

**KATI ATIK SIZINTI SULARINDAN BİYOLOJİK AZOT
GİDERİMİ**

DOKTORA TEZİ

Çevre Yüksek Mühendisi Gülsüm YILMAZ

501950004012

100772

TC MİLLÎ EĞİTİM BAKANLIĞI
İSTANBUL TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ
KÜTÜPHANE VE ARŞİV MERKEZİ

Tezin Enstitüye Verildiği Tarih : 29 Eylül 1999

Tezin Savunulduğu Tarih : 9 Mart 2000

Tez Danışmanı : Prof. Dr. İzzet ÖZTÜRK

Diğer Jüri Üyeleri : Prof. Dr. Ferhan ÇEÇEN (B.Ü.)

Prof. Dr. Mustafa ÖZTÜRK (Y.T.Ü.)

Prof. Dr. Hasan Z. SARIKAYA (İ.T.Ü.)

Prof. Dr. Hasan A. SAN (İ.T.Ü.)

MART 2000

ÖNSÖZ

Bu çalışmada,

- Değerli hocam Prof.Dr. İzzet ÖZTÜRK'e çalışmanın her aşamasında beni yönlendirdiği ve deneyimleri ile yol gösterdiği,
- Aileme bütün öğrenim hayatım boyunca verdikleri destek,
- Araş.Gör. Ender ÇETİN ve Araş. Gör. Burcu SOYHAN'a çalışmanın her aşamasında gösterdikleri dostluk ve deneysel çalışma sırasındaki büyük yardımları,
- Araş. Gör. Nuray TOKGÖZ'e çalışmanın yazım aşamasında verdiği moral desteği,
- Dr. Oytun HANHAN'a modelleme çalışmalarındaki desteği,
- İ.Ü. Çevre Mühendisliği Bölümü hoca ve asistanlarına deneysel çalışmalarım süresince gösterdikleri sabır, hoşgörü ve anlayışları,
- İstanbul Büyük Şehir Belediyesi İSTAÇ yetkililerine numune alma ve taşımada gösterdikleri yardımları,
- İsmail ÖZYÜREK'e zor anlarımda yardımını esirgemediği,
- Kardeşlerim Dilek KARAAĞAÇLI, Melek AYANA, Bülent ve Gülçin YILMAZ'a her zaman yanımda oldukları ve sonsuz anlayışları

için en içten duygularıyla teşekkür ederim.

Gülsüm YILMAZ

Eylül, 1999

İÇİNDEKİLER

ÖNSÖZ	ii
TABLO LİSTESİ	v
ŞEKİL LİSTESİ	vii
SEMBOL LİSTESİ	ix
ÖZET	xi
SUMMARY	xiii
1. GİRİŞ	1
1.1 Çalışmanın Anlam ve Önemi	1
1.2 Çalışmanın Amaç ve Kapsamı	2
2. SIZINTI SULARININ KARAKTERİZASYONU VE BİYOLOJİK ARITILMASI	4
2.1 Sızıntı Sularının Karakterizasyonu ve Biyolojik Ayrışabilirliği	4
2.2 Sızıntı Sularının Arıtılması	10
2.2.1 Sızıntı Suyu Arıtımında Karşılaşılan Problemler	11
2.3 Sızıntı Suyunun Biyolojik Arıtılması	12
2.3.1 Sızıntı Suyunun Anaerobik Arıtılması Üzerine Yapılan Çalışmalar	12
2.4 Sızıntı Suyundan Biyolojik Azot Giderimi	17
2.4.1 Biyolojik Azot Giderim Mekanizması	17
2.4.2 Sızıntı Sularından Biyolojik Azot Giderimi Üzerine Yapılan Çalışmalar	31
2.4.3 Sızıntı Sularından Ardışık Kesikli Reaktörde Azot Giderimi	39
2.4.3.1 Ardışık Kesikli Reaktör Teknolojisi	39
2.4.3.2 Sızıntı Sularından Ardışık Kesikli Reaktörlerde Azot Giderimi Üzerine Yapılan Çalışmalar	44
3. AZOT GİDERİMİ İÇİN MODELLEME YAKLAŞIMI	47
3.1 Model Tanımı	47
3.1.1 Sistem Bileşenlerinin Aerobik ve Anoksik Koşullarda İncelenmesi	48
3.1.1.1 Aerobik Koşullarda Partiküler Bileşenlerin İncelenmesi	48
3.1.1.2 Anoksik Koşullarda Partiküler Bileşenlerin İncelenmesi	52
3.1.1.3 Aerobik Koşullarda Çözünmüş Bileşenlerin İncelenmesi	53
3.1.1.4 Anoksik Koşullarda Çözünmüş Bileşenlerin İncelenmesi	54
3.1.1.5 Aerobik Koşullarda Azot Bileşenlerinin İncelenmesi	55
3.1.1.6 Anoksik Koşullarda Azot Bileşenlerinin İncelenmesi	56
3.2 Kütle Dengesi Denklemleri	56
4. DENEYSEL ÇALIŞMA PROGRAMI	62
4.1 Sızıntı Suyunun Anaerobik Arıtımı	62

