi deneylerle belirlenen $\text{NO}_x\text{-N}$ konsantrasyonları yardımıyla μ_A değerleri hesaplanmıştır. İkinci yaklaşımda ise biyofilm, askıda biyokütle ve bunların karışık olarak bulunduğu yüksek yükleme oranında işletilen üç ayrı kesikli reaktörde $\text{NO}_x\text{-N}$ konsantrasyonları ölçülerek μ_A belirlenmiştir. Bu iki yöntemde elde edilen sonuçlar karşılaştırılmıştır.

Elde edilen deney sonuçları değerlendirildiğinde, kullanılan atıksu için, yukarıda sözü edilen tüm işletme koşullarında organik madde gideriminin yüksek hızda ve %90'ın üzerinde verimler ile gerçekleştiği görülmüştür.

Nitrifikasyon hızı, sıcaklıktan önemli derecede etkilenmiş, 20°C'de 0.241 g NO_x-N/m².gün ve 10°C'de 0.178 g NO_x-N/m².gün değerini almıştır. Aynı etki, μ_A değeri üzerinde de görülmüştür. İlk yaklaşımla 20°C için 0.50 gün⁻¹, 15°C için 0.32 gün⁻¹ ve 10°C için 0.09 gün⁻¹ değerleri elde edilmiştir. İkinci yöntemle 20°C'de askıda biyokütle ve biyofilm karışımı için elde edilen 0.51 gün⁻¹ değeri, ilk yöntemle elde edilen sonuçları desteklemektedir. Ancak, aynı sıcaklıkta günde 4 çevrim uygulandığında, ilk yaklaşımla 0.18 gün⁻¹ gibi düşük bir değer bulunmuştur. Benzer şekilde, 1. yaklaşımla 15°C'de 0.28 gün⁻¹ olarak belirlenen μ_A değeri, 2 yaklaşımla 0.34 gün⁻¹ olarak saptanmıştır. İlk yaklaşımda hesaplamalar çamur yaşına bağlı olarak yapılmaktadır ve HYAKBR'de, sistemden atılan çamur miktarının kontrol edilememesinden dolayı çamur yaşı doğru bir şekilde belirlenememektedir. Dolayısıyla, ilk yaklaşımın bu sistem için uygun olmadığı ortaya çıkmıştır.

Sistemden istenilen miktarda çamur atılamadığı ve reaktör içerisindeki biyokütle konsantrasyonunun sürekli yükselmesinden dolayı aktif biyokütle oranı düşmüş ve bu da nitrifikasyon hızını olumsuz etkilemiştir. Bundan dolayı sistemde periyodik olarak geri yıkama yapılmasının faydalı olacağı sonucuna varılmıştır.



KINETICS OF CARBON AND NUTRIENT REMOVAL IN MOVING BED SEQUENCING BATCH REACTORS

SUMMARY

Several operational difficulties have been experienced in suspended growth systems like activated sludge processes and aerated lagoons, and biofilm systems like trickling filters, which are widely used for wastewater treatment. In recent years, studies focusing on hybrid systems combining the advantages of suspended growth and biofilm systems have increased. Moving Bed Biofilm Reactors (MBBR) holding carrier element freely moving in the reactor, are one of the most commonly used/preferred hybrid systems. By the help of the carrier elements which have various types and generally made of polyethylene, it becomes possible to maintain more biomass within the reactor, and thus to achieve more stable and higher treatment efficiencies. In the last 15 years, researches have been conducted on pilot and full-scale MBBR systems for the removal of organic matter and nutrients from domestic and industrial wastewaters. In these studies, generally using continuous systems, the influence of various operational parameters on the treatment efficiencies have been investigated. However, the studies determining the kinetic constants for the removal of organic matter and nutrients, which are highly important for the description and efficient application of the system, are insufficient.

Sequencing Batch Reactors (SBR) are systems with significantly reduced land requirement, since various processes can take place in a single reactor. Ease in adjusting operational conditions, flexibility of operation and thus achieving elevated treatment efficiencies are the most important advantages of these reactors. In order to benefit from the advantages of SBRs, the MBBRs can be operated in sequencing batch mode. Though, studies on this subject are quite limited.

The aim of this study is to investigate the influence of temperature and loading rate on removal of organic matter and nitrification kinetics in Moving Bed Sequencing Batch Biofilm Reactors (MBSBBR). Within the scope of the study, the kinetic constants for the organic matter removal and nitrification in a lab-scale MBSBBR, receiving a synthetic influent that had domestic wastewater characteristic, and operated at three different temperatures (20, 15, and 10°C), as well as at two different loading rates (3 and 4 cycles/day), were determined. At the same time, it was intended to designate the sludge age, a significant operational parameter, and its effect on the treatment efficiency.

For the experimental determination of the sludge age, the Volatile Suspended Solids (VSS) parameter was monitored within the reactor and at the effluent. The rates for organic matter removal and nitrification were determined via experiments conducted in cycles for each temperature and loading rate. Respirometric experiments were conducted to determine the maximum heterotrophic growth rate and yield coefficient. Besides, maximum autotrophic growth rate, ($\hat{\mu}_A$) was designated by applying two different approaches. For the first approach, the results of the $\text{NO}_x\text{-N}$ measurements conducted in the cycles were used for calculations. While for the second approach, experiments were conducted in three different batch reactors

containing biofilm, suspended biomass, and the mixture of biofilm and suspended biomass, respectively. The results obtained from these two different approaches were compared.

Evaluation of the results revealed that removal of organic matter at high rates and with efficiencies over 90 % was secured at all operation conditions applied.

The nitrification rate was significantly influenced by changes in temperature, resulting in a decrease from 0.241 g NO_x-N/m².d at 20°C to 0.166 g NO_x-N/m².d at 10°C. The same influence was observed on maximum autotrophic growth rate, and accordingly, values of 0.50 d⁻¹, 0.32 d⁻¹, and 0.09 d⁻¹ at 20°C, 15°C, and 10°C, respectively, was obtained with the first approach. The value of 0.51 d⁻¹ obtained at 20°C for biofilm and suspended biomass mixture with the second approach, confirmed the result driven from the first approach. However, when the reactor was operated on a 4-cycles per day basis, a value as low as 0.18 d⁻¹ was found for the same temperature with the first approach. Similarly, $\hat{\mu}_A$ value determined by first approach as 0.28 d⁻¹ at 15°C was obtained as 0.34 d⁻¹ by second approach. The calculations at the first approach were based on the sludge age and the sludge age of the system cannot be determined correctly, as it was not possible to control the amount of biomass discharged from the MBSBBR with the effluent. It was concluded that the first approach was not an appropriate one for the system.

Since sludge wasting from the system at certain amounts was not possible, the sludge concentration in the reactor was increased continuously and this situation caused in a decrease of active biomass ratio, and accordingly, this had an adverse effect on nitrification rate. Thus, the application of periodical back-wash was concluded to be useful.

1. GİRİŞ

1.1 Çalışmanın Anlam ve Önemi

Atıksuların arıtılmadan deşarj edilmesi durumunda alıcı ortamdaki oksijen organik maddeler tarafından tüketilmekte, makro besi elementleri olan azot ve fosfor ise ötrofikasyona neden olmaktadır. Bunun sonucunda ortamın doğal dengesi bozularak canlı türleri yok olmakta ve su kaynaklarının faydalı kullanımı mümkün olmamaktadır. Bu olumsuz etkilerin en aza indirilmesi amacı ile evsel ve endüstriyel atıksuların arıtımında çeşitli yöntemler geliştirilmiştir. Aktif çamur ve havalandırmalı lagün gibi sistemler yaygın uygulanan biyolojik arıtma yöntemleridir. Ancak bu sistemlerin kurulmasında ve işletilmesinde çamur kabarması, biyokütle kaybı ve geniş alan gerektirmeleri gibi birtakım dezavantajlar vardır. Bu dezavantajları ortadan kaldıran ve daha küçük hacimlerde dizayn edilebilen damlatmalı filtre, havalandırmalı biyofiltre gibi biyofilm proseslerinde ise sistemin verimini düşüren tıkanma ve kanallaşma gibi problemlerle karşılaşmaktadır. Günümüzde besi maddesi gideriminin de önem kazanmasıyla bu sistemlere alternatif olarak karbon ve besi maddesi gideriminin birlikte sağlandığı farklı arıtma yöntemleri geliştirilmesi ihtiyacı ortaya çıkmıştır.

Bu doğrultuda son yıllarda aktif çamur ve biyofilmin birlikte yer aldığı hibrid sistemler üzerinde çalışılmaktadır. Daha fazla biyokütlenin reaktörde tutulabildiği bu sistemlerde organik madde giderim ve nitrifikasyon-denitrifikasyon kapasitesi klasik aktif çamur sistemlerine göre daha yüksek olmaktadır. Hibrid proseslerde biyofilm üremesi için sabit veya hareketli çeşitli yatak malzemeleri kullanılmaktadır. Bu sistemlerden birisi olan Hareketli Yataklı Biyofilm Reaktörleri (HYBR), yüzeyinde mikrobiyal üremenin gerçekleştiği taşıyıcı yatak malzemesi ile doldurulmuş tam karışımli sistemler olup aerobik veya anoksik olarak işletilebilmektedir. Yatak malzemesi havalandırma, atıksu sirkülasyonu veya mekanik karıştırma ile reaktör içerisinde sürekli olarak askıda tutulmaktadır. Böylece sabit yataklı biyofilm reaktörlerinde karşılaşılan tıkanma, ölü bölgelerin oluşması ve kanallaşma sorunları önlenmektedir.

HYBR'lerde son 15 yılda evsel ve endüstriyel atıksuların arıtımı ile ilgili çeşitli çalışmalar yürütülmüştür. Bu çalışmalarda laboratuvar, pilot veya tam ölçekli ve

çoğunlukla sürekli işletilen reaktörlerde karbon ve besi maddesi giderimi araştırılmıştır. Ayrıca mevcut aktif çamur sistemlerinin HYBR'e dönüştürülerek organik madde giderim ve/veya nitrifikasyon kapasitesinin artırıldığı çalışmalar da mevcuttur. Bugüne kadar gerçekleştirilen çalışmalar büyük oranda sisteme verilen yüklemelere karşı arıtma verimi değişiminin değerlendirilmesine yöneliktir. Buna karşılık sistemin tanımlanmasında ve verimli olarak uygulanmasında büyük öneme sahip olan organik madde giderimi ve nitrifikasyon için kinetik katsayıların belirlendiği çalışmalar yetersizdir.

1.2 Çalışmanın Amaç ve Kapsamı

Bu çalışmada hareketli yataklı ardışık kesikli reaktör sisteminde farklı sıcaklık ve yükleme oranları için; organik madde giderim verimi ve proses kinetiğinin araştırılması, nitrifikasyon verimi ve kapasitesinin belirlenmesi, nitrifikasyon için kinetik katsayıların belirlenmesi amaçlanmıştır.

Bu amaçla yürütülen çalışmanın birinci bölümünde çalışmanın anlam ve önemi ve amaç ve kapsamı anlatılmıştır.

Bölüm 2'de hibrid reaktör sistemlerinin tanımı yapılmış; hibrid proseslerde biyofilm üretmesi için kullanılan sistemlerden biri olan Hareketli Yataklı Biyofilm Reaktörlerde (HYBR) taşıyıcı malzeme tipleri, organik madde ve besi maddesi giderimi hakkında detaylı bilgi verilmiş, sürekli sistemlerde ve ardışık kesikli sistemlerde HYBR uygulamaları anlatılmıştır.

Bölüm 3'te nitrifikasyon prosesi tanımlanmış, nitrifikasyonun stokiyometrisi, kinetiği ve nitrifikasyonda kinetik sabitler hakkında bilgi verilmiştir.

Bölüm 4'te deneysel çalışma kapsamında deney düzeneği, atıksu özellikleri ve deney programı anlatılmıştır.

Bölüm 5'te farklı sıcaklıklarda yürütülen çevrim içi, maksimum ototrofik çoğalma hızı ve respirometrik deney sonuçları verilmiştir.

Bölüm 6'da deneysel sonuçların değerlendirilmesi yapılmıştır.

Bölüm 7'de ise çalışmanın sonuçları belirtilmiş ve önerilerde bulunulmuştur.

2. HİBRİD REAKTÖR SİSTEMLERİ

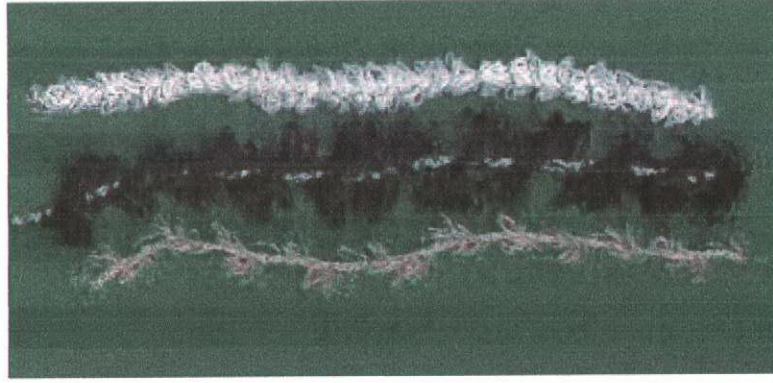
Hibrid sistemler, aktif çamur prosesinde reaktör içerisinde daha fazla biyokütle tutularak arıtma veriminin artırılmasını amaçlayan sistemlerdir. Entegre sabit film aktif çamur (Integrated Fixed Film Activated Sludge, IFAS) ve membran biyoreaktörler olmak üzere genel olarak iki sınıfa ayrılabilir.

2.1 Entegre Sabit Film Aktif Çamur (Integrated Fixed Film Activated Sludge, IFAS) Sistemleri

IFAS sistemler aktif çamur prosesi ile biyofilm prosesini birleştirir ve böylece askıda çoğalan biyokütle ile birlikte biyofilm üremesini de sağlayarak reaktör içerisinde daha fazla biyokütle tutulmasını, böylece organik madde giderimi, nitrifikasyon ve denitrifikasyon veriminin artırılmasını amaçlar. IFAS sistemlerde sabit veya hareketli biyofilm yatak malzemeleri kullanılabilmekte ve sistem kullanılan yatak malzemesine bağlı olarak farklılıklar göstermektedir. Kullanılan yatak malzemeleri genel olarak halat tipi, sünger tipi, plastik ve döner biyolojik disk şeklinde sınıflandırılabilir.

2.1.1 Halat Tipi (Ringlace) Yataklı Sistemler

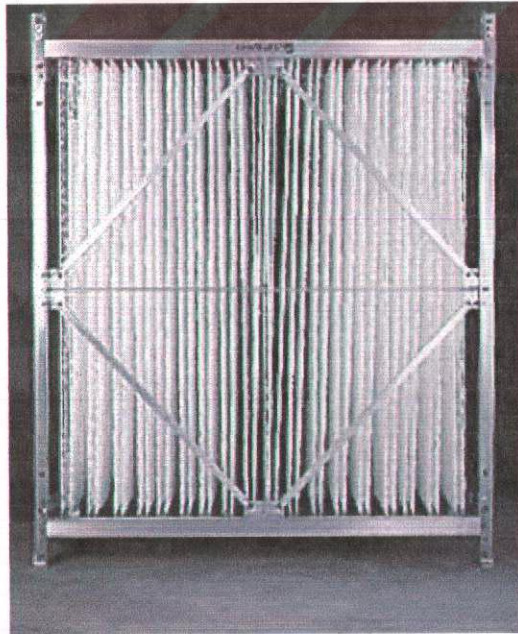
İlmekli kordon yatak (looped cord media) olarak da adlandırılan bu yatak malzemesi, biyokütlenin çoğalabileceği yüzey alanının artırılması amacıyla uzunluğu boyunca üzerinde ilmekler bulunan ve PVC'den üretilmiş iplerden oluşur (Şekil 2.1). İlk olarak Japonya'da mevcut aktif çamur sistemlerinde organik madde giderim kapasitesinin artırılması amacıyla üretilmiş, daha sonra ise Almanya ve Kuzey Amerika'da nitrifikasyon amacıyla da kullanılmıştır. Aerobik veya aerobik/anoksik tanklarda uygulanabilmektedir.



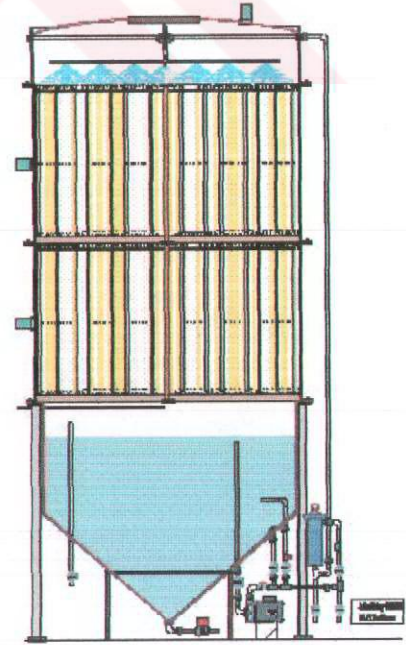
Şekil 2.1 İlmekli kordon tipindeki biyofilm yatak malzemesi (BioMatrix Inc., 2003)

Yatak malzemesi olarak kullanılan ipler düşük kritik yüzey gerilimine sahip ($\gamma_c = 40$ N/m) polivinilidin klorür ipliklerden örülmüştür. Düşük yüzey gerilimi, biyokütlenin yatak üzerine tutunmasını kolaylaştırır. Aynı kategorideki diğer malzemeler polivinilklorür (PVC, $\gamma_c = 39$ N/m), polietilen (PE, $\gamma_c = 31$ N/m) ve teflon-politetrafloroetilendir (PTFE, $\gamma_c = 18$ N/m)'dir (Wighman, 1995; Zisman, 1964).

Halat tipi yataklar reaktör yüksekliği boyunca alüminyum veya epoksi kaplamalı çelik çerçeveler içerisine dikey olarak tekil ipler şeklinde dizilir ve aktif çamur tanklarına sabit veya yeri değiştirilebilir şekilde yerleştirilir (Şekil 2.2). Yatağın uzunluğu ve sıklığı ihtiyaca göre ayarlanabilmektedir. Standart aralık 10 x 10 cm olup 5 x 5 cm'ye kadar indirilebilir.



(a)



(b)

Şekil 2.2 Halat tipi IFAS uygulamaları (BioMatrix Inc., 2003)
(a. Evsel atıksular için bir IFAS çerçevesi, b. biyolojik kule)

Halat tipi yataklar 570 m³/gün kapasiteli bir havalandırmalı lagünün amonyak giderimi için geliştirilmesinde kullanılmıştır (Merritt, 1998). 30 m uzunluğunda ve 15 m genişliğinde havalandırmalı lagünün orta kısmına her biri 1,492 m yatak malzemesi içeren 4 çerçeve yerleştirilmiştir. Lagünde havalandırma 2 adet yüzer havalandırıcı ile sağlanmıştır. Yatak üzerinde çoğalan biyokütle özellikle kış aylarında tesisin amonyak konsantrasyonunun 1.0 mg/L'nin altına düşürülmesini sağlamıştır.

Diğer bir uygulamada ise 26,900 m³ hacmindeki havalandırmalı lagüne 10,000 m uzunluğunda halat tipi yatak malzemesi yerleştirilerek nitrifikasyonun kontrol lagününe kıyasla %25 artması sağlanmıştır (Richard ve diğ., 1995).

2.1.2 Sünger Tipi Yataklı (Sponge Media) Sistemler

Bu sistemlerde çeşitli maddelerden üretilen, farklı boyut, yoğunluk ve gözenek çaplarına sahip süngere benzer yapıdaki yatak malzemeleri kullanılmaktadır. Sistem ilk olarak 1970'lerin başlarında Avrupa'da geliştirilmiştir İki tipi yaygın olarak kullanılmaktadır. Bunlardan ilki İngiltere'de Manchester Üniversitesi'nde geliştirilmiş olan Captor[®] prosesi, diğeri ise 1980'lerin başlarında Lotepro tarafından geliştirilen LinPor[®] prosesidir. LinPor[®] prosesinde poliüretan köpükten üretilen küp şeklindeki ve yüksek porozitedeki yatak malzemesi kullanılır. Aktif çamur tankları bu malzeme ile %10-30 oranında doldurulur ve çıkış kısmında bulunan ızgaralar ile tank içerisinde tutulur. Sistem 5,000 mg/L'nin üzerinde biyokütle konsantrasyonlarında (askıda ve tutunmuş biyokütle toplamı) işletilebilmektedir. Tanktaki karışım ve havalandırma genellikle ince kabarcıklı havalandırma sistemi kullanılarak sağlanır. Bu proses sadece organik madde giderimi için kullanılabildiği gibi eşzamanlı karbon ve azot giderimi (LinPor-CN[®]) ve sadece nitrifikasyon (LinPor-N[®]) amacı ile de uygulanabilmektedir (Lotepro, 2003).

Sünger tipi yatak malzemesi zamanla aşındığından, periyodik olarak yenilenmelidir. Daha esnek yapıya sahip sünger tipi yatak malzemelerinin aşınma direncinin daha yüksek olduğu belirlenmiştir (Kondo ve diğ., 1992).

Golla ve diğ. (1992), Captor[®] prosesinin uygulandığı, 12.5x7.5x3.8 cm boyutlarında yatak alanına ve 45 adet/L sünger tipi malzeme yoğunluğuna sahip olan bir pilot tesiste kış şartlarında nitrifikasyon verimini incelemişlerdir. Hidrolik bekletme süresi 5.1-6.4 saat arasında değişen reaktörde 8-10°C sıcaklıkta 0.48 kg/m³.gün nitrifikasyon hızı elde edilmiştir. Sıcaklığın 0°C'ye düşmesi ile nitrifikasyon hızı 0.16 kg/m³.gün'e düşmüştür.

Golla ve diğ. (1994)'nin yaptığı diğ. bir çalışmada, bir aktif çamur sistemi Captor® prosesi kullanılarak geliştirilmiştir. Tanklardaki askıda biyokütle konsantrasyonu 900-1,700 mg AKM/L, biyofilm ile birlikte toplam biyokütle konsantrasyonu 6,500-12,000 mg AKM/L, hidrolik bekletme süresi 2.5-5.0 saat ve çamur yaşı 3-5 gün olarak uygulanarak yaklaşık olarak %70-90 nitrifikasyon ve %40-46 denitrifikasyon sağlanmıştır.

Reddy ve diğ. (1994), Captor® prosesi kullanılan bir IFAS sistemindeki AKM eşdeğerini ölçme yöntemini geliştirmişler ve malzeme başına 100-140 mg arasında katı madde ölçülmüştür. Yatak malzemesi üzerindeki mikrobiyolojik popülasyonun da incelendiği çalışmada baskın türlerin rotiferler ve serbest yüzen alibates ile saplı siliatlar olduğu, ayrıca çok miktarda flagellat ve nematodların da mevcut olduğu belirlenmiştir.

Linpor® sünger tipi yataklı IFAS sistemi ilk defa 1984'te Almanya'da Freising atıksu arıtma tesisinde tam ölçekli olarak uygulanmıştır (Morper, 1994). Tesiste yapılan çalışmada hem organik madde giderimi için olan Linpor-C®, hem de eşzamanlı C ve N giderimi için olan Linpor-CN® için prosesi değerlendirilmiş ve biyofilmin toplam katılara ve çamur yaşına katkısı tartışılmıştır. Bu tip bir proses ile çamur hacim indeksinde 100 mL/g'ın altına indirilerek önemli bir gelişme sağlandığı belirtilmiştir.

Wanner ve diğ. (1988) ise askıda çoğalan aktif çamur sistemine sabit film biyokütle eklenmesinin flok özellikleri ve nitrifikasyon verimine olan etkisini laboratuvar ölçekli bir sistemde araştırmışlardır. 1.2 cm³ hacimli poliüretan köpük küplerin kullanıldığı çalışmada hacimsel yüklemenin %30 arttırılması ile filamentli çoğalma ortadan kalkmış ve flokların çökeltme özellikleri önemli derecede iyileşmiştir. Çıkış amonyak konsantrasyonu ise çamur yaşının 7 günden 2 güne indirilmesine rağmen değişmemiştir.

2.1.3 Döner Biyolojik Diskler (Rotating Biological Contactors, RBC)

RBC üniteleri aktif çamur geri devrettirerek ve böylece tekne içerisinde askıda çoğalma sağlanarak veya mevcut bir aktif çamur havalandırma tankına doğrudan RBC yerleştirilerek IFAS prosese dönüştürülebilir.

Lagün sistemleri, Almanya'da kırsal alanlarda oldukça yaygın bir atıksu arıtma yöntemidir. Bu tesislerin geliştirilmesi veya genişletilmesi, daha çok baştaki çökeltme lagününden sonraki havalandırma lagününe RBC'ler ilave edilmesi ile olmaktadır (Schleypen, 1994).

Neu (1994)'nın yaptığı bir çalışmada, 7,600 m³/gün kapasiteli bir RBC tesisinde ikinci çökeltmeden ilk çökeltme çıkışına bir katı madde geri devir hattı eklenmiş ve böylece tesis sabit biyofilm yatağı olarak RBC kullanan bir IFAS prosesine dönüştürülmüştür. Bu modifikasyon ile RBC tankındaki AKM konsantrasyonu 500 mg/L'den 5,000 mg/L'nin üzerine kadar yükselmiştir. Bunun sonucunda çamur çökeltme özellikleri kadar azot ve fosfor giderimi de iyileşmiş ve RBC tesisinin azot giderimi için gerekli alan ihtiyacı %30 azalmıştır.

2.1.4 Hareketli Plastik Yataklı Sistemler

Polietilen veya polipropilenden üretilen küçük silindirik biyofilm taşıyıcı malzemeler IFAS sistemlerde kullanılmaktadır. Bu tip yataklar ilk olarak Norveç'te Kaldnes-Miljoteknologi tarafından KMT® Hareketli Yataklı Biyofilm Reaktörler (MBBR)'nde uygulanmak üzere geliştirilmiştir. Plastik taşıyıcı malzemelerin en önemli avantajları, dayanıklılıkları ve spesifik yüzey alanlarının fazla olmasıdır. Bu proses, diğer IFAS proseslerden bazı bakımlardan farklılık gösterir. Bunlardan en önemlisi, bu sistemlerde aktif çamur geri devri uygulanmamasıdır.

Plastik yatağın uygulaması sünger tipi yataklı sistemlere benzer. Bununla beraber, yatak malzemesi sıkıştırılmaz olduğu için temizleme pompası gerekli değildir. Yatak malzemesinin reaktörde tutulabilmesi için ızgara gereklidir. Izgara açıklığı seçilen malzemenin büyüklüğüne bağlıdır.

Hareketli yataklı biyofilm reaktörleri Bölüm 2.3'te ayrıntılı olarak açıklanmıştır.

2.2 Membran Biyoreaktörler

Bu sistemlerde aktif çamurun arıtılmış atıksudan ayrılmasında çökeltme tankı yerine membran filtrasyon ünitesi kullanılır. Aktif çamur havalandırma tankı içerisine veya yan akıma yerleştirilen membran filtrasyon ünitesi sayesinde biyokütlenin tamamı atıksudan ayrılır. Böylece sistem yüksek organik yüklemelere olanak sağlayacak şekilde yüksek biyokütle konsantrasyonlarında işletilebilir. Bu sistemlerde, klasik aktif çamur sistemlerinde karşılaşılan düşük hidrolik bekletme sürelerinde biyokütlenin sistemden yıkanması ve son çökeltme tankı katı madde yükleme kapasitesinin aşılması gibi sorunlarla karşılaşılmamaktadır. Tüm katı maddeler reaktörde tutulduğundan çamur geri devir sistemine de ihtiyaç kalmamaktadır. Proses çok yüksek çamur yaşlarında işletildiğinden nitrifikasyon bakterileri rahatlıkla çoğalabilir. Proses çıkışında BOİ, AKM, azot ve fosfor çok düşük seviyelerdedir.

Çiçek ve diğ. (1999)'nin membran biyoreaktörler ile aktif çamur sistemlerinin verimini karşılaştırmak amacıyla sentetik atıksu ile gerçekleştirdikleri çalışmanın sonuçları Tablo 2.1'de özetlenmiştir.

Tablo 2.1 Membran biyoreaktörler ile aktif çamur sistemlerinin verim karşılaştırması, (Çiçek ve diğ., 1999)

Parametre	Aktif Çamur	Membran Biyoreaktör
Çamur yaşı, (gün)	20	30
KOl giderimi, (%)	94.5	99.0
Çözülmüş organik karbon giderimi, (%)	92.7	96.9
AKM giderimi, (%)	60.9	99.9
NH ₄ -N giderimi, (%)	98.9	99.2
TP giderimi, (%)	88.5	96.6
Çamur üretimi, (kg UAKM/KOl.gün)	0.22	0.27
Ortalama flok boyutu, (µm)	20	3.5

Trouve ve diğ. (1994) Fransa'da Aubergenville atıksu arıtma tesisinde yürüttükleri pilot ölçekli bir membran biyoreaktör çalışma sonucunda, bu tip proseslerin tam ve kararlı nitrifikasyon, hidrolik bekletme ve çamur bekletme sürelerinin birbirinden ayrılabilmesi, daha az çamur üretimi, çıkışta AKM bulunmaması ve yüksek azot ve KOl giderim hızları gibi birtakım avantajları olduğunu belirtmişlerdir. Bu çalışmada seramik boşluklu lif membranlar (hollow fibre membrane) kullanılmıştır.

Membran biyoreaktörlerde 5-72 gün çamur yaşlarında ve 0.05-0.66 kg BOL/m³.gün organik yüklemelerde tam nitrifikasyon gerçekleştiği belirtilmiştir (Stephenson ve diğ., 2000). Côté ve diğ. (1997) çamur yaşının 10 günden 50 güne çıkarılmasıyla nitrifikasyon veriminin %80'den %99'a, Fan ve diğ. (1996) ise çamur yaşının 5 günden 10 güne çıkarılmasıyla nitrifikasyon veriminin %94'ten %99'a yükseldiğini ortaya koymuşlardır. Zhang ve diğ. (1997) ise membran biyoreaktörlerde ortalama nitrifikasyon aktivitesinin eşdeğer bir aktif çamur sisteminin iki katı kadar olduğunu belirtmişlerdir (aktif çamur sisteminde 0.96 g NH₄-N/AKM.saat, membran biyoreaktörlerde 2.28 g NH₄-N/AKM.saat). Bu çalışmada ortalama flok büyüklüğünün nitrifikasyon hızını doğrudan etkilediği ve membran biyoreaktörlerdeki küçük boyutlu flokların nitrifikasyon verimini arttırdığı da belirtilmiştir.

Membran biyoreaktörlerde biyokütle konsantrasyonları genel olarak 10,000 – 20,000 mg/L olup hiç çamur deşarjı olmayan sistemlerde bu değer 50,000 mg/L'ye kadar yükselebilmektedir. Çamur üretimi ise nispeten daha uzun çamur yaşlarında ve düşük çamur yükleme hızlarında işletilen atıksu arıtma proseslerine göre daha düşük olduğu (0-0.34 kg AKM/kg KOl), 0.01 kg KOl/kg AKM.gün organik yüklemelerde çamur üretiminin çok az veya hiç olmadığı kaydedilmiştir (Stephenson ve diğ., 2000).

2.3 Hareketli Yataklı Biyofilm Reaktörleri (HYBR)

Hareketli Yataklı Biyofilm Reaktörleri (HYBR), yüzeyinde mikrobiyal üremenin gerçekleştiği taşıyıcı yatak malzemesi ile doldurulmuş tam karışımli sistemlerdir. Aerobik veya anoksik proseslerin uygulanabildiği HYBR'ler genellikle sürekli akımla işletilen, düşük yük kaybı ve yüksek spesifik biyofilm yüzey alanına sahip biyofilm sistemleridir. Yatak malzemesi havalandırma, atıksu sirkülasyonu veya mekanik karıştırma ile reaktör içerisinde sürekli olarak askıda tutulmaktadır. Böylece sabit yataklı biyofilm proseslerinin avantajlarını sağlarken (kompakt, stabil giderim verimi, kolay işletim vb.), dezavantajlarını da ortadan kaldırmaktadır (yataкта kanallaşma, tıkanma ve ölü bölgelerin oluşması). Hareketli yataklı biyofilm sistemleri organik yükleme değişimlerine karşı dayanıklı olmakla birlikte, nutrient kısıtlaması, toksik maddeler, pH ve sıcaklık değişimleri gibi etkilerle arıtma kapasitesi düşebilmekte, ancak reaktördeki biyokütle önemli derecede etkilenmemektedir. Sistem yüksek oksijen transfer verimi sağlaması, çamur geri devri gerektirmemesi, mevcut aktif çamur sistemlerinin kapasitesinin artırılması veya besi maddesi giderimi için çalıştırılabilmesi için kolaylıkla ve düşük maliyetle HYBR'ye dönüştürülebilmesi gibi avantajlara da sahiptir.

HYBR prosesi birçok ülkede evsel ve endüstriyel atıksuların arıtımında organik karbon giderimi, nitrifikasyon, denitrifikasyon ve fosfor giderimi amaçlarıyla uygulanmaktadır. Bu sistem yeni bir arıtma tesisi olarak tasarlanabileceği gibi, mevcut bir tesisin kapasitesinin artırılması veya besi maddesi giderimine çalıştırılması amacıyla yenilenmesi için de uygulanabilmektedir.

Sistemin önemli tasarım parametreleri taşıyıcı malzeme doldurma oranı ve buna bağlı olarak spesifik biyofilm yüzey alanı, hidrolik bekletme süresi, organik karbon ve amonyak azotu yükleme hızlarıdır. Ayrıca çözülmüş oksijen ve sıcaklık da karbon ve besi maddesi giderim verimlerini etkileyen önemli etkenlerdir.

2.3.1 Biyofilm Taşıyıcı Malzeme Tipleri

Yatak malzemeleri genellikle polietilen, pişirilmiş kil (liapor) gibi maddelerden üretilmektedir. Polietilen yatak malzemeleri biyofilm üretmesi, substrat ve oksijen transferi için optimum şartların sağlanabilmesi amacıyla çeşitli boyut ve şekillerde üretilmektedir. Özgül ağırlıkları genellikle sudan biraz daha düşüktür. Fırınlanmış kilden üretilen yatak malzemeleri ise küresel şekilli olup çeşitli çaplarda üretilmektedir. Kullanılan biyofilm taşıyıcı malzemenin tipine bağlı olarak reaktör doldurma oranları ve spesifik biyofilm yüzey alanları değişmektedir.

HYBR'lerde en fazla kullanılan taşıyıcı malzeme, 1987'de Kaldnes Miljøteknologi (KMT®) ve Norveç araştırma kuruluşu SINTEF işbirliği ile geliştirilmiştir. Polietilenden üretilen ve 0.95 g/cm^3 yoğunluğundaki bu taşıyıcı malzemeler silindir şeklinde olup çapları 10 mm, yükseklikleri 7 mm'dir. Malzemelerin iç tarafında çarpı şeklinde iç duvarlar, dış kısmında ise çıkıntılar bulunmaktadır. Malzemelerin reaktör içerisinde tutulabilmesi amacıyla, reaktör çıkışında yaklaşık 7 mm gözenek büyüklüğüne sahip ızgaralar kullanılmaktadır. Kaldnes için uygulanan en yüksek doldurma oranı %70 ve bu oranda elde edilen spesifik biyofilm alanı $350 \text{ m}^2/\text{m}^3$ 'tür.

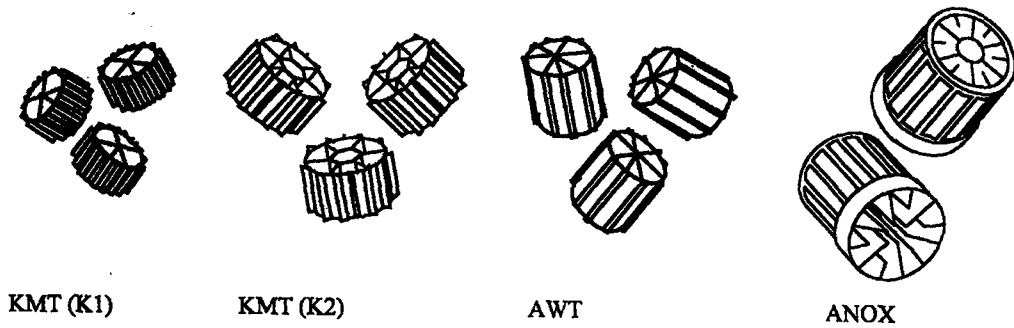
HYBR'lerde kullanılan diğer bir taşıyıcı malzeme ise ANOX (Lund, İsveç) tarafından geliştirilen Natrix Major 12/12'dir. Polietilenden üretilen ve yoğunluğu sudan yüksek olan bu malzeme için Kaldnes'e göre daha düşük doldurma oranları uygulanmaktadır (en fazla %65, genellikle %50). Konik şekilli malzemenin boyutları Kaldnes'e göre daha büyük olup (alt çapı 50 mm, üst çapı 63 mm, yüksekliği 50 mm), spesifik biyofilm yüzey alanı daha düşüktür (%50 doldurma oranında $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$). Bu malzemenin avantajları:

- tüm yönlerden su ve gaz geçişine elverişli olduğundan substrat ve oksijen transferini arttırması, ölü bölge oluşumunu ve tıkanmaları en aza indirmesi,
- büyük olmasından dolayı hava kabarcıklarıyla daha fazla temas etmesi ve su hareketini takip etmemesi, tankta tutulmasının daha kolay olması,
- yüksek konsantrasyonda katı madde içeren atıksularda tıkanma problemi olmaksızın kullanılabilmesi,
- biyokütle geri devri uygulanan sistemlerde kullanılabilmesidir (Münch ve diğ., 2000).

Andreottola ve diğ. (2000), yaptıkları çalışmada FLOCOR-RMP® adında düşük maliyetli ve düşük spesifik yüzey alanına sahip farklı bir taşıyıcı malzeme kullanarak, evsel atıksu arıtımında HYBR ile aktif çamur sistemlerini karbon ve amonyak giderimi açısından karşılaştırmışlardır. Polipropilenden üretilen ve 0.94 g/cm^3 yoğunluğundaki taşıyıcı malzeme oluklu silindir şeklinde olup, uzunluğu 20-30 mm, çapı ise 15-20 mm olarak verilmektedir. Malzeme %70 doldurma oranında $160 \text{ m}^2/\text{m}^3$ spesifik yüzey alanı sağlamaktadır. Çalışma sonucunda toplam KOİ giderimi verimleri HYBR için %76, aktif çamur sistemi için %84, amonyak giderim verimleri ise HYBR için %92, aktif çamur sistemi için %98 olarak elde edilmiştir. Aktif çamur sisteminde daha yüksek giderim verimi elde edilmesinin nedeni, HYBR sisteminde

kullanılan taşıyıcı malzemenin spesifik yüzey alanının ve dolayısıyla reaktörde tutulan biyokütle miktarının yetersiz olması şeklinde açıklanmıştır. Giderim verimleri birim biyokütle bazında değerlendirildiğinde, iki sistemin birbirine çok yakın olduğu görülmüştür. Buna bağlı olarak, uygulanan yüzey alanının HYBR için bir alt sınır olduğu ve daha yüksek spesifik yüzey alanına sahip malzemelerle daha yüksek verimlerin elde edilebileceği sonucuna varılmıştır.

Ødegaard ve diğ. (2000), evsel atıksuların arıtımında organik yükün ve HYBR'de kullanılan taşıyıcı malzemenin şekil ve boyutunun arıtma verimine etkisini incelemişlerdir. Kullanılan 4 çeşit taşıyıcı malzeme Şekil 2.3'te görülmektedir. Bu malzemelere ait özellikler Tablo 2.2'de verilmiştir. Çalışmanın ilk bölümünde farklı malzemeler için eşit doldurma oranlarında (%60) 10-120 g KOL/m².gün arasında organik yüklemeler, ikinci bölümde ise KMT – K1 ve K2 için farklı hidrolik bekletme süreleri uygulanmıştır. Elde edilen sonuçlar değerlendirildiğinde, HYBR'lerinde organik madde giderimi için tasarımın organik madde yüzey yüküne (gKOL/m².gün) göre yapılması gerektiği, malzemenin boyutlarının ve şeklinin organik madde gideriminde önemli bir etkisinin olmadığı belirlenmiştir. Ayrıca, bekletme süresinin ancak 2-3 saatin üzerine çıktığında, partiküler ve yavaş ayrışabilen organik maddenin hidrolizinden dolayı etkili olduğu, yüksek hızlı sistemlerde ise tasarımın kolay ayrışan ve çözünmüş organik maddeye bağlı olarak yapılması gerektiği sonucuna varılmış ve tasarım değeri olarak 30 mg ÇKOL/m².gün gibi yüksek değerlerin uygulanabileceği belirtilmiştir. Bununla beraber, yüksek organik yüklemelerde biyokütlenin çökeltme özelliklerinin kötüleştiği görülmüştür.



Şekil 2.3 Çeşitli taşıyıcı malzemeler (Ødegaard ve diğ., 2000)

Tablo 2.2 Çeşitli taşıyıcı malzemelere ait özellikler (Ødegaard ve diğ., 2000)

Spesifik yüzey alanı	KMT – K1		KMT – K2		AWT		ANOX	
	Toplam	Faydalı	Toplam	Faydalı	Toplam	Faydalı	Toplam	Faydalı
Tahmini yüzey alanı (mm ² /parça)	670	490	3465	1910	2200	1500	10000	7700
Birim hacimdeki malzeme (adet/L)	1030		159		203		24	
Spesifik yüzey alanı (m ² /m ³)	690	500	550	315	450	310	240	190

Kaldnes için literatürde verilen tasarım değerleri Tablo 2.3'te görülmektedir.

Tablo 2.3 Kaldnes HYBR prosesi için 15°C sıcaklıktaki tasarım değerleri (Ødegaard ve diğ., 1998)

Aritma amacı	Amaçlanan giderim verimi, (%)	Tasarım yükleme hızı (g/m ² .gün)	K1 ile %67 doldurma oranında tasarım yükleme hızı, (kg/m ³ .gün)
BOL ₅ giderimi			
Yüksek hızlı	75-80	22	7.2
Normal hızlı	85-90	13	4.3
Düşük hızlı	90-95	6.5	2.2
Nitrifikasyon (O ₂ >5 mg/L)			
BOL ₅ giderim aşaması ¹	90-95	5.2	1.7
NH ₄ -N>3 mg/L	90	1.0	0.34
NH ₄ -N<3 mg/L	90	0.45	0.15
Denitrifikasyon			
Önde DN (C/N>3.5) ²	70 (NO ₃ -N)	0.9 (NO ₃ -N)	0.30 (NO ₃ -N)
Sonda DN (C/N>2.6) ³	90 (NO ₃ -N)	2.0 (NO ₃ -N)	0.67 (NO ₃ -N)

¹ O₂>3 mg/L

² g BOL₅/g NO₃-N_gdeğeri, mevcut karbon kaynağı ile

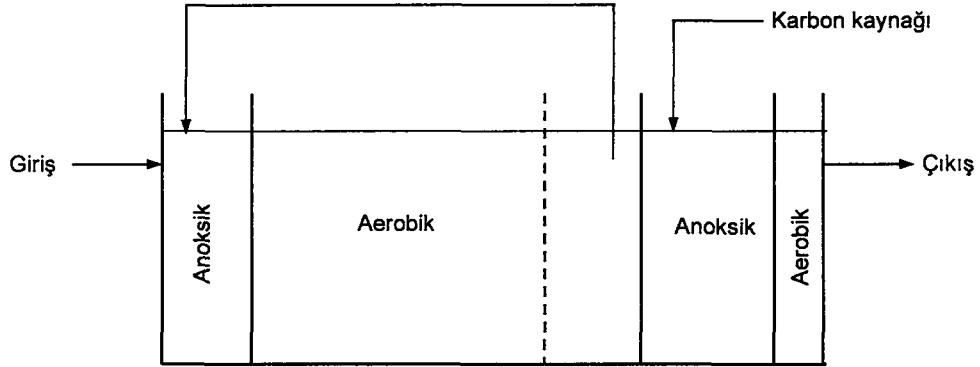
³ g BOL₅/g NO₃-N_gdeğeri, dışarıdan karbon kaynağı ilavesi ile

2.3.2 HYBR'lerde Organik Madde Giderimi

Ødegaard ve diğ. (1994), akım şeması Şekil 2.4'te görülen, 250 kişi için tasarlanmış bir küçük arıtma tesisinde evsel ve çeşitli endüstriyel atıksularda organik madde giderim verimlerini incelemişlerdir. Elde edilen sonuçlara göre 18.8 g KOI/m².gün organik yüklemde %94.5 KOI, %97.1 fosfor ve %41.5 toplam azot giderimi elde edilmiştir. Çeşitli endüstriyel atıksular için yapılan çalışmalarda elde edilen KOI giderim verimleri Tablo 2.4'te görülmektedir.

Broch-Due ve diğ. (1994) yüksek KOI (ortalama 26,660 mg TKOI/L) ve toksisiteye (0.22-2.3 EC₅₀, 15 dak) sahip kağıt endüstrisi atıksularının arıtımında HYBR sisteminin verimini araştırmışlardır. Çalışma seri bağlı iki adet HYBR ve çökeltme tankından oluşan bir pilot tesiste gerçekleştirilmiştir. Reaktörlerde taşıyıcı malzeme doldurma oranı %70 (spesifik biyofilm yüzey alanı = 350 m²/m³) olarak uygulanmış ve 10-50 kg KOI/m³.gün aralığında organik yüklemelerde çalışılmıştır. Toplam KOI'de %65-70, çözünmüş KOI'de %75-80, toksisitede ise %99'a varan giderim verimleri elde edilmiştir. Yüksek organik yüklemelerde ilk reaktördeki biyofilm miktarı 7-9 g

biyokütle/m² olarak ölçülmüş, çamur üretimi ise 0.2 kg AKM/kg giderilen KOİ (0.35 kg AKM/kg giderilen BOI₇) olarak gerçekleşmiştir. Bu değer, kağıt endüstrisi atıksuları arıtan bir aktif çamur sistemine göre oldukça düşüktür (0.4-0.7 kg AKM/kg giderilen BOI₇). Bunun nedeni yüksek hidrolik bekletme süresine bağlanmıştır.