4.1.1 Deney Düzenegi	62
4.1.2 Analiz Yöntemleri	63
4.2 Sızıntı Suyunun Anaerobik Arıtma Sonrası Ardışık Kesikli Reaktörde Arıtımı	63
4.2.1 Deney Düzenegi	63
4.2.2 Analiz Yöntemleri	66
4.3 Sızıntı Suyunun Biyolojik Ayrışabilirliğinin Belirlenmesi	66
4.3.1 Deney Düzenegi	66
4.3.3.1 Çözünmüş İnert KOİ	66
4.3.3.2 Biyolojik Olarak Kolay Ayrışabilir KOİ	66
4.3.2 Analiz Yöntemleri	67
5. DENEY SONUÇLARININ DEĞERLENDİRİLMESİ	68
5.1 Çalışmada Kullanılan Sızıntı Suyunun Karakterizasyonu	68
5.2 Sızıntı Suyunun Anaerobik Yukarı Akışlı Çamur Yataklı Reaktörde Arıtımı	70
5.3 Sızıntı Suyunun Anaerobik Arıtma Sonrası Ardışık Kesikli Reaktörde Arıtımı	74
5.3.1 Ardışık Kesikli Reaktörde 1.Seri Deney Sonuçları	74
5.3.2 Ardışık Kesikli Reaktörde 2. Seri Deney Sonuçları	78
5.3.3 Ardışık Kesikli Reaktörde 1. ve 2. Seride Yarı Kararlı Hallerde Elde Edilen Sonuçlar	89
5.4 Sızıntı Suyunun Biyolojik Ayrışabilirliğinin Belirlenmesi	95
5.4.1 Sızıntı Suyunun Çözünmüş İnert KOİ'sinin Belirlenmesi	95
5.4.1.1 Ham Sızıntı Suyunun Çözünmüş İnert KOİ'si	95
5.4.1.2 Anaerobik Arıtma Sonrası Sızıntı Suyunda Çözünmüş İnert KOİ	96
5.4.2 Sızıntı Suyunun Kolay Ayrışabilir KOİ'sinin Belirlenmesi	97
5.4.2.1 Ham Sızıntı Suyunun Biyolojik Olarak Kolay Ayrışabilir KOİ'si	97
5.4.2.2 Anaerobik Arıtma Sonrası Sızıntı Suyunda Biyolojik Olarak Kolay Ayrışabilir KOİ	98
5.5 Modelleme Sonuçları	99
5.5.1 Nitrifikasyon Hızları	101
5.5.2 Denitrifikasyon Hızları	103
6. SONUÇ VE ÖNERİLER	108
6.1 Sonuçlar	108
6.1.1 Sızıntı Sularının Karakterizasyonu ve Biyolojik Ayrışabilirliği	108
6.1.2 Sızıntı Suyunun Anaerobik Arıtılması	109
6.1.3 Sızıntı Suyundan Ardışık Kesikli Reaktörde Azot Giderimi	109
6.1.4 Modelleme Sonuçları	110
6.2 Öneriler	110
KAYNAKLAR	112
EKLER	118
ÖZGEÇMİŞ	127

TABLO LİSTESİ

	<u>Sayfa No</u>
Tablo 2.1 Depo alanının yaşıyla sızıntı suyu karakterizasyonun değişimi (Chian ve DeWalle, 1976-1977a)	7
Tablo 2.2 Sızıntı sularından azot gidermede elde edilen nitrifikasyon ve denitrifikasyon hızları	38
Tablo 2.3 Ardışık kesikli reaktörün yaygın işletme stratejileri (Ketchum, 1997)	44
Tablo 5.1 Çalışmada kullanılan sızıntı suyu karakterizasyonunun mevsimlere göre değişimi	68
Tablo 5.2 Kemberburgaz depo alanı sızıntı suyunun Ekim 1998- Nisan 1999 tarihleri arasındaki karakterizasyonu (İ.T.Ü Çevre Müh. Lab.)	69
Tablo 5.3 Anaerobik reaktör işletme parametreleri aralık ve ortalama değerleri	71
Tablo 5.4 Ardışık kesikli reaktörde 1.seride çamur konsantrasyonu ve çamur çökeltme özelliği	77
Tablo 5.5 Ardışık kesikli reaktörde 2.seride işletme parametreleri	78
Tablo 5.6 Çalışmada kullanılan atıksuların çözünmüş inert KOİ ve biyolojik olarak kolay parçalanabilen organik madde oranları	85
Tablo 5.7 Ardışık kesikli reaktörde 2.serinin 1.,2. ve 3.aşamasında elde edilen deneysel sonuçların ortalama ve standart sapmaları	88
Tablo 5.8 Sızıntı sularında Monod kinetik parametrelerinin özeti	100
Tablo 5.9 Bu çalışmada kullanılan kinetik ve stokiometrik katsayılar	100
Tablo 5.10 Modelde esas alınan sızıntı suyu karakterizasyonu	101
Tablo 5.11 Model ve işletme şartlarında nitrifikasyon ve denitrifikasyon hızları	107
Tablo A.1 Anaerobik ön arıtma deney sonuçları	118
Tablo A.2 Ardışık kesikli reaktörde 1. seri deney sonuçları	120
Tablo A.3 Ardışık kesikli reaktörde 2. seri deney sonuçları	121
Tablo A.4 Ardışık kesikli reaktörde 1.seri 1. yarı kararlı halde parametrelerin gün içinde değişimi	123
Tablo A.5 Ardışık kesikli reaktörde 2.seri 1. yarı kararlı halde parametrelerin gün içinde değişimi	123
Tablo A.6 Ardışık kesikli reaktörde 2.seri 2. yarı kararlı halde parametrelerin gün içinde değişimi	123
Tablo A.7 Ardışık kesikli reaktörde 2.seri 3. yarı kararlı halde parametrelerin gün içinde değişimi	123
Tablo A.8 Ardışık kesikli reaktörde 2.seri 4. yarı kararlı halde parametrelerin gün içinde değişimi	124
Tablo A.9 Ardışık kesikli reaktörde 2.seri 5. yarı kararlı halde parametrelerin gün içinde değişimi	124

Tablo A.10 Ham sızıntı suyuna ait çözünmüş inert KOİ analiz sonuçları	124
Tablo A.11 Anaerobik arıtma sonrası sızıntı suyuna ait çözünmüş inert KOİ analiz sonuçları	125
Tablo A.12 Ham sızıntı suyuna ait S_{S0} deneyi OTH ve süzölmüş KOİ değeri	125
Tablo A.13 Anaerobik arıtma sonrası sızıntı suyuna ait S_{S0} deneyi OTH ve süzölmüş KOİ değeri	126