Şekil 2.4 HYBR pilot tesisinin akım şeması (Ødegaard ve diğ., 1994)

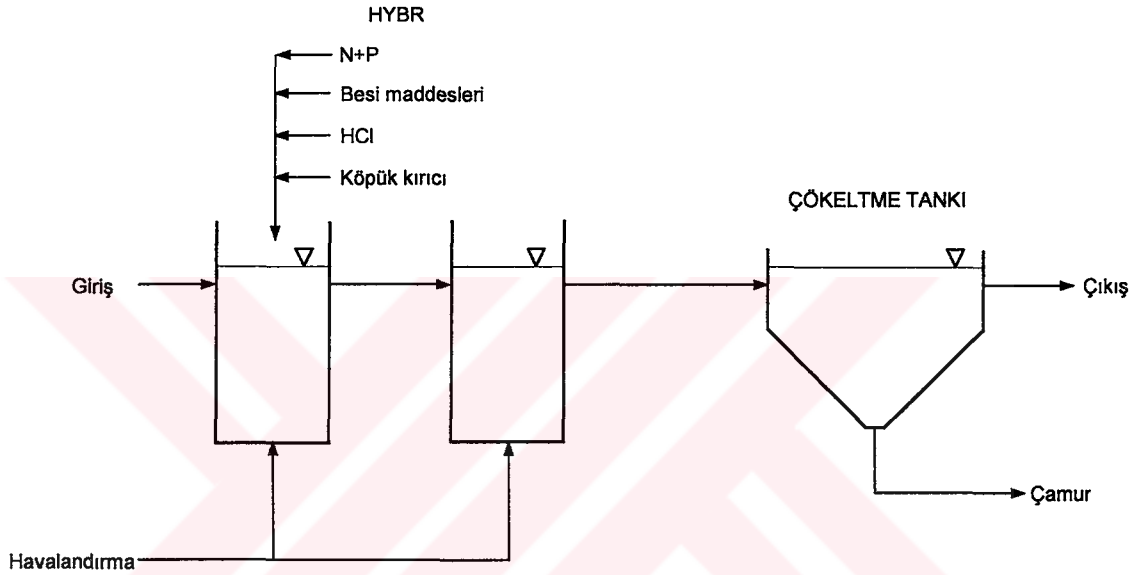
Tablo 2.4 Çeşitli endüstriyel atıksular için HYBR’lerde KOİ giderim verimleri

Atıksu	Spesifik Biyofilm Yüzey Alanı (m ² /m ³)	Malzeme Doldurma Oranı (%)	Giriş KOİ Kons. (mg/L)	KOİ Giderim Verimi (%)	Kaynak
Süt Endüstrisi	276	55	3290	85	Rusten ve diğ. (1992)
Süt Endüstrisi	268	54	3310	85	Ødegaard ve diğ. (1994)
Patates Cipsi End.	250	50	-	95.3	Ødegaard ve diğ. (1994)
Patates Cipsi End.	250	50	-	97.5	Ødegaard ve diğ. (1994)
Kağıt End.	350	70	25000-30000	70	Ødegaard ve diğ. (1994)
Kağıt End.	350	70	26660	65-70	Broch-Due ve diğ. (1994)
Kağıt End. -1	350	70	3400	65.8-77.6	Broch-Due ve diğ. (1997)
Kağıt End. -2	350	70	2000	57.2-70.9	Broch-Due ve diğ. (1997)
Kağıt End. -3	350	70	3050	64.5-78.5	Broch-Due ve diğ. (1997)
Peynir End. -1	335	67	3070	96.7	Rusten ve diğ. (1996)
Peynir End. -2	335	67	4420	97.8	Rusten ve diğ. (1996)
Petrol Rafinerisi	150	30	350-540	62	Johnson ve diğ. (2000)
Mezbahane	250	50	1333*	86.5	Johnson ve diğ. (2000)

* Çözülmüş KOİ

Broch-Due ve diğ. (1997) yaptıkları diğer bir çalışmada yine kağıt endüstrisi atıksularında hidrolik bekletme süresinin organik madde giderimine etkisini incelemişlerdir. Reaktörlerde malzeme doldurma oranı %70 olarak uygulanmıştır. Çalışılan ilk atıksuda, Şekil 2.5’te görülen 2 reaktörden oluşan pilot tesiste 2.7-17.8 kg TKOİ/m³.gün hacimsel yükleme oranlarına karşılık gelen ve 4.2 ile 30.6 saat arasında değişen 6 farklı hidrolik bekletme süresi denenmiştir. Reaktörlerde 2.5-5.7

mg/L çözülmüş oksijen konsantrasyonları uygulanarak %66-82 TKOl ve %78-85 çözülmüş KOI giderim verimleri elde edilmiştir. İkinci atıksuda ise hidrolik bekleme süresi ve organik yükleme oranı sabit tutularak (4.2 saat ve 10 kg TKOl/m³.gün), sıcaklık 21-33°C arasında, çözülmüş oksijen konsantrasyonu ise 2.5-4 mg/L arasında değiştirilmiştir. Elde edilen sonuçlar sıcaklığın TKOl giderimi verimini önemli ölçüde etkilediğini ortaya koymuştur. Sıcaklığın 31.4°C'den 21.9°C'ye düşmesiyle TKOl giderim verimi %65'ten %48'e inmiştir. En yüksek TKOl giderim verimi ise 33.2°C 'de %72 olarak belirlenmiştir.



Şekil 2.5 HYBR pilot tesisinin akım şeması (Broch-Due ve diğ., 1997)

Rusten ve diğ. (1994) çeşitli kağıt endüstrisi atıksularının pilot ölçekli HYBR'de arıtılabilirliğini araştırmışlardır. Çalışmada elde edilen sonuçlar Tablo 2.5'te özetlenmiştir.

Tablo 2.5 Çeşitli kağıt endüstrisi atıksularında HYBR ile elde edilen sonuçlar (Rusten ve diğ., 1994)

	KOI Kons. (mg/L)	HYBR Reaktör Düzeni	Malzeme Doldurma Oranı, (%)	HBS (saat)	Maks. Organik Yükleme	KOI Giderim Verimi (%)
A Tesisi	360	3 AE	65	0.66	7 kgBOI ₇ /m ³ .gün	85 (BOI ₇)
B Tesisi	550	1 AN + 2 AE	AE 37- AN 47	1.4	10 kgTKOl/ m ³ .gün	80-90 (BOI ₇)
C Tesisi	1,250	3 AE	58	0.9-1.9	11 kgBOI ₇ /m ³ .gün	70 (ÇBOI ₇)
D Tesisi	27,000	2 AE	70	24-51	60 kgTKOl/ m ³ .gün	75 (ÇKOI)

AE: Aerobik; AN: Anaerobik; HBS: Hidrolik Bekletme Süresi

Jahren ve diğ. (2002), %58 oranında Kaldnes biyofilm taşıyıcı malzemesi ile doldurulan laboratuvar ölçekli bir sürekli reaktörde, ortalama çözünmüş KOİ konsantrasyonu 2,175 mg/L olan termomekanik kağıt endüstrisi atıksularının termofilik aerobik şartlarda arıtımını araştırmışlardır. 55°C'de yürütülen çalışmada 13-22 saat hidrolik bekletme sürelerinde 2.5-3.5 kg ÇKOİ/m³.gün organik yüklemelerde %60-65 oranında giderim verimleri elde edilmiştir. Atıksudaki ÇKOİ'nin %50-60'ını oluşturan karbonhidratlar %90-95, ÇKOİ'nin %30-35'ini oluşturan lignin türündeki bileşenler ise %15'in altında giderilmiştir. Çamur üretimi ise 0.23 g UAKM/g ÇKOİ olarak gerçekleşmiştir.

Andreottola ve diğ. (2001) pilot ölçekli bir HYBR'de süt endüstrisi atıksularının arıtımını inceledikleri çalışmada biyofilm taşıyıcı malzeme olarak FLOCOR-RMP® kullanmışlardır. 96 m²/m³ biyofilm yüzey alanı sağlayan %60 hacimsel doldurma oranında 52.7 g KOİ/m².gün'e kadar organik yüklemeler uygulanmış ve %80'in üzerinde KOİ giderim verimleri elde edilmiştir.

Johnson ve diğ. (2000), bir petrol rafinerisi atıksu arıtma tesisinde, aktif çamur reaktörlerinin önünde yer alan koagülasyon tankını HYBR'ne dönüştürmüşler ve %30 oranında yatak malzemesi ile doldurarak 150 m²/m³ spesifik biyofilm yüzey alanı sağlamışlardır. Giriş KOİ konsantrasyonu 300-540 mg/L ve organik yükleme hızı 10-51 g KOİ/m²/gün (ortalama 26.73 g KOİ/m²/gün) arasında değişen HYBR ile, daha önceki sistemde 60-110 mg/L olan çıkış KOİ konsantrasyonu 40-60 mg/L'ye kadar düşürülmüştür. Ayrıca 10 mg/L olan giriş amonyak azotu konsantrasyonunun HYBR devreye girdikten sonra 16 mg/L'ye yükselmesine rağmen, çıkış konsantrasyonu 4 mg/L'den, ilk aşamada 2 mg/L'ye ve 2 ay sonra 0.7 mg/L'nin altına düşmüştür. Aynı çalışma mezbahane atıksuları için gerçekleştirilmiştir. Daha önce aktif çamur reaktöründen önce ön arıtma olarak işletilen kimyasal arıtma sistemi iki aşamalı HYBR ön arıtma sistemine dönüştürülmüştür. Reaktörler %50 oranında yatak malzemesi ile doldurularak 250 m²/m³ spesifik biyofilm yüzey alanı sağlanmış ve 20-45 g çözünmüş KOİ/m²/gün arasındaki organik yükleme hızları için %86'nın üzerinde çözünmüş KOİ giderim verimleri elde edilmiştir. Organik maddelerin büyük kısmı ilk reaktörde tüketildiği için, nitrifikasyon önemli ölçüde ikinci reaktörde gerçekleşmiştir. 135 mg/L amonyak azotu konsantrasyonuna sahip atıksu için ikinci HYBR'de 0.832 g NH₃-N/m²/gün amonyak giderim hızı ile 6 mg/L çıkış değeri elde edilmiştir.

Münch ve diğ. (2000), 55,000 m³/gün kapasiteli bir evsel atıksu arıtma tesisinde nitrifikasyon ve denitrifikasyonun yetersiz olmasından dolayı mevcut aktif çamur

sisteminin HYBR'ne dönüştürülebilirliği pilot tesis kurularak araştırılmıştır. Çalışmada, aktif çamur geri devri uygulanmasından ve sadece en kritik proses olan nitrifikasyonun biyofilm tarafından gerçekleştirilmesi amaçlandığından dolayı, Natrix Major 12/12 taşıyıcı malzemesi kullanılmış ve %50 doldurma oranı uygulanmıştır. Pilot tesis anoksik aktif çamur reaktörü, aerobik aktif çamur reaktörü, aerobik HYBR ve çökeltme havuzundan oluşmakta, çökeltme havuzundan tesis girişine aktif çamur geri devri uygulanmıştır. Ayrıca HYBR çıkışından sonra oksijen giderimi yapılarak tesisin girişine anoksik geri devir yapılmıştır. Çalışma sonucunda 4.0 mg/L oksijen konsantrasyonu uygulanan HYBR'de 14 mg/L.saat nitrifikasyon hızı elde edilmiştir. Çıkış amonyak azotu ve $\text{NO}_x\text{-N}$ konsantrasyonları ise sırasıyla ortalama 6.2 ve 5.9 mg/L olarak elde edilmiş ve mevcut sistemde azot gideriminin HYBR ile artırılabilceği sonucuna varılmıştır.

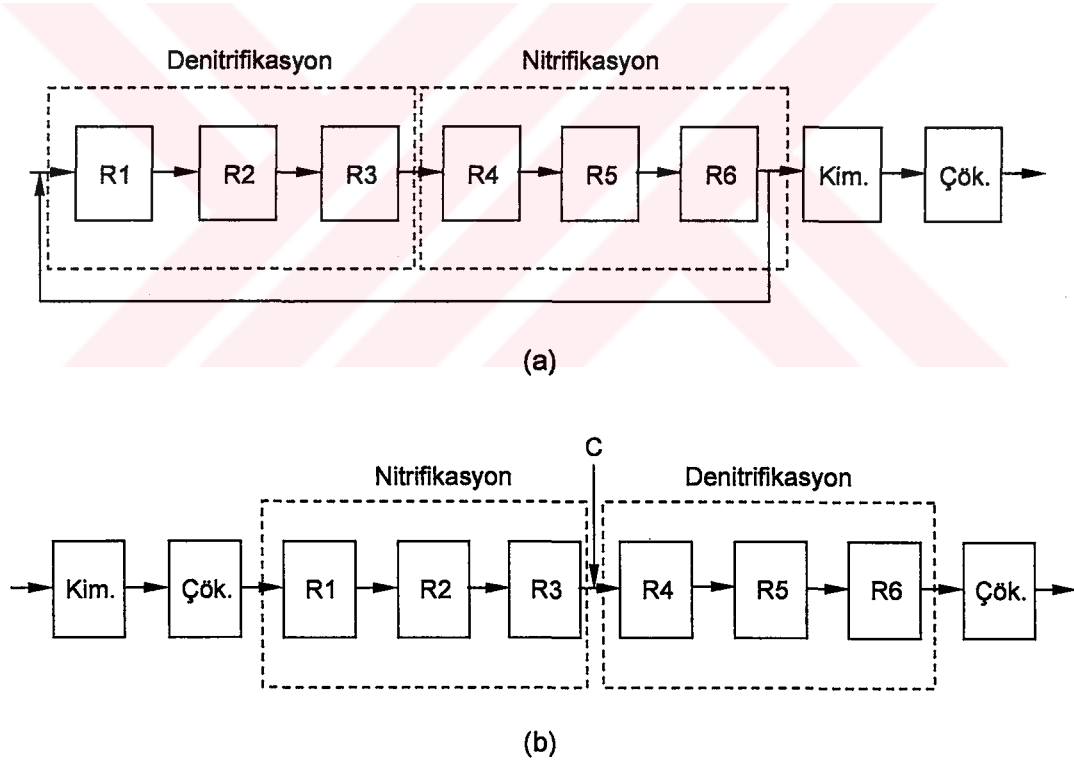
2.3.3 HYBR'lerde Besi Maddesi Giderimi

Hem ve diğ. (1994) ilk çöktürme ve biyolojik arıtma çıkış atıksularında farklı çözünmüş oksijen konsantrasyonları ve organik yüklemelerde nitrifikasyon hızlarını incelemişlerdir. Biyolojik arıtma çıkış atıksularında 1.0 g $\text{BOL}_7/\text{m}^2.\text{gün}$ organik yüklemelerde 6 g O_2/m^3 için 0.1-1.3 g $\text{NH}_4\text{-N}/\text{m}^3.\text{gün}$ ve 8 g O_2/m^3 için 1.7 g $\text{NH}_4\text{-N}/\text{m}^3.\text{gün}$ amonyum giderim hızları elde etmişlerdir. Elde edilen sonuçlar nitrifikasyon hızının, çözünmüş oksijen konsantrasyonunun birinci dereceden fonksiyonu olduğunu ortaya koymuştur. Çalışmada ayrıca 1-2 g $\text{BOL}_7/\text{m}^2.\text{gün}$ organik yüklemelerde 0.3-0.8 g $\text{NO}_x\text{-N}/\text{m}^2.\text{gün}$ ve 2-3 g $\text{BOL}_7/\text{m}^2.\text{gün}$ organik yüklemelerde ise 0.7-1.2 g $\text{NO}_x\text{-N}/\text{m}^2.\text{gün}$ nitrifikasyon hızları elde edilmiştir. 5 g $\text{BOL}_7/\text{m}^2.\text{gün}$ 'ü aşan organik yüklemelerde nitrifikasyon hızının sıfıra yaklaştığı kaydedilmiştir.

Ødegaard ve diğ. (1994), yaptıkları çalışmada evsel atıksulardan besi maddesi giderimi amacıyla hareketli yataklı biyofilm prosesinde iki modifikasyon denemişlerdir. Bunlardan ilki önde denitrifikasyon (N giderimi için) ve sonda kimyasal çöktürme (fosfor giderimi için), ikincisi ise önde kimyasal çöktürme, sonda denitrifikasyondur. İlk alternatifte en yüksek azot giderimi 6 saatlik biyoreaktör bekletme süresi ile sağlanmıştır (<%70 N giderimi, geri devir oranı = 2). İkinci alternatif ile 3 saatten daha kısa biyoreaktör bekletme süresi ile %85'in üzerinde N giderimi sağlanmıştır. İkinci alternatifte denitrifikasyon seviyesi, nitrat konsantrasyonuna bağlı olarak, gerektiği kadar karbon kaynağı (sodyum asetat) eklenerek kontrol edilmiştir. İlk alternatifte ise denitrifikasyon verimi ham atıksudaki organik madde miktarına bağlıdır. Kullanılan atıksudaki kolay ayrışabilen organik madde miktarı düşük olduğundan, geri devir oranı optimum 2 olarak belirlenmiştir.

İlk alternatifte 0.73 kg AKM/kg $KOI_{giderilen}$ olan çamur üretimi, ikinci alternatifte 0.34 kg AKM/kg $KOI_{giderilen}$ olarak gerçekleşmiştir.

Rusten ve diğ. (1995a), 100 mg/L'den düşük çözünmüş KOI ve 25 mg/L toplam azot içeren bir atıksuda nitrifikasyon ve denitrifikasyon amacıyla Şekil 2.6'da verilen seri bağlı HYBR'lerden ve kimyasal çöktürmeden oluşan iki farklı konfigürasyondaki pilot ölçekli sistemleri işletmişlerdir. Uygulanan en yüksek yükleme olan 0.9 g $NH_4-N/m^2.gün$ değerine kadar nitrifikasyon çok iyi şekilde gerçekleşmiştir. 11 g $COD/m^2.d$ değerine kadar organik yükleme nitrifikasyonu engellememiştir. İlk 80 günde genç biyofilm ile 0.7-0.8 g $NH_4-N/m^2.gün$, daha sonra olgun biyofilm ile 1.0 g $NH_4-N/m^2.gün$ 'ün üzerinde nitrifikasyon hızları sağlanmıştır. İlk konfigürasyon olan önde denitrifikasyon prosesinde atıksudaki kolay ayrışabilen organik maddenin düşük olması nedeniyle denitrifikasyon hızı 0.4 g $NO_x-N/m^2.gün$ gibi düşük bir hızda gerçekleşmiştir. Sonda denitrifikasyon prosesinde dışarıdan karbon kaynağı ilavesiyle bu hız 2.2 g $NO_x-N/m^2.gün$ değerine kadar yükseltilebilmiştir (Rusten ve diğ., 1995b)



Şekil 2.6 Seri bağlı HYBR ve kimyasal çöktürmeden oluşan, önde denitrifikasyon (a) ve sonda (b) denitrifikasyon sistemleri

Bonomo ve diğ. (2000) ikincil arıtma çıkışı evsel atıksu ile beslenen bir laboratuvar ölçekli HYBR'de saf oksijen ile nitrifikasyon konusunda çalışmalar yapmışlardır. KMT® kullanılan sisteme beslenen atıksuyun sıcaklığı 18°C olup, ortalama 22 mg/L

NH₄-N içermektedir. Çalışmada 3-4 mgO₂/mgN'tan yüksek O₂/N oranları uygulanarak 2.5-3.0 gN/m².gün yükleme oranlarında 2.5-3.0 gN/m².gün, 7.0-8.0 gN/m².gün yükleme oranlarında ise 6.0-7.0 gN/m².gün nitrifikasyon hızları elde edilmiştir. Spesifik nitrifikasyon hızları ise 0.8-1.4 gN/gAKM.gün arasında elde edilmiştir.

Andreottola ve diğ. (2000) evsel atıksu ön arıtma çıkışının arıtımında HYBR ve aktif çamur sistemlerinin verimini karşılaştırmışlardır. HYBR'de biyofilm yatak malzemesi olarak FLOCOR-RMP® kullanılmış ve %70 doldurma oranı uygulanmıştır. Toplam KOİ gideriminde HYBR'de %76, aktif çamur sisteminde ise %84 verim elde edilmiştir. Bunun nedeni yatak malzemesinin biyofilm yüzey alanının düşük olmasına ve dolayısıyla HYBR'de aktif çamur sistemine göre daha az biyokütle bulunmasına bağlanmıştır. Nitrifikasyon verimleri de benzer şekilde HYBR'de %92, aktif çamurda %98 olarak gerçekleşmiş, ancak HYBR'de daha yüksek spesifik nitrifikasyon hızı elde edilmiştir. Bunu da HYBR'deki biyokütle aktivitesinin daha yüksek olmasına rağmen, biyokütle konsantrasyonunun düşük olmasının verimi sınırladığı şeklinde yorumlamışlardır.

Andreottola ve diğ. (2003), aşırı yüklü bir aktif çamur sisteminin HYBR sistemine dönüştürüldüğü çalışmada, kararlı haldeki 0.8 g TKN/m².gün (0.3 kg TKN/m³.gün) yüklemede ortalama %90 nitrifikasyon verimi elde etmişlerdir. Nitrifikasyon hızı ise 0.35 g NO₃-N/m².gün olarak gerçekleşmiştir.

2.4 Hareketli Yataklı Ardışık Kesikli Biyofilm Reaktörleri (HYAKBR)

Ardışık kesikli reaktör (AKR), doldur-boşalt şeklinde işletilen bir çeşit aktif çamur sistemidir. Sistem tek bir tanktan veya paralel halde işletilen birden fazla sayıda tanktan oluşabilir.

AKR sisteminin işletimi çeşitli fazlardan oluşur. İlk fazda atıksu reaktöre beslenir ve reaktörde daha önceden bulunan biyokütle ile karıştırılır. İkinci fazda biyokimyasal dönüşümler için yeterli bir süre havalandırma yapılır. Daha sonraki fazda biyokütle çökelti olarak arıtılmış sudan ayrılır ve deşarj edilir. Son fazda ise reaktör dinlenmeye bırakılır. Bu 4 fazın tamamından oluşan sürece çevrim adı verilmektedir.

Bugüne kadar çeşitli modifikasyonları denenmiş olan AKR sistemleri doldur-boşalt reaktörlere çok benzemekle birlikte en önemli farkı, atıksuyun reaktöre alınma süresinin tercihe bağlı olması ve reaksiyon sürecinin bir parçasını oluşturmasıdır.

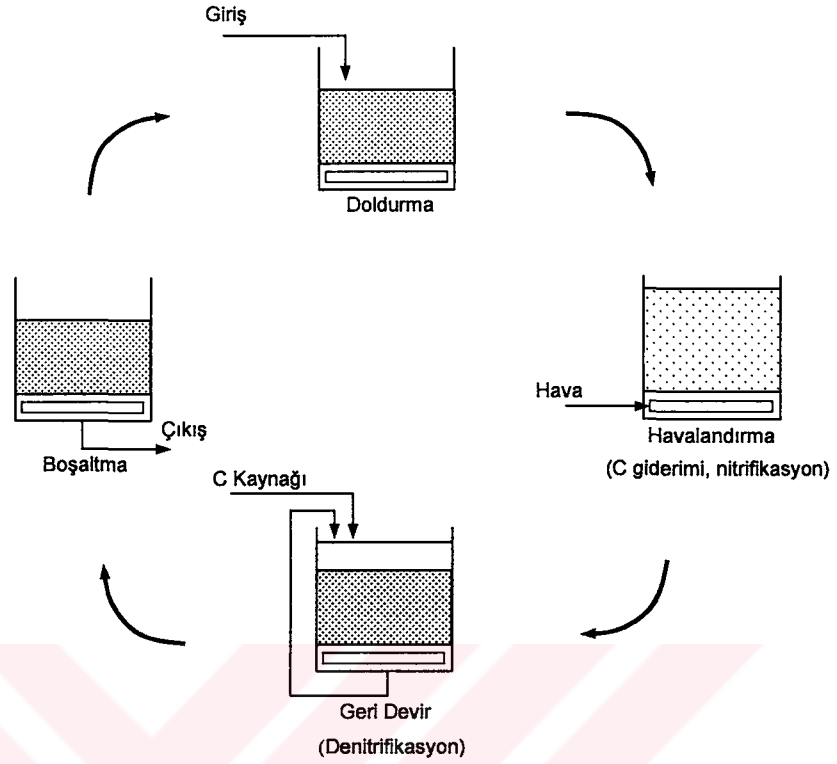
Ardışık kesikli reaktörlerin en önemli özelliği; farklı biyolojik proseslerin, sürekli akımlı tam karışımli reaktörlerdeki gibi, aynı anda farklı reaktörlerde yani yere bağlı olarak değil, aynı kesikli reaktör içerisinde zamana bağlı olarak gerçekleşmesidir. Dolayısıyla her proses için ayrı reaktörler kullanılması yerine tüm proseslerin tek bir reaktörde gerçekleştirilmesi yatırım ve işletme maliyetlerini önemli oranda düşürmektedir. Ayrıca her faz için sistemin durumuna göre istenilen sürelerin uygulanabilmesi sisteme esneklik sağlamaktadır.

AKR'lerde proses şartlarının periyodik olarak değiştirilmesi, biyofilm kültüründe farklı mikroorganizma türlerinin, özellikle nitrifikasyon, denitrifikasyon bakterilerinin ve aşırı fosforu bünyesine alabilen bakterilerin zenginleşmesine ve kontrolüne olanak vermektedir (Gonzales ve diğ., 1991).

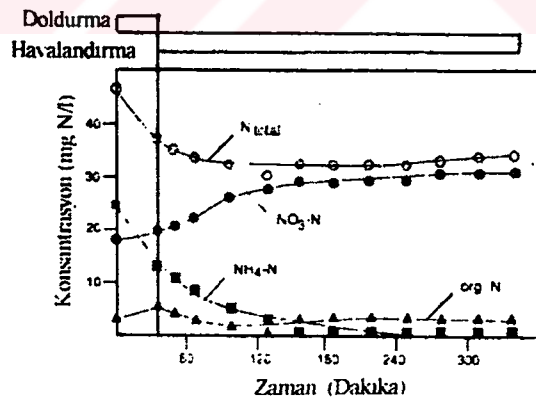
Ardışık kesikli reaktörler ülkemizde ve dünyada, evsel ve endüstriyel atıksulardan organik madde ve nutrient giderimi amacıyla tam ölçekli olarak uygulanmaktadır. Bu sistemler çoğunlukla askıda çoğalan aktif çamur sistemleridir. Bir biyofilm reaktörünün ardışık kesikli olarak işletilmesi ise Wilderer (1992) tarafından önerilmiştir. Şekil 2.7'de, bir Ardışık Kesikli Biyofilm Reaktörü (AKBR)'nin nitrifikasyon ve denitrifikasyonu gerçekleştirmek amacıyla uygulanan proses çevimi görülmektedir. Bu çevrimin ilk fazında, atıksu sabit yataklı reaktöre alınarak reaktör doldurulduktan sonra ikinci fazda havalandırma yapılarak karbon giderimi ve nitrifikasyon gerçekleştirilir. Nitrifikasyonun tamamlanmasından sonra üçüncü fazda denitrifikasyonun gerçekleşmesi için hava kesilir ve ilave karbon kaynağı olarak ham atıksu veya metanol, etanol gibi organik maddeler dozlanarak atıksu geri devir ettirilir. Son fazda ise reaktördeki atıksu boşaltılarak yeni bir çevrime hazır hale getirilir (Wilderer ve Rehbein, 1995).

Bu sistemin pilot ölçekli uygulaması sonucunda çıkış akımındaki organik azot konsantrasyonu 2 mg/l'nin, AKM konsantrasyonu ise 20 mg/l'nin altına düşürülmüştür. Sadece nitrifikasyonun uygulandığı çevrim için azot giderimi Şekil 2.8'de, nitrifikasyon ve denitrifikasyonun uygulandığı çevrim için azot giderimi Şekil 2.9'da görülmektedir.

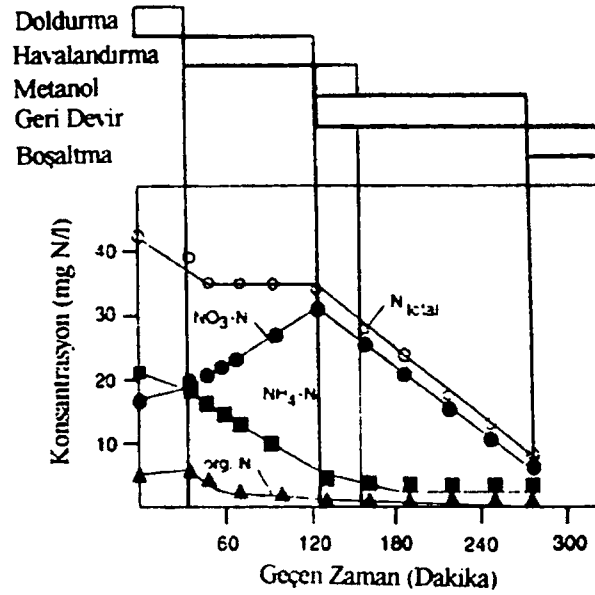
AKBR, reaksiyon fazlarının süresi ihtiyaçlara göre ayarlanabilmesinden dolayı, deşarj limitlerinin minimum işletme maliyeti ile sağlanmasına olanak vermektedir. Ayrıca ani yükleme şartları, çevrim süresinin arttırılması ile etkisiz hale getirilebilmekte, düşük yüklemelerde ise çevrim süresi kısaltılarak işletme maliyetleri düşürülebilmektedir (Wilderer ve Rehbein, 1995).



Şekil 2.7 Azot giderimine yönelik AKBR prosesi (Wilderer ve Rehbein, 1995)



Şekil 2.8 AKBR'de sadece nitrifikasyonun uygulandığı çevrim için azot giderimi, (Wilderer ve Rehbein, 1995)

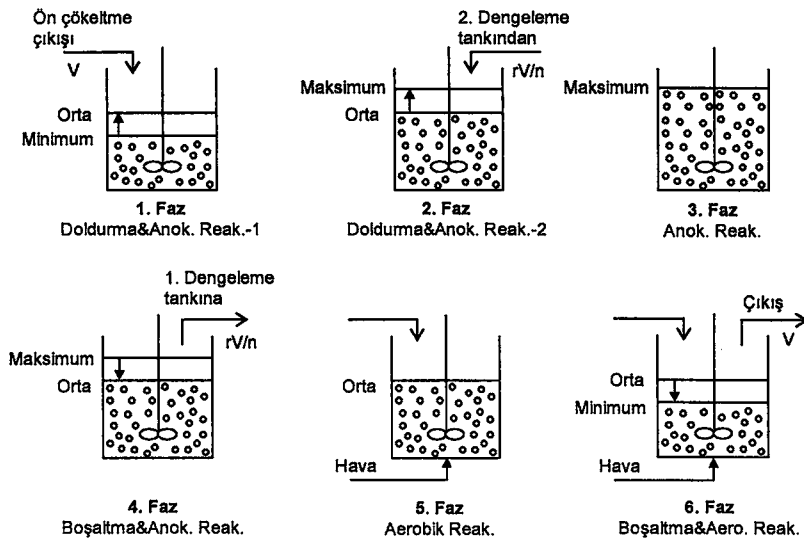


Şekil 2.9 AKBR'de nitrifikasyon ve denitrifikasyonun uygulandığı çevrim için azot giderimi, (Wilderer ve Rehbein, 1995)

Pastorelli ve diğ. (1997), evsel atıksu ön çökeltme çıkışında organik karbon ve azot giderimi amacıyla pilot ölçekli iki farklı reaktör konfigürasyonunu karşılaştırmışlardır:

1. Konfigürasyon: Sürekli işletilen, ilki organik karbon giderimi ve diğer ikisi nitrifikasyon amaçlı seri bağlı 3 adet HYBR.
2. Konfigürasyon: Organik madde giderimi ve denitrifikasyon amaçlı bir HYAKBR ve yan hatta nitrifikasyon amaçlı sürekli işletilen bir HYBR.

HYAKBR'de bir çevrim içerisinde uygulanan fazlar Şekil 2.10'da görülmektedir.



Şekil 2.10 HYAKBR'de bir çevrimi oluşturan fazlar

Her iki konfigürasyonda da çökeltme tankı veya çökeltme fazının yer almadığı çalışmada;

- Farklı organik yüklemelerde organik karbon giderim hızının değişimi,
- Oksijen ve amonyağın sınırlayıcı olduğu durumlarda nitrifikasyon hızının değişimi ve
- Düşük organik yüklemelerde denitrifikasyon hızının değişimi

araştırılmıştır. Çalışmada yükleme hızıyla orantılı olarak 8 g KOI/m².gün'e varan organik karbon giderim hızı, maksimum 1.4 g NH₄-N/m².gün yüklemede ortalama 1.07 g NH₄-N/m².gün nitrifikasyon hızı ve dışarıdan karbon kaynağı ilavesi olmaksızın 0.3 g NO₃-N/m².gün'ün altına düşmeyen denitrifikasyon hızları elde edilmiştir.

Helness ve Ødegaard (1999), hareketli yataklı ardışık kesikli reaktörlerde biyolojik fosfor giderimini incelemişlerdir. Çalışmada 10 L hacminde ve %53 oranında KMT yatak malzemesi doldurulmuş ardışık kesikli reaktörde 0.3-1.2 kg/m³.gün KOI, 0.012-0.131 kg/m³.gün PO₄-P ve 0.06-0.27 kg/m³.gün NH₄-N yüklemelerinde 4 ve 6 saatlik çevrim süreleri uygulanarak fosfor giderimi incelenmiştir. Çalışma sonucunda %98'e kadar fosfor giderimi elde edilmiş ve fosfor gideriminin işletme koşullarına önemli ölçüde bağlı olduğu belirlenmiştir. Ayrıca yüksek ve stabil fosfor giderimi sağlayabilmek için anaerobik periyodun, kolay ayrışabilen KOI'nin yaklaşık olarak tamamının giderilmesine yetecek kadar uzun tutulması gerektiğini belirtmişlerdir. Çünkü, biyolojik fosfor gideriminde önemli faktörler ortamdaki PHA miktarı ve PAO'lar ile diğer heterotroflar arasındaki rekabettir. Anaerobik periyot tüm KOI'nin tüketilmesine yetecek kadar uzun olmazsa, diğer heterotroflar baskın hale gelmektedir.

Pastorelli ve diğ. (1999) hareketli yataklı ardışık kesikli biyofilm reaktörlerinde dışarıdan karbon kaynağı (asetik asit) eklendiği ve eklenmediği durumlarda organik karbon ve fosfor giderimi ile AKR çevriminin aerobik fazında eşzamanlı nitrifikasyon-denitrifikasyonu araştırmışlardır. Çalışma, 400 L hacimli bir pilot tesiste, evsel-endüstriyel karışık atıksular üzerinde yürütülmüştür. Uygulanan AKR çevriminde 1. ve 2. fazlar anaerobik (kolay ayrışabilen KOI'nin alımı ve P salımı), 3. ve 4. fazlar aerobiktir (KOI oksidasyonu, P alımı ve eşzamanlı nitrifikasyon-denitrifikasyon). Anaerobik ve aerobik fazların süreleri 180 dak-180 dak ve 95 dak-265 dak olmak üzere günde 4 çevrim uygulanmıştır. Çalışma sonucunda organik yükleme hızının dışarıdan C kaynağı eklenmesiyle 2 kat artırılması ve anaerobik faz süresinin 180

dakikadan 95 dakikaya düşürülmesiyle P salım hızı 2 kattan fazla artmıştır. Ayrıca asetik asit eklenmesi sonucu PAO'ların fosfor içeriği %7.5 g P/g AKM (%9 g P/g UAKM)'e kadar çıkmıştır. Asetik asit ilavesi, aynı zamanda, biyofilmin iç tabakalarında PAO'ların üremesini sağlamış, bunlar dış tabakadaki ototrofların ürettiği nitrati kullanarak anaerobik fazda hücre içinde tutulan organik karbonu okside etmişlerdir. Böylece aerobik fazda eşzamanlı nitrifikasyon-denitrifikasyonla, PHB olarak depolanan KOI'nin oksijen kullanılmadan giderilmesi sağlanmıştır.

Loukidou ve Zouboulis (2001), çöp sızıntı suyu arıtımında, ardışık kesikli HYBR için iki farklı taşıyıcı malzemenin karşılaştırmasını yapmışlardır. Sızıntı suyunun BOI_5 konsantrasyonu 4,000-13,000 mg/L, KOI konsantrasyonu 10,000-60,000 mg/L ve pH değeri 5-6 olarak verilmiştir. AKR'de karşılaştırması yapılan malzemeler ise geri kazanılmış kübik poliüretan ambalaj atıkları ve granüler aktif karbon (GAK)'dur. AKR için uygulanan faz süreleri ise aşağıdaki gibidir:

1. 2 saat karıştırma ve havalandırma yapılmadan doldurma,
2. herbiri 3'er ve 1'er saat süreli, alternatif aerobik ve anoksik 5 faz (aerobik süre daha sonra 6 saate çıkarılmış, faz sayısı 3'e indirilmiştir),
3. 2 saat çökeltme (daha sonra 1 saate indirilmiştir).

Hidrolik bekletme süresi önce 20 gün olarak uygulanmış, daha sonra nitrifikasyonun artması için 24 güne yükseltilmiştir. Poliüretan malzeme için KOI ve BOI_5 giderim verimleri sırasıyla %65 ve %90 oranlarında gerçekleşmiştir. Ayrıca %95 oranında nitrifikasyon, %50 oranında denitrifikasyon ve %65 oranında fosfor giderimi elde edilmiştir. Taşıyıcı malzeme olarak GAK kullanıldığında ise %81 KOI, %90 BOI_5 , %88 fosfor giderimi ve %85 oranında nitrifikasyon sağlanmıştır. Bunun yanında, GAK kullanıldığında büyük miktarda kalıntı askıda madde oluşmakta ve bunlar ayrıca arıtım gerektirmekte, ayrıca belirli aralıklarla aktif karbon eklenmesi gerektiği için maliyet artmaktadır. Poliüretan malzeme ise ekonomik değeri olmayan geri kazanılmış ambalaj atıklarından oluştuğu için maliyet açısından avantajlı durumdadır. Dolayısıyla, çalışma sonucunda poliüretan malzeme kullanımının daha avantajlı olduğu kanısına varılmıştır.

Joeng ve diğ. (2003) ardışık kesikli olarak işlettikleri HYBR'de sünger tipi ve Kaldnes olmak üzere iki tip yatak malzemesi kullanmışlardır. AKR çevrimleri 2-2.5 saat anoksik, 1-2 saat anaerobik ve 3-6 saat aerobik olmak üzere toplam 8-12 saat olarak uygulanmıştır. Çevrim sonunda sıvı hacminin %75'i boşaltılarak ortalama 264 mg KOI/L, 46 mg TKN/L ve 7.5 mgTP/L içeren evsel atıksu ile doldurulmuştur. 12

saatlik çevrimlerde besleme anaerobik fazda tek aşamada yapılırken, 8 saatlik çevrimlerde 2/3Q oranında anaerobik, 1/3Q oranında anoksik fazda olmak üzere iki aşamada gerçekleştirilmiştir. Çalışma sonucunda sünger tipi yatak malzemesi kullanılan reaktör çıkışında toplam KOl 26 mg/L, NH₄-N 0.4 mg/L ve toplam fosfor 3 mg/L; Kaldnes kullanılan reaktörün çıkışında ise toplam KOl 14 mg/L, NH₄-N 0.8 mg/L ve toplam fosfor 1 mg/L olarak belirlenmiştir. Biyokütlenin fosfor içeriği ise Kaldnes'te %6.5, sünger tipi yatak malzemesinde %5 olarak ölçülmüştür.



3. NİTRİFİKASYON PROSESİ

3.1 Azotun Etkileri

Su kirliliği alanındaki en önemli sorunlardan biri, nehirlerin, göllerin veya haliçlerin çok miktarda besi maddesi ile yüklenmeleri nedeniyle ortaya çıkan ve aşırı miktarda canlı çoğalması ve/veya alg patlaması olarak tanımlanan *ötrofikasyondur*. Ötrofikasyon su flora ve faunasına olumsuz yönde etkileyen bulanıklık, koku ve çözünmüş oksijen eksikliğine neden olmaktadır. Amonyak azotunun nitrifikasyona uğraması da oksijen ihtiyacını arttırmaktadır.

Amonyak azotunun bir başka olumsuz etkisi de balıklarda ve diğer su canlılarında zehirliliğe yol açmasıdır. Araştırmalar serbest amonyağın (NH_3) amonyum iyonundan (NH_4^+) daha fazla zehirlilik etkisi olduğunu göstermektedir. Serbest amonyak ile amonyum iyonu arasındaki denge de ortamın sıcaklığına ve pH'ına bağlıdır.

Ayrıca çeşitli azot bileşiklerinin halk sağlığına olumsuz etkileri vardır. Nitrit ve nitratın çocuklarda cilt ve kemik hastalıklarına neden olduğu ve kanserojen etkisi bulunduğu bilinmektedir. Bu hastalıklarla karşılaşıldığı durumların çoğunda kullanılan suda 10 mg/L'den fazla $\text{NO}_3\text{-N}$ olduğu gözlenmiştir.

3.2 Biyolojik Nitrifikasyon

Nitrifikasyon prosesi, aerobik ortamda amonyağın mikroorganizmalar tarafından önce nitrite sonra da nitrata dönüştürülmesi ile gerçekleşmektedir. Bu proseste yer alan iki önemli bakteri türü *nitrosomonas* ve *nitrobakter*'dir. Her iki tür de enerji gereksinimlerini inorganik azotun oksidasyonundan sağladıkları için ototrofik organizmalar sınıfına dahil edilmektedirler. Ayrıca bu organizmalar, sentez için organik karbon yerine inorganik karbonu (CO_2) kullanmaktadırlar. *Nitrosomonaslar* sadece amonyağı nitrite, *nitrobakterler* ise nitriti nitrata oksitlemektedirler. Nitrifikasyon, bu iki prosesin ardışık olarak gerçekleşmesinden ibaret olduğu için arıtma tesisi tasarımında bu iki nitrifikasyon bakterisinin yaşayabilmesi için gerekli koşulların sağlanması gerekmektedir.

3.2.1 Nitrifikasyonun Stokiyometrisi

Amonyanın önce nitrite ardından da nitrata oksitlenmesi reaksiyonlarının her adımı simultane olarak gerçekleşen enerji ve sentez reaksiyonlarından oluşmaktadır. İki aşamalı nitrifikasyon prosesinde genel reaksiyonlar aşağıda verilmektedir.

Amonyanın nitrite oksitlendiği reaksiyon,



ile nitritin, nitrobakterler tarafından nitrata oksitlendiği reaksiyon,



şeklinde gerçekleşmektedir. 3.1 ve 3.2 reaksiyonlarının biraraya getirilmesiyle amonyanın toplam oksidasyon reaksiyonu için,



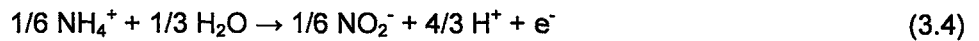
elde edilmektedir.

Ototrofik çoğalmada enerji inorganik azotun oksitlendiği bir redoks reaksiyonu ile elde edilir. Enerji reaksiyonunda elektron alıcısı oksijendir. Sentez reaksiyonunda da inorganik azotun yükseltgenmesi ile ortaya çıkan elektronlar inorganik karbon türlerinin indirgenmesinde kullanılmaktadır.

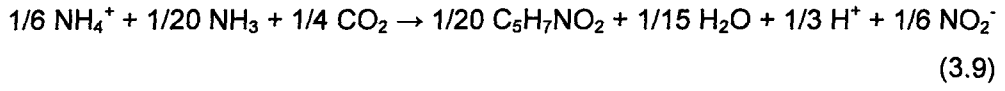
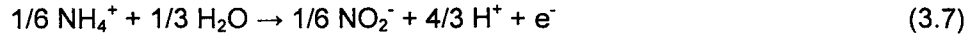
Nitrifikasyon mekanizmasının adımları için redoks reaksiyonları aşağıda verilmiştir.

1. Adım: Amonyanın nitrite yükseltgenmesi

Enerji Reaksiyonu:

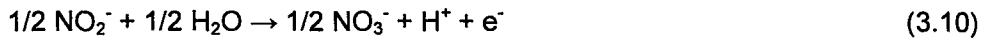


Sentez Reaksiyonu:

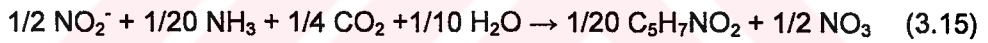
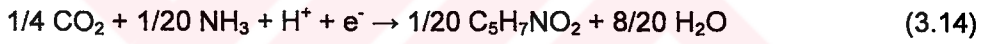
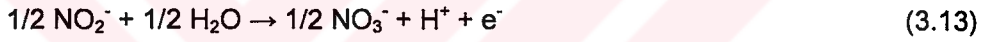


2. Adım: Nitritin nitrata yükseltgenmesi

Enerji Reaksiyonu:

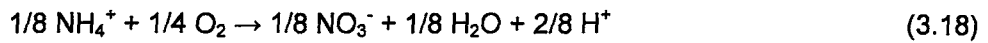
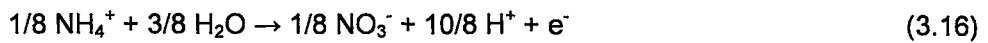


Sentez Reaksiyonu:

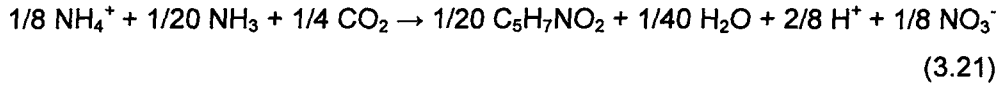
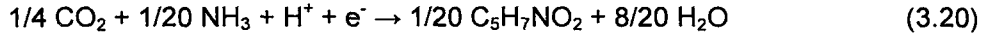
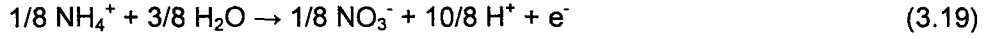


İki adımdaki reaksiyonların farklı iki tür bakteri ile yürütülmesine rağmen biyokütle ampirik formülü aynı kabul edilmiştir. Ardışık reaksiyonlar toplandığında, enerji ve sentez reaksiyonları için aşağıdaki redoks ifadeleri elde edilmektedir.

Toplam Enerji Reaksiyonu:



Toplam Sentez Reaksiyonu:



Stokiyometrik denklemler ile, nitrifikasyon sistemlerinin tasarımında çok önemli parametreler olan oksijen ihtiyacı, alkalinite tüketimi ve nitrifikasyon bakterilerinin çoğalması hakkında bilgi edinilebilmektedir.

Nitrifikasyon prosesine ait toplam enerji denklemi (3.18) stokiyometrisi uyarınca, 1 mol amonyak azotunun oksitlenmesi için 2 mol oksijene ihtiyaç olduğu ya da 1 g amonyak azotunu yükseltgemek için 4.57 g oksijen kullanıldığı görülmektedir. Deneysel çalışmalar nitrifikasyon sonucu oluşan 1 g nitrat azotu başına 4.33 g oksijen tüketildiğini göstermektedir. Bu durumda ototrofik dönüşüm oranı, Y_A , 3.22 ifadesinden hesaplanabilmektedir.

$$4.57 - 4.33 = 0.24 \text{ g O}_2/\text{g N} \quad (3.22)$$

Başka bir deyişle tüketilen 1 g amonyak azotu başına yalnızca 0.24 g KOI ya da 0.17 g UAKM karşılığı ototrofik biyokütle üretilebilmektedir. Elde edilen ototrofik dönüşüm oranı heterotrofik dönüşüm oranından küçük olduğundan, karışık çamurlu sistemlerde relatif olarak oluşan ototrofik biyokütle heterotrofik biyokütleden daha azdır.

Alkalinite tüketimi incelendiğinde, yine 3.18 denkleminde görüldüğü üzere 1 mol amonyak azotu başına 2 mol hidrojen iyonunun açığa çıktığı görülmektedir. Başka bir deyişle 2 mol H^+ iyonu üretilirken 1 mol CaCO_3 eşdeğeri alkalinite kullanılmakta, yani oksitlenen 1 g amonyak azotu başına 7.14 g CaCO_3 alkalinitesi tüketilmektedir.

3.2.2 Nitrifikasyonun Kinetiği

Proses kinetikleri, stokiyometrik yaklaşımlara zaman boyutunu kazandırdığı için, sistem tasarımlarında önemli rol oynamaktadır. Nitrifikasyon sistemlerinin tasarımında temel etken, tam karışimli bir reaktörün çıkışındaki amonyak konsantrasyonunun hesaplanmasıdır (Ekama ve Marais, 1984). Çıkıştaki amonyak konsantrasyonunun hesaplanmasında ototrofik mikroorganizmaların çoğalması,

bozunması ve organik azotun amonifikasyonu olmak üzere üç önemli proses gözönüne alınmaktadır.

3.2.2.1 Ototrof Mikroorganizmaların Çoğalması

Amonyakın ve nitritin oksidasyonu *Nitrosomonas* ve *Nitrobakter*lerin çoğalma kinetiklerinin incelenmesiyle açıklanmaktadır. *Nitrobakter*lerin çoğalması nitrit konsantrasyonu ile sınırlı kalırken, *nitrosomonas*ların çoğalması ortamdaki amonyak konsantrasyonuna bağlıdır. Proses reaksiyonlarının ardışık olması ve *Nitrosomonas*ların çoğalma hızının daha düşük olması nedeniyle amonyağın nitrite oksidasyonu nitrifikasyonda hız kısıtlayıcı adım olmaktadır (Sözen ve diğ., 1996). Bu nedenle nitrifikasyon bakterilerinin toplam çoğalma kinetiği için genellikle aşağıda verilen Monod tipi denklem kullanılmaktadır:

$$\mu_A = \hat{\mu}_A \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \quad (3.23)$$

Burada;

$\hat{\mu}_A$ = maksimum spesifik çoğalma hızını, $[T^{-1}]$

μ_A = spesifik çoğalma hızını, $[T^{-1}]$

S_{NH} = amonyak azotu konsantrasyonunu $[M(N) L^{-3}]$

K_{NH} = amonyak yarı doygunluk sabitini $[M(N) L^{-3}]$

ifade etmektedir.

Ototrofik çoğalma için proses hızı ise;

$$\frac{dX_A}{dt} = \mu_A \cdot X_A = \hat{\mu}_A \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} X_A \quad (3.24)$$

ifadesi ile gösterilmektedir. Burada, X_A ototrofik biyokütle konsantrasyonunun $[M(hücreOL) L^{-3}]$ ölçüsüdür.

Nitrifikasyon hızı ile ototrofik çoğalma hızı arasında aşağıdaki gibi tanımlanabilecek doğrusal bir ilişki kurulabilmektedir.

$$\frac{dS_{NH}}{dt} = -\frac{1}{Y_A} \frac{dX_A}{dt} \quad (3.25)$$

Bu stokiyometrik ilişki (3.24) denklemiyle birleştirildiğinde, nitrifikasyon sırasında amonyağın oksidasyon hızını veren,

$$-\frac{dS_{NH}}{dt} = \frac{\hat{\mu}_A}{Y_A} \frac{S_{NH}X_A}{K_{NH} + S_{NH}} = q_A X_A \quad (3.26)$$

ifadesi elde edilmektedir. Burada q_A , spesifik amonyak oksidasyon hızı $[M(N) (M(hücreKO)T)^{-1}]$ olarak tanımlanmaktadır.

Oksitlenen amonyak azotu nitrata dönüştüğü için;

$$\frac{dS_{NO}}{dt} = -\frac{dS_{NH}}{dt} \quad (3.27)$$

yazılabilmektedir. Burada, S_{NO} , reaktörde oluşan nitrat azotu konsantrasyonunu $[mg(N) L^{-3}]$ ifade etmektedir.

Nitrifikasyon prosesindeki oksijen tüketimi de daha önce sözedildiği gibi sistem stokiyometrisinden elde edilebilmektedir.

$$\frac{dS_O}{dt} = -\frac{4.57 - Y_A}{Y_A} \mu_A X_A = (4.57 - Y_A) \frac{dS_{NH}}{dt} \quad (3.28)$$

Burada, S_O , çözülmüş oksijen konsantrasyonunu $[M(O_2) L^{-3}]$ göstermektedir.

Nitrifikasyon bakterilerinin çoğalma kinetiklerini ifade eden denklemlerden görüleceği gibi $\hat{\mu}_A$ ve K_{NH} sabitleri oldukça büyük öneme sahiptirler. Literatürde sıcaklığa karşı son derece hassas olan $\hat{\mu}_A$ 'nın $20^\circ C$ 'de $0.20 - 0.65 \text{ gün}^{-1}$ değerleri arasında değiştiği belirtilmektedir. Sıcaklıkla değişmediği kabul edilen K_{NH} sabiti için genellikle 1.0 mg/L değeri kabul edilmektedir (Henze ve diğ., 1987).

3.2.2.2 Ototrof Mikroorganizmaların Bozunması

Ototrofların bozunma mekanizmalarını tanımlamak oldukça güç olmasına rağmen, gözlemler bu prosesin birinci derece denkleme uyduğunu göstermektedir:

$$\frac{dX_A}{dt} = -b_A X_A \quad (3.29)$$

Burada, b_A , ototrofların bozunma hız katsayısını (T^{-1}) göstermektedir. b_A değeri için literatürde 0.04 - 0.16 gün^{-1} arasında değişen değerler verilmektedir (Orhon ve Artan, 1994; Larrea ve diğ., 1992; Lesouef ve diğ., 1992).

3.2.2.3 Nitrifikasyon Kinetiğini Etkileyen Faktörler

Ototrof bakteriler, heterotrof bakterilere oranla çevresel koşullara karşı çok daha duyarlıdır. Nitrifikasyon kinetiği üzerinde önemli etkileri olabilecek bazı çevresel etkenler çözülmüş oksijen konsantrasyonu, pH ve alkalinite, sıcaklık ve inhibitörler olarak sıralanabilmektedir.

Çözülmüş Oksijen Konsantrasyonunun Etkisi:

Çözülmüş oksijen, nitrifikasyon için çok önemli bir substrattır ve nitrifikasyon kinetiğine etkisi bir çok araştırmacı tarafından incelenmiştir. Genelde, ortamdaki çözülmüş oksijen konsantrasyonu düştükçe, bu parametrenin hız sınırlayıcı substrat olmaya başladığı kabul edilmektedir. Bu durum, modifiye edilmiş Monod ifadesiyle ortaya konmaktadır.

$$\hat{\mu}_A = \mu_A \left(\frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \left(\frac{S_O}{K_{OA} + S_O} \right) \quad (3.30)$$

Burada K_{OA} , oksijen için yarı doygunluk değerini ifade etmektedir. Bu değer için literatürde 0.002 - 2.0 $\text{mg O}_2/\text{L}$ arasında değişen geniş bir aralık tanımlanmaktadır (Orhon ve Artan, 1994). 0.5 mg/L oksijen konsantrasyonlarında bile tam nitrifikasyona ulaşılabilirdiği belirtilmektedir (US EPA, 1975). Stenstrom ve Song (1991) ortamda 0.5-2.5 mg/L çözülmüş oksijenin bulunması durumunda, kararlı halde, hem askıda çoğalan hem de biyofilm sistemlerinde, kütle taşınım derecesine, difüzyon özelliklere ve çamur yaşına bağlı olarak nitrifikasyonun gerçekleştiğini belirtmektedirler. Aynı çalışmada organik şok yüklemelerden oluşan transient koşullarda, difüzyon özellikleri ve heterotrof/ototrof mikroorganizmaların rekabetinin sınırlayıcı olan çözülmüş oksijen konsantrasyonunun önemini arttıracakları belirtilmektedir. Diğer çalışmalarda da, 1 mg/L 'nin üzerindeki çözülmüş oksijen konsantrasyonlarının *Nitrosomonas*ların çoğalma hızlarını sınırlamadığı, ancak pratikte 2 mg/L 'nin üzerindeki çözülmüş oksijen değerlerinin gerekli olduğu belirtilmektedir (Ekama ve Marais, 1984).

pH ve Alkalinitenin Etkisi:

Nitrifikasyon hızının pH değişimlerine karşı son derece duyarlı olmasının iki nedeni vardır: Birincisi, hem $[H^+]$ hem de $[OH^-]$ iyonlarının nitrifikasyon bakterileri üzerinde önemli bir inhibisyon etkisinin bulunması, diğeri ise nitrifikasyon prosesinin ortamdaki alkaliniteyi tüketerek pH'ın düşmesine yol açmasıdır. Bu durum pH'ın 8.5'un üzerine çıktığı (yüksek $[OH^-]$) veya 7'nin altına indiği koşullarda (yüksek $[H^+]$) gözlenmektedir (Ekama ve Marais, 1984). Nitrifikasyon için optimum pH aralığının 7 - 8.5 olduğu belirtilmektedir.

Ekama ve Marais (1984), atıksuda 40 mg $CaCO_3/L$ 'nin altındaki alkalinite değerlerinin, pH'ın kararsız hale gelerek düşmesine neden olduğunu belirtmektedirler. Bu da, nitrifikasyon hızının düşmesi, çamur kabarma (bulking) problemi, çıkış suyunun korozif özelliklere sahip olması gibi sorunlara yol açmaktadır.

Sıcaklığın Etkisi:

Birçok biyokimyasal reaksiyonda olduğu gibi nitrifikasyon kinetiği de sıcaklık değişimlerinden önemli ölçüde etkilenmektedir. Söz konusu etkinin özellikle ototrofik bakterilerin maksimum spesifik çoğalma hızı, μ_A , üzerinde olduğu gözlenmektedir. Tablo 3.1 bu değerlerin evsel atıksular için sıcaklıkla değişimi hakkında bir fikir vermektedir.

Tablo 3.1 *Nitrosomonas* için çeşitli sıcaklıklardaki maksimum spesifik çoğalma hızı

Sıcaklık (°C)	μ_A , (gün ⁻¹)	Kaynak
10	0.30	Bohnke, (1989)
20	0.43	Lesouef, (1992)
20	0.40	Sözen, (1995)
30	0.20	Nowak ve Svardal, (1990)

4. DENEYSEL ÇALIŞMA

4.1 Deney Düzeneği

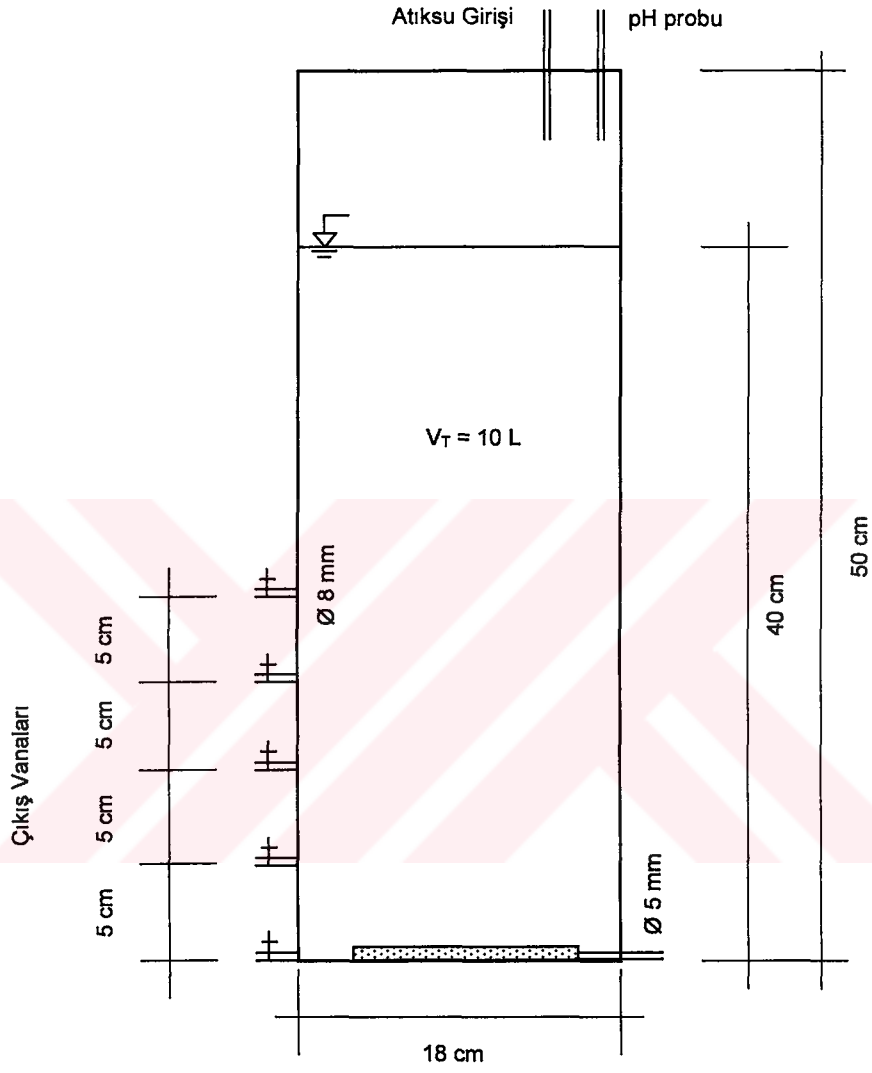
Deneysel çalışmalar, Şekil 4.1’de görülen hareketli yataklı ardışık kesikli biyofilm reaktörü (HYAKBR)’nde yürütülmüştür. Pleksiglas malzemeden yapılan reaktöre ait teknik özellikler Tablo 4.1’de verilmiştir.

Tablo 4.1 Reaktörün boyutları

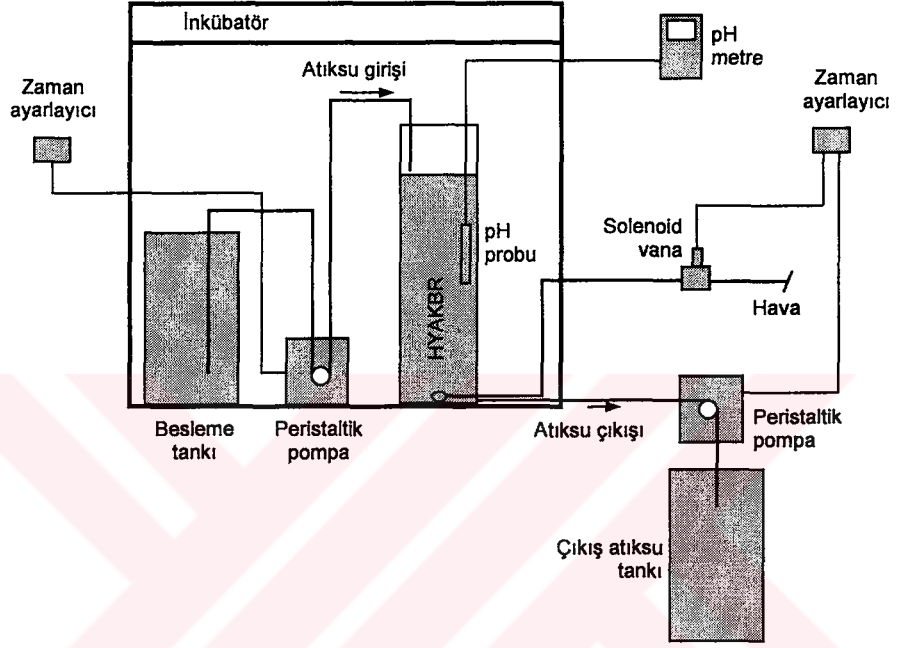
Yarıçap, (cm)	9
Yükseklik, (cm)	50
Toplam hacim, V (L)	12.724
Toplam ıslak hacim, V_T , (L)	10.179
V_0 , (L)	
$V_{0,1}$	0
$V_{0,2}$	1.272
$V_{0,3}$	2.545
$V_{0,4}$	3.817
$V_{0,5}$	5.089

Reaktörde su seviyesi 40 cm olup, bu seviyenin üzerinde 10 cm boşluk bırakılmıştır. Reaktöre atıksu girişi üst taraftan sağlanmaktadır. Farklı V_0 hacimlerinin uygulanabilmesi amacıyla değişik seviyelerde çıkış vanaları konulmuştur. Havalandırma tabanda yer alan iki adet dairesel taş difüzör ile sağlanmıştır. Bu difüzörler kısa zamanda aşınarak patladıklarından dolayı, daha sonra delikli hortum difüzörler ile değiştirilmiştir. Reaktördeki karışım havalandırma ile sağlanmıştır. Hava kaynağı olarak laboratuvardaki merkezi hava hattı kullanılmıştır ve zaman ayarlı bir solenoid vana ile kontrol edilmiştir.

Deney düzeneği Şekil 4.2 ve 4.3’te verilmiştir. Reaktör sabit sıcaklık sağlamak amacıyla bir inkübatör içerisine yerleştirilmiştir. Reaktöre atıksu beslemesi ve boşaltılması zaman ayarlı peristaltik pompalar ile gerçekleştirilmiştir. Atıksu besleme bidonu da, besleme sırasında reaktörün içerisindeki sıcaklıkta değişim olmasını önlemek amacıyla inkübatör içerisine yerleştirilmiştir.



Şekil 4.1 Reaktörün şematik gösterimi



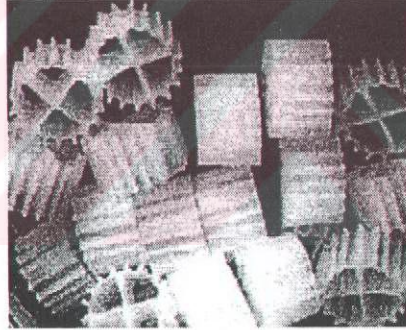
Şekil 4.2 Deney düzeneğinin şematik görünümü



Şekil 4.3 Deney düzeneği

4.2 Biyofilm Taşıyıcı Yatak Malzemesi

Reaktörde biyofilm çoğalması amacıyla Kaldnes tipi yatak malzemesi kullanılmıştır. Polietilenden üretilen bu malzemenin özgül ağırlığı suyunkine yakın fakat biraz daha düşüktür (0.95 g/cm^3). Şekil 4.4'te görülen malzemenin şekli silindirik olup çapı 9 mm, yüksekliği 7 mm, ortalama ağırlığı ise 0.1547 g 'dir. Malzemenin iç tarafında biyofilm üremesine elverişli yüzey oluşturmak ve spesifik biyofilm yüzey alanını genişletmek amacıyla tasarlanmış iç duvarlar bulunmaktadır. Dış kısımda ise karışımın etkisiyle biyofilmin sıyrılmasını önlemek amacıyla çıkıntılar bulunmaktadır. Yatak malzemesinin spesifik biyofilm yüzey alanı, reaktördeki yatak malzemesi doldurma oranına bağlı olup, kullanılmakta olan malzeme için maksimum %70 olarak uygulanan doldurma oranına karşılık gelen spesifik biyofilm yüzey alanı $350 \text{ m}^2/\text{m}^3$ 'tür. Bu değer, sıyırma kuvvetlerinin etkili olduğu malzeme dış yüzeyini kapsamamakta, biyofilm üremesi için elverişli olan iç taraftaki faydalı alandan oluşmaktadır. Bu çalışmada en yüksek KOİ giderim ve nitrifikasyon kapasitesinin sağlanabilmesi amacıyla taşıyıcı yatak malzemesi, literatürde verilen en yüksek doldurma oranı olan reaktör hacminin %70'i oranında doldurulmuştur. Kullanılan malzemenin su taşıyırma oranı %17.3, kaba hacmi 7 L, net hacmi ise 1.21 L'dir.



Şekil 4.4 Biyofilm taşıyıcı yatak malzemesi

4.3 Atıksu Özellikleri

Deneylerde evsel atıksu karakterinde sentetik atıksu kullanılmıştır. Ayrıca makronutrientler olan azot ve fosfor ile mikronutrientleri sağlamak amacıyla besleme çözeltileri ilave edilmiştir. Bu çözeltiler yüksek konsantrasyonda hazırlanarak, besleme sırasında, istenen KOİ ve buna bağlı olarak gereken makro ve mikronutrient konsantrasyonlarına göre seyreltilmiştir. Sentetik atıksu ve besleme çözeltilerinin bileşimi Tablo 4.2'de verilmiştir.

Tablo 4.2 Sentetik atıksu ve besleme çözeltilerinin bileşimi, (Henze, 1992)

Kimyasal	Konsantrasyon	KOl (mg/L)
<i>Sentetik Atıksu Çözeltisi</i>	<i>8.33 mL/L</i>	<i>400</i>
Asetik Asit	20.00 mL/L	20,000
Propiyonik Asit	6.20 mL/L	8,000
Etanol	3.36 mL/L	4,000
Glutamik Asit	7.24 g/L	8,000
Glukoz	9.08 g/L	8,000
Toplam KOl konsantrasyonu		48,000
<i>Besleme Çözeltisi – A</i>	<i>8.00 mL/L</i>	
K ₂ HPO ₄	160 g/L	
KH ₂ PO ₄	80 g/L	
NH ₄ Cl	19 g/L	
<i>Besleme Çözeltisi – B</i>	<i>4.00 mL/L</i>	
MgSO ₄ .7H ₂ O	15.0 g/L	
FeSO ₄ .7H ₂ O	0.5 g/L	
ZnSO ₄ .7H ₂ O	0.5 g/L	
MnSO ₄ .3H ₂ O	0.3 g/L	
CaCl ₂	2.0 g/L	

Deneylerde kullanılan sentetik atıksu 400 mg/L KOl ve 40 mg/L amonyum azotu (NH₄-N) içerecek şekilde günlük olarak hazırlanmıştır. Besleme çözeltilerinden A çözeltisi 1,000 mg KOl/L için 20 mL, B çözeltisi ise 10 mL eklenmiştir.

4.4 Deneysel Yöntemler

4.4.1 Konvansiyonel Parametreler

Çalışmada amonyak azotu, toplam Kjeldahl azotu (TKN), askıda katı madde (AKM), uçucu askıda katı madde (UAKM) ve alkalinite ölçümleri Standard Methods (1998)'ta, KOl ölçümleri ise ISO (1986)'da belirtilen yöntemler kullanılarak gerçekleştirilmiştir. AKM ve UAKM ölçümlerinde Millipore AP40 cam elyaf filtreler kullanılmıştır. Çözünmüş KOl ve NO_x-N ölçümleri için numuneler 0.45 µm gözenek çaplı Millipore membran filtreden süzölmüştür. NO_x-N ölçümleri CuSO₄ indirgeme ve sülfanilamid renklendirme yöntemine göre, ChemLab Autoanalyzer, pH ölçümleri ise Hanna HI8711E pH kontrolör kullanılarak gerçekleştirilmiştir. Mikroskopik görüntülerin alınmasında Olympus BX50 model faz kontrastlı ve floresan ataşmanlı mikroskop ve Ikegami marka kamera kullanılmıştır.

Biyofilm miktarı belirlemede iki yöntem kullanılmıştır. Birinci yöntemde reaktör içerisinden rastgele alınan 30 adet taşıyıcı malzeme 105°C'deki etüvde 1 gün bekletilerek kurutulmuş ve tartılmıştır. Daha sonra malzemeler asitte bekletilerek ve yıkanarak temizlenmiş ve yine 105°C'de kurutularak tartılmak suretiyle daraları belirlenmiştir. İki tartım arasındaki farktan biyofilm konsantrasyonu hesaplanmıştır. İkinci yöntemde ise yine reaktörden alınan 30 adet taşıyıcı malzeme üzerindeki

biyofilm ultrasound ve vorteks cihazları kullanılarak suya geçirilmiş ve belirli bir hacime tamamlanarak standart AKM-UAKM deneyleri yürütülmüştür. Reaktör içerisindeki toplam malzeme miktarı yaklaşık olarak bilindiğinden, toplam biyofilm miktarı hesaplanabilmektedir. Bu iki yöntem ile aynı numuneler üzerinde elde edilen sonuçlar karşılaştırıldığında birbirlerine çok yakın olmadıkları görülmüştür. Bu durumda UAKM konsantrasyonunun da belirlenebilmesi avantajından dolayı ikinci yöntem ile elde edilen sonuçlar dikkate alınmıştır.

4.4.2 Kinetik ve Stokiyometrik Katsayıların Belirlenmesi

4.4.2.1 Aktif Çamur Prosesinin Modellenmesi

Aktif çamur sistemlerinin modellenmesinde son yıllarda geniş kabul ve kullanım alanı bulan modellerin başında International Water Association (IWA) Task Group tarafından önerilen Activated Sludge Model No:1 (ASM1) (Henze ve diğ., 1987), çoğalma, bozunma, nitrifikasyon ve denitrifikasyon proseslerini içermektedir. Geniş uygulama alanı bulmakla birlikte ASM1 gerek proses bileşenleri gerekse içerdiği kinetik ve stokiyometrik katsayılar açısından oldukça karmaşıktır ve model parametrelerin deneysel olarak belirlenmesinde bazı güçlükler yaşanmaktadır. Bu dezavantajları yüzünden ASM1 araştırmacılar tarafından çoğunlukla uygulanacağı aktif çamur sistemlerinin özelliklerine göre modifiye edilerek kullanılmıştır. ASM1 uygulamalarında göze çarpan en önemli modifikasyonlardan biri bozunma prosesinin ölüm-yenilenme yaklaşımı yerine içsel solunum yaklaşımı ile ifade edilmesidir. Ayrıca modelde tanımlanan, atıksudaki ya da bozunan biyokütle bünyesinde bulunan organik azotun amonifikasyonu prosesi de deneysel olarak belirlenmesi mümkün olmadığı için çoğunlukla ihmal edilmiş ve organik azotun hidrolizinin çok hızlı gerçekleştiği varsayılmıştır.

Bu çalışmada, içsel solunum yaklaşımı ile modifiye edilmiş ASM1 modelinin organik karbon giderimi ve nitrifikasyon proseslerine ait önemli kinetik ve stokiyometrik katsayıları hareketli yataklı ardışık kesikli biyofilm reaktörü (HYAKBR) için deneysel olarak belirlenmiştir. Tablo 4.3'te, kullanılan modele ait proses kinetiği verilmektedir.

HYAKBR sisteminde hem heterotrofik hem de ototrofik biyokütle için maksimum çoğalma hızları ve dönüşüm oranları belirlenmiştir.

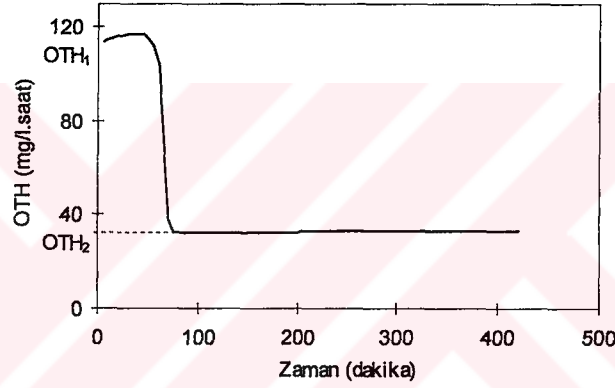
Heterotrofik biyokütle ile gerçekleştirilen deneyler sistemden alınan askıda kültür örnekleri ile, ototrofik biyokütle ile gerçekleştirilen deneyler ise Bölüm 4.4.2.4'te verilen kesikli deney düzeneği kullanılarak hem askıda hem de biyofilm kültürleri ile gerçekleştirilmiştir.

Tablo 4.3 İçsel solumun modelinde karbon giderim mekanizmasının stokiyometrisi ve kinetiği

Bileşen → Proses ↓	1 S_S	2 S_P	3 S_{NH}	4 S_{NO}	5 S_{ALK}	6 X_P	7 X_H	8 X_A	9 S_0	Proses Hızı $ML^{-3}T^{-1}$
Karbon Giderimi										
Heterotrofik Çoğalma	$-\frac{1}{Y_H}$		$-i_{XB}$		$-\frac{i_{XB}}{14}$		1		$-\frac{1-Y_H}{Y_H}$	$\hat{\mu}_H \frac{S_S}{K_S + S_S} X_H$
Heterotrofik İçsel Solumun		f_{ES}	$i_{XB}(1-f_{EX}-f_{ES})$		$\frac{i_{XB}}{14}(1-f_{EX}-f_{ES})$	f_{EX}	-1		$-(1-f_{EX}-f_{ES})$	$b_H X_H$
Nitrifikasyon										
Ototrofik Çoğalma			$-i_{XB} - \frac{1}{Y_A}$	$\frac{1}{Y_A}$	$-\frac{i_{XB}}{14} - \frac{1}{7Y_A}$			1	$-\frac{4.57 - Y_A}{Y_A}$	$\hat{\mu}_A \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} X_A$
Ototrofik İçsel Solumun		f_{ES}	$i_{XB}(1-f_{EX}-f_{ES})$		$\frac{i_{XB}}{14}(1-f_{EX}-f_{ES})$	f_{EX}		-1	$-(1-f_{EX}-f_{ES})$	$b_A X_A$
Parametre ML^{-3}	KOI	KOI	N	N	mol	KOI	Hücre KOI	Hücre KOI	O_2	

4.4.2.2 Maksimum Heterotrofik oęalma Hızı, $\hat{\mu}_H$ Belirleme Yöntemi

Maksimum oęalma hızının respirometrik yöntemle belirlenmesi, hızlı ayrışabilen çözünmüş organik maddelerin tamamının bu hız sabiti ile giderildiği kabulüne dayanmaktadır. Ekama ve diğ. (1986) tarafından önerilen bu yöntemde kolay ayrışan maddenin kısıtlayıcı olmadığı durumda çoğalma maksimum hızla olmakta ve başlangıçta hızlı bir oksijen tüketimi görölmektedir (OTH_1). Biyokütle çoğalması kolay ayrışan organik madde yanında yavaş ayrışan organik maddenin hidrolizine bağlı olarak değişebilmektedir. Kolay ayrışan organik maddenin tükenmesi ile oksijen tüketim hızı, OTH_1 'den, hidroliz mekanizmasının etkili olduğu OTH_2 değerine düşmektedir (Şekil 4.5). Maksimum oęalmanda içsel solunumdan kaynaklanan oksijen tüketiminin, kolay ayrışan organik maddenin oksijen tüketimi yanında ihmal edilecek düzeyde olduğu varsayılmaktadır.



Şekil 4.5 OTH profili

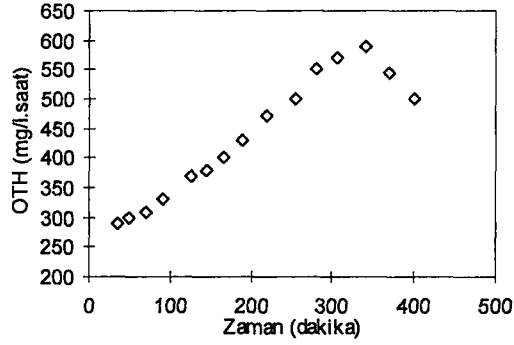
Aerobik koşullarda maksimum çoğalma hızı,

$$\hat{\mu}_H = \frac{Y_H}{1 - Y_H} \cdot \frac{OTH_1}{X_{H0}} \quad (4.1)$$

denklemleri yardımıyla hesaplanabilir. Bu bağıntıda aktif biyokütle X_{H0} konsantrasyonunun değişimleri gözönüne alınmamıştır.

Kappeler ve Gujer (1992) heterotrofik biyokütlenin maksimum çoğalma hızının belirlenmesi için farklı bir yöntem önermişlerdir. Biyokütle konsantrasyonundan bağımsız sonuç veren söz konusu yöntemde, kesikli çalıştırılan aerobik reaktör çok düşük konsantrasyonlarda biyokütle ile aşılacak, diğer bir deyişle yüksek F/M sağlanmakta ve zamana karşı oksijen tüketim hızları (OTH) ölçölmektedir. Deneyin ilk aşamasında çoğalma kolay ayrışan organik madde üzerinde gerçekleşmekte ve deney düşük mikroorganizma konsantrasyonları ile başlatıldığından, çoğalan

biyokütle miktarına bağlı olarak artan oksijen tüketim hızları (OTH) gözlenmektedir. Yanlızca kolay ayrışan KOL içeren sentetik atıksu ile yürütülen deneylerde kolay ayrışan organik madde tükendiğinde, OTH yanılızca içsel solunum prosesinden kaynaklanmaktadır (Şekil 4.6).



Şekil 4.6 Yüksek F/M oranında elde edilen OTH profili

Başlangıç anında ölçülen OTH kolay ayrışan organik maddenin ve aktif biyokütlenin bir fonksiyonu olduğuna göre, başlangıç ve herhangi bir (t) anındaki OTH değerleri,

$$OTH_0 = \frac{1 - Y_H}{Y_H} \cdot \hat{\mu}_H \cdot X_{H0} + (1 - f_{ES} - f_{EX}) \cdot b_H \cdot X_{H0} \quad (4.2)$$

$$OTH_t = \frac{1 - Y_H}{Y_H} \cdot \hat{\mu}_H \cdot X_H + (1 - f_{ES} - f_{EX}) \cdot b_H \cdot X_H \quad (4.3)$$

eşitlikleri ile gösterilebilir ve bu denklemlerden;

$$\ln \left(\frac{OTH_0}{OTH_t} \right) = \frac{\left(\frac{1 - Y_H}{Y_H} \cdot \hat{\mu}_H + (1 - f_{ES} - f_{EX}) \cdot b_H \right) \cdot X_{H0}}{\left(\frac{1 - Y_H}{Y_H} \cdot \hat{\mu}_H + (1 - f_{ES} - f_{EX}) \cdot b_H \right) \cdot X_H} \quad (4.4)$$

$$\ln \left(\frac{OTH_0}{OTH_t} \right) = \frac{X_{H0}}{X_H} \quad (4.5)$$

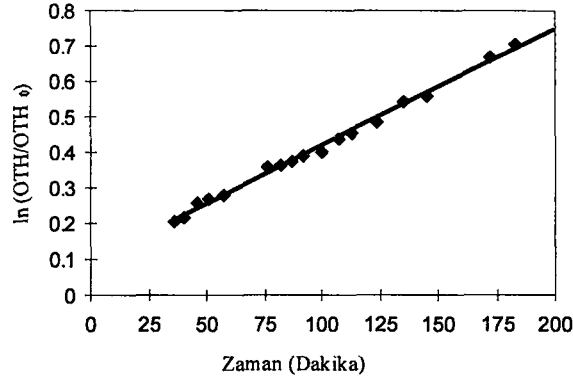
çözümü elde edilir. Biyokütlenin net çoğalması,

$$X_H = X_{H0} \cdot e^{-(\hat{\mu}_H - b_H)t} \quad (4.6)$$

olarak ifade edildiğinde, denklem (4.5) yardımıyla;

$$\ln \left(\frac{OTH_t}{OTH_0} \right) = (\hat{\mu}_H - b_H) \cdot t \quad (4.7)$$

eşitliği çıkartılabilir. Eşitlik 4.7'de verilen bağıntı eğimi ($\hat{\mu}_H - b_H$) olan bir doğru ile gösterilebilir (Şekil 4.7).



Şekil 4.7 OTH profili ile $\hat{\mu}_H - b_H$ 'ın belirlenmesi

Yöntem uyarınca $\hat{\mu}_H$ ve b_H 'ın belirlenmesi için $b_H/\hat{\mu}_H$ oranının yaklaşık %5 olduğu kabul edilmektedir. Bu durumda maksimum çoğalma hızı,

$$\hat{\mu}_H = 1.05 (\hat{\mu}_H - b_H) \quad (4.8)$$

eşitliğinden hesaplanabilmektedir.

Bu çalışmada maksimum heterotrofik çoğalma hızı deneyleri HYAKBR reaktöründen alınan askıda biyokütle ile aşılana kesikli reaktörde gerçekleştirilmiştir. Reaktör içerisindeki biyokütle konsantrasyonu 550 mg UAKM/L, KOİ konsantrasyonu ise 400 mg/L olacak şekilde ayarlanmıştır. Reaktör içerisine yeterli miktarda makro ve mikro nutrientler (çözelti A ve B) ile Hach – Formül 2533™ marka nitrifikasyon inhibitörü ilave edilmiştir. OTH ölçümleri Manotherm RA1000 respirometre kullanılarak gerçekleştirilmiştir.

4.4.2.3 Heterotrofik Dönüşüm Oranı, Y_H , Belirleme Yöntemi

Respirometrik yöntemler, organik maddeden bir elektron transfer edilmesiyle, bu elektronu alacak elektron alıcısı miktarının deneysel olarak belirlenmesi esasına dayanır. Buna göre elektron alıcısı (çözünmüş O_2) tüketim hızı, atıksudaki organik maddenin hidroliz hızına bağlı olarak yavaşlamaktadır.

En genel halde e^- alıcısı;

$$\frac{e^- \text{ alıcısı miktarı}}{\Delta t} = - (1 - Y) \frac{(C_{S1} - C_S)}{\Delta t} - (1 - f_{ES} - f_{EX}) \cdot b \cdot X \quad (4.9)$$

eşitliği ile tanımlanmaktadır. Denklemin sağ tarafındaki ilk terim çoğalmanın, ikinci terim içsel solunum göstergesidir. Eşitlikte;

Y : Dönüşüm oranı (mg KOİ/mg KOİ)

b : İçsel solunum hızı (1/gün)

f_{ES} : Çözünmüş inert biyokütle fraksiyonu

f_{EX} : Partiküler inert biyokütle fraksiyonu

X : Aktif biyokütle konsantrasyonu (mg KOİ/L)

C_{S1} : Giriş akımında biyolojik olarak ayrışabilen organik madde konsantrasyonu (mg KOİ/L)

C_S : Çıkış akımında biyolojik olarak ayrışabilen organik madde konsantrasyonu (mg KOİ/L)

Öte yandan karbon giderimi için oksijenin zamanla değişimi;

$$\frac{\Delta S_o}{\Delta t} = -(1 - Y_H) \frac{(S_{T0} - S_T)}{\Delta t} - (1 - f_{ES} - f_{EX}) \cdot b_H \cdot X_H \quad (4.10)$$

şeklinde ifade edilmektedir. Bu denklemde X_H aerobik solunum yapan heterotrofik aktif biyokütleyi; S_O oksijen konsantrasyonunu göstermektedir. Ekama ve diğ. (1986), aerobik koşullarda, kesikli reaktörlerde zamana karşı oksijen tüketim hızının (OTH) ölçümünü esas alan respirometrik bir yöntem ortaya koymuşlardır.

Heterotrofik mikroorganizmaların çoğalmasının kolay ayrışabilen substrat üzerinde gerçekleştiği kabulü ile;

$$\frac{dX_H}{dt} = \mu_H X_H \quad (4.11)$$

$$\frac{dX_H}{dt} = Y_H \frac{dS_S}{dt} \quad (4.12)$$

eşitlikleri yazılabilir. Bu denklemler (4.10) ifadesiyle birlikte kullanarak;

$$\frac{\Delta S_o}{\Delta t} = -\frac{(1 - Y_H)}{Y_H} \mu_H X_H - (1 - f_{ES} - f_{EX}) \cdot b_H \cdot X_H \quad (4.13)$$

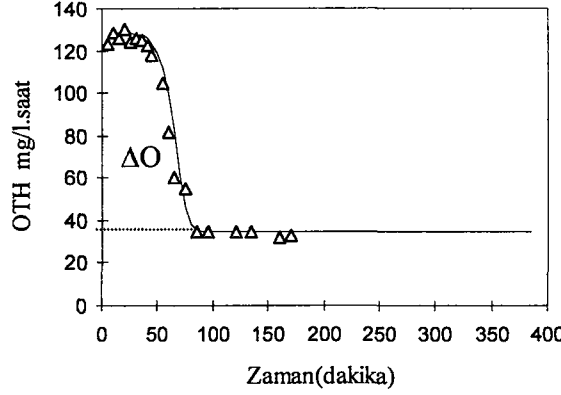
denklemini elde edilir. Başlangıçta, mevcut olan kolay ayrışabilir substratın Δt süresince tamamen kullanıldığı kabul edilecek olursa, aşağıdaki denklemle toplam oksijen tüketimi (ΔO) verilebilir;

$$\Delta O = (1 - Y_H) \int_0^t \frac{dS_S}{dt} \Delta t \quad (4.14)$$

Bu durumda;

$$S_{s0} = \frac{\Delta O}{1 - Y_H} \quad (4.15)$$

denklemleri elde edilir. Toplam oksijen tüketimi (ΔO), OTH profilinin altında kalan alanı göstermektedir (Şekil 4.8).



Şekil 4.8 OTH grafiği ile S_{s0} belirlenmesi

Bu çalışmada, atıksularda bulunan kolay ayrışabilir KOİ (S_{s0}) miktarını belirlemek için kullanılan bu yöntem, sentetik atıksu ile gerçekleştirilen respirometrik deneylerde heterotrofik dönüşüm oranını (Y_H) hesaplamak amacı ile kullanılmıştır. Bu durumda, deneyde tüketilen kolay ayrışabilir KOİ bilindiğinden 4.15 denklemi yeniden düzenlenerek Y_H aşağıda verilen ifade ile hesaplanmıştır.

$$Y_H = 1 - \frac{\Delta O}{\Delta S_s} \quad (4.16)$$

Heterotrofik dönüşüm oranı deneyleri HYAKBR reaktöründen alınan askıda biyokütle ile aşılana kesikli reaktörde gerçekleştirilmiştir. Reaktör içerisindeki biyokütle konsantrasyonu 50 mg UAKM/L, KOİ konsantrasyonu ise 400 mg/L olacak şekilde ayarlanmıştır. Reaktör içerisine yeterli miktarda makro ve mikro nutrientler (çözelti A ve B) ile Hach – Formül 2533™ marka nitrifikasyon inhibitörü ilave edilmiştir. OTH ölçümleri Manotherm RA1000 respirometre kullanılarak gerçekleştirilmiştir.

4.4.2.4 Maksimum Ototrofik Çoğalma Hızı, $\hat{\mu}_A$, Belirleme Yöntemi

Maksimum ototrofik çoğalma hızı, $\hat{\mu}_A$, nitrifikasyon sistemlerinin modellemesinde ve tasarımında kullanılan en önemli parametredir. Karbon ve azot gideren aktif çamur sistemlerinde ototrofik biyokütlenin çoğalma hızı heterotrofik biyokütleyle kıyasla çok daha yavaş olduğundan, bu sistemlerin tasarımında maksimum ototrofik çoğalma hızı, ototrofik biyokütlenin sistemden yıkanmaması için gerekli minimum çamur yaşını belirlemektedir. $\hat{\mu}_A$ 'nın belirlenebilmesi için kesikli veya sürekli sistemlerde,

ototrof ve heterotrof organizmaların birlikte bulunduğu karışık kültürlerin veya sadece ototrofların bulunduğu saf kültürlerin kullanıldığı çeşitli yöntemler uygulanmaktadır. Deney sonuçlarının reaktör hidroliğinden etkilenmemesi için genellikle kesikli sistemler kullanılmaktadır. Nitrifikasyon için tasarlanan aktif çamur sistemlerinde heterotrofik ve ototrofik mikroorganizmalar birlikte bulunduğundan, saf kültürler kullanılarak belirlenen değerler bu sistemler için kullanılamaz. Karışık kültürlerin kullanıldığı yöntemler ise genel olarak aktivite ölçümlerine (oksijen tüketim hızı, OTH, ölçümü gibi) veya model parametrelerinin izlenmesine (amonyak azotu veya toplam oksitlenmiş azot bileşenleri gibi) dayanır. Aktivite belirleme yöntemlerinden olan OTH ölçümünde, heterotrof ve ototrofların birarada bulunduğu aktif çamurun OTH değeri ile ototroflar inhibe edildikten sonra belirlenen OTH değerinin farkından ototrofların OTH değeri hesaplanır (Nowak ve Svoldal, 1993). Model parametrelerinin izlendiği yöntemlerde çok küçük aşı konsantrasyonları ile biyokütlenin belirli bir zamanda spesifik bir substratı kullanarak çoğalması izlenmektedir. Ancak, nitrifikasyonda ototrofların kullandığı substrat olan $\text{NH}_4\text{-N}$, aynı zamanda heterotroflar tarafından asimilasyonda kullanıldığı için, ototrofların ürettiği ve toplam oksitlenmiş azot bileşiklerini ifade eden $\text{NO}_x\text{-N}$ parametresinin izlenmesi daha uygundur. Bu yöntemin çeşitli modifikasyonları bulunmaktadır (Hall, 1974; Antoniou ve diğ., 1990; Sözen ve diğ., 1996). Bu çalışmada ise, yine $\text{NO}_x\text{-N}$ ölçümüne dayanan ve ilki Dold (1999) ikincisi ise Antoniou ve diğ. (1990) tarafından önerilen iki farklı yöntem HYAKBR için uygulanmış ve sonuçları karşılaştırılmıştır.