ŞEKİL LİSTESİ

	<u>Sayfa No</u>
Şekil 2.1 Depo alanı yaşı ve sızıntı suyu karakterizasyonu arasındaki ilişki (a) BOİ, (b) KOİ, (c) TOK (d) Alkalinite (Chian ve DeWalle, 1976)	6
Şekil 2.2 Depo alanı yaşıyla KOİ/TOK, BOİ/KOİ, VFA/TOK ve Uçucu Katı Madde/Sabit Katı Madde oranlarındaki değişimler (Chian ve DeWalle, 1976-1977a)	8
Şekil 2.3 Depo alanındaki sızıntı suyunda $SO_4^{=}$, Cl^- , ORP ve pH da zamanla meydana gelen değişiklikler (Chian ve DeWalle, 1976-1977a)	10
Şekil 2.4 Çeşitli pH ve sıcaklıklarda iyonlaşmamış NH_3 %'si (USEPA, 1976)	16
Şekil 2.5 Değişik NH_4^+ -N konsantrasyonlarının metan bakterilerine etkisi (Speece ve Parkin, 1983)	17
Şekil 2.6 Ardışık kesikli reaktörün tam bir döngü süresince şematik gösterimi (Ketchum, 1997)	40
Şekil 2.7 Doldurma fazında başlangıç besi maddesi konsantrasyonu artışının ve aç kalma süresinin çamur çökeltme özelliğine (SVI olarak ifade edilen çamur hacim indeksi) etkisi (Chiesa, 1982; Wilderer ve Schröder, 1986)	41
Şekil 2.8 Karıştırmalı doldurma süresince reaktör koşullarının şematik gösterimi (Ketchum, 1997)	42
Şekil 3.1 İki kademeli hidroliz modelinin şematik gösterimi	50
Şekil 4.1 Ardışık kesikli reaktörde uygulanan işletme süreleri	64
Şekil 5.1 Sızıntı suyunun anaerobik ön arıtılmasında elde edilen KOİ giderim verimleri	72
Şekil 5.2 Sızıntı suyunun anaerobik arıtımında hidrolik bekletme süresinin arıtma verimine etkisi	74
Şekil 5.3 Ardışık kesikli reaktörde 1. seride KOİ giderimi	76
Şekil 5.4 Ardışık kesikli reaktörde 1. seride NH_4^+ -N giderimi	76
Şekil 5.5 Ardışık kesikli reaktörde 2. seride NH_4^+ -N giderimi	79
Şekil 5.6 Ardışık kesikli reaktörde 2. seride çıkış NO_x -N konsantrasyonları ve ilave karbon kaynağı konsantrasyonu değişimi	81
Şekil 5.7 Ardışık kesikli reaktörde 2. seride KOİ giderimi	84
Şekil 5.8 Ardışık kesikli reaktörde 2. seride ilave karbon kaynağına bağlı olarak UAKM konsantrasyonunun değişimi	86
Şekil 5.9 Ardışık kesikli reaktörde 1. seride 1. Yarı kararlı halde bir döngüde parametrelerin değişimi	90
Şekil 5.10 Ardışık kesikli reaktörde 2. seride 1. Yarı kararlı halde bir döngüde parametrelerin değişimi	91

Şekil 5.11	Ardışık kesikli reaktörde 2.seride 2. yarı kararlı halde bir döngüde parametrelerin değişimi	91
Şekil 5.12	Ardışık kesikli reaktörde 2.seride 3. yarı kararlı halde bir döngüde parametrelerin değişimi	92
Şekil 5.13	Ardışık kesikli reaktörde 2.seride 4. yarı kararlı halde bir döngüde parametrelerin değişimi	92
Şekil 5.14	Ardışık kesikli reaktörde 2.seride 5. yarı kararlı halde bir döngüde parametrelerin değişimi	93
Şekil 5.15	Ham sızıntı suyuna ait çözünmüş inert KOİ	96
Şekil 5.16	Anaerobik arıtma çıkışı sızıntı suyuna ait çözünmüş inert KOİ	96
Şekil 5.17	Ham sızıntı suyuna ait S_{S0} belirleme grafiği	97
Şekil 5.18	Anaerobik arıtma sonrası sızıntı suyuna ait S_{S0} belirleme grafiği	99
Şekil 5.19	2. aşamada model ve işletme şartlarında elde edilen NH_4^+-N giderim profili	101
Şekil 5.20	3. aşamada model ve işletme şartlarında elde edilen NH_4^+-N giderim profili	102
Şekil 5.21	2. aşamada model ve işletme şartlarında elde edilen $NO_x^- -N$ giderim profili	104
Şekil 5.22	3. aşamada model ve işletme şartlarında elde edilen $NO_x^- -N$ giderim profili	105