1. Yaklaşım: Lineer Yöntem

Ototrofik çoğalma proses hızı Monod kinetiğine bağlı olarak aşağıdaki eşitlikle ifade edilebilir;

$$\frac{dX_A}{dt} = \hat{\mu}_A \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \cdot X_A \quad (4.17)$$

Dold (1999)'a göre, sistem içerisindeki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonunun, S_{NH} , çoğalma yarı doygunluk sabitinden, K_{NH} , çok yüksek olduğu durumlarda amonyak için verilen Monod ifadesi ihmal edilebilir. Bu durumda 4.17 eşitliği;

$$\frac{dX_A}{dt} = \hat{\mu}_A \cdot X_A \quad (4.18)$$

halini almaktadır. Nitrifikasyon hızı ve ototrofik çoğalma hızı arasındaki lineer bağıntı kullanılarak;

$$\frac{dS_{NH}}{dt} = -\frac{1}{Y_A} \frac{dX_A}{dt} \quad (4.19)$$

eşitliği elde edilir. Bu denklemde 4.18 bağıntısı yerine konduğunda;

$$\frac{dS_{NH}}{dt} = -\frac{\hat{\mu}_A}{Y_A} \cdot X_A \quad (4.20)$$

halini alır.

Nitrifikasyon prosesinde oksitlenen amonyak azotu, nitrat azotu olarak ortaya çıktığından,

$$\frac{dS_{NO}}{dt} = -\frac{dS_{NH}}{dt} \quad (4.21)$$

olarak kabul edilebilir. Amonyak kısıtı olmadığı durumlarda maksimum ototrofik çoğalma hızı ve üretilen nitrat arasında aşağıdaki bağıntı kurulabilir:

$$\frac{dS_{NO}}{dt} = \frac{\hat{\mu}_A}{Y_A} \cdot X_A \quad (4.22)$$

Sistem içinde tutulan ototrofik biyokütle konsantrasyonunun deney süresi boyunca dikkate değer miktarda değişmediği varsayılarak ototrofik biyokütle konsantrasyonu, X_A , nitrifikasyon ile oksitlenen amonyak azotu ve çamur yaşına bağlı olarak aşağıdaki şekilde hesaplanabilmektedir:

Sistemde oksitlenen amonyak azotu, S_{NO} ya da N_{OX} ,

$$S_{NO} = N_{OX} = S_{NH1} - S_{NH} - N_X$$

olarak hesaplanır. Burada;

S_{NH1} = giriş amonyak azotu konsantrasyonu, (mg NH_4 -N/L)

S_{NH} = çıkış amonyak azotu konsantrasyonu, (mg NH_4 -N/L)

N_X = biyokütle bünyesine alınan amonyak azotu konsantrasyonu, (mg NH_4 -N/L)

olarak tanımlanmaktadır. Sistemdeki X_A ,

$$X_A = \frac{Y_A}{(1 + b_A \theta_X)} \cdot N_{OX} \cdot \frac{Q}{V} \cdot \theta_X \quad (4.23)$$

$$X_A = \frac{Y_A}{(1 + b_A \theta_X)} \cdot (S_{NH1} - S_{NH} - N_X) \cdot \frac{\theta_X}{\theta_h} \quad (4.24)$$

denklemleri ile hesaplanır. 4.21 denklemleri yeniden düzenlenirse;

$$\hat{\mu}_A = \frac{\frac{dS_{NO}}{dt} \cdot Y_A}{X_A} \quad (4.25)$$

ifadesi elde edilir. Bu ifadede kullanılan nitrat üretim hızı dS_{NO}/dt , çevrim içi deneylerde ölçülen sistemdeki nitrat konsantrasyonunun zamana bağlı değişimini gösteren grafikteki doğrunun eğiminden elde edilmektedir.

2. Yaklaşım: Logaritmik Yöntem

Bu yöntemde maksimum ototrofik çoğalma hızı, $\hat{\mu}_A$, respirometrik kesikli deneyler ile belirlenmektedir. Sisteme giren amonyum azotu (NH_4^+-N) nitrifikasyonun yanı sıra hem ototrofik hem de heterotrofik çoğalmadaki azot ihtiyacı için kullanıldığından toplam oksitlenmiş azot konsantrasyonu, N_{OX} , S_{NO} , doğrudan ototrofların çoğalması ile bağlantılı olduğundan çoğalma hızı belirlemek için çok daha uygun bir parametredir. Ototrofların çoğalma ifadesi 4.26 denkleminde verilmektedir.

$$\frac{dS_{NO}}{dt} = \frac{\hat{\mu}_A}{Y_A} \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} X_A \quad (4.26)$$

Bu ifadede, Y_A , ototrofik dönüşüm oranıdır. Amonyum azotunun hız kısıtlayıcı olmadığı durumlar için ototrofların net büyüme hızı;

$$\frac{dX_A}{dt} = (\hat{\mu}_A - b_A) X_A \quad (4.27)$$

denklemini ile hesaplanabilir. Bu ifadenin integrasyonu ile elde edilen 4.28 denklemini kullanarak kesikli sistemdeki ototrof konsantrasyonu bulunur.

$$X_A = X_{A0} \cdot e^{-(\hat{\mu}_A - b_A)t} \quad (4.28)$$

Bu durumda 4.17 denklemini yeniden düzenlenirse;

$$\frac{dS_{NO}}{dt} = \frac{\hat{\mu}_A}{Y_A} X_{A0} \cdot e^{-(\hat{\mu}_A - b_A)t} \quad (4.29)$$

bu ifadenin integrasyonu ile;

$$S_{NO} - S_{NO1} = \frac{\hat{\mu}_A X_{A0}}{Y_A (\hat{\mu}_A - b_A)} \cdot e^{-(\hat{\mu}_A - b_A)t} - \frac{\hat{\mu}_A X_{A0}}{Y_A (\hat{\mu}_A - b_A)} \quad (4.30)$$

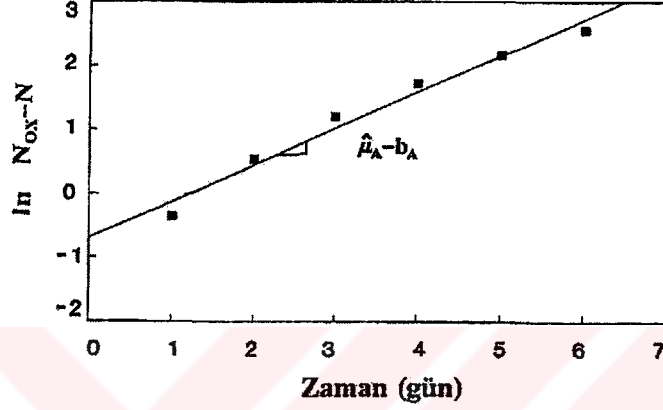
denklemini elde edilir. Burada S_{NO1} deney başlangıcındaki N_{OX} konsantrasyonudur ve başlangıç koşulları S_{NO1} ve X_{A0} değerlerinin ihmal edilebilecek kadar küçük olacağı şekilde ayarlanırsa, herhangi bir zamanda reaktör içindeki nitrat konsantrasyonu, S_{NO} , 4.31 denklemini ile hesaplanabilir (Antoniou ve diğ., 1990)

$$S_{NO} \cong \frac{\hat{\mu}_A X_{A0}}{Y_A (\hat{\mu}_A - b_A)} \cdot e^{-(\hat{\mu}_A - b_A)t} \quad (4.31)$$

Yukarıdaki ifadenin lineerleştirilmesi sonucu;

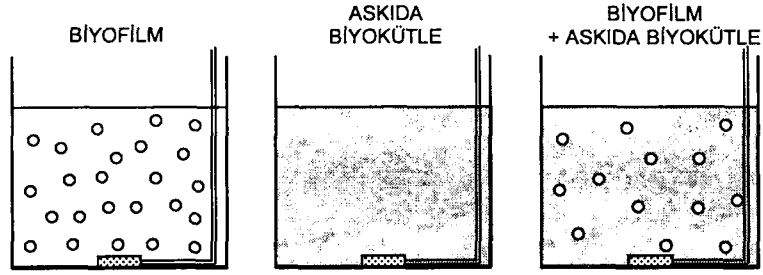
$$\ln S_{NO} = \ln \frac{\hat{\mu}_A X_{A0}}{Y_A (\hat{\mu}_A - b_A)} + (\hat{\mu}_A - b_A) \cdot t \quad (4.32)$$

denklemini elde edilir. 4.23 denkleminde de anlaşılabileceği gibi kesikli deney boyunca ölçülen N_{OX} değerlerinin doğal logaritması alınarak zamana karşı çizilecek doğrunun eğimi $(\hat{\mu}_A - b_A)$ değerine karşılık gelmekte (Şekil 4.9) ve makul bir içsel solunum hızı, b_A , kabulü ile maksimum ototrofik çoğalma hızı, $\hat{\mu}_A$, deneysel olarak bulunabilmektedir.



Şekil 4.9 Linearleştirme ile ototrofların maksimum çoğalma hızının belirlenmesi

Bu çalışmada askıda çoğalan biyokütle, biyofilm ve ikisinin karışımı için 20°C ve 15°C'de maksimum ototrofik çoğalma hızları ($\hat{\mu}_A$) belirlenmiştir. Bu deneyler 2 L hacimli kesikli reaktörlerde sentetik atıksu kullanılarak ve düşük miktarda biyokütle ile aşılama yapılarak gerçekleştirilmiştir. Biyofilm için $\hat{\mu}_A$ 'nın belirlenmesinde, üzerindeki biyokütle miktarı bilinen belirli sayıdaki yatak malzemesi aşı olarak kullanılmıştır. Biyofilm ve askıda biyokütlenin birlikte bulunduğu kesikli reaktörde ise her iki biyokütleden belirli miktarlarda alınarak aşılama yapılmıştır. Reaktörler ince kabarcıklı difüzörler ile havalandırılmış ve oksijen konsantrasyonu 2 mg/L'nin üzerinde tutularak oksijenin sınırlayıcı olmamasına dikkat edilmiştir. Sentetik atıksuya ilave edilen $NaHCO_3$ ile ortamda yeterli miktarda alkalinite bulunması sağlanmıştır. Reaktörlerden 9 gün boyunca, sabah ve akşam olmak üzere 8 saat aralıklarla günde iki defa alınan numunelerde NO_x-N ölçümü yapılmıştır. Deney düzeneğinin şematik gösterimi Şekil 4.10'da, deneylerin başlangıç koşulları Tablo 4.4 ve 4.5'te verilmiştir.



Şekil 4.10 μ_A deney düzeneğinin şematik gösterimi

Tablo 4.4 20°C'de yürütülen μ_A deneyinin başlangıç koşulları

	1. Reaktör (Biyofilm)	2. Reaktör (Askıda Biyokütle)	3. Reaktör (Biyofilm+Askıda Biyokütle)
Reaktör Hacmi	2,000 mL	2,000 mL	2,000 mL
NH ₄ -N Konsantrasyonu	40 mg/L	40 mg/L	40 mg/L
NaHCO ₃ Konsantrasyonu	1,000 mg/L	1,000 mg/L	1,000 mg/L
Besleme Çözeltisi – A	40 mL	40 mL	40 mL
Besleme Çözeltisi – B	20 mL	20 mL	20 mL
Biyokütle Konsantrasyonu	163 mg UAKM/L (32 adet KMT)	100 mg/L	132 mg/L (16 adet KMT+aktif çamur)

Tablo 4.5 15°C'de yürütülen μ_A deneyinin başlangıç koşulları

	1. Reaktör (Biyofilm)	2. Reaktör (Askıda Biyokütle)	3. Reaktör (Biyofilm+Askıda Biyokütle)
Reaktör Hacmi	2,000 mL	2,000 mL	2,000 mL
NH ₄ -N Konsantrasyonu	40 mg/L	40 mg/L	40 mg/L
NaHCO ₃ Konsantrasyonu	1,000 mg/L	1,000 mg/L	1,000 mg/L
Besleme Çözeltisi – A	40 mL	40 mL	40 mL
Besleme Çözeltisi – B	20 mL	20 mL	20 mL
Biyokütle Konsantrasyonu	200 mg UAKM/L (20 adet KMT)	290 mg/L	200 mg/L (10 adet KMT+aktif çamur)

4.5 Deney Programı

Başlangıç aşamasında reaktör hacimsel olarak %70 oranında biyofilm taşıyıcı malzeme doldurulmuş ve sentetik atıksu ile beslenen bir aktif çamur reaktöründen aşılama yapılarak biyofilm üremesi için günde üç çevrim olmak üzere sentetik atıksu ile beslenmiştir.

Deneylerde V_0 hacmi 0 L olarak uygulanmıştır. Dolayısıyla her çevrim sonunda reaktör içerisindeki atıksu tamamen boşaltılmış ve çevrim başında yeniden doldurmuştur. Deneyler günde 3 ve 4 çevrim uygulanarak yürütülmüştür. Herbir çevrim içerisinde doldurma, reaksiyon ve boşaltma olmak üzere 3 faz uygulanmıştır. Başlangıç aşamasında yapılan denemelerde aerobik reaksiyon fazından sonra 30 dakika çökeltme fazı uygulanmış, fakat taşıyıcı malzemelerin askıda çoğalan biyokütlenin çökmesini engelleyerek çökeltme verimini düşürmesinden dolayı bu faz iptal edilerek doğrudan boşaltma fazına geçilmiştir. Böylece reaksiyon fazı 30

dakika uzatılmıştır. Herbir çevrim süresindeki fazlar ve süreleri Tablo 4.6'da verilmiştir.

Tablo 4.6 Uygulanan çevrim ve faz süreleri

Fazlar	Günde 3 çevrim için faz süreleri	Günde 4 çevrim için faz süreleri
Doldurma	30 dak	30 dak
Aerobik reaksiyon	420 dak	300 dak
Boşaltma	30 dak	30 dak

Deneysel çalışmalar günde 3 çevrim için 10, 15 ve 20°C, günde 4 çevrim için 15 ve 20°C sabit sıcaklıklarda yürütülerek toplam 5 set deney yapılmış (Tablo 4.7), 10°C'de ise nitrifikasyon gerçekleşmediği için sonuç elde edilememiştir. Herbir deney setinde reaktör içerisindeki ve çıkışındaki askıda biyokütle konsantrasyonları ile amonyak giderim verimi izlenerek sistemin dengeye geldiği belirlendikten sonra çevrim içi deneyler ile KOI giderim ve nitrifikasyon hızları belirlenmiştir. Herbir setteki çevrim içi deneyler arasında tutarlılık sağlanması amacıyla değişik sayılarda tekrarlar yapılmıştır. Çevrim içi deneylerde aerobik reaksiyon süresi boyunca reaktör içerisinde belirli aralıklarla alınan numunelerde amonyak azotu, NO_x-N, çözünmüş KOI ve pH ölçümleri yapılmıştır. Ayrıca herbir set için biyofilm ile reaktör içerisindeki ve çıkışındaki askıda biyokütle konsantrasyonları tespit edilmiştir. Nitrifikasyon açısından taşıdığı önemden dolayı alkalinite ölçümleri de yapılmıştır.

Tablo 4.7 Deney programı

	I. Set	II. Set	III. Set	IV. Set	V. Set
Sıcaklık (°C)	20	15	10	20	10
Çevrim sayısı (1/gün)	3	3	3	4	4

Deneylere 20°C sıcaklıkta başlanmış, daha sonra 15 ve 10°C'deki setler gerçekleştirilmiştir. Önce günde 3 çevrim ile 3 farklı sıcaklıkta çalışılmış, daha sonra günde 4 çevrim uygulanarak 20 ve 10°C sıcaklıklarda deneyler yürütülmüştür.

Kinetik ve stokiometrik katsayıların belirlendiği kesikli deneyler 10 ve 20°C sabit sıcaklıklarda gerçekleştirilmiştir.

5. DENEYSEL SONUÇLAR

5.1 Biyokütle Ölçümleri

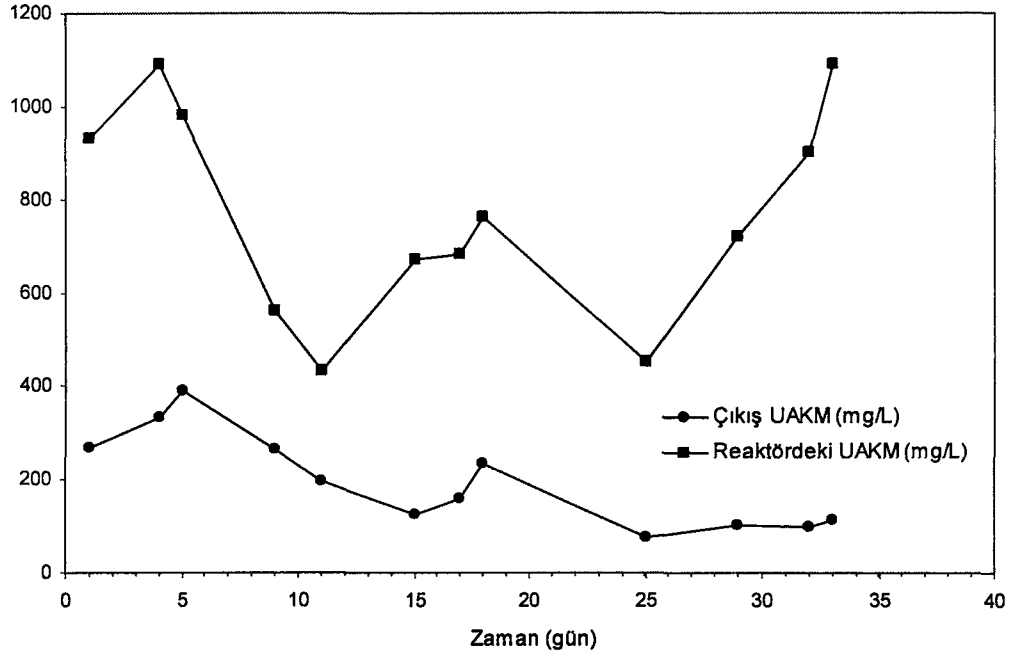
Deneysel çalışma süresince reaktör içerisinde ve çıkışından alınan numunelerde AKM ve UAKM ölçümleri yapılmıştır. 1. Set deneyler sırasında ölçülen reaktör içerisindeki AKM ve UAKM konsantrasyonları ile UAKM/AKM oranları Tablo 5.1’de, reaktör çıkışındaki AKM ve UAKM konsantrasyonları ve bu değerlerden hesaplanan, günlük olarak reaktörden atılan biyokütle miktarları Tablo 5.2’de verilmiştir. Şekil 5.1’de reaktör içerisindeki ve çıkışındaki UAKM konsantrasyonlarının değişimi görülmektedir.

Tablo 5.1 Reaktör içi askıda biyokütle konsantrasyonları

Zaman, (gün)	AKM, (mg/L)	UAKM, (mg/L)	UAKM/AKM
1	1,260	930	0.74
4	1,510	1,090	0.72
5	1,320	980	0.74
9	910	560	0.62
11	535	430	0.80
15	1,060	670	0.63
17	990	680	0.69
18	1,060	760	0.72
25	810	450	0.56
29	960	720	0.75
32	1,200	900	0.75
33	1,310	1,090	0.83
Ortalama	1,077	772	0.71
St. Sapma	264	228	0.08

Tablo 5.2 Reaktör çıkışı biyokütle ölçümleri

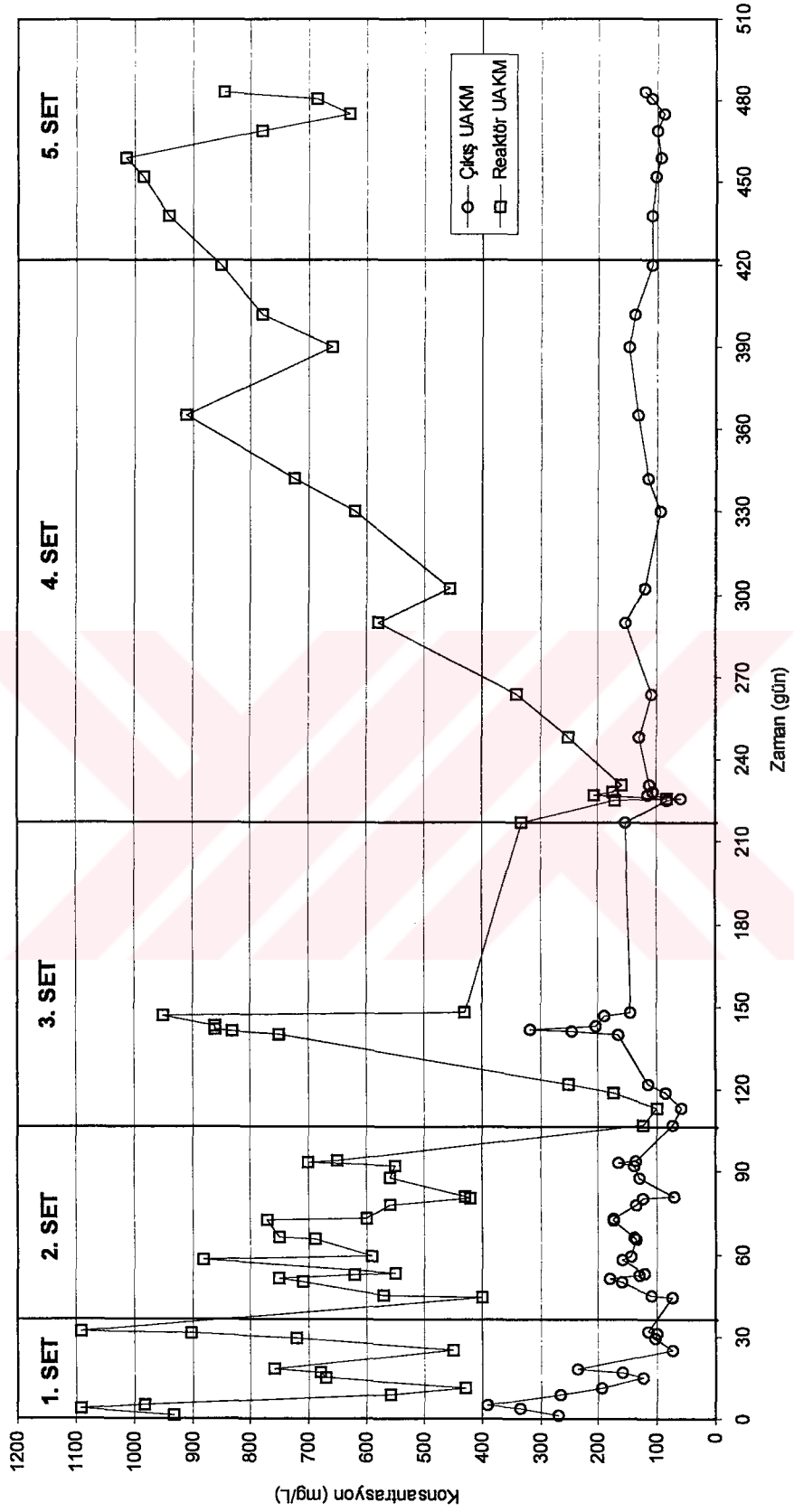
Zaman (gün)	AKM (mg/L)	UAKM (mg/L)	UAKM/AKM	Atılan AKM (mg/çevrim)	Atılan UAKM (mg/çevrim)	Atılan AKM (mg/gün)	Atılan UAKM (mg/gün)
1	385	270	0.70	3,288	2,306	9,864	6,917
4	500	335	0.67	4,270	2,861	12,810	8,583
5	590	390	0.66	5,039	3,331	15,116	9,992
9	420	265	0.63	3,587	2,263	10,760	6,789
11	295	195	0.66	2,519	1,665	7,558	4,996
15	200	125	0.63	1,708	1,068	5,124	3,203
17	200	160	0.80	1,366	1,366	4,099	4,099
18	300	235	0.78	2,562	2,007	7,686	6,021
25	100	75	0.75	649	632	1,947	1,896
29	130	103	0.79	1,110	882	3,331	2,647
32	165	100	0.61	1,423	854	4,270	2,562
33	145	115	0.79	1,253	968	3,758	2,904
Ortalama	286	197	0.71	2,398	1,684	7,194	5,051
St. Sapma	158	102	0.07	1,390	872	4,169	2,615



Şekil 5.1 Reaktör içerisindeki ve çıkışındaki UAKM konsantrasyonlarının değişimi

Tüm deneysel çalışma süresince reaktör içerisindeki ve çıkışındaki UAKM konsantrasyonlarının değişimi Şekil 5.2'de görülmektedir.

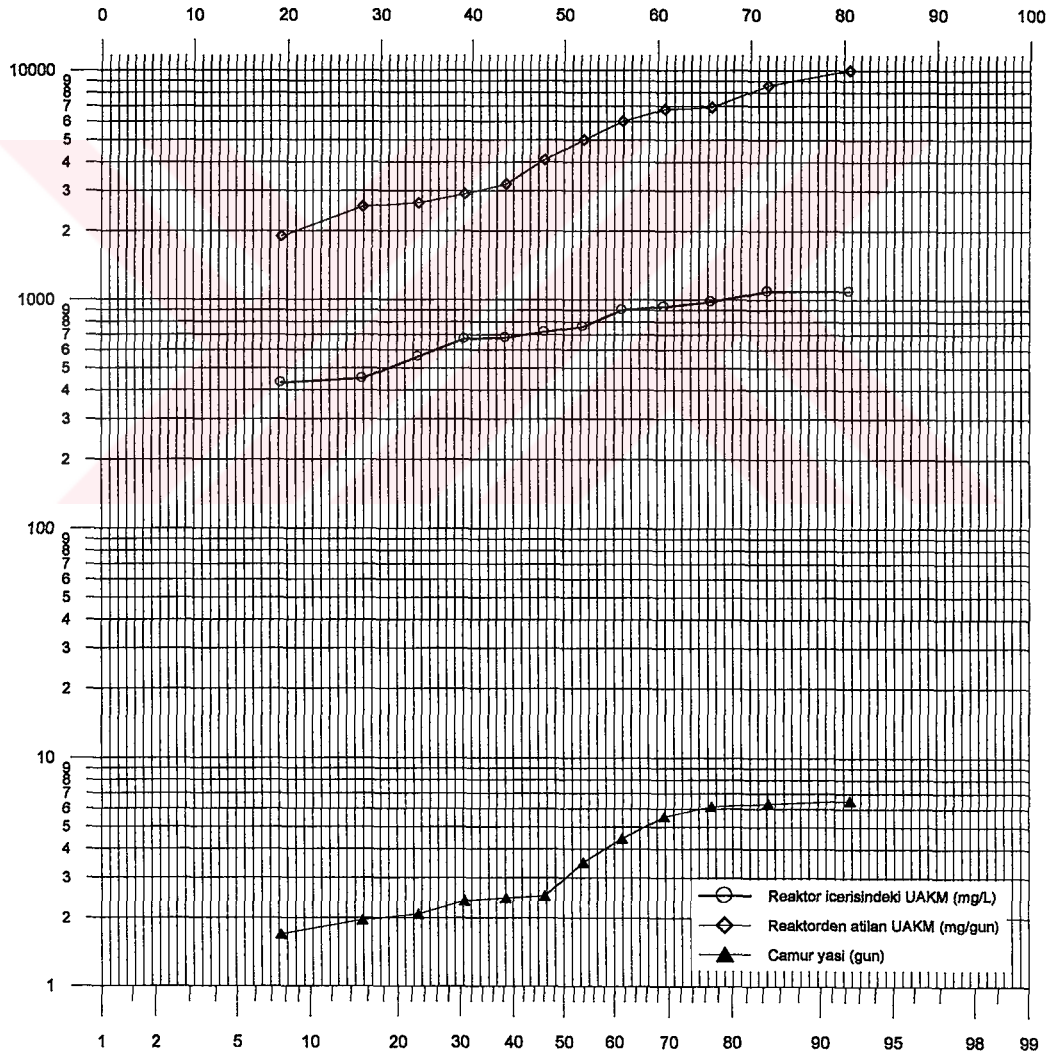
Reaktördeki toplam biyokütle belirlenebilmesi için herbir deney setinde reaktördeki biyofilm konsantrasyonu da ölçülmüştür. Bunun için bir adet yatak malzemesi üzerindeki biyofilm kütlesi belirlenmiş ve sonra yaklaşık olarak bilinen toplam malzeme sayısı ile çarpılarak toplam biyofilm kütlesi bulunmuştur. Elde edilen değer reaktörün net hacmine bölünerek biyofilm konsantrasyonu hesaplanmıştır. Böylece çıkış atıksuyu ile birlikte reaktörden günde atılan biyokütle miktarının reaktör içerisindeki toplam biyokütle miktarına bölünmesiyle çamur yaşı belirlenmiştir. Tablo 5.3'te 1. Set için hesaplanan çamur yaşı değerleri verilmiştir. Kinetik hesaplamalarında herbir set için belirlenen ortalama çamur yaşı değerleri kullanılmıştır. Bu değerler belirlenirken ortalamadan fazla sapan bazı değerler hesaba katılmamıştır. Şekil 5.3'te reaktör içerisindeki ve reaktörden atılan biyokütle miktarları ile hesaplanan çamur yaşlarının yüzde dağılım grafiği görülmektedir.



Şekil 5.2 Deneysel çalışma süresince reaktör içerisindeki ve çıkışındaki UAKM konsantrasyonlarının değişimi

Tablo 5.3 1. Set deneylerde hesaplanan çamur yaşı değerleri

Zaman (gün)	Reaktördeki Askıda Biyokütle (mg UAKM/L)	Reaktördeki Toplam Biyokütle (mg UAKM)	Reaktörden Atılan Biyokütle (mg UAKM/gün)	Çamur Yaşı (gün)
1	930	16,442	6,917	2.4
4	1,090	17,809	8,583	2.1
5	980	16,869	9,992	1.7
9	560	13,282	6,789	2.0
11	430	12,172	4,996	2.4
15	670	14,222	3,203	4.4
17	680	14,307	4,099	3.5
18	760	14,990	6,021	2.5
25	450	12,343	1,896	6.5
29	720	14,649	2,647	5.5
32	900	16,186	2,562	6.3
33	1,090	17,809	2,904	6.1
Ortalama	772	15,090	5,051	3.8
Medyan	740	14,820	4,548	3.0
St. Sapma	228	1,951	2,615	1.8



Şekil 5.3 Reaktör içersindeki ve çıkışındaki UAKM konsantrasyonlarının yüzde dağılımları

1. Set deneyler sırasında reaktördeki biyofilm taşıyıcı malzeme üzerinde çoğalan biyokütle konsantrasyonu 1,740 mg AKM/L ve 1,590 mg UAKM/L olarak bulunmuştur. Bu set için hesaplanan çamur yaşı ortalama 3.8 gündür. Diğer setler için ölçülen biyokütle konsantrasyonları ve hesaplanan çamur yaşları EK A'da verilmiştir.

5.2 Çevrim İçi Deney Sonuçları

5.2.1 KOİ Ölçümleri

1, 2 ve 3. Set deneylerde reaktör günde 3 çevrim ile işletilmiş ve 3.01 g KOİ/m²/gün organik yükleme uygulanmıştır. 4. ve 5. Set deneyler ise günde 4 çevrim ve 4.02 g KOİ/m²/gün organik yükleme ile yürütülmüştür. Set 1.1 ve 1.2 çevrim içi deneylerinde zamana karşı ölçülen çözünmüş KOİ konsantrasyonları ve KOİ giderim verimleri Tablo 5.4 ve 5.5'te görülmektedir.

Tablo 5.4 Çevrim içi ÇKOİ değişimi (Set 1.1)

Süre (dak)	ÇKOİ Kons. (mg/L)	ÇKOİ Giderimi (%)
2	297	25.8
30	32	92.0
90	32	92.0
150	32	92.0
240	33	91.8
330	33	91.8
420	32	92.0

Tablo 5.5 Çevrim içi ÇKOİ değişimi (Set 1.2)

Süre (dak)	ÇKOİ Kons. (mg/L)	ÇKOİ Giderimi (%)
2	306	23.6
30	44	89.1
90	24	94.0
150	29	92.6
240	27	93.3
330	27	93.3
420	31	92.2

Çevrim içi ÇKOİ konsantrasyonlarının ilk 30 dakikadan sonra 30 mg/L civarında seyrettiği görülmektedir. Bu ÇKOİ konsantrasyonunun organik madde giderimi sırasında oluşan inert mikrobiyal ürünlerden kaynaklandığı düşünülmektedir. Birkaç mg/L'lik oynamalar ise ölçüm yönteminin bu seviyelerde hassasiyetini kaybetmesinden kaynaklanmaktadır.

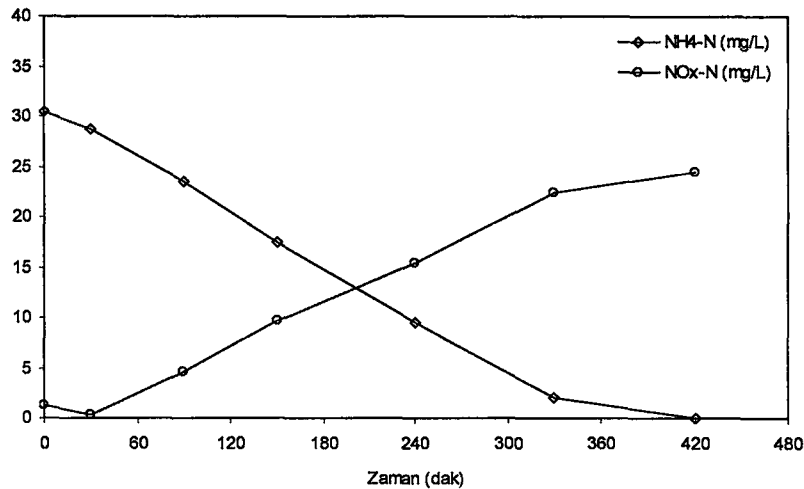
Diğer setlerde ölçülen çevrim içi ÇKOİ ölçümleri EK B'de verilmiştir.

5.2.2 Azot Bileşikleri

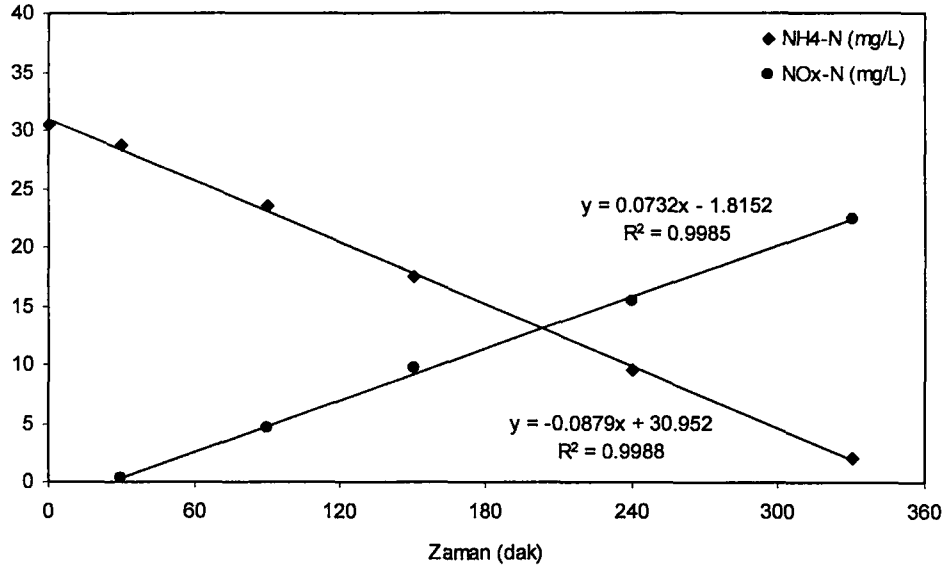
1, 2 ve 3. Set deneylerde günde 3 çevrim ve 0.30 g $\text{NH}_4\text{-N}/\text{m}^2/\text{gün}$, 4. ve 5. Set deneylerde ise günde 4 çevrim ve 0.40 g $\text{NH}_4\text{-N}/\text{m}^2/\text{gün}$ yüklemeler uygulanmıştır. Çevrim içi deneylerde belirli aralıklarla alınan numunelerde $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimleri izlenmiştir. Ayrıca numune alındığı andaki pH değerleri de kaydedilmiştir. Tablo 5.6 ve Şekil 5.4'te 1. Set'teki çevrim içi pH, $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ konsantrasyonlarının değişimi görülmektedir. Şekil 5.5'te ise çevrim içi $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ konsantrasyonlarının eğimleri verilmiştir. Her çevrim içi deneyin sonunda reaktör çıkışındaki TKN, UAKM ve toplam alkalinite konsantrasyonları belirlenmiştir. 1. Sette yürütülen ilk çevrim içi deney sonunda TKN konsantrasyonu 16.8 mg/L, UAKM konsantrasyonu ise 160 mg/L olarak ölçülmüştür. Buna göre biyokütle bünyesine alınan azot oranı %10.5 olarak hesaplanmıştır. Çevrim sonunda toplam alkalinite 370 mg CaCO_3/L olarak belirlenmiş ve nitrifikasyon için alkalinitenin yeterli miktarda bulunduğu, sınırlayıcı duruma gelmediği görülmüştür. Diğer setlerde elde edilen $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_x\text{-N}$, pH, TKN, AKM ve UAKM değerleri EK C'de verilmiştir. Tüm setlerde ölçülen giriş ve çıkış $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları, çevrim sonundaki $\text{NO}_x\text{-N}$ konsantrasyonları, biyokütle bünyesine alınan azot oranı ($N_{\text{çamur}}$) ve toplam alkalinite değerleri Tablo 5.7'de verilmiştir.

Tablo 5.6 Çevrim içi pH, $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimleri (Set 1.1)

Süre (dak)	pH	$\text{NH}_4\text{-N}$ Kons. (mg/L)	$\text{NH}_4\text{-N}$ Giderimi (%)	$\text{NO}_x\text{-N}$ Kons. (mg/L)
2	7.20	30.5	23.7	1.3
30	7.32	28.7	28.3	0.3
90	7.39	23.5	41.2	4.6
150	7.37	17.5	56.3	9.7
240	7.25	9.6	76.1	15.4
330	7.12	2.1	94.7	22.4
420	7.11	0.0	100.0	24.5



Şekil 5.4 Çevrim içi $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimi (Set 1.1)



Şekil 5.5 Set 1.1 için belirlenen $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ eğimleri

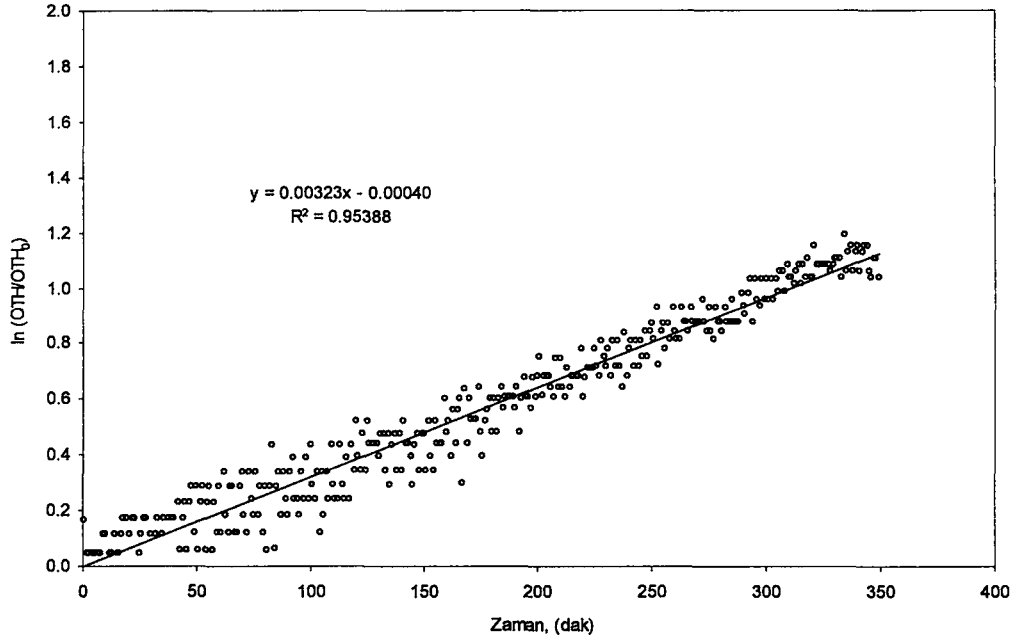
Tablo 5.7 Çevrim içi deneylerdeki azot bileşikleri ve toplam alkalinite değerleri

Set No	Sıcaklık (°C)	Çevrim Sayısı (1/gün)	Giriş $\text{NH}_4\text{-N}$ kons. (mg/L)	Çıkış $\text{NH}_4\text{-N}$ kons. (mg/L)	Çevrim sonu $\text{NO}_x\text{-N}$ kons. (mg/L)	$\text{N}_{\text{çamur}}$ (%)	Nitrifikasyon süresi, (dak)
1.1	20	3	38.0	0	24.5	10.5	360
1.2	20	3	38.0	0	24.2	8.9	350
2.1	15	3	36.9	0	21.8	7.4	240
2.2	15	3	35.8	0	22.9	9.7	330
2.3	15	3	37.4	0	24.1	9.3	310
2.4	15	3	38.4	0	24.1	8.0	250
3.1	10	3	38.2	5.1	19.0	6.8	420
3.2	10	3	39.1	0.4	20.4	8.6	420
3.3	10	3	38.5	0	20.4	10.9	320
4.1	20	4	36.8	0	22.2	8.4	250
4.2	20	4	37.4	0.7	19.7	8.8	300
5.1	15	4	40.0	1.1	22.0	10.4	300
5.2	15	4	40.8	1.4	20.9	11.6	300

5.3 Kinetik ve Stokiyometrik Katsayılar

5.3.1 Organik Madde Gideriminde Kinetik ve Stokiyometrik Katsayılar

Organik madde gideriminde heterotroflar için kinetik ve stokiyometrik katsayıların belirlenmesi amacı ile respirometrik deneyler yürütülmüştür. HYAKBR'den alınan askıda biyokütle ile aşılana kesikli reaktörlerde gerçekleştirilen deneylerde heterotrofik dönüşüm oranı, Y_H ve maksimum spesifik çoğalma hızı, $\hat{\mu}_H$ belirlenmiştir. $\hat{\mu}_H$ deneyinde elde edilen zamana karşı $\ln(\text{OTH}_t / \text{OTH}_0)$ grafiği Şekil 5.5'te, Y_H deneyinde elde edilen OTH profili ise Şekil 5.6'da görülmektedir.



Şekil 5.6 $\hat{\mu}_H$ deneyinde elde edilen zamana karşı $[\ln(OTH/OTH_0)]$ grafiği

Şekil 5.6'da verilen grafiğin eğimi 4.7 denkleminde yerine konularak;

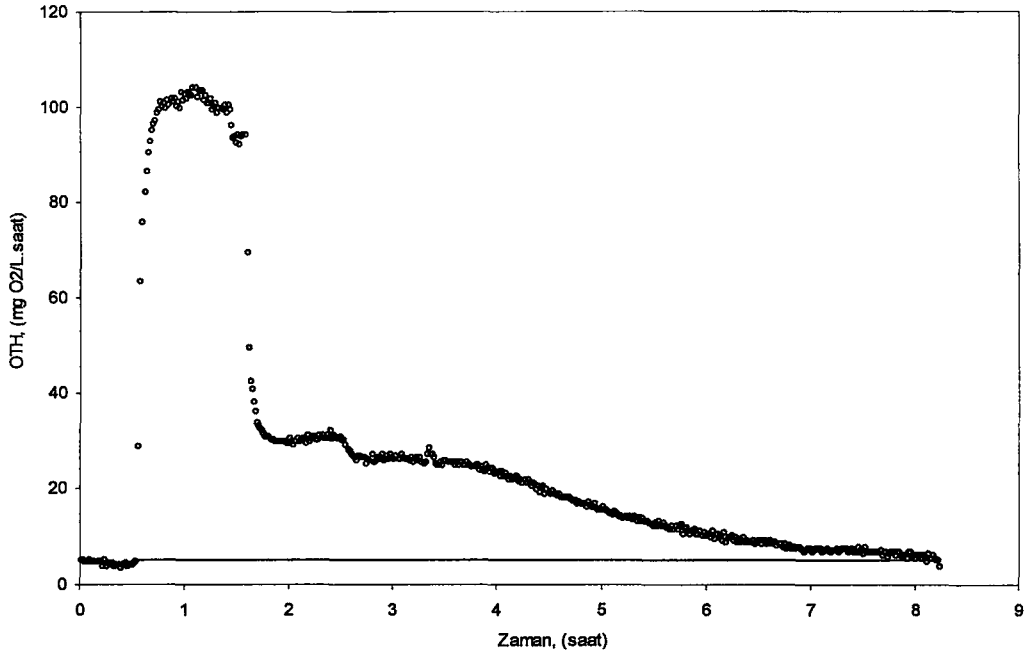
$$0.00323 = (\hat{\mu}_H - b_H) \quad (5.1)$$

elde edilmiş, bu denklemde b_H seviyesi 0.1 gün^{-1} alınarak $\hat{\mu}_H = 4.75 \text{ gün}^{-1}$ olarak hesaplanmıştır.

Şekil 5.7'deki grafikten OTH profili ile b_H seviyesi arasında kalan alan (ΔO) hesaplanmıştır. Deney sentetik atıksu ile yapıldığından dolayı başlangıç KOl konsantrasyonu bilinmektedir ($S_s = 400 \text{ mg/L}$). Bu durumda 4.16 eşitliği kullanılarak;

$$Y_H = 1 - \frac{\Delta O}{\Delta S_s} = 1 - \frac{185}{400} = 0.54 \text{ gKOl/gKOl} \quad (5.2)$$

bulunmuştur.



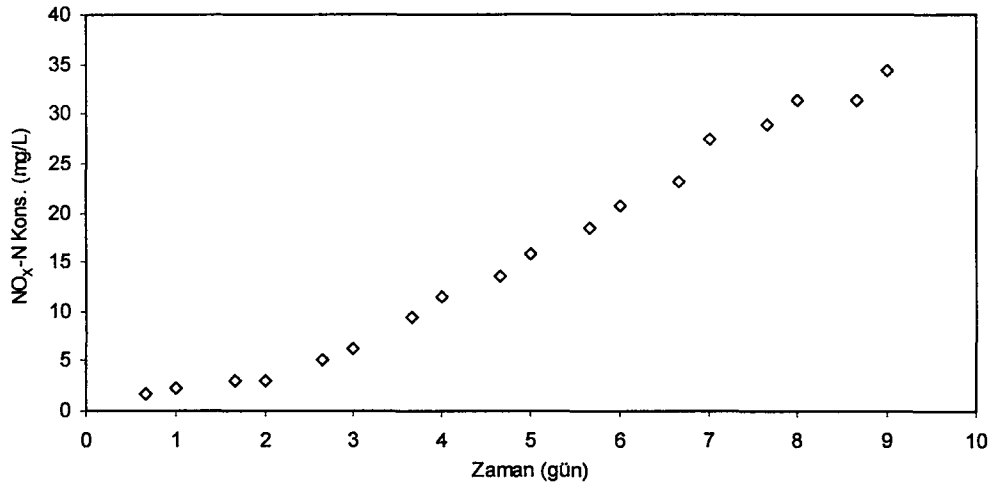
Şekil 5.7 Y_H deneyinde elde edilen OTH profili

5.3.2 Maksimum Ototrofik Çoğalma Hızı Deneyleri

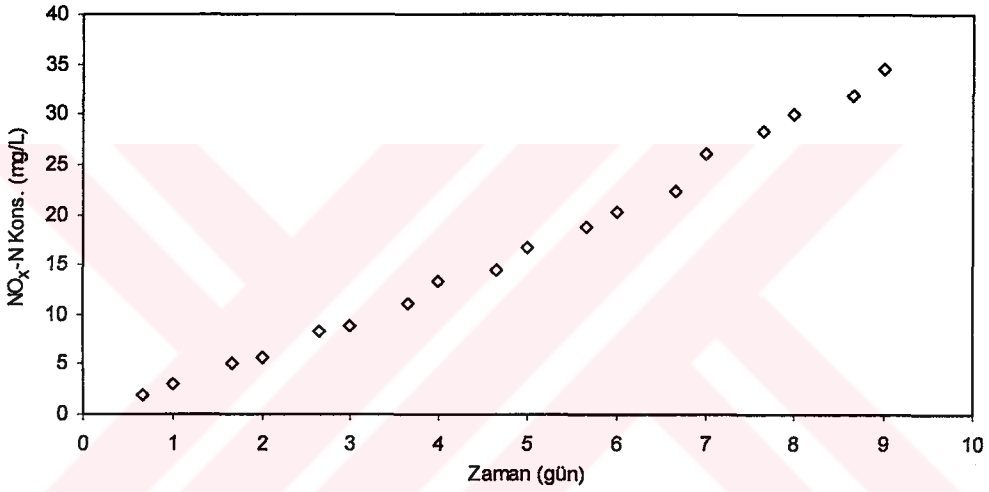
Maksimum ototrofik çoğalma hızı deneyleri 20 ve 15°C sıcaklıklarda biyofilm, askıda biyokütle ve bunların karışımı için paralel olarak üç ayrı reaktörde gerçekleştirilmiştir. Bu reaktörlerde 20°C sabit sıcaklıkta zamana karşı ölçülen NO_x-N konsantrasyonları Tablo 5.8 ile Şekil 5.8, 5.9 ve 5.10'da görülmektedir.

Tablo 5.8 20°C'de yürütülen μ_A deneyinde ölçülen NO_x-N konsantrasyonları

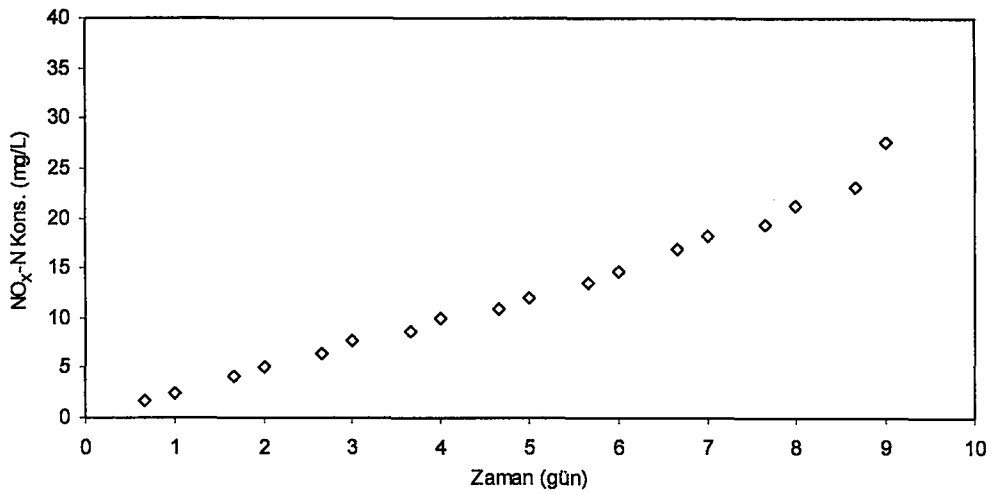
Zaman (gün)	Biyofilm reaktöründeki NO_x-N konsantrasyonları (mg/L)	Askıda biyokütle reaktöründeki NO_x-N konsantrasyonları (mg/L)	Biyofilm+askıda biyokütle reaktöründeki NO_x-N konsantrasyonları (mg/L)
0.66	1.67	1.94	1.67
1.00	2.22	3.06	2.50
1.66	3.06	5.00	4.17
2.00	3.06	5.56	5.00
2.66	5.00	8.23	6.39
3.00	6.12	8.82	7.64
3.66	9.41	11.13	8.57
4.00	11.47	13.24	10.00
4.66	13.53	14.41	10.88
5.00	15.69	16.62	12.06
5.66	18.46	18.77	13.53
6.00	20.62	20.31	14.71
6.66	23.03	22.42	16.97
7.00	27.36	26.04	18.18
7.66	29.01	28.35	19.39
8.00	31.35	30.00	21.25
8.66	31.30	31.97	23.06
9.00	34.38	34.52	27.64



Şekil 5.8 20°C'de biyofilm reaktöründe NO_x-N konsantrasyonunun zamana karşı değişimi

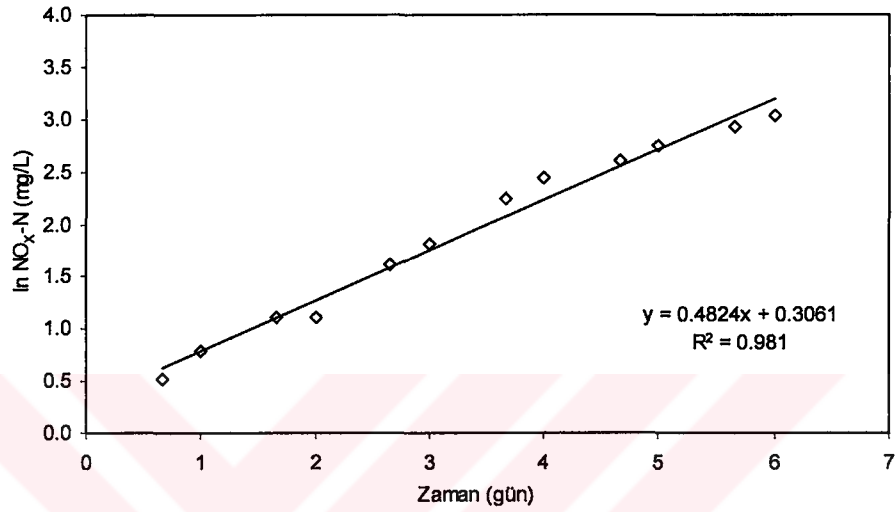


Şekil 5.9 20°C'de aktif çamur reaktöründe NO_x-N konsantrasyonunun zamana karşı değişimi

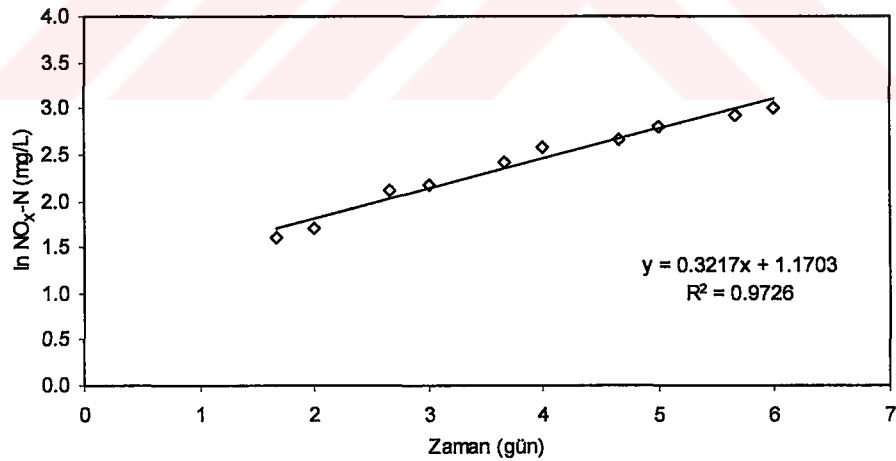


Şekil 5.10 20°C'de biyofilm ve aktif çamur karışımı reaktöründe NO_x-N konsantrasyonunun zamana karşı değişimi

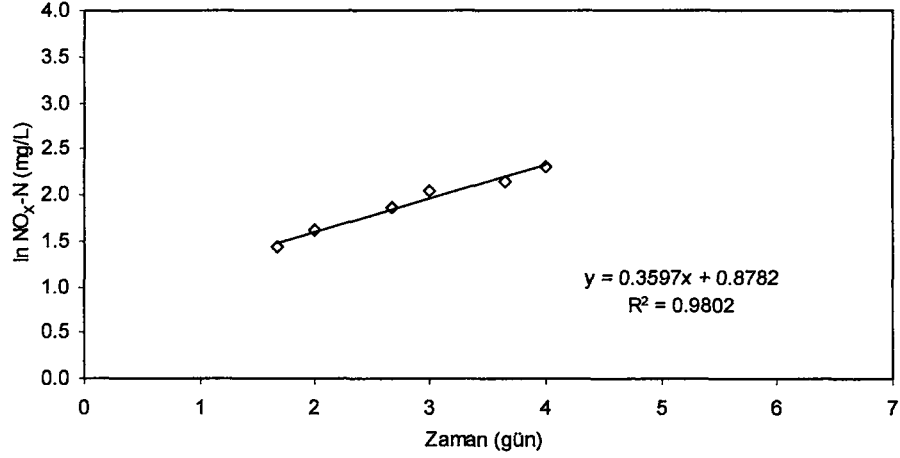
Elde edilen $\text{NO}_x\text{-N}$ değerlerinin doğal logaritması alınarak zamana karşı çizilen grafiklerin eğimi 4.32 bağıntısına göre $\hat{\mu}_A - b_A$ değerlerini vermiştir (Şekil 5.11, 5.12 ve 5.13). En yüksek $\hat{\mu}_A - b_A$ değeri biyofilm için 0.48 gün^{-1} , en düşük ise askıda biyokütle için 0.32 gün^{-1} olarak bulunmuştur. HYAKBR'ye karşılık gelen karışık biyokütle reaktörü için elde edilen $\hat{\mu}_A - b_A$ değeri ise 0.36 gün^{-1} 'dir.



Şekil 5.11 Biyofilm reaktöründe zamana karşı $\ln(\text{NO}_x\text{-N})$ değişimi



Şekil 5.12 Aktif çamur reaktöründe zamana karşı $\ln(\text{NO}_x\text{-N})$ değişimi

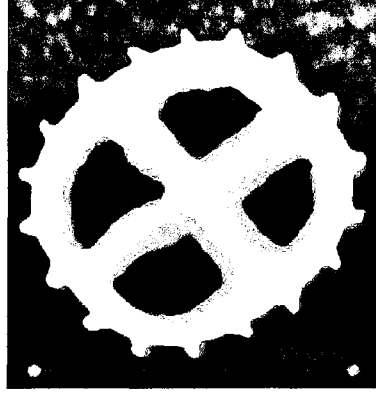


Şekil 5.13 Biyofilm ve aktif çamur karışımı reaktöründe zamana karşı $\ln(\text{NO}_x\text{-N})$ değişimi

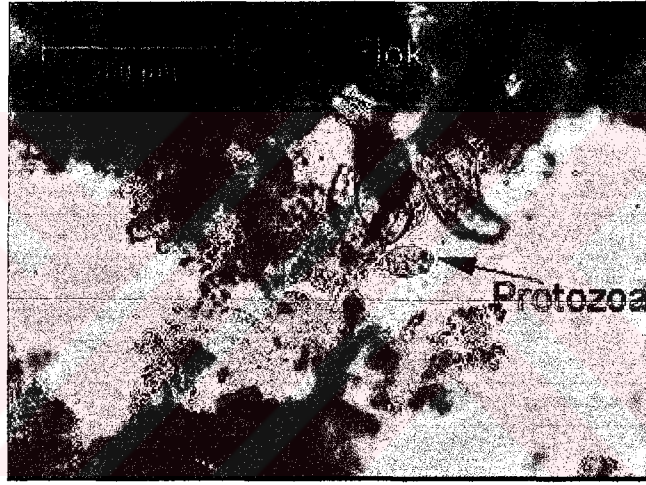
15°C sıcaklıkta 2. yaklaşıma göre yürütülen maksimum ototrofik çoğalma hızı deneylerinin verileri ve grafikleri EK D'de verilmiştir. Bu sıcaklıkta elde edilen $\hat{\mu}_A$ - b_A değerleri; askıda biyokütle için 0.27 gün^{-1} , biyofilm için 0.18 gün^{-1} ve her iki biyokütlenin de bulunduğu sistem için 0.25 gün^{-1} 'dir.

5.4 Mikroskopik İnceleme Sonuçları

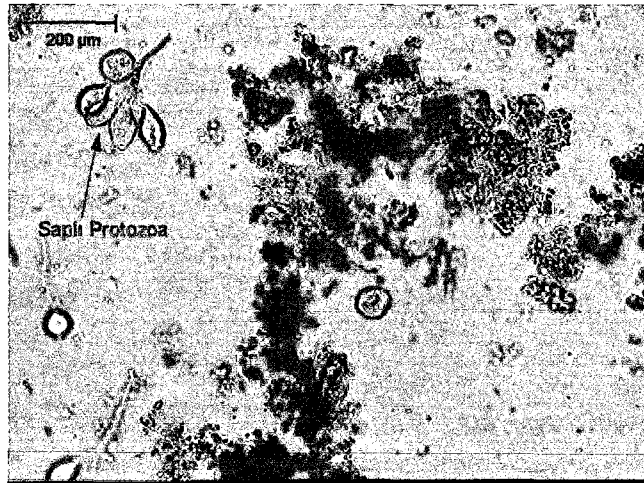
Deneysel çalışmalar sırasında biyofilm gelişiminin çeşitli aşamalarında taşıyıcı malzeme üzerinden alınan biyofilm numuneleri üzerinde mikroskopik incelemeler yapılmıştır. Şekil 5.14'te üzerinde 2 haftalık biyofilm bulunan taşıyıcı malzeme görülmektedir. Bu biyofilmden alınan örneğin mikroskopik görüntüleri Şekil 5.15, 5.16, 5.17 ve 5.18'de verilmiştir. Fotoğraflardan görüldüğü gibi, 2 haftada yaklaşık 0.5 mm kalınlığa ulaşan biyofilm içerisinde belirgin floklar oluşmuş, 3-5 μm boyutundan başlayarak protozoalar, rotiferler ve lionotuslar üremiştir. Saplı protozoaların henüz fazla kalabalık olmayan 5-6 fertli koloniler oluşturmaya başladıkları görülmektedir. Kamçılı ve silli protozoalar ile belli başlı birkaç floкта rotiferler üremiş, filamentli bakteriler ise henüz oluşmamıştır. Ayrıca az miktarda nematod ürediği de görülmektedir.



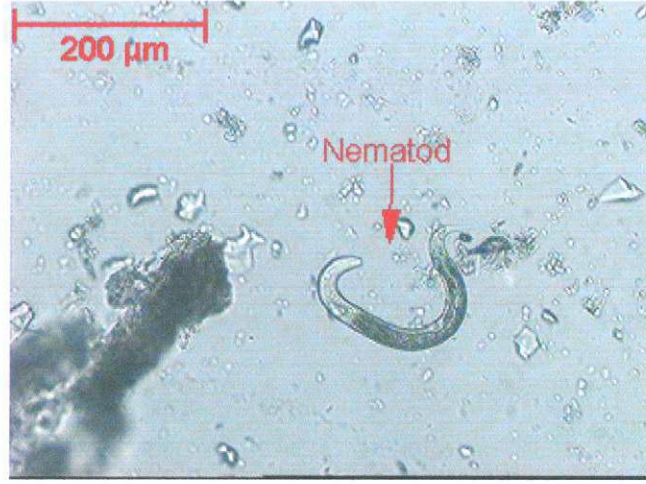
Şekil 5.14 Taşıyıcı malzeme üzerindeki 2 haftalık biyofilmin görüntüsü



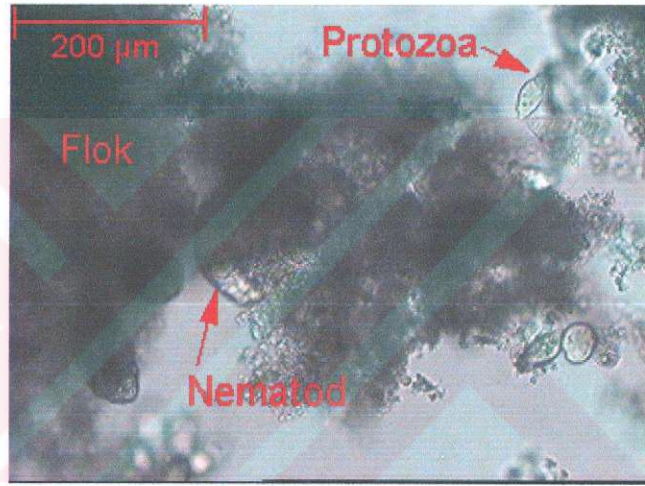
Şekil 5.15 2 haftalık biyofilmindeki flok ve protozoa (10x)



Şekil 5.16 2 haftalık biyofilimde flok ve saplı protozoa görüntüsü (10x)

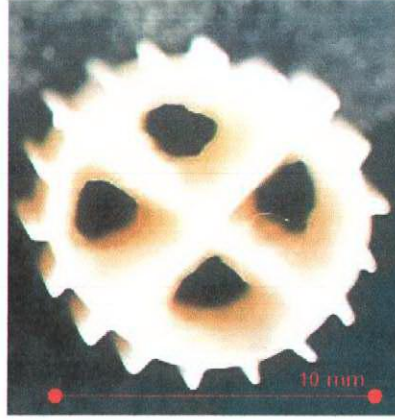


Şekil 5.17 2 haftalık biyofilmde nematod görüntüsü (10x)

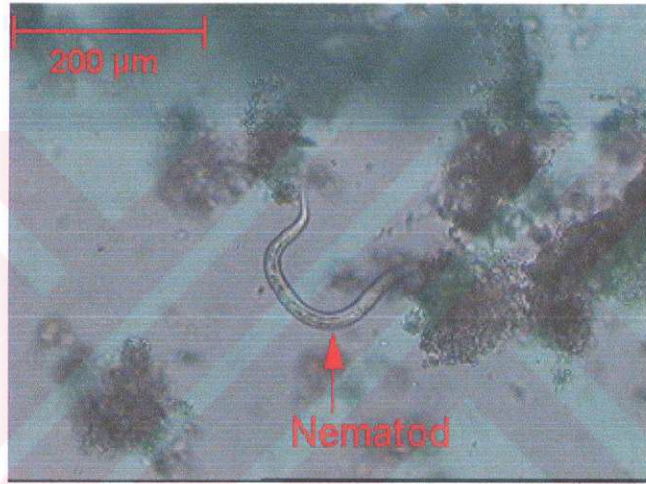


Şekil 5.18 2 haftalık biyofilmde nematod ve protozoaların görüntüsü (10x)

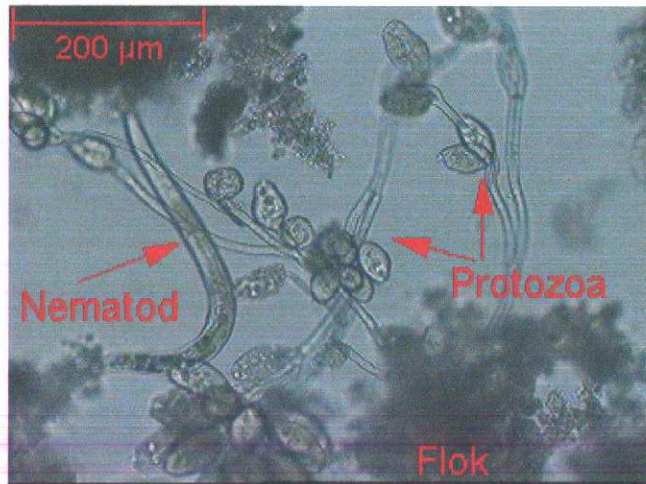
Şekil 5.19'da verilen 4 haftalık biyofilm yaklaşık 0.7-0.8 mm kalınlığa ulaşmıştır. Şekil 5.20, 5.21, 5.22 ve 5.23'te verilen mikroskobik görüntülerde düzgün bir flock yapısının ve birçok ana grubu içeren zengin bir mikroorganizma çeşitliliğinin olduğu görülmektedir. Bunlar içerisinde silli ve saplı protozoalar, nematodlar, rotiferler sayılabilir. Silli protozoalardan lionotus ise baskın tür haline gelmiştir. Filamentli bakteriler henüz ürememekle birlikte saplı protozoalar kalabalık koloniler oluşturmuşlardır.



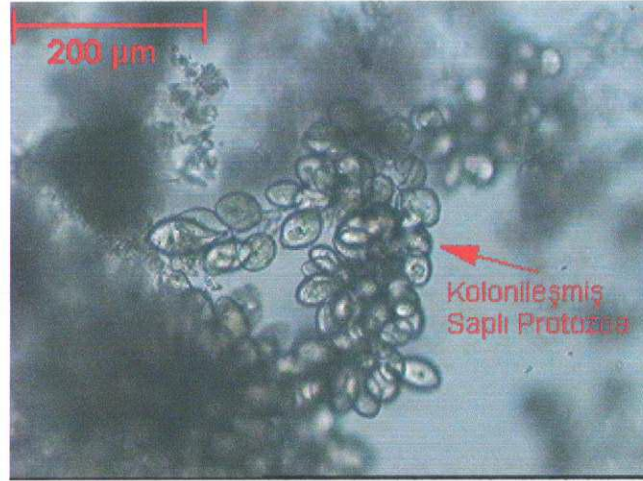
Şekil 5.19 Taşıyıcı malzeme üzerindeki 4 haftalık biyofilmin görüntüsü



Şekil 5.20 4 haftalık biyofilmde nematodun görüntüsü (10x)



Şekil 5.21 4 haftalık biyofilmde nematod, protozoa ve flokların görüntüsü (10x)

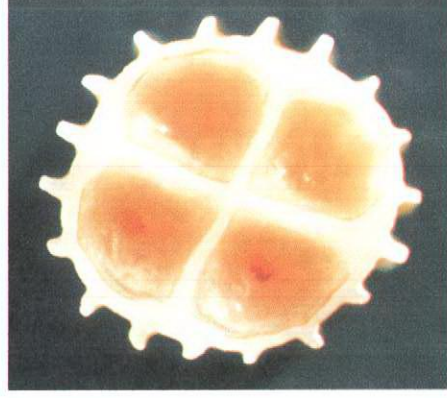


Şekil 5.22 4 haftalık biyofilmde kalabalık koloniler halinde saplı protozoaların görüntüsü (10x)

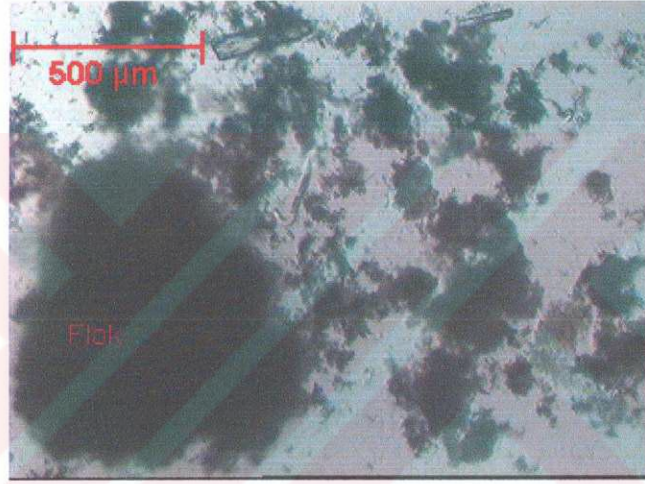


Şekil 5.23 4 haftalık biyofilmde saplı protozoa kolonilerinin görüntüsü (10x)

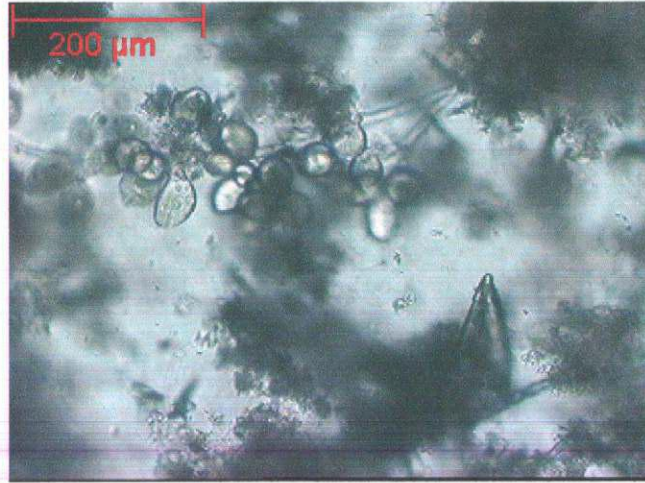
Şekil 5.24'te verilen fotoğrafta biyofilmin taşıyıcı malzeme içerisini tamamen dolduracak şekilde ürediği görülmektedir. Dolayısıyla taşıyıcı malzemenin içinden su geçişinin mümkün olmaması ile biyofilme organik madde, besi elementleri ve oksijen transferi oldukça sınırlı bir hale gelmektedir. Şekil 5.25 ve 5.26'da görüldüğü gibi, genç biyofilmde bulunan mikroorganizma türleri, yaşlı biyofilmde çeşitliliğini koruyarak çok daha fazla miktarlarda üremiştir. Flok başına yaklaşık 100-200 kadar silli protozoa, 5000-10000 kadar saplı protozoa grubundan Vorticella Carchesium, 500-1000 kadar nematod ve 300-500 kadar rotifer olduğu söylenebilir. Ayrıca yaşlı biyofilm içerisinde filamentli bakteriler de flok başına 1-2 tane görülebilmektedir (Şekil 5.27). Bunların yanında reaktör beslemede kullanılan sentetik atıksuyun içerdiği besi maddeleri ve tampon çözeltilerin biyofilm içerisinde zamanla kristal parçacıkları oluşturduğu Şekil 5.28'de görülmektedir.



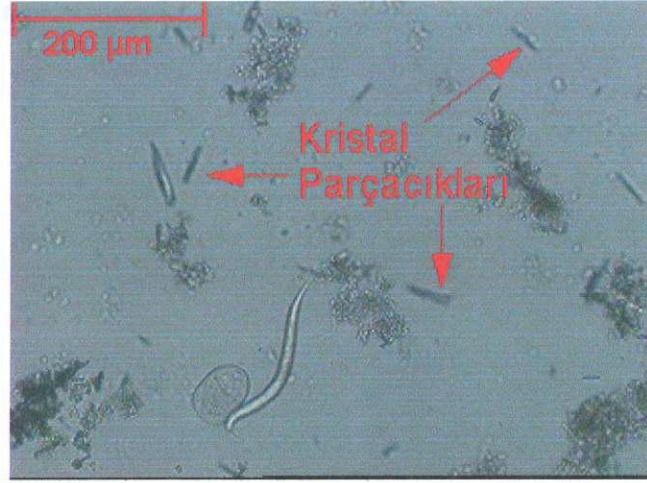
Şekil 5.24 Taşıyıcı malzeme üzerindeki yaşı biofilmin görüntüsü



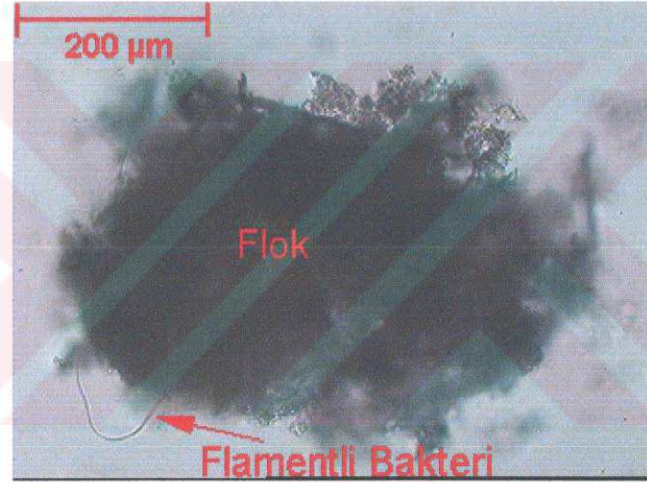
Şekil 5.25 Yaşı biofilimde flokların görüntüsü (4x)



Şekil 5.26 Yaşı biofilimde saplı protozoa kolonilerinin görüntüsü (10x)



Şekil 5.27 Yaşlı biyofilmdeki kirisatlı parçacıklarının görüntüsü (10x)



Şekil 5.28 Yaşlı biyofilmde flok içerisindeki filamentli bakterilerin görüntüsü (10x)

6. DENEYSEL SONUÇLARIN DEĞERLENDİRMESİ

6.1 KOİ Giderimi

İlk üç set deneyde 20, 15 ve 10°C sıcaklıklarda günde 3 çevrim uygulanarak 3.01 g/m²/gün KOİ (1.05 kg/m³/gün) yüklemesi yapılmış, son iki sette ise 20 ve 10°C sıcaklıklarda günde 4 çevrim ile işletilen reaktöre 4.13 g/m²/gün KOİ (1.41 kg/m³/gün) yükü uygulanmıştır. Tüm deney setlerinde kolay ayrışan organik maddeler içeren evsel nitelikli sentetik atıksudaki 400 mg/L KOİ ilk 30 dakika içerisinde tüketilerek, kullanılan analiz yönteminin alt limiti olan 30 mg/L seviyesinde çıkış çözünmüş KOİ değerleri elde edilmiştir. Dolayısıyla uygulanan atıksu için sistemin yüksek organik madde giderim hızına sahip olduğu ve bunun sıcaklıktan belirgin şekilde etkilenmediği söylenebilir. Literatürde evsel ve çeşitli endüstriyel atıksularla yürütülen çalışmalarda da çok daha yüksek organik yüklemelerde yüksek giderim verimleri elde edilmiştir.

Respirometrik deneyler sonucunda reaktördeki askıda çoğalan heterotrof mikroorganizmalar için 20°C'de maksimum spesifik çoğalma hızı, μ_H değeri 4.75 gün⁻¹, dönüşüm oranı ise, $Y_H = 0.54$ g KOİ/g KOİ olarak belirlenmiştir. Bu değerler aynı sıcaklıkta, evsel atıksular için Activated Sludge Model No:1 (ASM1)'de verilen $\mu_H = 6.0$ gün⁻¹ ve $Y_H = 0.67$ g KOİ/g KOİ değerlerinden biraz daha düşüktür (Henze ve diğ., 1987).

6.2 Nitrifikasyon

Çevrim içi deneylerin sonunda ölçülen NO_x-N konsantrasyonları Tablo 6.1'de verilmiştir. 1. ve 2. Set deneylerin tümünde NH₄-N'in tamamıyla tüketildiği, buna karşılık 10°C'de yürütülen 3. Set deneylerin ilk ikisinde amonyak azotunun sıfıra kadar düşmediği görülmektedir. Özellikle 3.1 numaralı sette çevrim sonunda NH₄-N konsantrasyonunun 5.1 mg/L gibi yüksek bir değerde olması, biyokütlenin 10°C sıcaklığa tam olarak aklimasyonunun henüz gerçekleşmediğini göstermektedir. Bu nedenle bu sette elde edilen nitrifikasyon hızı ortalamaya katılmamıştır.

Diğer taraftan nitrifikasyon sonucu oluşan $\text{NO}_x\text{-N}$ konsantrasyonlarına bakıldığında, amonyak tüketimine paralel olarak 20 ve 15°C'de daha yüksek değerler elde edildiği görülmektedir. Çevrim içi deneylerde $\text{NH}_4\text{-N}$ 'in tüketildiği noktada $\text{NO}_x\text{-N}$ konsantrasyonu da sabit hale geldiği için, bu süre nitrifikasyon süresi olarak kabul edilmiştir. Tablo 5.7'de verilen her bir deney setindeki nitrifikasyon süreleri kullanılarak Tablo 6.1'de görülen $\text{NH}_4\text{-N}$ tüketim ve nitrifikasyon hızları belirlenmiştir. Bu hızlar birim biyokütle konsantrasyonu ve birim biyofilm yüzey alanı üzerinden olmak üzere iki farklı birimde hesaplanmıştır. Literatürde biyofilm sistemleri için giderim hızları genellikle biyofilm yüzey alanına bağlı olarak verilmekle beraber, deneyler sırasındaki biyokütle konsantrasyonlarının birbirinden farklı olmasından dolayı, nitrifikasyon hızlarının biyokütle konsantrasyonu da gözönünde bulundurularak değerlendirilmesi gerektiği düşünülmüştür. Böylece nitrifikasyon hızları hem biyofilm yüzey alanı, hem de reaktördeki toplam UAKM konsantrasyonu üzerinden hesaplanarak Şekil 6.1 ve 6.2'de gösterilmiştir. Tablo 6.2 ve 6.3'te literatürde çeşitli sistemler ve atıksular için verilen nitrifikasyon hızları görülmektedir. Tablodaki değerler ile karşılaştırıldığında, bu çalışmada elde edilen hızların aralık içinde kalmakla beraber genel olarak daha düşük olduğu söylenebilir.

Tablo 6.1 Farklı sıcaklıklar için belirlenen nitrifikasyon hızları

Deney Seti	Sıcaklık (°C)	NH ₄ -N Tüketim Hızı		Nitrifikasyon Hızı	
		$\frac{\text{gNH}_4 - \text{N}}{\text{m}^2 \cdot \text{gün}}$	$\frac{\text{mgNH}_4 - \text{N}}{\text{mgUAKM} \cdot \text{gün}}$	$\frac{\text{gNO}_x - \text{N}}{\text{m}^2 \cdot \text{gün}}$	$\frac{\text{mgNO}_x - \text{N}}{\text{mgUAKM} \cdot \text{gün}}$
SET 1	20	0.441	0.084	0.241	0.046
SET 2	15	0.428	0.061	0.252	0.036
SET 3	10	0.387	0.026	0.178	0.012
SET 4	20	0.420	0.019	0.200	0.009
SET 5	15	0.374	0.009	0.185	0.005

Tablo 6.2 Literatürde çeşitli sistemler ve atıksular için verilen nitrifikasyon hızları

Sistem	Atıksu tipi	Sıcaklık (°C)	NH ₄ -N yükü (gNH ₄ -N/m ² .gün)	NH ₄ -N giderim hızı (gNH ₄ -N/m ² .gün)	NH ₄ -N giderim hızı (kgNH ₄ -N/m ³ .gün)	Kaynak
HYBR (KMT)	Evsel	6.2-24.5	1.4	1.07	-	Pastorelli ve diğ. (1997)
HYAKBR (KMT)	Evsel+Endüstriyel	-	0.93	0.7	-	Pastorelli ve diğ. (1999)
HYBR	Evsel	9-12	-	1.1	-	Ødegaard ve diğ. (1994)
HYBR	Evsel	15	-	1.3	-	Hern ve diğ. (1994)
CBR (lab.)	Evsel	25±2	-	-	1-1.2	Lazarova ve diğ. (1997)
CBR (pilot)	Evsel	16±2	-	-	2	Lazarova ve diğ. (1997)
CBR	Sentetik	-	-	-	1.4	Lazarova ve diğ. (1998)
CFBR	Sentetik	1.2	1.2 ¹	-	1.14	Garrido-Fernandez ve diğ. (2000)
AKR	Çamur susuzlaştırma	32	-	-	0.6-0.8	Arnold ve diğ. (2000)
AKBR	Çamur susuzlaştırma	25	-	-	1.7	Arnold ve diğ. (2000)
Turbo-N	Evsel	14-17	0.3-2.5 ¹	-	0.5-2	Lazarova ve diğ. (1999)
HYAKBR (Natrix 6/6C)	Endüstriyel	-	0.276	0.108	-	Cornett-Ambroz ve diğ. (2003)
AKR	Endüstriyel	-	2.088 ³	0.812 ³	-	Cornett-Ambroz ve diğ. (2003)
HYBR	Evsel	-	5.23 ³	-	0.5	Æsøy ve diğ. (1998)
HYBR (Floccor-RMP)	Evsel	4.8-8.2	2.7-10.1 ⁴	0.235	-	Andreottola ve diğ. (2000)
RBC	Evsel	4.8-8.2	5.5-22.7 ⁴	0.228	-	Andreottola ve diğ. (2000)
HYBR (Natrix 6/6C)	Sızıntı suyu	17	1.905	2.29	-	Welander ve diğ. (1998)
HYBR (Natrix 12/12C)	Sızıntı suyu	16	2.14	2.74	-	Welander ve diğ. (1998)
HYBR (KMT)	Evsel	6.9-15.9	-	0.5-0.83	-	Rusten ve diğ. (1994)
CBR	Sentetik	30	1.26 ¹	-	1.2	Nogueira ve diğ. (2002)

¹ kgNH₄-N/m³.gün

² kgN/m³

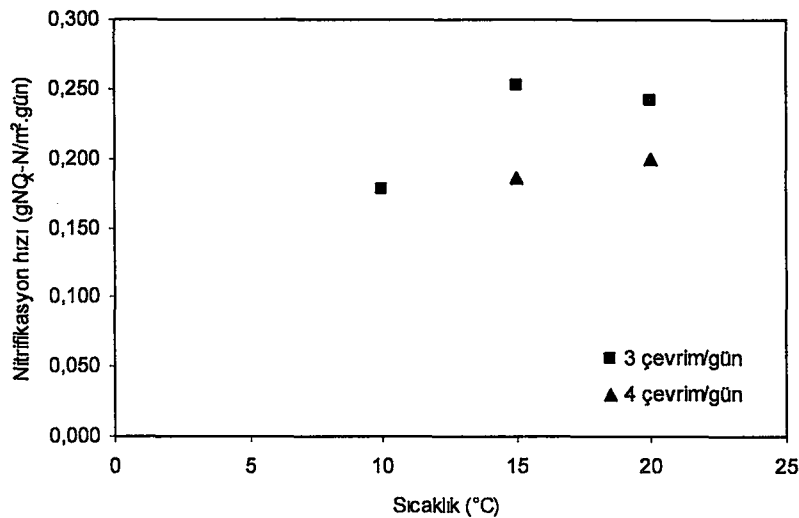
³ kg/gün

⁴ kgTKN/gün

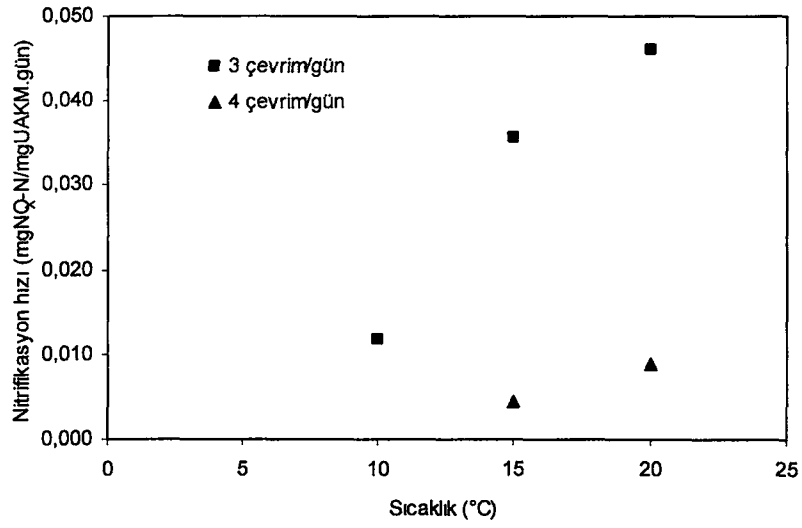
Tablo 6.3 Çeşitli biyolojik proseslerde elde edilen hacimsel nitrifikasyon hızları, (Welander ve diğ., 1998)

Proses	Nitrifikasyon hızı (kg N/m ³ .gün)	Sıcaklık (°C)	Kaynak
Damlatmalı filtre	0.072	16	Knox, 1985
Aktif çamur	0.504	13	Knox, 1985
Batık aerobik biyolojik filtre	0.576	20	Pedersen ve Jansen, 1992
Döner biyolojik disk	0.408	20	Spengel ve Dzombak, 1991

Şekil 6.1'de görüldüğü gibi, 15°C'deki birim yüzey alanı başına nitrifikasyon hızı 20°C'dekinden yüksek olmakla beraber, Şekil 6.2'de biyokütle konsantrasyonları dikkate alınarak karşılaştırma yapıldığında 20°C'deki hızın daha yüksek olduğu ortaya çıkmaktadır. Bunun nedeni 2. Set deneyler sırasında reaktördeki toplam biyokütlenin daha fazla olmasıdır. 10°C'de ise biyokütlenin daha da artmasına rağmen sıcaklığın nitrifikasyon üzerindeki etkisi daha baskın hale gelmekte ve her iki birimde hesaplanan hızların daha 15 ve 20°C'den daha düşük olduğu görülmektedir. Günde 4 çevrim uygulanarak amonyak yükünün arttırıldığı ve reaksiyon süresinin kısaltıldığı 4. ve 5. Set deneylerde ise birim biyokütle bazında 3. Set'te 10°C'de elde edilen nitrifikasyon hızının altında değerler elde edilmiştir. Tablo 6.4'te görüldüğü gibi, bu setlerdeki biyofilm konsantrasyonu çok yüksek olmasına rağmen, 3. Set'te 0.71 olan UAKM/AKM oranları 0.52 ve 0.44 olarak belirlenmiş, yani aktif biyokütle oranı diğer setlere göre çok azalmıştır. Dolayısıyla sıcaklık 3. Set'tekinden yüksek olmasına rağmen spesifik nitrifikasyon hızı düşmüştür. Şekil 6.3'te deneysel çalışma süresince elde edilen nitrifikasyon hızlarına karşılık gelen toplam biyokütle konsantrasyonları UAKM olarak verilmiştir. Şekilde görüldüğü gibi, nitrifikasyon hızı üzerinde sıcaklığın yanında biyokütle konsantrasyonunun da önemli etkisi olmaktadır. Reaktörde biyokütle birikimi ve aktif biyokütle oranının düşmesi nitrifikasyon hızını olumsuz yönde etkilemektedir.



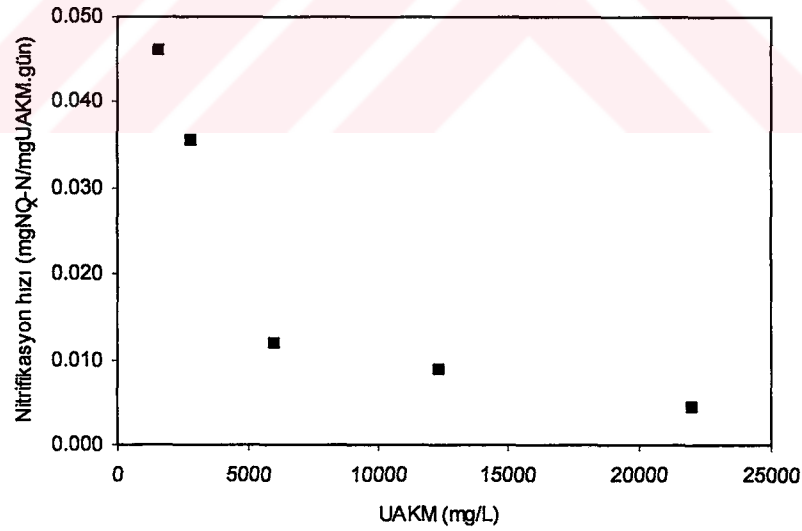
Şekil 6.1. Biyofilm yüzey alanı bazında nitrifikasyon hızının sıcaklıkla değişimi



Şekil 6.2 Biyokütle konsantrasyonu bazında nitrifikasyon hızının sıcaklıkla değişimi

Tablo 6.4 Deneyler sırasındaki biyofilm konsantrasyonları ve işletme şartları

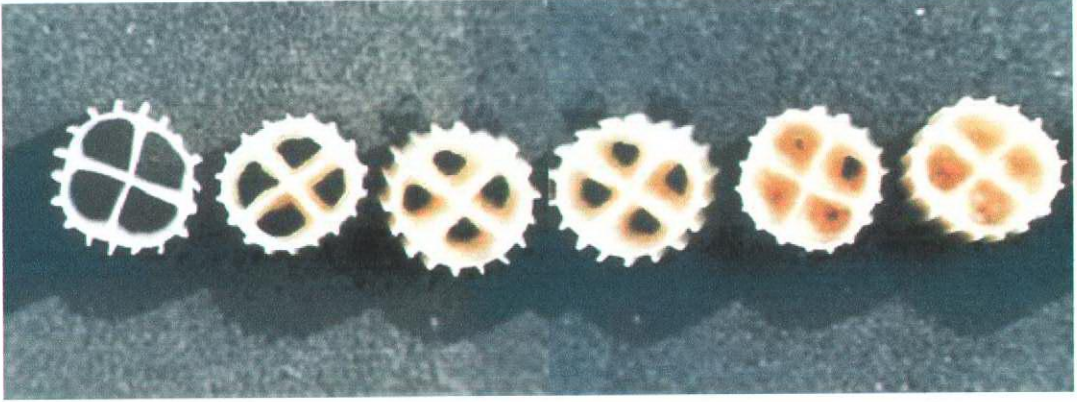
Deney seti	Biyofilm konsantrasyonu		UAKM/AKM	Çamur yaşı (gün)	Net reaktör hacmi (L)
	AKM, (mg/L)	UAKM, (mg/L)			
1. SET	1,735	1,590	0.92	4.4	8.54
2. SET	3,415	2,825	0.83	6.7	8.32
3. SET	8,505	6,020	0.71	15.9	7.70
4. SET	23,900	12,330	0.52	34.7	6.30
5. SET	49,590	22,040	0.44	73.5	6.30



Şekil 6.3 Nitrifikasyon hızlarına karşılık gelen biyokütle konsantrasyonları

Diğer taraftan reaktördeki biyofilm konsantrasyonunun artması reaktörün net hacmini de düşürmekte ve buna bağlı olarak günlük arıtılan atıksu debisi ve kirlilik yükü azalmaktadır. Tablo 6.3'ten de görülebileceği gibi, 1. ve 5. Set deneyler

arasındaki sürede çoğalan biyofilmden dolayı reaktör hacmi %26 oranında düşmüştür. Aynı zamanda UAKM/AKM oranının da %44'e düşmesiyle reaktörün verimi önemli ölçüde azalmıştır. Şekil 6.4'te taşıyıcı yatak malzemesi üzerinde çoğalan biyofilmin başlangıçtan itibaren çeşitli aşamaları görülmektedir.



Şekil 6.4 Çeşitli aşamalarda yatak malzemesi üzerindeki biyofilm çoğalması

Şekilden de görüldüğü gibi biyofilm kalınlığı arttıkça yatak malzemesi içerisindeki boşluklar kapanmaktadır. Bu da biyofilm içerisine oksijen ve substrat transferini azaltmakta ve iç kısımlardaki biyokütlenin içsel solunum fazına geçerek aktif biyokütle oranının düşmesine neden olmaktadır. Organik madde giderimi sağlayan heterotrof bakterilerin çoğalma hızının ototrof bakterilerden daha yüksek olmasından dolayı, heterotroflar oksijen ve substrata daha kolay ulaşabildikleri biyofilm yüzeyinde baskın hale gelmekte, nitrifikasyon prosesini gerçekleştiren ototrof bakteriler ise daha iç kısımlarda kalmaktadırlar. Bundan dolayı organik madde giderim veriminde belirgin bir düşüş olamamakla birlikte, biyofilm kalınlığının artması ototrof bakterileri daha çok etkilemekte ve nitrifikasyon hızını düşürmektedir.

6.3 Sıcaklığın Kinetik Sabitler Üzerine Etkisi

6.3.1 Maksimum Ototrofik Çoğalma Hızının 1. Yaklaşımına Göre Değerlendirmesi

Farklı sıcaklıklarda yürütülen çevrim içi deney sonuçları kullanılarak EK C'de verilen grafikler oluşturulmuş ve bu grafiklerden zamana karşı $\text{NO}_x\text{-N}$ konsantrasyonu eğimleri elde edilmiştir. Daha sonra Bölüm 4.4.2.1'de açıklanan yöntemle göre ototrofik biyokütle (X_A) konsantrasyonları ve buna bağlı olarak maksimum ototrofik çoğalma hızları (μ_A) hesaplanmıştır.

μ_A değerleri hesaplanırken, Activated Sludge Model No: 2 (ASM2)'de askıda çoğalan ototrofik mikroorganizmalar için verilen kinetik ve stokiometrik katsayılar kullanılmıştır (Henze ve diğ., 1995). 15°C için b_A verilmediğinden dolayı μ_A 'nın

hesaplanmasında, 10 ve 20°C için verilen değerlerden elde edilen sıcaklık düzeltme faktörü (θ) ile hesaplanan b_A değerleri kullanılmıştır (Tablo 6.5).

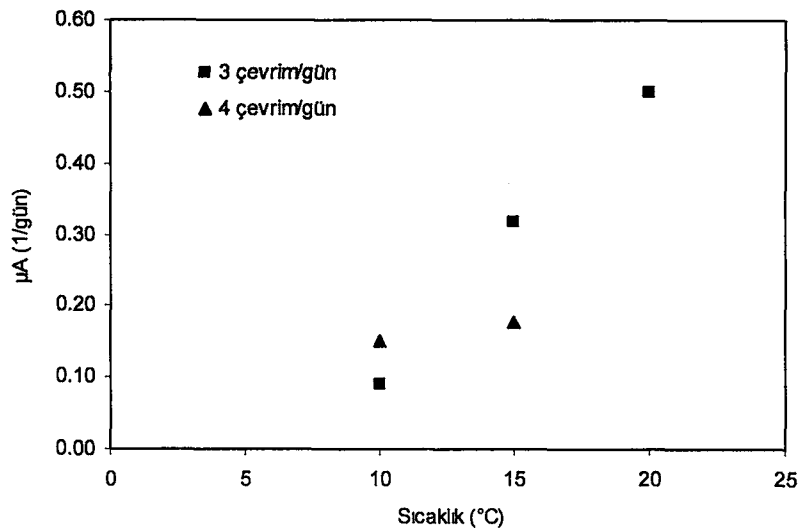
Tablo 6.5 ASM2'de ototroflar için verilen kinetik ve stokiyometrik katsayılar

Katsayı	10°C	15°C	20°C
b_A , (1/gün)	0.05	0.09	0.15
$\hat{\mu}_A$, (1/gün)	0.35	-	1.00
Y_A , (g KOI/g N)	0.24	-	0.24

Zamana karşı $\text{NO}_x\text{-N}$ konsantrasyonu grafiklerinin eğimlerinden hesaplanan X_A ve $\hat{\mu}_A$ değerleri Tablo 6.6'da, $\hat{\mu}_A$ 'nın sıcaklıkla değişimi Şekil 6.7'de görülmektedir.

Tablo 6.6 Farklı sıcaklıklar için hesaplanan X_A ve $\hat{\mu}_A$ değerleri

Set No	Sıcaklık (°C)	Zamana karşı $\text{NO}_x\text{-N}$ kons. eğimi	X_A (mg/L)	$\hat{\mu}_A$ (1/gün)
1.1	20	0.0732	49.00	0.52
1.2	20	0.0746	53.33	0.48
Ortalama			51.16	0.50
2.1	15	0.0987	94.33	0.32
2.2	15	0.0742	85.69	0.26
2.3	15	0.0625	87.19	0.21
2.4	15	0.0971	92.07	0.32
Ortalama			89.82	0.28
3.1	10	0.0521	208.55	0.09
3.2	10	0.0553	225.77	0.08
3.3	10	0.0620	213.59	0.10
Ortalama			215.97	0.09
4.1	20	0.0895	168.57	0.18
4.2	20	0.0800	161.43	0.17
Ortalama			165.00	0.18
5.1	15	0.0853	193.66	0.15
5.2	15	0.0792	184.86	0.15
Ortalama			189.26	0.15



Şekil 6.5 $\hat{\mu}_A$ 'nın sıcaklıkla değişimi

Şekil 6.5'te $\hat{\mu}_A$ değerlerinin, beklendiği gibi sıcaklığa paralel olarak doğrusal bir şekilde düştüğü görülmektedir. Elde edilen değerler Tablo 6.5'teki, askıda biyokütle için ASM2'de verilen $\hat{\mu}_A$ değerlerinden daha düşüktür.

20°C'de günde 4 çevrim uygulanarak yürütülen 4. Set deneyde elde edilen $\hat{\mu}_A = 0.18 \text{ gün}^{-1}$ değeri, aynı sıcaklıkta yürütülen 1. Set deneydeki 0.50 gün^{-1} ve hatta 15°C'de yürütülen 2. Set deneydeki 0.28 gün^{-1} değerinden daha düşüktür. Bunun nedeni, nitrifikasyon hızında olduğu gibi, reaktördeki biyofilm miktarındaki artışa bağlanmaktadır. Çünkü reaktördeki toplam biyokütle miktarından hesaplanan çamur yaşı 4. Set deneyler sırasında 1. Set deneylerdekinden çok daha yüksektir (Tablo 6.5). Buna paralel olarak, hesaplanan X_A miktarı da yükselmekte ve dolayısıyla $\text{NO}_x\text{-N}$ eğimi yüksek olmasına rağmen, birim X_A konsantrasyonu üzerinden hesaplanan $\hat{\mu}_A$ değeri düşmektedir. Aynı şekilde, 15°C'de yürütülen 5. Set deneylerde de $\hat{\mu}_A$ değeri 0.15 gün^{-1} ile 2. ve 3. Set deneylerdeki değerlerden daha düşük bulunmuştur.

Bu yaklaşımla elde edilen farklı sıcaklıklardaki $\hat{\mu}_A$ değerleri kullanılarak;

$$\hat{\mu}_{A(15)} = \hat{\mu}_{A(20)}\theta^{(15-20)} \quad (6.1)$$

eşitliğinden hesaplanan sıcaklık düzeltme faktörü $\theta=1.128$,

$$\hat{\mu}_{A(10)} = \hat{\mu}_{A(20)}\theta^{(10-20)} \quad (6.2)$$

eşitliğinden hesaplanan sıcaklık düzeltme faktörü ise $\theta=1.193$ olarak bulunmuştur.

6.3.2 Maksimum Ototrofik Çoğalma Hızının 2. Yaklaşımına Göre Değerlendirmesi

2. yaklaşım kullanılarak belirlenen $\hat{\mu}_A$ - b_A değerlerine ASM2'de verilen b_A değerleri (Tablo 6.5) ilave edilmiş ve elde edilen maksimum ototrofik çoğalma hızları Tablo 6.7'de verilmiştir.

Tablo 6.7 2. yaklaşıma göre belirlenen $\hat{\mu}_A$ değerleri

Sistem	$\hat{\mu}_A$, (gün^{-1})	
	15°C	20°C
Biyofilm	0.27	0.63
Askıda biyokütle	0.36	0.47
Biyofilm + Askıda biyokütle	0.34	0.51

Tabloda verilen sonuçlar incelendiğinde, 20°C sabit sıcaklıkta en yüksek $\hat{\mu}_A$ -b_A değerinin biyofilm reaktöründe, en düşük değerin ise askıda biyokütle reaktöründe elde edildiği görülmektedir. HYAKBR'ye karşılık gelen karışık biyokütle reaktörü için elde edilen $\hat{\mu}_A$ değeri ise 0.51 gün⁻¹ olup diğer iki değerin arasındadır ve 1. Set deneylerde 1. yaklaşımla bulunan 0.50 gün⁻¹ değeriyle de uyum sağlamaktadır. Ancak, bu deneyler 4. Set çevrim içi deneylerle aynı zamanda yürütülmüş ve aş biyokütlesi bu aşamadaki ana reaktörden alınmıştır. Dolayısıyla biyofilm özellikleri aynı olmasına rağmen 1. yaklaşıma göre 4. Set için hesaplanan $\hat{\mu}_A$ değeri 0.18 gün⁻¹ olarak bulunmuştur. Benzer şekilde, 1. yaklaşımla 15°C'de 0.28 gün⁻¹ olarak belirlenen $\hat{\mu}_A$ değeri, 2 yaklaşımla 0.34 gün⁻¹ olarak saptanmıştır. Bu farkların, 1. $\hat{\mu}_A$ belirleme yaklaşımında önemli bir etken olan çamur yaşından kaynaklanabileceği düşünülmektedir. Çamur yaşı, günde üretilen miktar kadar çamur atıldığı taktirde, biyokütlenin sistemde kalma süresi olarak tanımlanmaktadır. Askıda biyokütle sistemlerinde reaktör kararlı hale geldikten sonra bir günde üretilen ve atılan çamur miktarı sabit duruma gelmekte ve reaktörde tutulan biyokütle konsantrasyonu değişmemektedir. Oysa HYAKBR sisteminde sadece çıkış atıksuyunun içerdiği kadar çamur atılmakta, atılan çamur miktarı kontrol edilememektedir. Genellikle atılan çamur miktarı üretilenden daha az olduğu için sistemde sürekli olarak biyokütle birikmekte ve sistem hiçbir zaman kararlı hale gelmemektedir. Reaktör istenilen belli bir çamur yaşı ile işletilemediğinden dolayı, reaktör içerisindeki ve çıkışındaki biyokütle konsantrasyonları ölçülerek, reaktörden bir günde atılan çamurun, reaktördeki toplam biyokütleye bölünmesiyle çamur yaşları hesaplanmıştır. Bu durumda, hesaplanmış olan çamur yaşlarının ve buna bağlı olarak 1. yöntemle hesaplanan $\hat{\mu}_A$ değerlerinin hata içermesi mümkündür. Reaktördeki toplam biyokütle konsantrasyonunun en düşük seviyede olduğu 1. Set deneylerde ise hesaplanan çamur yaşındaki hata oranı düşmekte ve her iki yaklaşımda elde edilen $\hat{\mu}_A$ değerleri birbirini desteklemektedir. Ancak daha sonraki deneylerde zamanla reaktördeki biyokütle konsantrasyonu ve çamur yaşı arttığından dolayı, 1. yaklaşımdaki hata oranı artmış ve iki yöntemle bulunan $\hat{\mu}_A$ değerleri birbirinden farklı bulunmuştur.

Tablo 6.8'deki sentetik, evsel ve endüstriyel atıksular için literatürde verilen $\hat{\mu}_A$ ve θ değerleri ile karşılaştırıldığında, bu çalışmada elde edilen değerlerin literatürdeki aralıklar içinde kaldığı görülmektedir.

Tablo 6.8 Çeşitli çalışmalarda elde edilen $\hat{\mu}_A$ ve θ değerleri

Atıksu Tipi	$\hat{\mu}_A - b_A$ (gün ⁻¹)		θ	Kaynak
	20°C	10°C		
Evsel	0.37	0.10	1.140	(Sözen ve diğ., 1996)
	0.95	0.30	1.113	(Henze ve diğ., 1986)
Sentetik	0.39	0.13	1.115	(Sözen ve diğ., 1996)
	1.00	0.43	1.088	(Orhon ve diğ., 2000)
	0.95	0.50	1.065	(Orhon ve diğ., 2000)
Et	0.90	0.28	1.077	(Sözen ve diğ., 1996)
Deri				(Orhon ve diğ., 2000)
Ön Çöktürme	0.32	0.10	1.120	
Kimyasal Çöktürme	0.43	0.10	1.155	

7. SONUÇ VE ÖNERİLER

Bu çalışmada hareketli yataklı ardışık kesikli biyofilm reaktörleri (HYAKBR)'nde organik madde giderim ve nitrifikasyon kinetiği incelenmiştir. Evsel nitelikli sentetik atıksu kullanılan deneyler, üç farklı sıcaklık ve iki farklı yüklemde yürütülmüştür. Elde edilen sonuçlar aşağıda özetlenmiştir:

1. Reaktör 20, 15 ve 10°C sıcaklıklarda günde 3 çevrim ve 3.01 g KOL/m²/gün (1.05 kg KOL/m³/gün), 20 ve 15°C sıcaklıklarda ise günde 4 çevrim ve 4.02 g KOL/m²/gün (1.41 kg KOL/m³/gün) organik yükleme ile işletilmiştir. Uygulanan tüm işletme koşullarında yüksek hızda ve %90'ın üzerinde KOL giderim verimleri elde edilmiştir.
2. Sistemde nitrifikasyon hızının sıcaklıkla ve amonyak azotu yükü ile değişimini belirlemek amacıyla üç farklı sıcaklıkta 0.30 g NH₄-N/m²/gün (0.11 kg NH₄-N/m³/gün) ve 0.40 g NH₄-N/m²/gün (0.14 kg NH₄-N/m³/gün) yüklemeler uygulanmıştır. İlk yükleme hızında 20, 15 ve 10°C sıcaklıklarda sırasıyla 0.241, 0.252 ve 0.178 g NO_x-N/m²/gün, ikinci yükleme hızında ise 20°C sıcaklıkta 0.200 g NO_x-N/m²/gün, 20°C sıcaklıkta 0.185 g NO_x-N/m²/gün nitrifikasyon hızları elde edilmiştir. Elde edilen sonuçlar nitrifikasyon hızının sıcaklığa paralel olarak düştüğünü göstermiştir. Bununla beraber ikinci yükleme hızında elde edilen düşük nitrifikasyon hızlarının nedeni, bu setlerde reaktördeki biyokütle miktarının ilk setlerdekine göre çok yüksek olmasına rağmen aktif biyokütle oranının düşük olmasına bağlanmıştır.
3. Maksimum ototrofik çoğalma hızı belirlemede iki farklı yöntem uygulanmış ve sonuçları karşılaştırılmıştır. Birinci yöntemde çevrim içi NO_x-N ölçümleri kullanılarak çamur yaşına bağlı olarak μ_A değerleri hesaplanmıştır. İkinci yöntemde ise biyofilm, askıda biyokütle ve bunların karışımından oluşan üç reaktörde paralel olarak yürütülen kesikli deneylerle 20 ve 15°C sıcaklıklarda μ_A belirlenmiştir. İlk yöntemle elde edilen sonuçlar incelendiğinde, nitrifikasyon hızında olduğu gibi μ_A değerinin sıcaklığa paralel olarak düştüğü görülmüştür. Ancak her iki yöntemle elde edilen sonuçlar karşılaştırıldığında, çamur yaşına bağlı olarak hesaplama yapılan ilk yöntemin bu sistem için uygun olmadığı

görülmüştür. Çünkü sistemden atılan biyokütle miktarı kontrol edilemediğinden, çamur yaşı da sağlıklı olarak belirlenememektedir.

4. Deneysel çalışma süresince reaktördeki askıda biyokütle ve biyofilm miktarları izlenmiştir. Zaman içerisinde biyofilm konsantrasyonunun ve kalınlığının sürekli olarak artarak sistemdeki biyokütle miktarının çok yükseldiği, buna karşılık ilk sette %92 olan UAKM/AKM oranının son sette %52'ye düştüğü gözlenmiştir. Bu durum nitrifikasyon hızları ile birlikte değerlendirildiğinde, difüzyon sınırlamasının arttığını ve dolayısıyla aktif biyokütle oranının düştüğünü göstermektedir. Ayrıca sistem belli bir çamur yaşında ve kararlı halde işletilememiş, sıcaklığın nitrifikasyon hızı ve μ_A değerleri üzerindeki etkisinin net olarak görülmesi de mümkün olmamıştır. Bu nedenle, literatürde bu sistem için geri yıkama gereksinimi olmadığı belirtilmesinde rağmen, biyofilm kalınlığının çok fazla artmaması için periyodik olarak geri yıkama yapılmasının sistemin verimi açısından faydalı olacağı sonucuna varılmıştır.
5. Bundan sonraki çalışmalarda, HYAKBR'de çeşitli endüstriyel atıksular arıtımında kinetik ve stokiyometrik katsayıların belirlenmesi, sistemin geniş bir uygulama alanında ve yüksek verimlerle kullanılabilmesi için optimum tasarım değerlerinin saptanması açısından faydalı olacaktır.

KAYNAKLAR

- Andreottola, G., Foladori, P., Gatti, G., Nardelli, P., Pettena, M. ve Ragazzi, M.,** 2003. Upgrading of a small overloaded activated sludge plant using a MBBR system, *J. Environ. Sci. Health - A*, **A38** (10), 2317-2328.
- Andreottola, G., Foladori, P. ve Ragazzi, M.,** 2000. Upgrading of a small wastewater treatment plant in a cold climate region using a moving bed biofilm reactor (MBBR) system, *Wat. Sci. Tech.*, **41** (1), 177-185.
- Andreottola, G., Foladori, P. ve Ragazzi, M., Tatáno, F.,** 2000. Experimental comparison between MBBR and activated sludge system for the treatment of municipal wastewater, *Wat. Sci. Tech.*, **41** (4-5), 375-382.
- Andreottola, G., Foladori, P., Ragazzi, M. ve Villa, R.,** 2001. Dairy wastewater treatment in a moving bed biofilm reactor, *Proceedings of 5th International Symposium on Waste Management Problems in Agro-Industries*, 16-18 November, Shiga, Japan, 131-138.
- Antoniou, P., Hamilton, J., Koopman, B., Jain, R., Holloway, B., Lyberatos, G., Svoronos, S. A.,** 1990. Effect of temperature and pH on the effective maximum specific growth rate of nitrifying bacteria, *Wat. Res.*, **24**, 97.
- Arnold, E., Böhm, B. ve Wilderer, P. A.,** 2000. Application of activated sludge and biofilm sequencing batch reactor technology to treat reject water from sludge dewatering systems: a comparison, *Wat. Sci. Tech.* **41** (1) 115-122.
- Æsøy, A., Ødegaard, H., Hægh, M., Rislå, F. ve Bentzen, G.,** 1998. Upgrading wastewater treatment plants by the use of biofilm carriers, oxygen addition and pre-treatment in the sewer network, *Wat. Sci. Tech.* **37** (9) 159-166.
- BioMatrix Inc.,** 2003. <http://www.biomatrixinc.com/index.htm>
- Bonomo, L., Pastorelli, G., Quinto, E. ve Rinaldi, G.,** 2000. Tertiary nitrification in pure oxygen moving bed biofilm reactors, *Wat. Sci. Tech.*, **41** (4-5) 361-368.

- Böhnke, B.**, 1989. Bemessung der Stickstoffelimination in der Abwasserreinigung-
Ergebnisse eines Erfahrungsaustausches der Hochschulen,
Korrespondenz Abwasser, **36** (9), 1046-1061.
- Broch-Due, A., Andersen, R. ve Opheim, B.**, 1997. Treatment of integrated
newsprint mill wastewater in moving bed biofilm reactors, *Wat. Sci. Tech.*,
35 (2-3) 173-180.
- Comett-Ambriz, I., Gonzalez-Martinez, S. ve Wilderer, P.**, 2003. Comparison of
the performance of MBBR and SBR systems for the treatment of anaerobic
reactor biowaste effluents, *Wat. Sci. Tech.*, **47** (12) 155-161.
- Côté, P., Buisson, H., Pound, C. ve Arakaki, G.**, 1997. Immersed membrane
activated sludge for the reuse of municipal wastewater, *Desalination*, **113**,
189-196.
- Çiçek, N., Franco, J. P., Suidan, M. T., Urbain, V. ve Manem, J.**, 1999.
Characterization and comparison of a membrane bioreactor and a
conventional activated-sludge system in the treatment of wastewater
containing high molecular-weight compounds, *Wat. Environ. Res.*, **71**, 64-70.
- Dold, P.**, 1999. Determination of Nitrification Rate. Guidelines for BIOWIN Utilization,
EnviroSim, 482 Anthony Drive, Oakville, Ontario, L6J 2K5, Canada.
- Ekama, G. A. ve Marais, G. v. R.**, 1984. Nitrification, in *Theory, Design and
Operation of Nutrient Removal Activated Sludge Processes*. Water
Research Commission, Pretoria, South Africa.
- Ekama, G. A., Dold, P. L. ve Marais, G. v. R.**, 1986. Procedures for determining
influent COD fractions and the maximum specific growth rate of heterotrophs
in activated sludge systems, *Wat. Sci. Tech.*, **18** (6) 91-114.
- Fan, X. J., Urbain, V., Qian, Y. ve Manem, J.**, 1996. Nitrification and mass balance
with a membrane bioreactor for municipal wastewater treatment, *Wat. Sci.
Tech.*, **34** (1-2) 129-136.
- Garrido-Fernandez, J. M., Méndez, R., Lema, J. M. ve Lazarova, V.**, 2000. The
circulating floating bed reactor: Effect of particle size distribution of the
carrier on ammonia conversion, *Wat. Sci. Tech.*, **41** (4-5) 393-400.
- Golla, P. S., Reddy, M. P., Laken, T. ve Lin, A.**, 1992. Captor® Process application
in Moundsville/Glendale WWTP, WV, *Proceedings of the 16th Biennial
IAWPRC International Conference*, Washington, D. C.

- Golla, P. S., Reddy, M. P., Simms, M. K. ve Laken, T., 1994.** Three years of full-scale Captor® process operation at WWTP, *Wat. Sci. Tech.*, **29**, 175-181.
- González-Martínez, S. ve Wilderer, P. A., 1991.** Phosphate removal in a biofilm reactor, *Wat. Sci. Tech.*, **23** (7-9) 1405-1415.
- Hall, I. R., 1974.** Some studies on nitrification in the activated sludge process, *Wat. Poll. Cont.*, **73**, 538-547.
- Helness, H. ve Ødegaard, H., 1999.** Biological phosphorus removal in a sequencing batch moving bed biofilm reactor, *Wat. Sci. Tech.*, **40** (4-5) 161-168.
- Hem, L. J., Rusten, B. ve Ødegaard, H., 1994.** Nitrification in a moving bed biofilm reactor, *Wat. Res.*, **28** (6) 1425-1433.
- Henze, M., 1992.** Characterization of wastewater for modelling of activated sludge processes, *Wat. Sci. Tech.*, **25** (6), 1-15.
- Henze, M., Grady, J. P. L. Jr., Gujer, W., Marais, G. v. R. ve Matsuo, T., 1987.** Activated Sludge Model No. 1, IAWPRC Scientific and Technical Report No. 1, IAWPRC, London.
- Henze, M., Gujer, W., Mino, T., Matsuo, T., Wentzel, M. C. ve Marais, G. v. R., 1995.** Activated Sludge Model No. 2, IAWQ Scientific and Technical Report No. 3, IAWQ, London.
- ISO, 1986.** Water quality – Determination of the chemical oxygen demand, 1st edition, Ref. No. ISO 6060-1986 (E).
- Jahren, S. J., Rintala, J. A. ve Ødegaard, H., 2002.** Aerobic moving bed biofilm reactor treating thermomechanical pulping whitewater under thermophilic conditions, *Wat. Res.*, **36**, 1067-1075.
- Joeng, H., Choi, E., Yun, Z. ve Park, J. B., 2003.** Practical aspects of nitrogen and phosphorus removal with floating media SBBR, *J. Environ. Sci. Heal.*, **38** (10) 2135-2145.
- Johnson, C. H., Page, M. W. ve Blaha, L., 2000.** Full scale moving bed biofilm reactor results from refinery and of slaughterhouse treatment facilities, *Wat. Sci. Tech.*, **41** (4-5) 401-408.
- Kappeler, J. ve Gujer, W., 1992.** Estimation of kinetic parameters of heterotrophic biomass under aerobic conditions and characterization of wastewater for activated sludge modelling, *Wat. Sci. Tech.*, **25** (6) 125-139.

- Kondo, M., Hozo, S. ve Inamori, Y.**, 1992. Simultaneous removal of BOD and nitrogen with anoxic/oxic porous biomass support system, *Wat. Sci. Tech.*, **26** (5) 2003-2006.
- Lazarova, V., Bellachen, D., Manem, J., Stahl, D. A. ve Rittmann, B.**, 1999. Influence of operating conditions on population dynamics in nitrifying biofilms, *Wat. Sci. Tech.*, **39** (7) 5-11.
- Lazarova, V., Nogueira, R., Manem, J. ve Melo, L.**, 1997. Control of nitrification efficiency in a new biofilm reactor, *Wat. Sci. Tech.*, **36** (1) 31-41.
- Lazarova, V., Nogueira, R., Manem, J. ve Melo, L.**, 1998. Influence of dissolved oxygen on nitrification kinetics in a circulating bed reactor, *Wat. Sci. Tech.*, **37** (4-5) 189-193.
- Lesouef, A., Payraudeau, M., Rogalla, F. ve Kleiber, B.**, 1992. Optimizing Nitrogen Removing Reactor Configurations by On-Site Calibration of the IQWPRC-Activated Sludge Mode., *Wat. Sci. Tech.*, **25** (6) 105-124.
- Larrea, L., García-Heras, J. L., Ayesa, E. ve Florez, J.**, 1992. Designing experiments to determine the coefficients of activated sludge models by identification algorithms, *Wat. Sci. Tech.*, **25** (6) 149-165.
- Loukidou, M. X. ve Zouboulis, A. I.**, 2001. Comparison of two biological treatment processes using attached-growth biomass for sanitary landfill leachate treatment, *Environmental Pollution*, **111**, 273-281.
- Loteopro**, 2003. http://www.loteproesg.com/Eng_11_Linpor_1_2.htmLoteopro
- Morper, M.**, 1994. Upgrading of activated sludge systems for nitrogen removal by application of the Linpor®-CN process, *Wat. Sci. Tech.*, **29**, 167-176.
- Münch, E. v., Barr, K., Watts, S ve Keller, J.**, 2000. Suspended carrier technology allows upgrading high rate activated sludge plants for nitrogen removal via process intensification, *Wat. Sci. Tech.*, **41** (4-5) 5-12.
- Neu, K.**, 1994. Upgrading of rotating biological contactor (RBC) systems to achieve higher effluent quality including biological nutrient enrichment and reduction techniques, *Wat. Sci. Tech.*, **29**, 197-206.
- Nogueira, R., Melo, L. F., Purkhold, U., Wuertz, S. ve Wagner, M.**, 2002. Nitrifying and heterotrophic population dynamics in biofilm reactors: Effects of hydraulic retention time and the presence of organic carbon, *Wat. Res.*, **36** (2) 469-481.

- Nowak, O. ve Svardal, K., 1990.** Nitrifikation und Denitrifikation. Fortbildungskurs-Biologische Abwasserreinigung, *Weiner Mitteilungen*, **81** (6) 1-55.
- Nowak, O. ve Svardal, K., 1993.** Observations on the kinetics of nitrification under inhibiting conditions caused by industrial wastewater compounds. *Wat. Sci. Tech.*, **28** (2) 115.
- Orhon, D. ve Artan, N., 1994.** Modelling of Activated Sludge Systems. Technomic Publishing Co. Inc., Lancaster, Pennsylvania, USA.
- Orhon, D., Ates Genceli, E. ve Sözen, S., 2000.** Experimental evaluation of the nitrification kinetics for tannery wastewaters, *Water SA*, **26** (1) 43-50.
- Ødegaard, H., Rusten, B. ve Westrum, T., 1994.** A new moving bed biofilm reactor – Applications and results, *Wat. Sci. Tech.*, **29** (10-11) 157-165.
- Ødegaard, H., Gisvold, B. ve Strickland, J., 2000.** The influence of carrier size and shape in the moving bed biofilm process, *Wat. Sci. Tech.*, **41** (4-5) 383-391.
- Pastorelli, G., Andreottola, G., Canziani, R., de Fraja Frangipane, E., de Pascalis, F., Gurrieri, G. ve Rozzi, A., 1997.** Pilot plant experiments with moving bed biofilm reactors, *Wat. Sci. Tech.*, **36** (1) 43-50.
- Pastorelli, G., Canziani, R., Pedrazzi, L. ve Rozzi, A., 1999.** Phosphorus and nitrogen removal in moving-bed sequencing batch biofilm reactors, *Wat. Sci. Tech.*, **40** (4-5) 169-176.
- Reddy, M. P., Pagilla, K. R., Senthilnathan, P. R., Johnson, H. W. ve Golla, P. S., 1994.** Estimation of biomass concentration and population dynamics in a Captor® activated sludge system, *Wat. Sci. Tech.*, **29**, 149-152.
- Rusten B., Hem L. J. ve Ødegaard H., 1995a.** Nitrification of municipal wastewater in moving-bed biofilm reactors, *Wat. Env. Res.*, **67** (1) 75-86.
- Rusten B., Hem L. J. ve Ødegaard H., 1995b.** Nitrogen removal from dilute wastewater in cold climate using moving-bed biofilm reactors, *Wat. Env. Res.*, **67** (1) 65-74.
- Rusten, B., Siljudalen, J. G. ve Nordeidet, B., 1994.** Upgrading to nitrogen removal with the KMT moving bed biofilm process, *Wat. Sci. Tech.*, **29** (12) 185-195.

- Schleypen, P.**, 1994. Advanced wastewater treatment plants in lagoons combined with biological contactors, *Wat. Sci. Tech.*, **29**, 13-21.
- Sözen, S.**, 1995. Nitrifikasyon - Denitrifikasyon Kinetiğinin Deneysel Karakterizasyonu, *Doktora Tezi*. İTÜ Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul.
- Sözen, S., Orhon, D. ve San, H. A.**, 1996. A new approach for the evaluation of the maximum specific growth rate in nitrification, *Wat. Res.*, **30** (7) 1661-1669.
- Standard Methods**, 1998. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 20th edition, American Public Health Association / American Water Works Association / Water Environment Federation, Washington DC, USA.
- Stenstrom, M. K. ve Song, S. S.**, 1991. Effects of Oxygen Transport Limitation on Nitrification in the Activated Sludge Process, *J. WPCF*, **63**, 208.
- Stephenson, T., Judd, S., Jefferson, B. ve Brindle, K.**, 2000. Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment, IWA Publishing, London, UK.
- Trouve, E., Urbain, V. ve Manem, J.**, 1994. Treatment of municipal wastewater by a membrane bioreactor: Results of a semi-industrial pilot-scale study, *Wat. Sci. Tech.*, **30**, 151-157.
- US Environmental Protection Agency**, 1975. Process Design Manual for Nitrogen Control, Office of Technology Transfer, Washington DC, USA
- Wanner, J., Kucman, K. ve Grau, P.**, 1988. Activated sludge process combined with biofilm cultivation, *Wat. Res.*, **22**, 207-215.
- Welander, U., Henrysson, T. ve Welander, T.**, 1998. Biological nitrogen removal from municipal landfill leachate in a pilot scale suspended carrier biofilm process, *Wat. Sci. Tech.* **32** (5) 1564-1570.
- Wilderer, P. A.**, 1992. Sequencing batch biofilm reactor technology, Harnessing Biotechnology for the 21st Century (M. R. Ladisch and A. Bode, eds.) Am. Chem. Soc., 475-479.
- Wilderer, P. A., Rehbein, V.**, 1995 Ardişik kesikli biyofilm reaktör teknolojisi, *Su Kirlenmesi Kontrolü Dergisi*, **5** (3) 43-48.
- Zhang, B., Yamamoto, K., Ohgaki, S. ve Kamiko, N.**, 1997. Floc size distribution and bacterial activities in membrane separation activated sludge processes for small-scale wastewater treatment/reclamation, *Wat. Sci. Tech.*, **35** (6) 37-44.





EK – A

BIYOKÜTLE ÖLÇÜMLERİ VE HESAPLANAN ÇAMUR YAŞI DEĞERLERİ

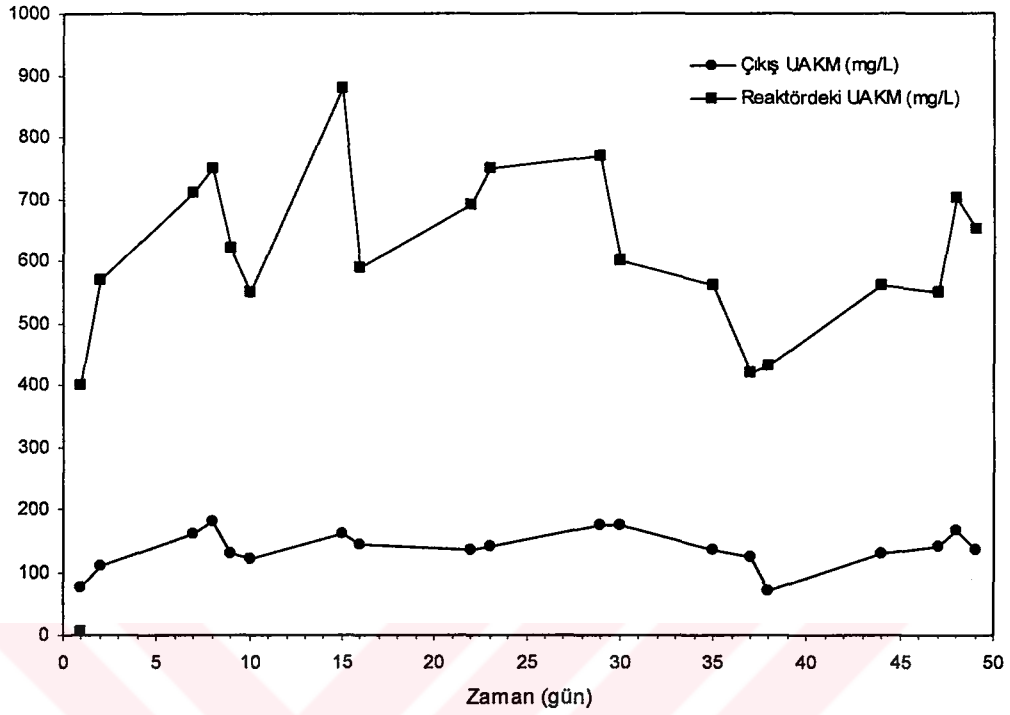
SET 2

Tablo A.1 Reaktör içi askıda biyokütle konsantrasyonları (2. Set)

Zaman, (gün)	AKM, (mg/L)	UAKM, (mg/L)	UAKM/AKM
1	485	400	0.83
2	760	570	0.75
7	1,050	710	0.68
8	1,050	750	0.71
9	900	620	0.69
10	770	550	0.71
15	1,370	880	0.64
16	960	590	0.61
22	1,020	690	0.68
23	1,060	750	0.71
29	1,110	770	0.69
30	950	600	0.63
35	870	560	0.64
37	620	420	0.68
38	630	430	0.68
44	800	560	0.70
47	820	550	0.67
48	1,060	700	0.66
49	950	650	0.68
Ortalama	907	618	0.69
St. Sapma	206	127	0.05

Tablo A.2 Reaktör çıkışı biyokütle ölçümleri (2. Set)

Zaman (gün)	AKM (mg/L)	UAKM (mg/L)	UAKM/AKM	Atılan AKM (mg/çevrim)	Atılan UAKM (mg/çevrim)	Atılan AKM (mg/gün)	Atılan UAKM (mg/gün)
1	100	75	0.73	832	610	2,496	1,830
2	165	110	0.66	1,387	915	4,160	2,746
7	250	160	0.64	2,080	1,331	6,240	3,994
8	255	180	0.70	2,135	1,498	6,406	4,493
9	215	130	0.60	1,803	1,082	5,408	3,245
10	140	120	0.86	1,165	998	3,494	2,995
15	185	160	0.86	1,553	1,331	4,659	3,994
16	270	145	0.54	2,246	1,220	6,739	3,661
22	190	135	0.72	1,581	1,137	4,742	3,411
23	227	140	0.62	1,886	1,165	5,658	3,494
29	210	175	0.83	1,747	1,442	5,242	4,326
30	285	175	0.60	2,385	1,442	7,155	4,326
35	220	135	0.62	1,830	1,137	5,491	3,411
37	170	125	0.73	1,414	1,026	4,243	3,078
38	115	70	0.60	971	582	2,912	1,747
44	195	130	0.67	1,609	1,082	4,826	3,245
47	210	140	0.67	1,747	1,165	5,242	3,494
48	270	165	0.62	2,246	1,387	6,739	4,160
49	175	135	0.75	1,449	1,109	4,346	3,328
Ortalama	202	137	0.69	1,688	1,140	5,063	3,420
St. Sapma	52	30	0.09	430	251	1,289	753



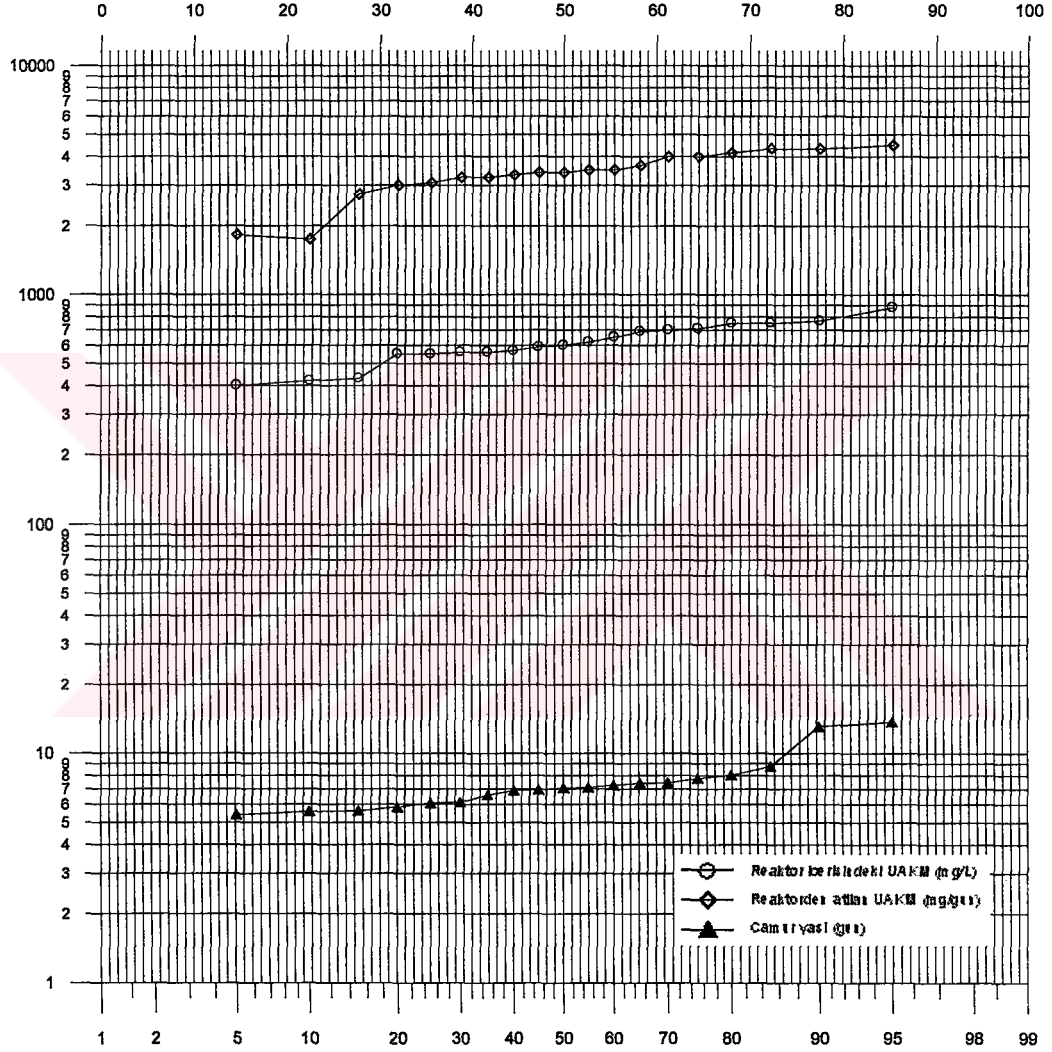
Şekil A.1 Reaktör içerisindeki ve çıkışındaki UAKM konsantrasyonları (2. Set)

Tablo A.3 2. Set için hesaplanan çamur yaşı değerleri

Zaman, (gün)	Reaktördeki Askıda Biyokütle (mg UAKM /L)	Reaktördeki Toplam Biyokütle (mg UAKM)	Reaktörden Atılan Biyokütle (mg UAKM /gün)	Çamur Yaşı (gün)
1	400	23,921	1,830	13.07
2	570	24,091	2,746	8.77
7	710	24,231	3,994	6.07
8	750	24,271	4,493	5.40
9	620	24,141	3,245	7.44
10	550	24,071	2,995	8.04
15	880	24,401	3,994	6.11
16	590	24,111	3,661	6.59
22	690	24,211	3,411	7.10
23	750	24,271	3,494	6.95
29	770	24,291	4,326	5.61
30	600	24,121	4,326	5.58
35	560	24,081	3,411	7.06
37	420	23,941	3,078	7.78
38	430	23,951	1,747	13.71
44	560	24,081	3,245	7.42
47	550	24,071	3,494	6.89
48	700	24,221	4,160	5.82
49	650	24,171	3,328	7.26
Ortalama				6.7
St. Sapma				0.83

Tablo A.4 2. Set için hesaplanan istatistiksel değerler

	Ortalama	Medyan
Reaktörden atılan UAKM, (mg/gün)	3420	3411
Reaktör içerisindeki UAKM kons., (mg/L)	618	600
Çamur yaşı, (gün)	7.5	7.1



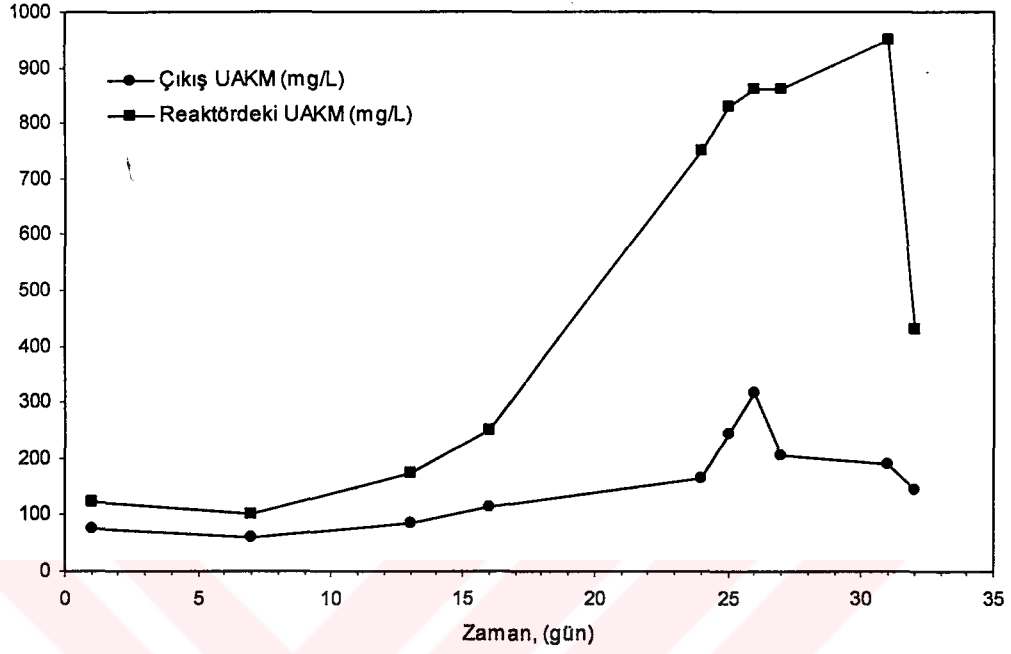
Şekil A.2 Reaktör içerisindeki ve reaktörden atılan UAKM konsantrasyonları ile çamur yaşının yüzde dağılımları (2. Set)

SET 3**Tablo A.5 Reaktör içi askıda biyokütle konsantrasyonları (3. Set)**

Zaman, (gün)	AKM, (mg/L)	UAKM, (mg/L)	UAKM/AKM
1	205	125	0.61
7	170	100	0.59
13	265	175	0.66
16	325	250	0.77
24	1,110	750	0.68
25	1,220	830	0.68
26	1,280	860	0.67
27	1,270	860	0.68
31	1,480	950	0.64
32	650	430	0.66
Ortalama	741	494	0.66
St. Sapma	531	356	0.05

Tablo A.6 Reaktör çıkışı biyokütle ölçümleri (3. Set)

Zaman (gün)	AKM (mg/L)	UAKM (mg/L)	UAKM/AKM	Atılan AKM (mg/çevrim)	Atılan UAKM (mg/çevrim)	Atılan AKM (mg/gün)	Atılan UAKM (mg/gün)
1	135	75	0.56	1,040	578	3,119	1,733
7	100	60	0.60	770	462	2,310	1,386
13	140	85	0.61	1,078	655	3,234	1,964
16	140	115	0.82	1,078	886	3,234	2,657
24	270	165	0.61	2,079	1,271	6,237	3,812
25	365	245	0.67	2,811	1,887	8,432	5,660
26	480	315	0.66	3,696	2,426	11,088	7,277
27	260	205	0.79	2,002	1,579	6,006	4,736
31	275	190	0.69	2,118	1,463	6,353	4,389
32	215	145	0.67	1,656	1,117	4,967	3,350
Ortalama	238	160	0.67	1833	1232	5498	3696
St. Sapma	119	81	0.08	915	625	2744	1875



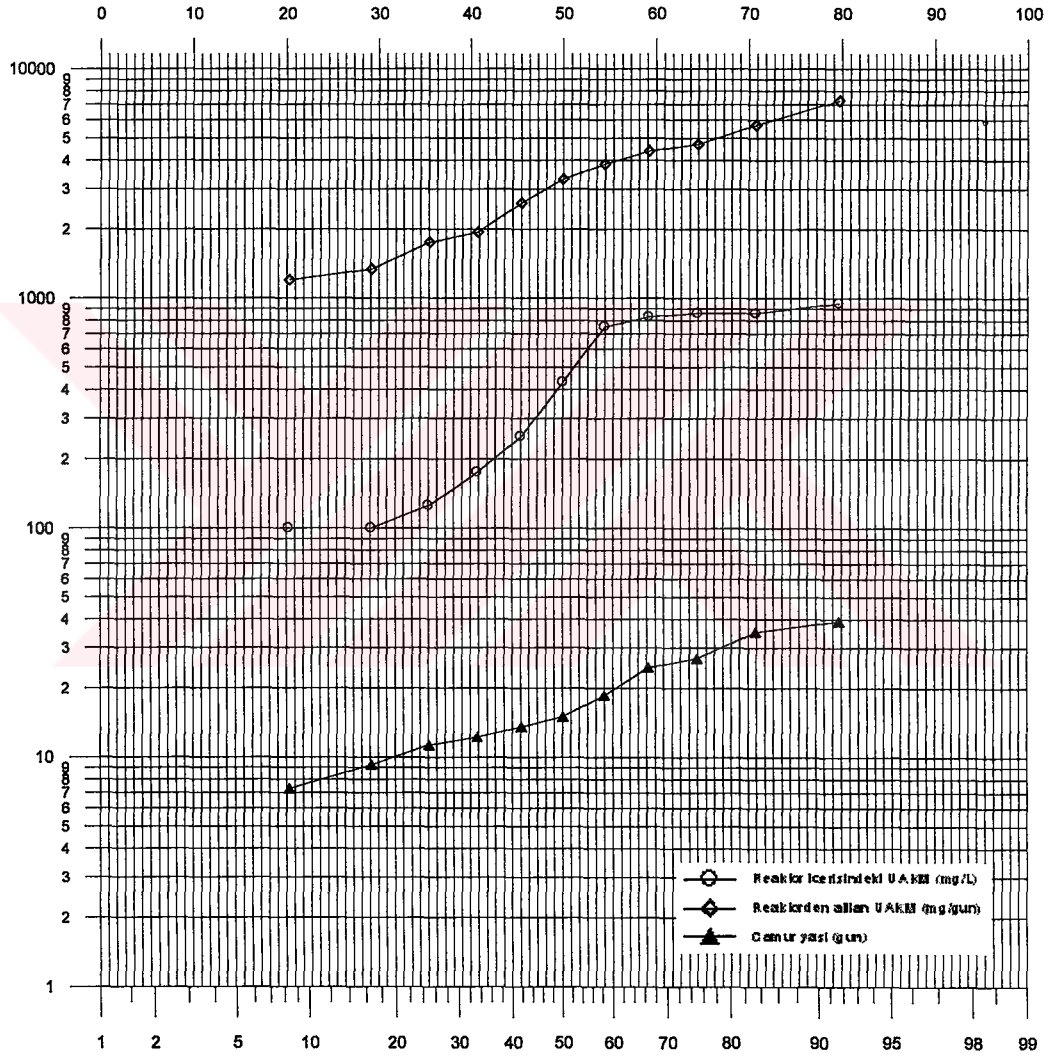
Şekil A.3 Reaktör içerisindeki ve çıkışındaki UAKM konsantrasyonları (3. Set)

Tablo A.7 3. Set için hesaplanan çamur yaşı değerleri

Zaman (gün)	Reaktördeki UAKM (mg/L)	Toplam Biyokütle (mg UAKM)	Atılan UAKM (mg/gün)	Çamur Yaşı (gün)
1	125	47,317	1,756	27.0
7	100	47,124	1,340	35.2
13	175	47,702	1,940	24.6
16	250	48,279	2,599	18.6
24	750	52,129	3,850	13.5
25	830	52,745	5,698	9.3
26	860	52,976	7,277	7.3
27	860	52,976	4,697	11.3
31	950	53,669	4,389	12.2
32	430	49,665	3,311	15.0
Ortalama				15.9
St. Sapma				5.0

Tablo A.8 3. Set için hesaplanan istatistiksel değerler

	Ortalama	Medyan
Reaktörden atılan UAKM, (mg/gün)	3460	3311
Reaktör içerisindeki UAKM kons., (mg/L)	494	430
Çamur yaşı, (gün)	19.4	15.0

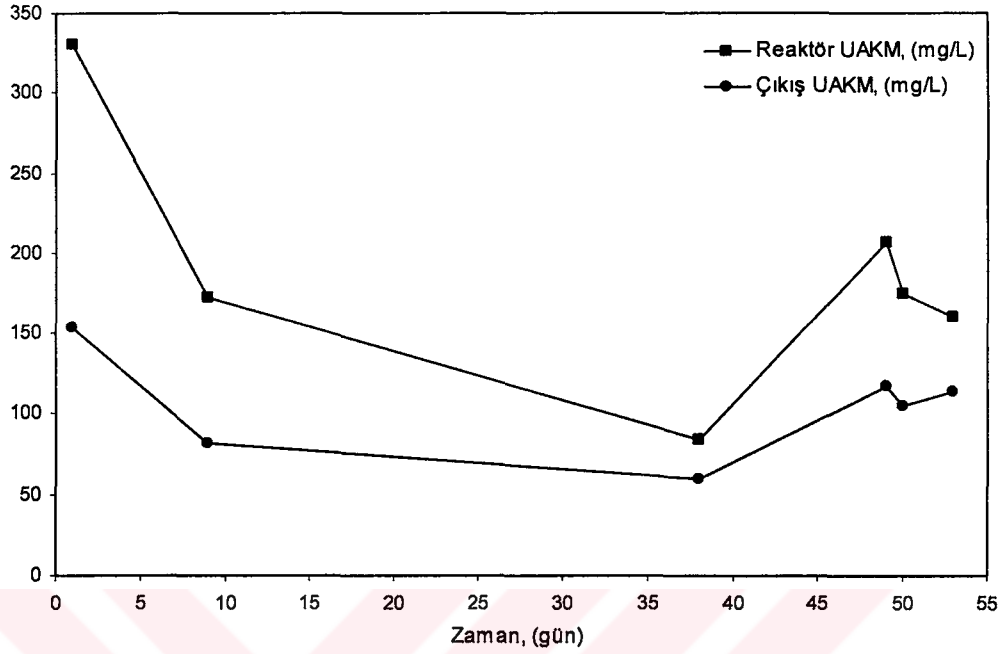


SET 4**Tablo A.9 Reaktör içi askıda biyokütle konsantrasyonları (4. Set)**

Zaman, (gün)	AKM, (mg/L)	UAKM, (mg/L)	UAKM/AKM
1	415	330	0.80
9	260	175	0.67
38	115	85	0.74
49	335	205	0.61
50	265	175	0.66
53	230	160	0.70
Ortalama	270	190	0.70
St. Sapma	101	80	0.06

Tablo A.10 Reaktör çıkışı biyokütle ölçümleri (4. Set)

Zaman, (gün)	AKM (mg/L)	UAKM (mg/L)	UAKM/AKM	Atılan AKM (mg/çevrim)	Atılan UAKM (mg/çevrim)	Atılan AKM (mg/gün)	Atılan UAKM (mg/gün)
1	210	155	0.74	1,323	977	3,969	2,930
9	120	80	0.67	756	504	2,268	1,512
38	70	60	0.86	441	378	1,323	1,134
49	185	115	0.62	1,166	725	3,497	2,174
50	165	105	0.64	1,040	662	3,119	1,985
53	170	115	0.68	1,071	725	3,213	2,174
Ortalama	153	105	0.70	966	662	2,898	1,985
St. Sapma	50	33	0.09	317	206	952	618



Şekil A.5 Reaktör içerisindeki ve çıkışındaki UAKM konsantrasyonları (4. Set)

Tablo A.11 4. Set için hesaplanan çamur yaşı değerleri

Zaman, (gün)	Reaktördeki Askıda Biyokütle (mg UAKM /L)	Reaktördeki Toplam Biyokütle (mg UAKM)	Reaktörden Atılan Biyokütle (mg UAKM /gün)	Çamur Yaşı (gün)
1	330	78,595	2,898	27.1
9	175	78,145	1,550	50.4
38	85	78,007	1,134	68.8
49	205	78,364	2,205	35.5
50	175	78,290	1,984	39.5
53	160	78,343	2,142	36.6
Ortalama				34.7
St. Sapma				5.3

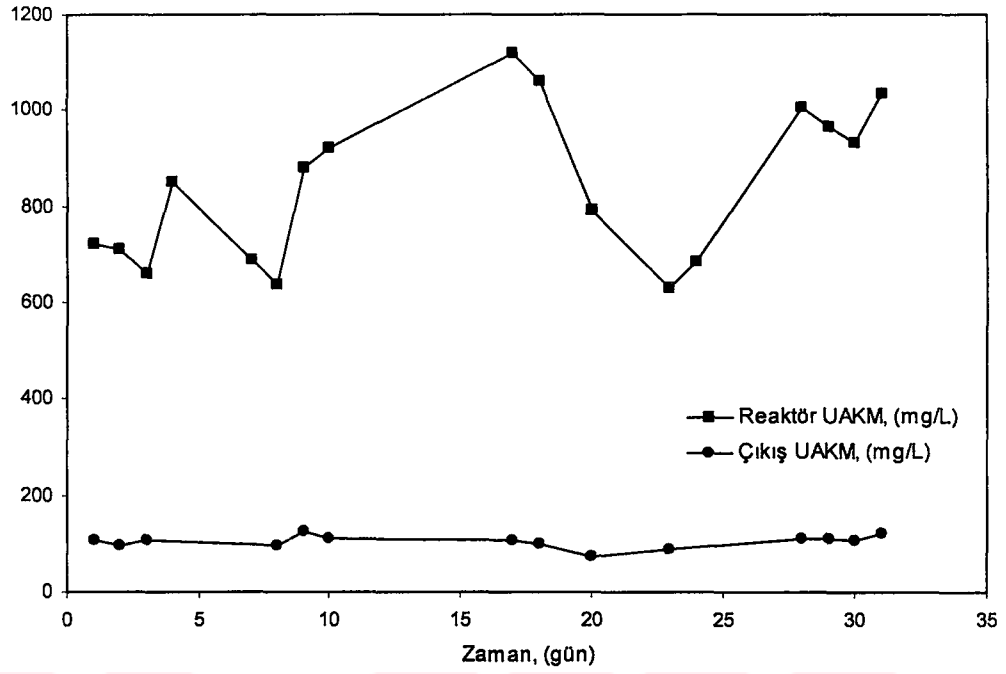
SET 5

Tablo A.12 Reaktör içi askıda biyokütle konsantrasyonları (5. Set)

Zaman, (gün)	AKM, (mg/L)	UAKM, (mg/L)	UAKM/AKM
1	810	720	0.89
2	860	710	0.83
3	795	660	0.83
4	985	850	0.86
7	850	690	0.81
8	735	635	0.86
9	1,030	880	0.85
10	930	920	0.99
17	1,290	1,120	0.87
18	1,235	1,060	0.86
20	955	790	0.83
23	745	630	0.85
24	825	685	0.83
28	1,195	1,005	0.84
29	1,135	965	0.85
30	1,075	930	0.87
31	1,230	1,035	0.84
Ortalama	981	840	0.86
St. Sapma	184	163	0.04

Tablo A.13 Reaktör çıkışı biyokütle ölçümleri (5. Set)

Zaman (gün)	AKM (mg/L)	UAKM (mg/L)	UAKM/AKM	Atılan AKM (mg/çevrim)	Atılan UAKM (mg/çevrim)	Atılan AKM (mg/gün)	Atılan UAKM (mg/gün)
1	120	105	0.87	756	655	2,268	1,966
2	100	95	0.98	617	605	1,852	1,814
3	125	105	0.85	781	668	2,344	2,003
8	100	95	0.98	617	605	1,852	1,814
9	145	125	0.88	907	794	2,722	2,381
10	125	110	0.87	794	693	2,381	2,079
17	115	105	0.91	718	655	2,155	1,966
18	115	100	0.88	718	630	2,155	1,890
20	90	75	0.82	567	466	1,701	1,399
23	95	90	0.94	592	554	1,777	1,663
28	125	110	0.87	794	693	2,381	2,079
29	125	110	0.87	781	680	2,344	2,041
30	120	105	0.87	756	655	2,268	1,966
31	140	120	0.85	895	756	2,684	2,268
Ortalama	114	103	0.91	721	650	2,162	1,949
St. Sapma	17	12	0.07	106	75	318	226



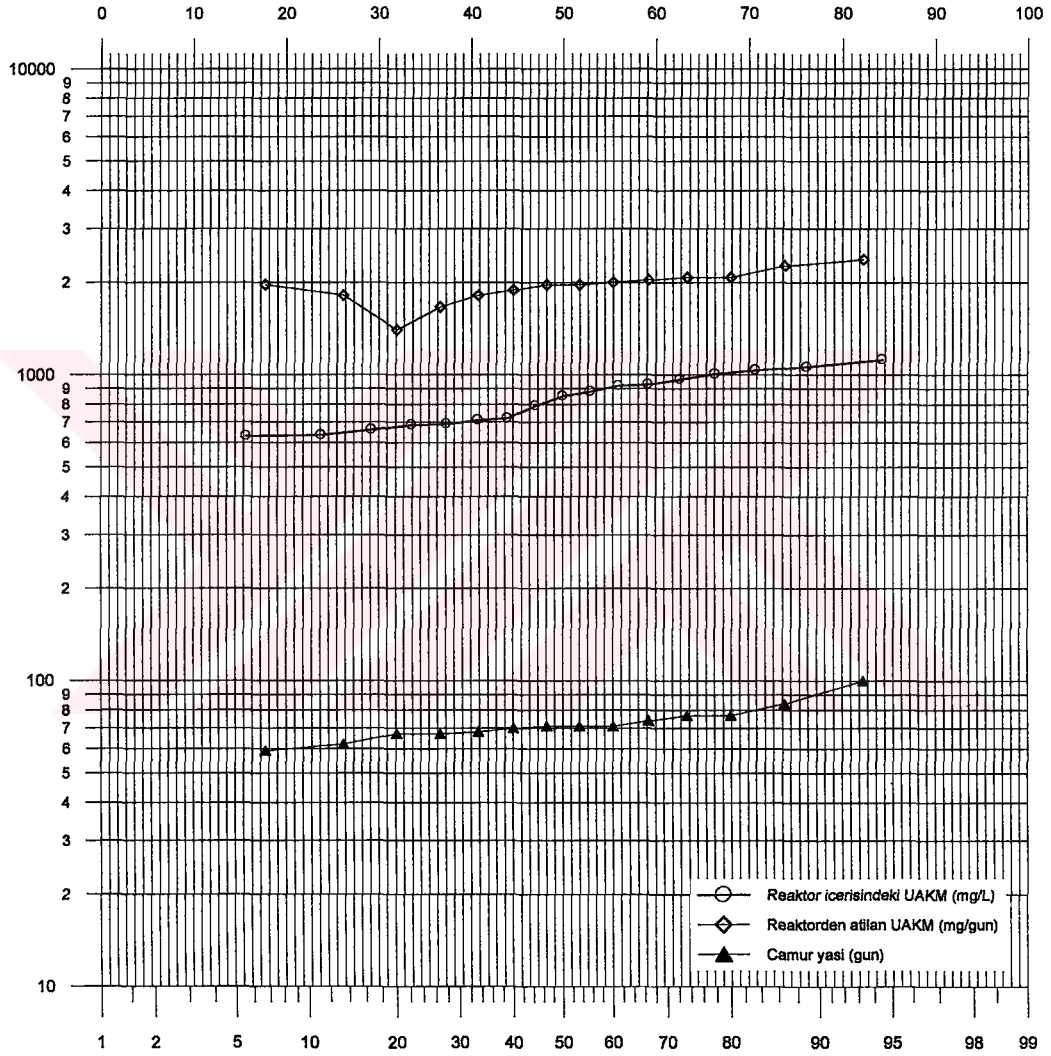
Şekil A.6 Reaktör içerisindeki ve çıkışındaki UAKM konsantrasyonları (5. Set)

Tablo A.14 4. Set için hesaplanan çamur yaşı değerleri

Zaman (gün)	Reaktördeki Askıda Biyokütle (mg UAKM /L)	Reaktördeki Toplam Biyokütle (mg UAKM)	Reaktörden Atılan Biyokütle (mg UAKM /gün)	Çamur Yaşı (gün)
1	720	139,501	1966	71.0
2	710	139,451	1814	76.9
3	660	139,514	2003	69.6
8	635	139,451	1814	76.9
9	880	139,640	2381	58.6
10	920	139,539	2079	67.1
17	1120	139,501	1966	71.0
18	1060	139,476	1890	73.8
20	790	139,312	1399	99.6
23	630	139,400	1663	83.8
28	1005	139,539	2079	67.1
29	965	139,526	2041	68.4
30	930	139,501	1966	71.0
31	1035	139,602	2268	61.6
Ortalama				71.5
St. Sapma				5.8

Tablo A.15 5. Set için hesaplanan istatistiksel değerler

	Ortalama	Medyan
Reaktörden atılan UAKM, (mg/gün)	1952	1966
Reaktör içerisindeki UAKM kons., (mg/L)	840	850
Çamur yaşı, (gün)	72.6	71.0



Şekil A.7 Reaktör içerisindeki ve reaktörden atılan UAKM konsantrasyonları ile çamur yaşının yüzde dağılımları (5. Set)



EK – B

ÇEVİRİM İÇİ KOL KONSANTRASYONLARI

SET 2

Tablo B.1 Set. 2.1'deki çevrim içi ÇKOİ değişimi

Süre (dak)	ÇKOİ Kons. (mg/L)	ÇKOİ Giderimi (%)
0	231	42.3
30	27	93.3
90	25	93.8
150	24	94.0
240	22	94.5
330	22	94.5
410	32	91.9

Tablo B.2 Set. 2.2'deki çevrim içi ÇKOİ değişimi

Süre (dak)	ÇKOİ Kons. (mg/L)	ÇKOİ Giderimi (%)
0	6	98.6
30	18	95.6
90	40	90.1
240	34	91.5
330	18	95.4
410	13	96.8

Tablo B.3 Set. 2.3'teki çevrim içi ÇKOİ değişimi

Süre (dak)	ÇKOİ Kons. (mg/L)	ÇKOİ Giderimi (%)
0	203	49.2
30	11	97.3
90	19	95.2
150	27	93.2
240	10	97.5
330	8	98.0
410	26	93.4

Tablo B.4 Set. 2.4'teki çevrim içi ÇKOİ değişimi

Süre (dak)	ÇKOİ Kons. (mg/L)	ÇKOİ Giderimi (%)
0	210	47.6
30	9	97.8
90	2	99.6
380	23	94.3
410	6	98.4

SET 3**Tablo B.5 Set. 3.1'deki çevrim içi ÇKOİ değişimi**

Süre (dak)	ÇKOİ Kons. (mg/L)	ÇKOİ Giderimi (%)
0	326	18.5
30	85	78.8
120	45	88.8
180	9	97.8
240	36	91.1
300	18	95.5
360	13	96.7
390	13	96.7
410	27	93.3

Tablo B.6 Set. 3.2'deki çevrim içi ÇKOİ değişimi

Süre (dak)	ÇKOİ Kons. (mg/L)	ÇKOİ Giderimi (%)
0	241	41.6
30	19	95.5
60	14	96.6
120	19	95.5
180	23	94.4
240	19	95.5
300	19	95.5
360	23	94.4
390	19	95.5
410	32	92.1

Tablo B.7 Set. 3.3'teki çevrim içi ÇKOİ değişimi

Süre (dak)	ÇKOİ Kons. (mg/L)	ÇKOİ Giderimi (%)
0	186	51.8
30	19	95.2
60	19	95.2
120	19	95.2
180	19	95.2
240	19	95.2
300	23	94.0
360	19	95.2
390	23	94.0
410	23	94.0

SET 4

Tablo B.8 Set. 4.1'deki çevrim içi ÇKOİ değişimi

Süre (dak)	ÇKOİ Kons. (mg/L)	ÇKOİ Giderimi (%)
1	249	37.7
30	34	91.6
90	34	91.6
150	38	90.5
210	24	94.1
240	73	81.9
270	27	93.1
300	26	93.5

Tablo B.9 Set. 4.2'deki çevrim içi ÇKOİ değişimi

Süre (dak)	ÇKOİ Kons. (mg/L)	ÇKOİ Giderimi (%)
1	267	33.4
30	30	92.6
90	24	93.9
150	27	93.1
210	31	92.2
240	26	93.5
270	18	95.6
300	23	94.3

SET 5**Tablo B.10 Set. 5.1'deki çevrim içi ÇKOİ değişimi**

Süre (dak)	ÇKOİ Kons. (mg/L)	ÇKOİ Giderimi (%)
1	270	32.4
30	28	93.0
90	33	91.8
150	28	93.0
210	28	93.0
240	28	93.0
270	28	93.0
300	28	93.0

Tablo B.11 Set. 5.2'deki çevrim içi ÇKOİ değişimi

Süre (dak)	ÇKOİ Kons. (mg/L)	ÇKOİ Giderimi (%)
1	262	34.5
30	28	93.1
90	23	94.3
150	18	95.4
210	28	93.1
240	32	92.0
270	28	93.1
300	23	94.3



EK – C

ÇEVİRİM İÇİ NH₄-N VE NO_x-N KONSANTRASYONLARI

SET 1.2

Çevrim sonunda reaktör çıkışındaki:

TKN = 6.7 mg/L

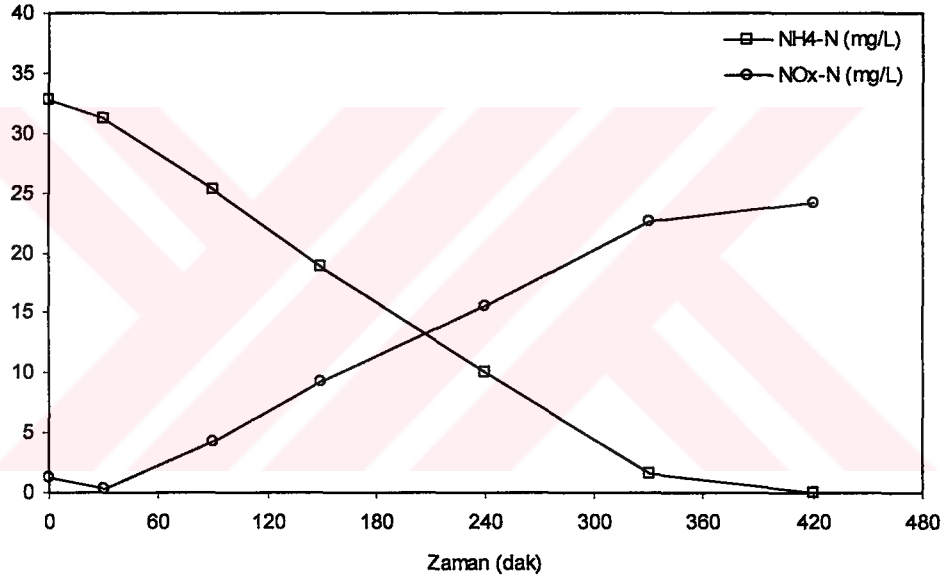
UAKM = 75 mg/L

N_{çamur} = %8.9

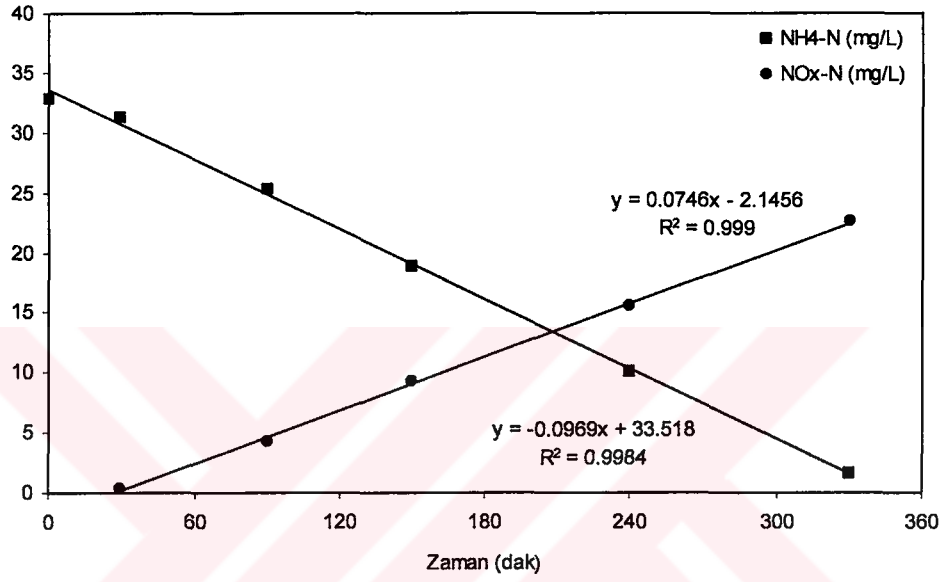
Toplam alkalinite = 385 mg CaCO₃/L

Tablo C.1 Çevrim içi pH, NH₄-N ve NO_x-N değişimi (Set 1.2)

Süre (dak)	pH	NH ₄ -N Kons. (mg/L)	NH ₄ -N Giderimi (%)	NO _x -N Kons. (mg/L)
2	7.45	32.8	18.1	1.3
30	7.52	31.2	21.9	0.3
90	7.53	25.2	37.0	4.2
150	7.47	18.9	52.8	9.3
240	7.32	10.1	74.8	15.5
330	7.13	1.6	96.1	22.6
420	7.12	0.0	100.0	24.2



Şekil C.1 Çevrim içi NH₄-N ve NO_x-N değişimi (Set 1.2)



Şekil C.2 Set 1.2 için belirlenen NH₄-N ve NO_x-N eğimleri

SET 2.1

Çevrim sonunda reaktör çıkışındaki:

TKN = 4.7 mg/L

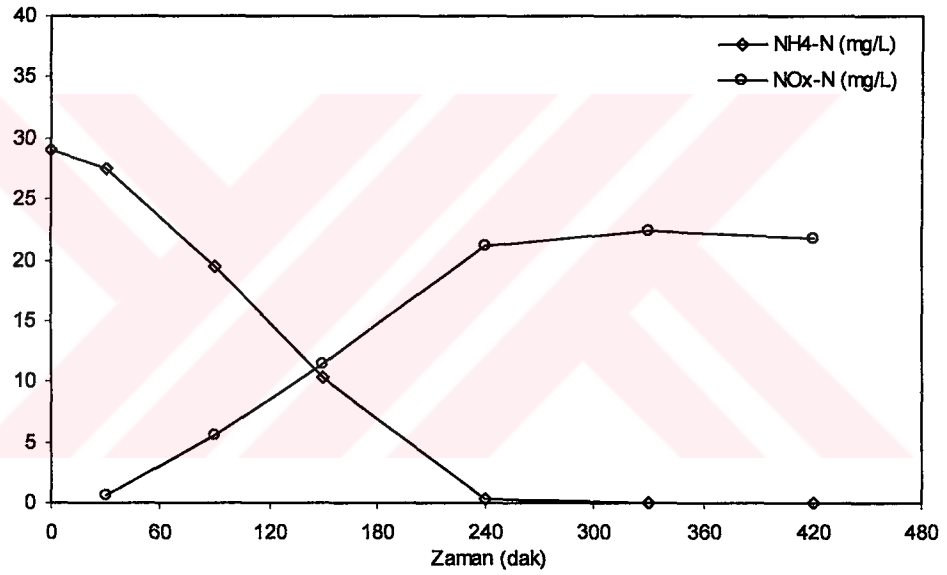
UAKM = 63 mg/L

$N_{\text{çamur}} = \%7.4$

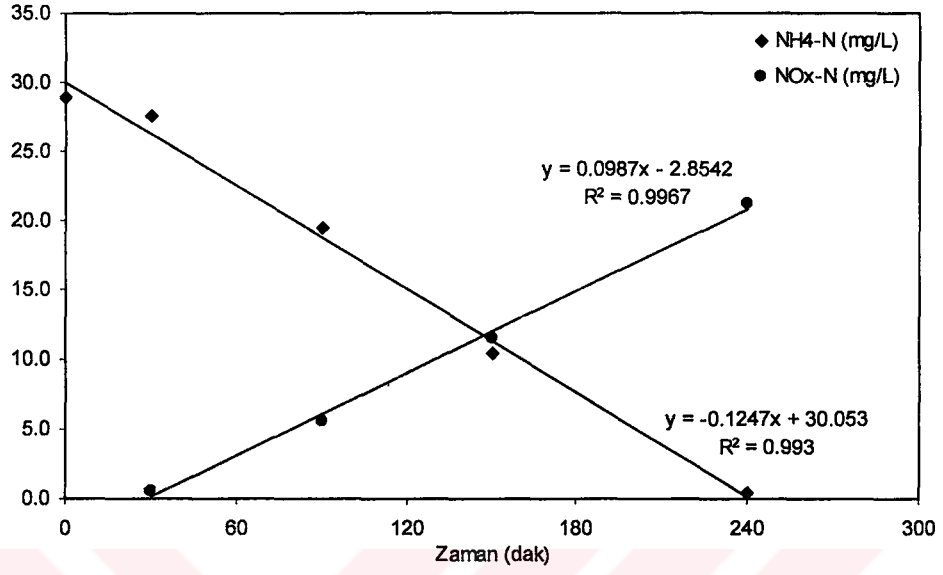
Toplam alkalinite = 380 mg CaCO_3/L

Tablo C.2 Çevrim içi pH, $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimleri (Set 2.1)

Süre (dak)	pH	$\text{NH}_4\text{-N}$ Kons. (mg/L)	$\text{NH}_4\text{-N}$ Giderimi (%)	$\text{NO}_x\text{-N}$ Kons. (mg/L)
0	7.23	29.0	21.4	0.9
30	7.47	27.5	25.4	0.6
90	7.47	19.5	47.2	5.6
150	7.38	10.4	71.9	11.5
240	7.21	0.4	99.0	21.2
330	7.22	0.0	100.0	22.4
420	7.22	0.0	100.0	21.8



Şekil C.3 Çevrim içi $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimi (Set 2.1)



Şekil C.4 Set 2.1 için belirlenen NH₄-N ve NO_x-N eğimleri

SET 2.2

Çevrim sonunda reaktör çıkışındaki:

TKN = 10.7 mg/L

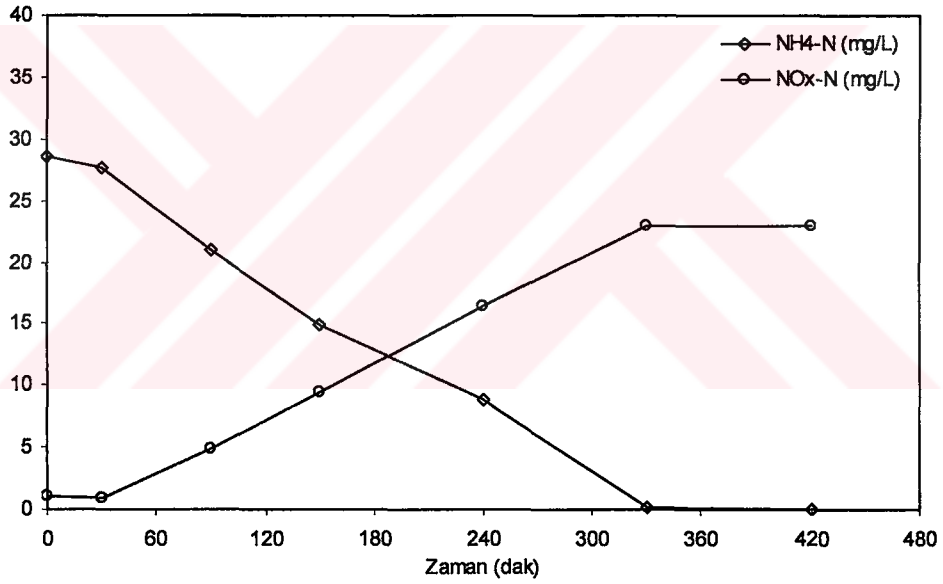
UAKM = 110 mg/L

N_{çamur} = %9.7

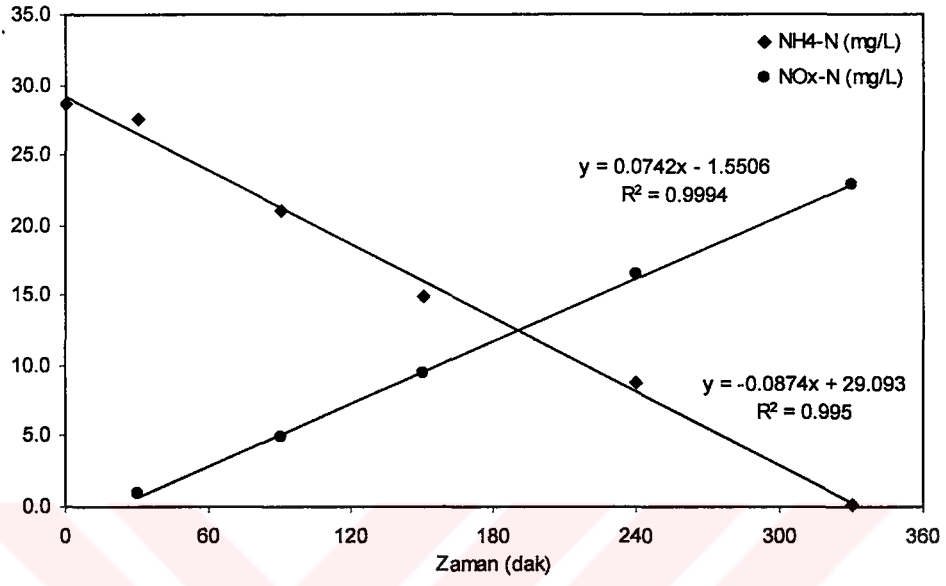
Toplam alkalinite = 390 mg CaCO₃/L

Tablo C.3 Çevrim içi pH, NH₄-N ve NO_x-N değişimleri (Set 2.2)

Süre (dak)	pH	NH ₄ -N Kons. (mg/L)	NH ₄ -N Giderimi (%)	NO _x -N Kons. (mg/L)
0	7.22	28.6	20.0	1.1
30	7.33	27.6	22.8	0.9
90	7.34	21.0	41.3	4.9
150	7.34	15.0	58.2	9.4
240	7.27	8.8	75.4	16.5
330	7.18	0.2	99.5	22.9
420	7.16	0.0	100.0	22.9



Şekil C.5 Çevrim içi NH₄-N ve NO_x-N değişimi (Set 2.2)



Şekil C.6 Set 2.2 için belirlenen NH₄-N ve NO_x-N eğimleri

SET 2.3

Çevrim sonunda reaktör çıkışındaki:

TKN = 12.7 mg/L

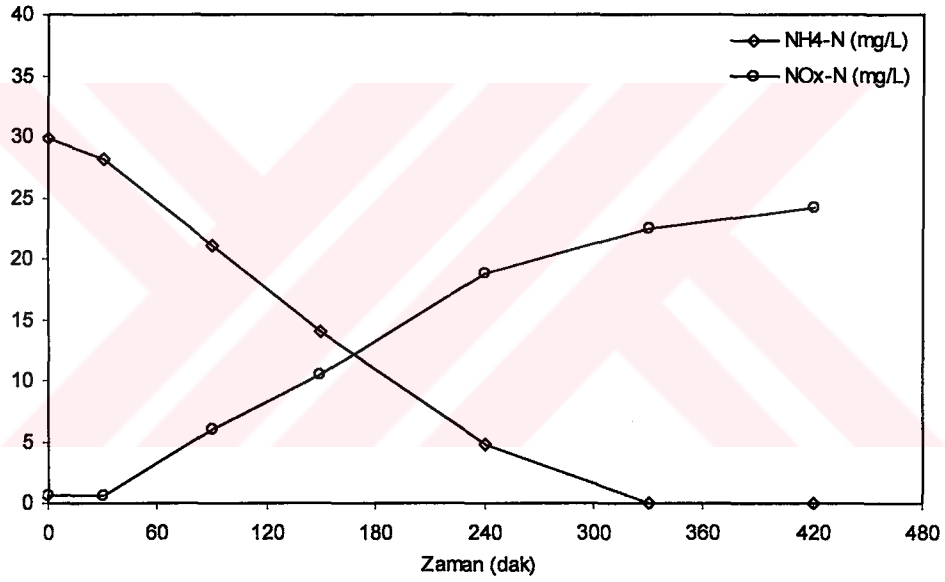
UAKM = 137 mg/L

N_{çamur} = %9.3

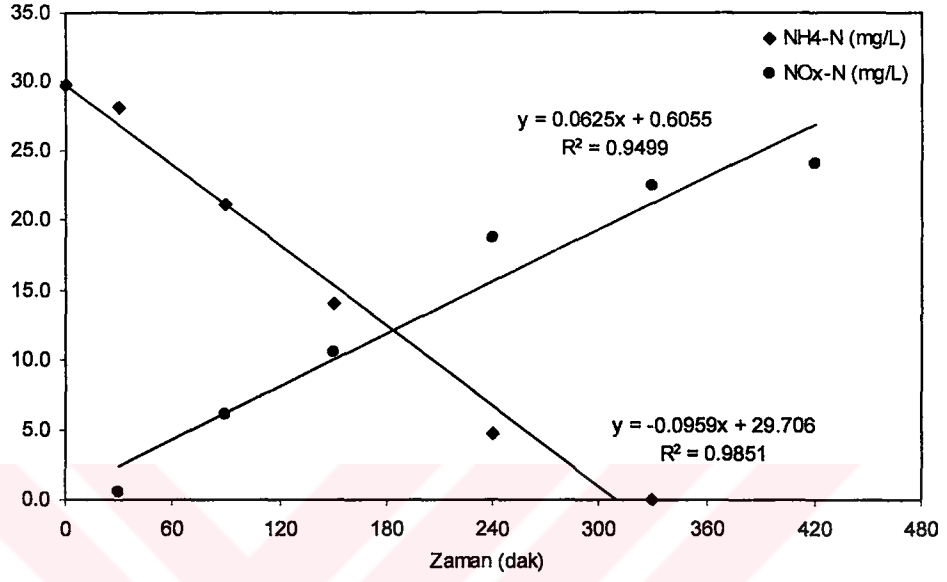
Toplam alkalinite = 385 mg CaCO₃/L

Tablo C.4 Çevrim içi pH, NH₄-N ve NO_x-N değişimleri (Set 2.3)

Süre (dak)	pH	NH ₄ -N Kons. (mg/L)	NH ₄ -N Giderimi (%)	NO _x -N Kons. (mg/L)
0	7.14	29.8	20.3	0.6
30	7.28	28.1	24.8	0.6
90	7.33	21.1	43.5	6
150	7.32	14.0	62.6	10.5
240	7.25	4.7	87.4	18.7
330	7.17	0.0	100.0	22.5
420	7.17	0.0	100.0	24.1



Şekil C.7 Çevrim içi NH₄-N ve NO_x-N değişimi (Set 2.3)



Şekil C.8 Set 2.3 için belirlenen NH₄-N ve NO_x-N eğimleri

SET 2.4

Çevrim sonunda reaktör çıkışındaki:

TKN = 10.7 mg/L

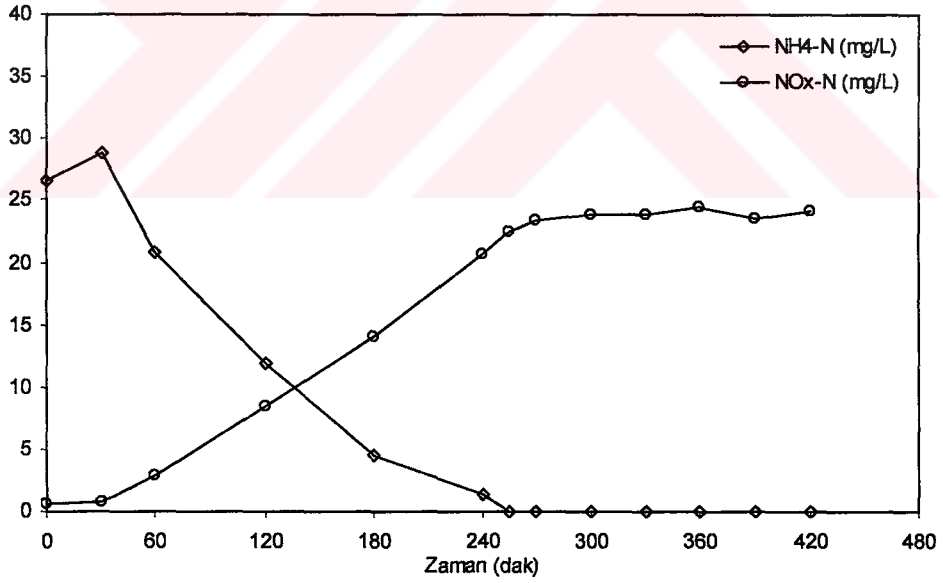
UAKM = 133 mg/L

N_{çamur} = %8.0

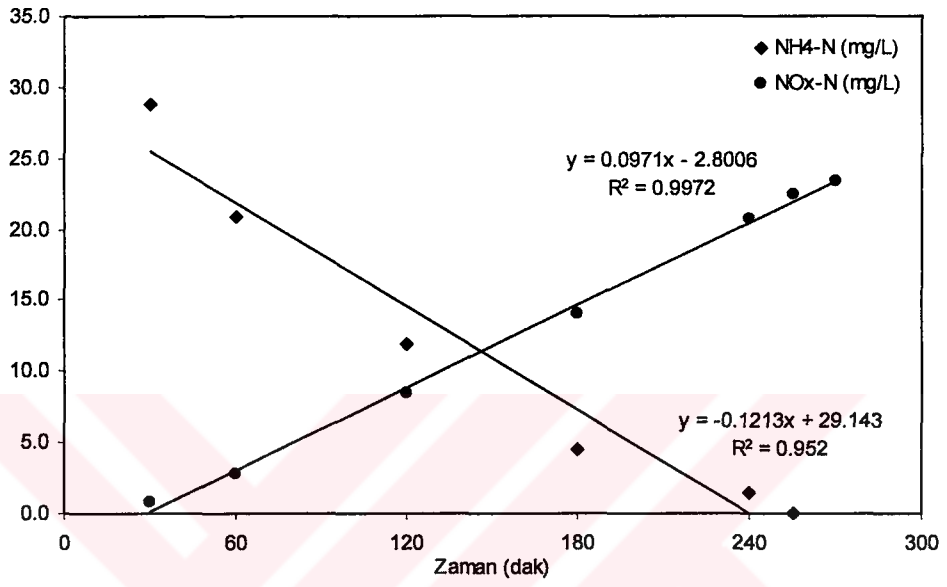
Toplam alkalinite = 380 mg CaCO₃/L

Tablo C.5 Çevrim içi pH, NH₄-N ve NO_x-N değişimleri (Set 2.4)

Süre (dak)	pH	NH ₄ -N Kons. (mg/L)	NH ₄ -N Giderimi (%)	NO _x -N Kons. (mg/L)
0	7.27	26.6	30.9	0.6
30	7.47	28.8	25.0	0.8
60	7.51	20.9	45.6	2.8
120	7.50	11.9	69.1	8.4
180	7.41	4.5	88.2	14
240	7.31	1.4	96.3	20.7
255	7.26	0.0	100.0	22.5
270	7.25	0.0	100.0	23.4
300	7.25	0.0	100.0	23.9
330	7.25	0.0	100.0	23.9
360	7.26	0.0	100.0	24.5
390	7.26	0.0	100.0	23.6
420	7.26	0.0	100.0	24.1



Şekil C.9 Çevrim içi NH₄-N ve NO_x-N değişimi (Set 2.4)



Şekil C.10 Set 2.4 için belirlenen NH₄-N ve NO_x-N eğimleri

SET 3.1

Çevrim sonunda reaktör çıkışındaki:

TKN = 4.1 mg/L

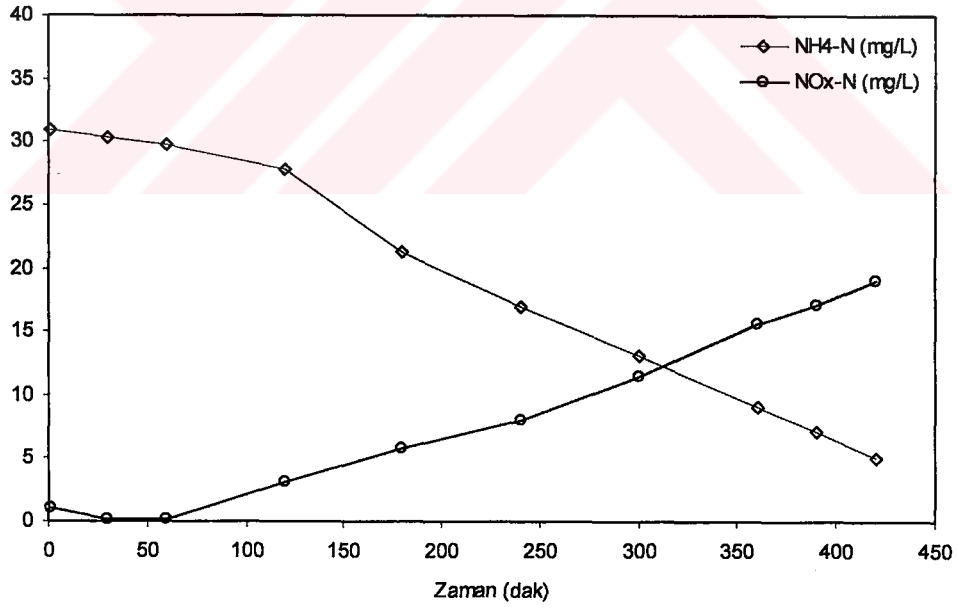
UAKM = 60 mg/L

N_{çamur} = %6.8

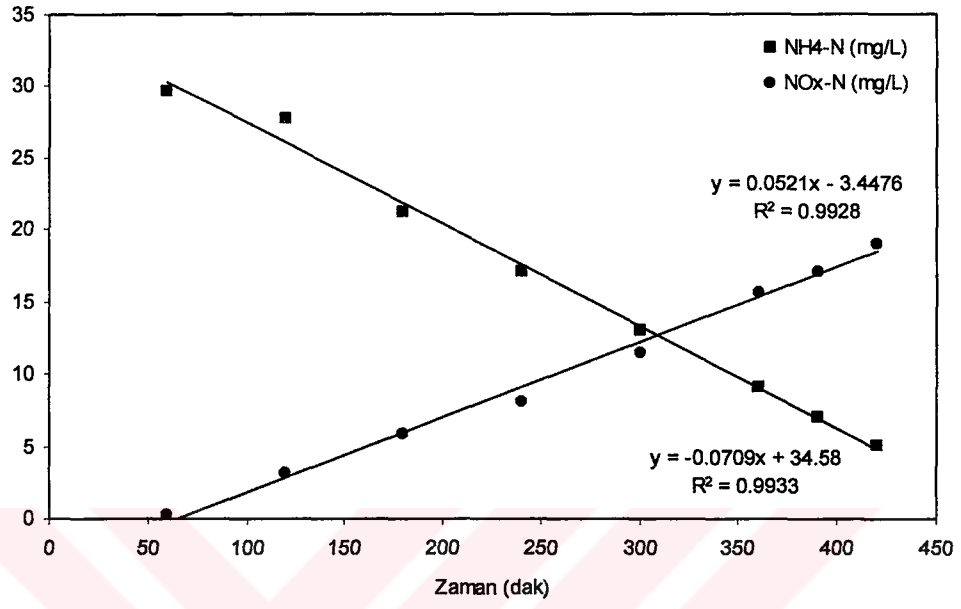
Toplam alkalinite = 400 mg CaCO₃/L

Tablo C.6 Çevrim içi pH, NH₄-N ve NO_x-N değişimleri (Set 3.1)

Süre (dak)	pH	NH ₄ -N Kons. (mg/L)	NH ₄ -N Giderimi (%)	NO _x -N Kons. (mg/L)
1	7.36	30.9	19.3	1.0
30	7.38	30.3	20.7	0.2
120	7.48	27.8	27.4	3.1
180	7.47	21.2	44.4	5.8
240	7.43	17.0	55.6	8.1
300	7.35	13.0	65.9	11.4
360	7.29	9.1	76.3	15.6
390	7.26	7.1	81.5	17.1
420	7.22	5.1	86.7	19.0



Şekil C.11 Çevrim içi NH₄-N ve NO_x-N değişimi (Set 3.1)



Şekil C.12 Set 3.1 için belirlenen NH₄-N ve NO_x-N eğimleri

SET 3.2

Çevrim sonunda reaktör çıkışındaki:

TKN = 21.5 mg/L

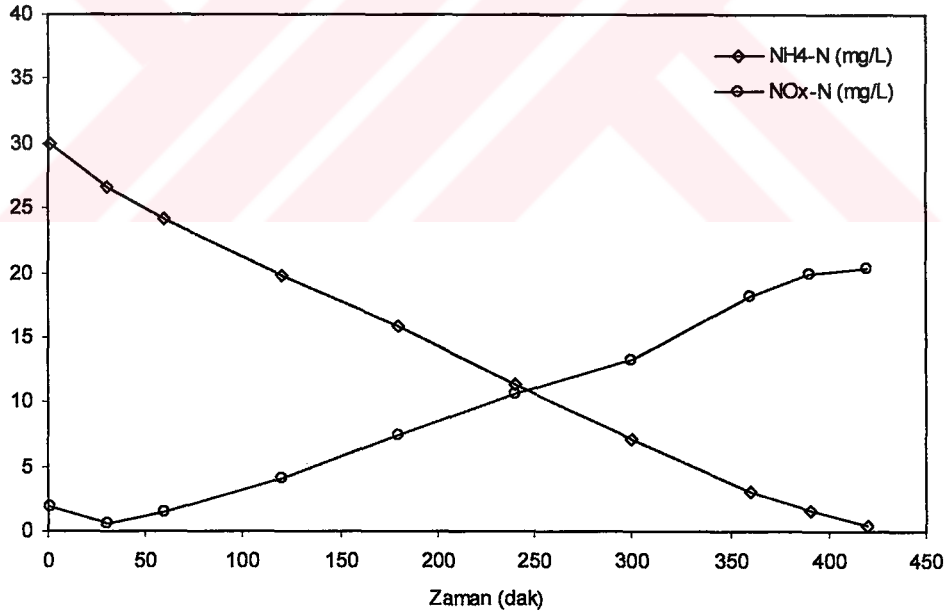
UAKM = 250 mg/L

N_{çamur} = %8.6

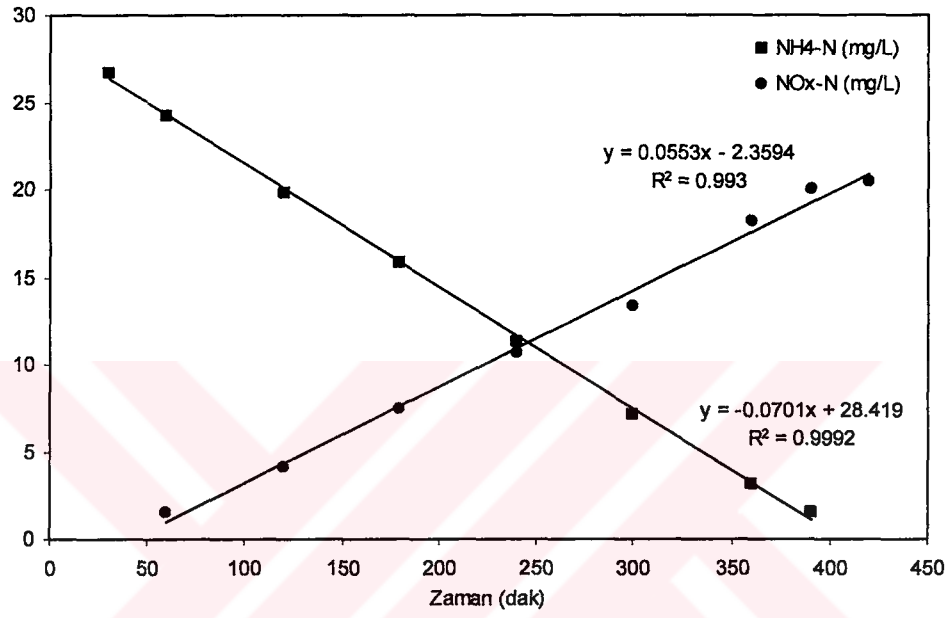
Toplam alkalinite = 388 mg CaCO₃/L

Tablo C.7 Çevrim içi pH, NH₄-N ve NO_x-N değişimleri (Set 3.2)

Süre (dak)	pH	NH ₄ -N Kons. (mg/L)	NH ₄ -N Giderimi (%)	NO _x -N Kons. (mg/L)
1	7.18	29.9	23.5	1.9
30	7.23	26.6	31.9	0.6
60	7.27	24.2	38.0	1.5
120	7.33	19.8	49.3	4.1
180	7.34	15.9	59.4	7.4
240	7.32	11.3	71.0	10.6
300	7.28	7.1	81.9	13.3
360	7.22	3.1	92.0	18.2
390	7.20	1.6	96.0	20.0
420	7.20	0.4	98.9	20.4



Şekil C.13 Çevrim içi NH₄-N ve NO_x-N değişimi (Set 3.2)



Şekil C.14 Set 3.2 için belirlenen NH₄-N ve NO_x-N eğimleri

SET 3.3

Çevrim sonunda reaktör çıkışındaki:

TKN = 20.8 mg/L

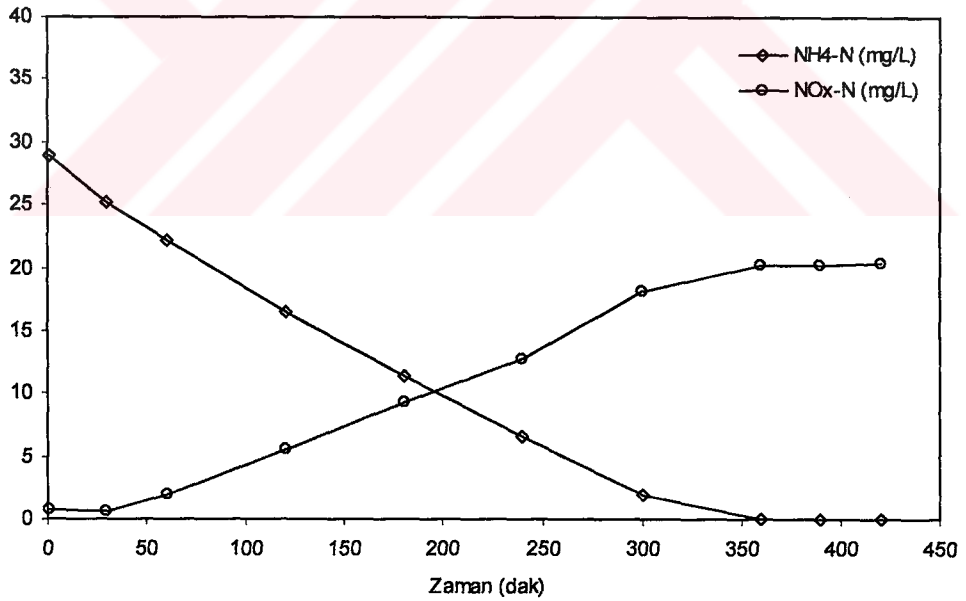
UAKM = 190 mg/L

N_{çamur} = %10.9

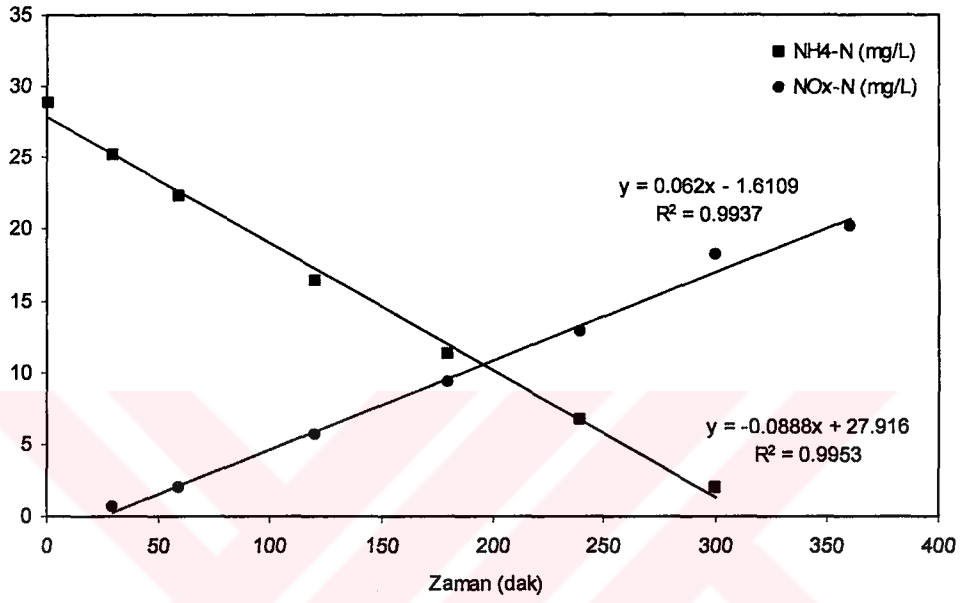
Toplam alkalinite = 388 mg CaCO₃/L

Tablo C.8 Çevrim içi pH, NH₄-N ve NO_x-N değişimleri (Set 3.3)

Süre (dak)	pH	NH ₄ -N Kons. (mg/L)	NH ₄ -N Giderimi (%)	NO _x -N Kons. (mg/L)
1	7.16	28.9	24.4	0.7
30	7.22	25.2	34.1	0.6
60	7.27	22.2	41.9	2.0
120	7.33	16.4	57.0	5.6
180	7.32	11.3	70.4	9.3
240	7.28	6.7	82.6	12.8
300	7.22	2.0	94.8	18.2
360	7.17	0.0	100.0	20.2
390	7.16	0.0	100.0	20.2
420	7.15	0.0	100.0	20.4



Şekil C.15 Çevrim içi NH₄-N ve NO_x-N değişimi (Set 3.3)



Şekil C.16 Set 3.3 için belirlenen NH₄-N ve NO_x-N eğimleri

SET 4.1

Çevrim sonunda reaktör çıkışındaki:

TKN = 13.0 mg/L

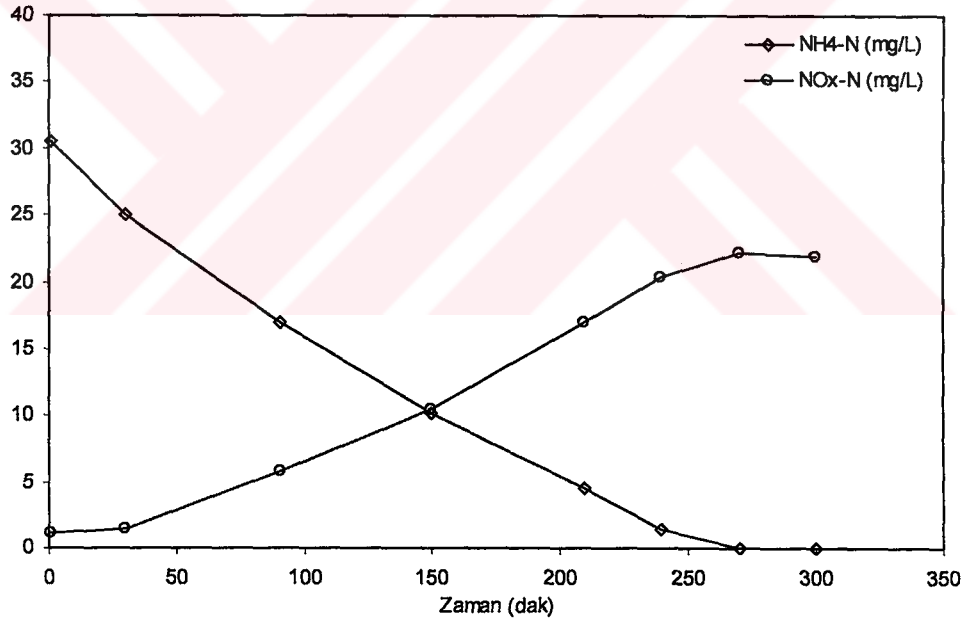
UAKM = 155 mg/L

N_{çamur} = %8.4

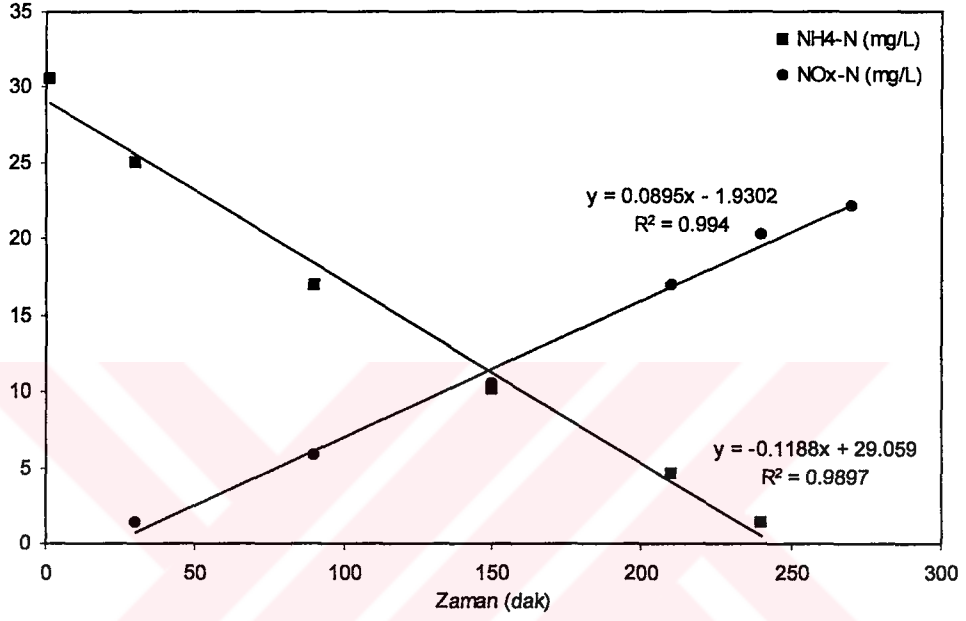
Toplam alkalinite = 390 mg CaCO₃/L

Tablo C.9 Çevrim içi pH, NH₄-N ve NO_x-N değişimleri (Set 4.1)

Süre (dak)	pH	NH ₄ -N Kons. (mg/L)	NH ₄ -N Giderimi (%)	NO _x -N Kons. (mg/L)
1	7.10	30.6	16.9	1.1
90	7.60	17.0	53.8	1.4
150	7.49	10.2	72.3	5.8
210	7.33	4.5	87.7	10.5
240	7.26	1.4	96.2	16.9
270	7.20	0.0	100.0	20.3
300	7.20	0.0	100.0	22.2



Şekil C.17 Çevrim içi NH₄-N ve NO_x-N değişimi (Set 4.1)



Şekil C.18 Set 4.1 için belirlenen NH₄-N ve NO_x-N eğimleri

SET 4.2

Çevrim sonunda reaktör çıkışındaki:

TKN = 9.2 mg/L

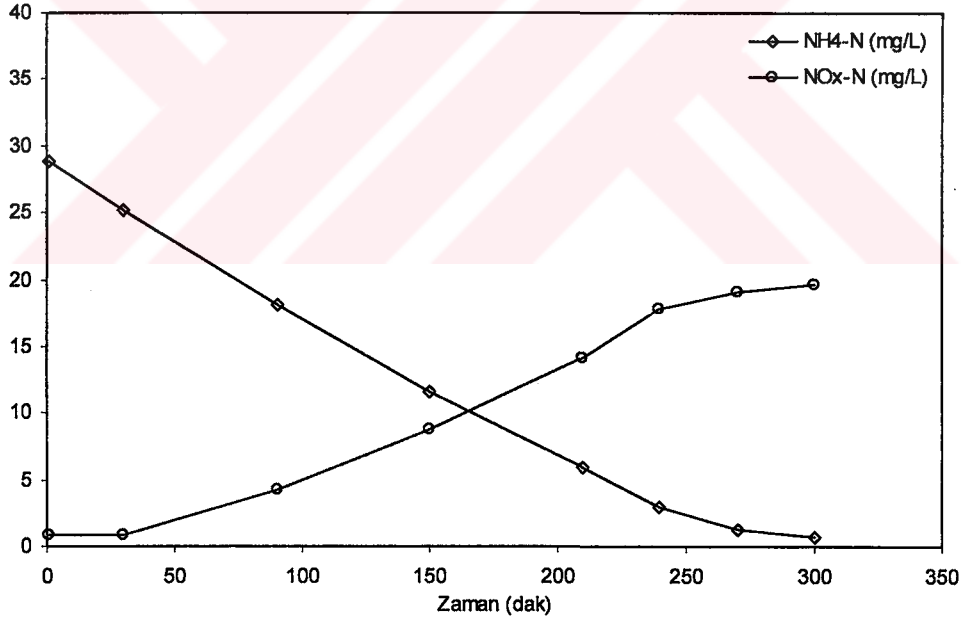
UAKM = 105 mg/L

$N_{\text{çamur}} = \%8.8$

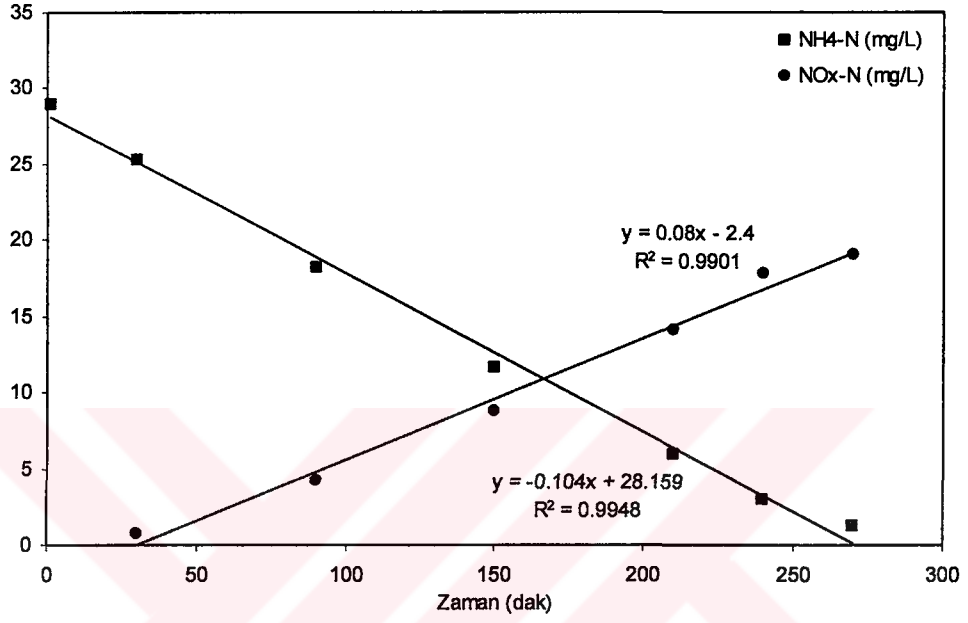
Toplam alkalinite = 378 mg CaCO_3/L

Tablo C.10 Çevrim içi pH, $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimleri (Set 4.2)

Süre (dak)	pH	$\text{NH}_4\text{-N}$ Kons. (mg/L)	$\text{NH}_4\text{-N}$ Giderimi (%)	$\text{NO}_x\text{-N}$ Kons. (mg/L)
1	7.48	28.9	21.5	0.8
30	7.60	25.2	31.5	0.8
90	7.63	18.1	50.8	4.2
150	7.57	11.6	68.5	8.8
210	7.44	5.9	83.8	14.1
240	7.35	3.0	91.9	17.8
270	7.29	1.3	96.5	19.1
300	7.09	0.7	98.1	19.7



Şekil C.19 Çevrim içi $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_x\text{-N}$ değişimi (Set 4.2)



Şekil C.20 Set 4.2 için belirlenen NH₄-N ve NO_x-N eğimleri

SET 5.1

Çevrim sonunda reaktör çıkışındaki:

TKN = 10.8 mg/L

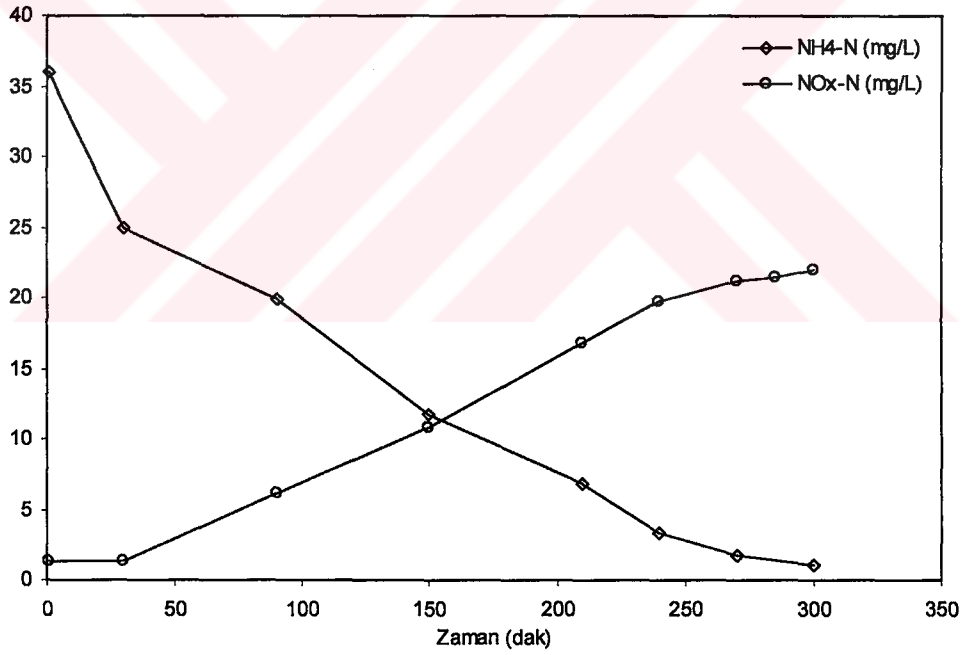
UAKM = 105 mg/L

N_{çamur} = %10.3

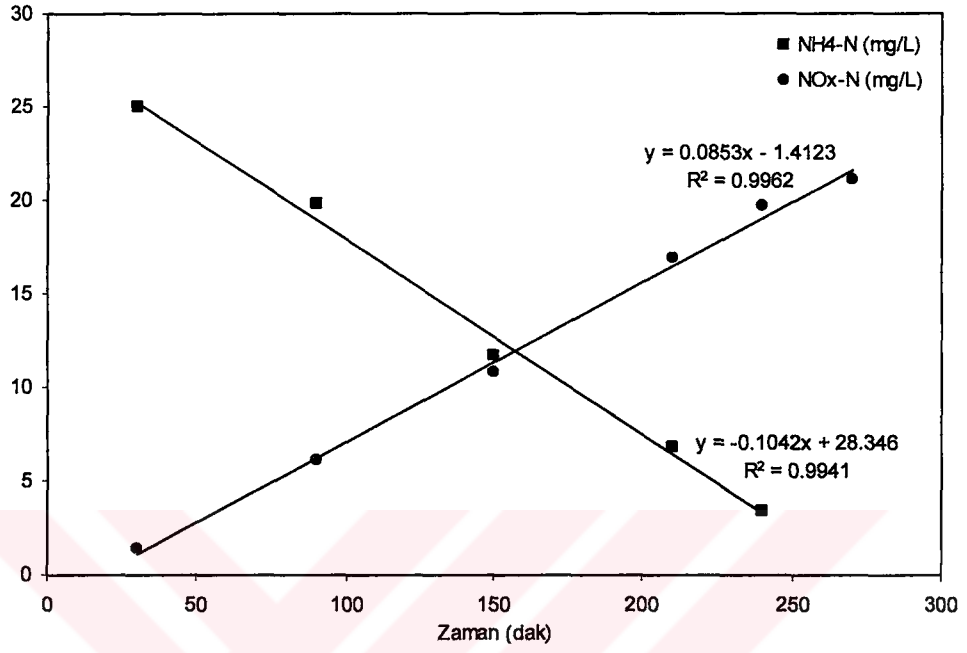
Toplam alkalinite = 376 mg CaCO₃/L

Tablo C.11 Çevrim içi pH, NH₄-N ve NO_x-N değişimleri (Set 5.1)

Süre (dak)	pH	NH ₄ -N Kons. (mg/L)	NH ₄ -N Giderimi (%)	NO _x -N Kons. (mg/L)
1	7.48	36.0	10.1	1.4
30	7.60	25.0	33.5	1.4
90	7.63	19.8	50.4	6.1
150	7.57	11.7	70.7	10.8
210	7.44	6.8	83.0	16.9
240	7.35	3.4	91.5	19.7
270	7.29	1.7	95.8	21.1
285		-	-	21.4
300	7.09	1.1	97.2	22.0



Şekil C.21 Çevrim içi NH₄-N ve NO_x-N değişimi (Set 5.1)



Şekil C.22 Set 5.1 için belirlenen NH₄-N ve NO_x-N eğimleri

SET 5.2

Çevrim sonunda reaktör çıkışındaki:

TKN = 11.6 mg/L

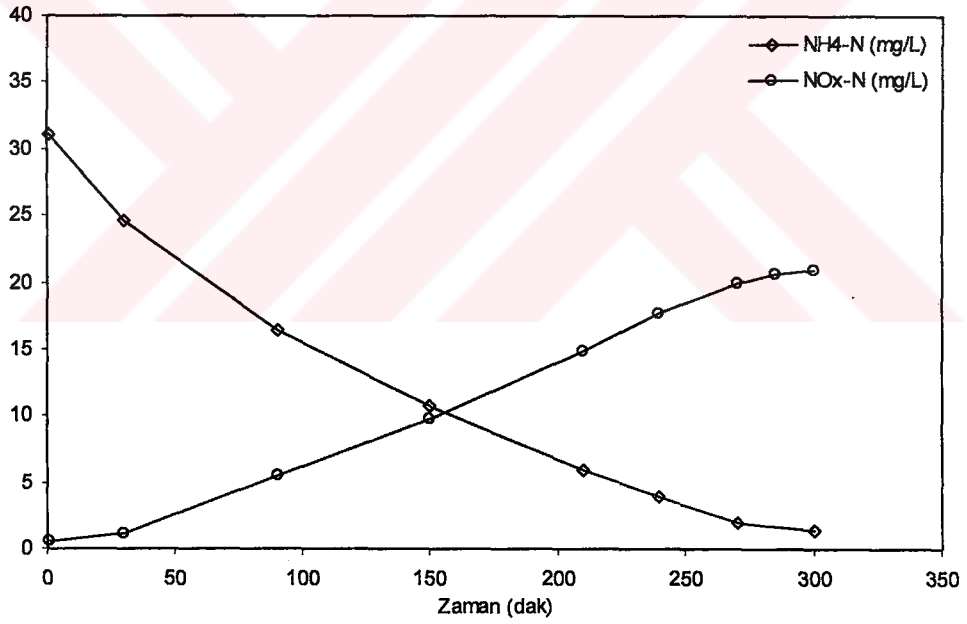
UAKM = 100 mg/L

N_{çamur} = %11.6

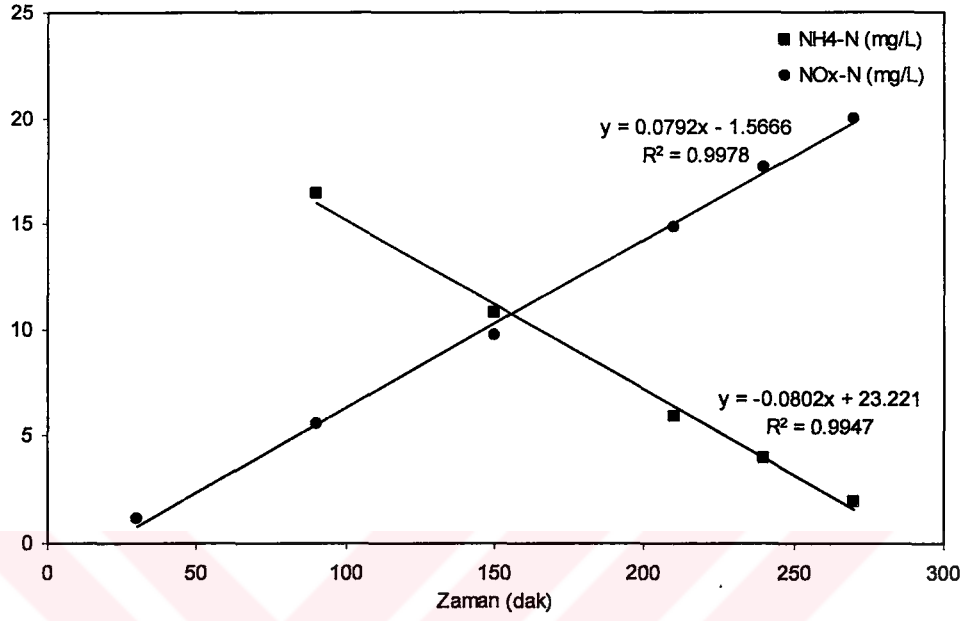
Toplam alkalinite = 380 mg CaCO₃/L

Tablo C.12 Çevrim içi pH, NH₄-N ve NO_x-N değişimleri (Set 5.2)

Süre (dak)	pH	NH ₄ -N Kons. (mg/L)	NH ₄ -N Giderimi (%)	NO _x -N Kons. (mg/L)
1	7.48	31.1	24.1	0.6
30	7.60	24.6	40.4	1.1
90	7.63	16.4	60.9	5.6
150	7.57	10.8	75.0	9.7
210	7.44	5.9	87.1	14.9
240	7.35	4.0	92.0	17.7
270	7.29	2.0	97.0	20.0
285		-	-	20.6
300	7.09	1.4	98.4	20.9



Şekil C.23 Çevrim içi NH₄-N ve NO_x-N değişimi (Set 5.2)



Şekil C.24 Set 5.2 için belirlenen NH₄-N ve NO_x-N eğimleri

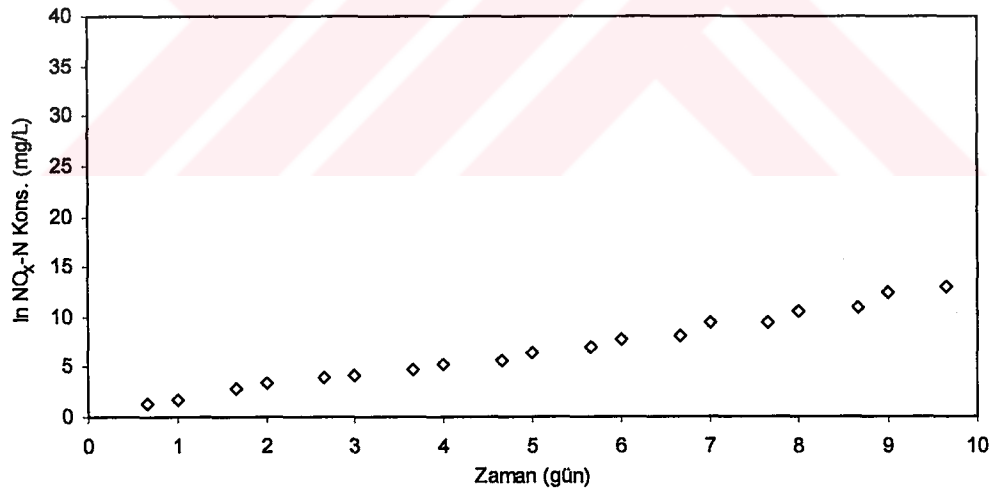


EK – D

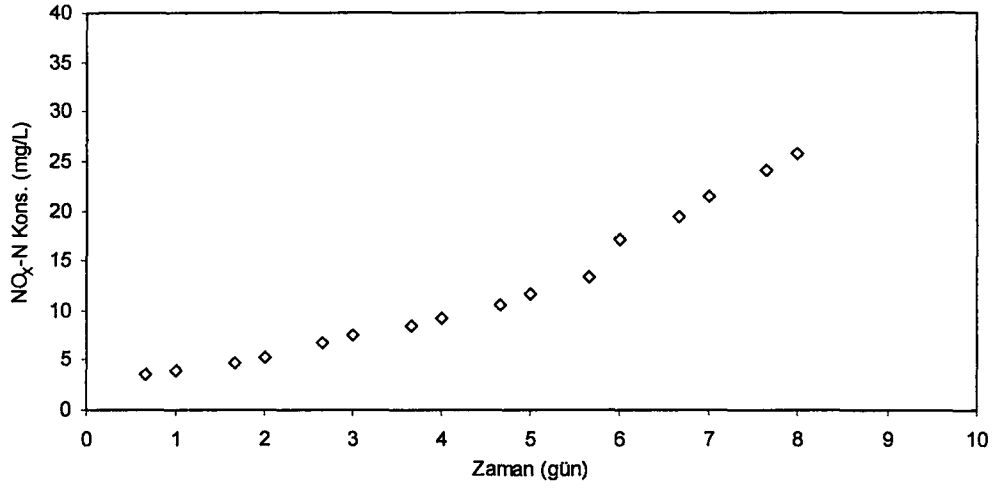
**15°C SICAKLIKTA 2. YAKLAŞIMA GÖRE YÜRÜTÜLEN MAKSİMUM
OTOTROFİK ÇOĞALMA HIZI DENEY SONUÇLARI**

Tablo D.1 15°C'de yürütülen μ_A deneyinde ölçülen $\text{NO}_x\text{-N}$ konsantrasyonları

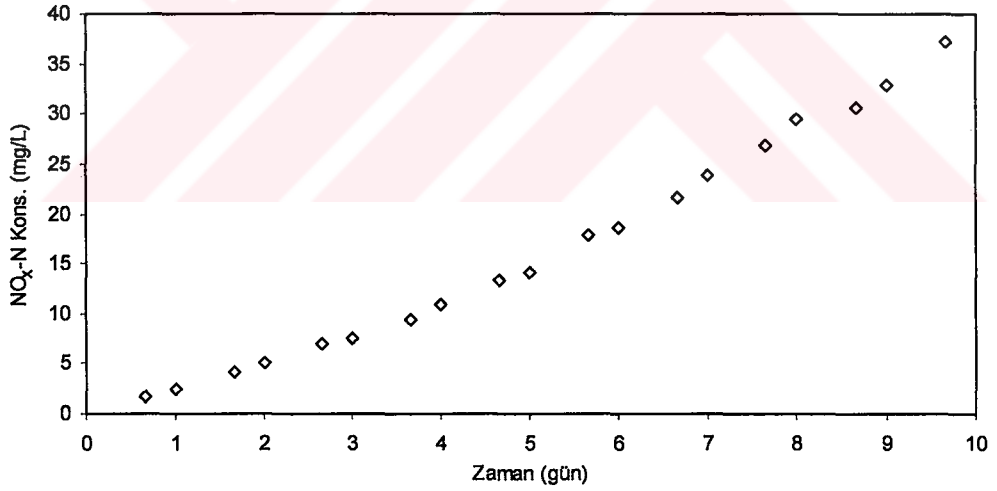
Zaman (gün)	Biyofilm reaktöründeki $\text{NO}_x\text{-N}$ konsantrasyonları (mg/L)	Askıda biyokütle reaktöründeki $\text{NO}_x\text{-N}$ konsantrasyonları (mg/L)	Biyofilm+askıda biyokütle reaktöründeki $\text{NO}_x\text{-N}$ konsantrasyonları (mg/L)
0.66	1.39	3.61	1.67
1.00	1.67	3.89	2.50
1.66	2.78	4.72	4.17
2.00	3.33	5.28	5.00
2.66	3.89	6.67	6.94
3.00	4.17	7.50	7.57
3.66	4.72	8.42	9.46
4.00	5.28	9.21	10.81
4.66	5.56	10.53	13.24
5.00	6.39	11.58	14.05
5.66	6.94	13.42	17.75
6.00	7.78	17.06	18.59
6.66	8.11	19.42	21.69
7.00	9.46	21.43	23.94
7.66	9.46	24.00	26.80
8.00	10.54	25.71	29.42
8.66	10.81		30.58
9.00	12.43		32.91
9.66	12.97		37.21



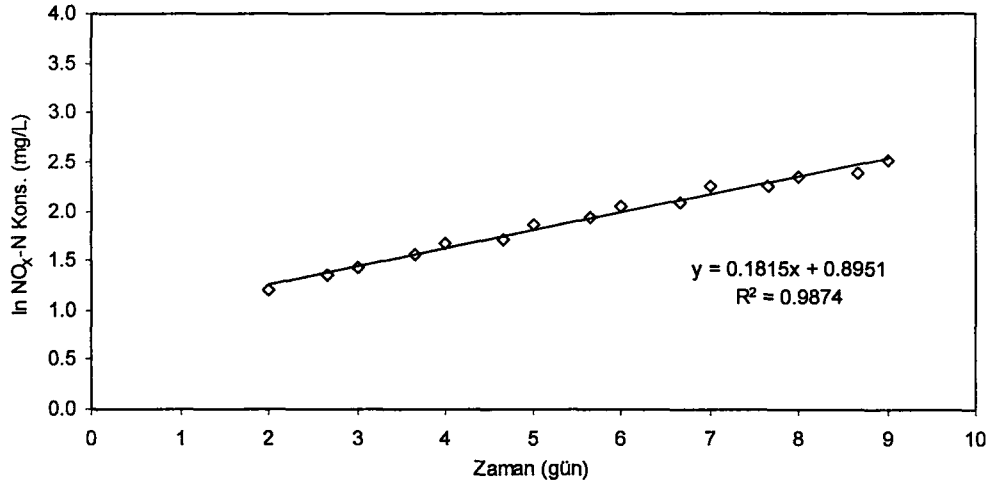
Şekil D.1 15°C'de biyofilm reaktöründe $\text{NO}_x\text{-N}$ konsantrasyonunun zamana karşı değişimi



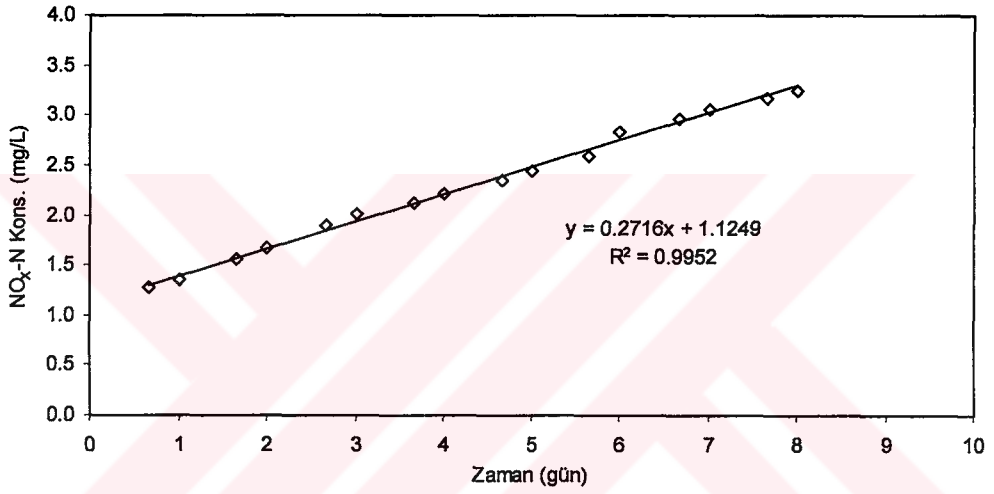
Şekil D.2 15°C'de askıda biyokütle reaktöründe NO_x-N konsantrasyonunun zamana karşı değişimi



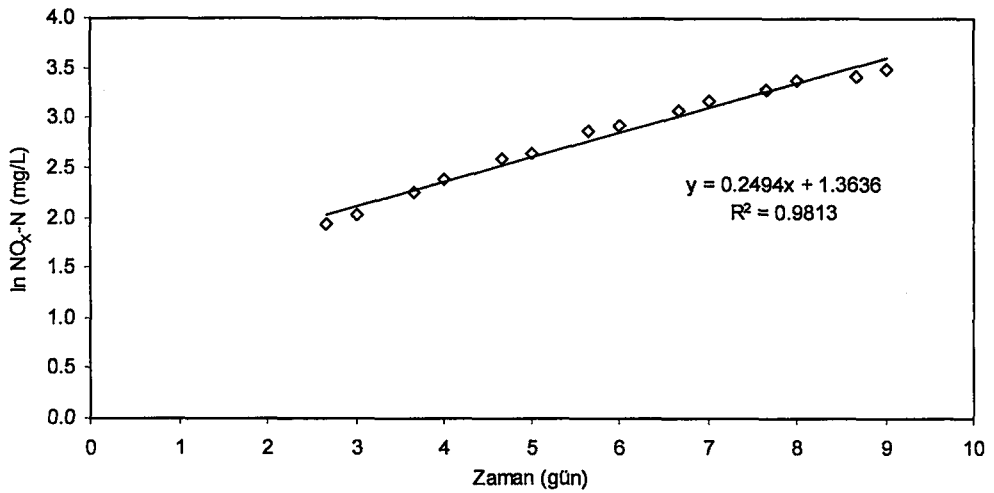
Şekil D.3 15°C'de biyofilm ve aktif çamur karışımı reaktöründe NO_x-N konsantrasyonunun zamana karşı değişimi



Şekil D.4 Biyofilm reaktöründe zamana karşı $\ln(\text{NO}_x\text{-N})$ değişimi



Şekil D.5 Askıda biyokütle reaktöründe zamana karşı $\ln(\text{NO}_x\text{-N})$ değişimi



Şekil D.6 Biyofilm ve askıda biyokütle karışımı reaktöründe zamana karşı $\ln(\text{NO}_x\text{-N})$ değişimi

ÖZGEÇMİŞ

Hakan Dulkadiroğlu 1970 yılında Muğla'da doğdu. 19 Mayıs Üniversitesi, Çevre Mühendisliği Bölümü'nü 1991 yılında bitirdi. Yüksek Lisans çalışmasını Çukurova Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, Çevre Mühendisliği Programında 1993-1996 yılları arasında tamamladı. 1994 yılında Çukurova Üniversitesi, Mühendislik Fakültesi, Çevre Mühendisliği Bölümü'nde Araştırma Görevlisi olarak göreve başladı. 1999 yılından beri aynı görevi İstanbul Teknik Üniversitesi Çevre Mühendisliği Bölümü'nde sürdürmektedir