SEMBOL LİSTESİ

b_A	: Ototrofik biyokütle için içsel solunum hızı [T^{-1}]
b_H	: Heterotrofik biyokütle için içsel solunum hızı [T^{-1}]
C_{II}	: Toplam inert KOİ konsantrasyonu [$M (KOİ)/ L^3$]
C_S	: Ayrışabilir KOİ konsantrasyonu [$M (KOİ)/ L^3$]
C_T	: Toplam KOİ konsantrasyonu [$M (KOİ)/ L^3$]
f_{ES}	: Endojen biyokütlenin inert çözünebilir ürünlere dönüşen fraksiyonu [$M (hücre KOİ)/ M(hücre KOİ)$]
f_{EX}	: Heterotrofik biyokütlenin inert fraksiyonu [$M (hücreKOİ)/ M(hücre KOİ)$]
f_I	: Giriş KOİ konsantrasyonunun toplam inert fraksiyonu [$M (KOİ)/ M(KOİ)$]
f_{SI}	: Giriş KOİ konsantrasyonunun çözünebilir inert fraksiyonu [$M (KOİ)/ M(KOİ)$]
f_{SS}	: Giriş KOİ konsantrasyonunun çözünebilir inert fraksiyonu [$M (KOİ)/ M(KOİ)$]
f_{XI}	: Giriş KOİ konsantrasyonunun partiküler inert fraksiyonu [$M (KOİ)/ M(KOİ)$]
f_{XS}	: Giriş KOİ konsantrasyonunun yavaş ayrışabilir fraksiyonu [$M (KOİ)/ M(KOİ)$]
i_{XB}	: Heterotrofik biyokütle içindeki amonyak oranı [$M (N)/ M(hücre KOİ)$]
i_{XE}	: İnert partiküler biyokütle içindeki amonyak oranı [$M (N)/ M(hücre KOİ)$]
k_h	: Maksimum spesifik hidroliz hızı [$M (KOİ)/ M(hücre KOİ-T)$]
k_{LA}	: Musluk suyunda standart koşullarda oksijen transfer hızı [$M (O_2)/L^3$]
k_1	: Maksimum çoğalma için denitrifikasyon hızı [$M NO_x^-N/ M T$]
k_2	: Hidroliz için denitrifikasyon hızı [$M NO_x^-N/ M T$]
K_X	: Yavaş ayrışabilir substrat için yarı doygunluk sabiti [$M (KOİ)/ M(hücre KOİ)$]
N_{DP}	: Birim artılan atıksu hacmi başına oluşan nitrat azotu miktarı [$M (N)/ L^3$]
N_{OX}	: Birim artılan atıksu hacmi başına oluşan nitrat miktarı [$M (N)/ L^3$]
N_X	: Birim artılan atıksu hacmi başına biyokütleyle alınan amonyak miktarı [$M (N)/ L^3$]
P_{XH}	: Heterotrofik fazla çamur miktarı [$M (hücre KOİ)/ L^3$]

P_{XP}	: İnert partiküler çamur miktarı $[M (KOİ)/ L^3]$
S_{HI}	: Hızlı hidrolize olan KOİ konsantrasyonu $[M (KOİ)/ L^3]$
S_I	: Çözünmüş inert KOİ konsantrasyonu $[M (KOİ)/ L^3]$
X_{II}	: Partiküler inert KOİ konsantrasyonu $[M (KOİ)/ L^3]$
S_{NH}	: Amonyak azotu konsantrasyonu $[M (N)/ L^3]$
S_{NO}	: Nitrat azotu konsantrasyonu $[M (N)/ L^3]$
S_P	: Çözünmüş inert ürün konsantrasyonu $[M (KOİ)/ L^3]$
S_T	: Toplam çözünmüş giriş KOİ konsantrasyonu $[M (KOİ)/ L^3]$
X_A	: Ototrofik biyokütle konsantrasyonu $[M (KOİ)/ L^3]$
X_P	: Partiküler inert ürün konsantrasyonu $[M (KOİ)/ L^3]$
X_S	: Yavaş hidrolize olan KOİ konsantrasyonu $[M (KOİ)/ L^3]$
X_H	: Heterotrofik biyokütle konsantrasyonu $[M (KOİ)/ L^3]$
X_T	: Toplam biyokütle konsantrasyonu $[M / L^3]$
Y_A	: Ototrofik dönüşüm oranı $[M (hücreKOİ)/ M(N)]$
Y_H	: Heterotrofik dönüşüm oranı $[M (hücreKOİ)/ M(KOİ)]$
α	: k_{LA} düzeltme faktörü
β	: Doygunluk konsantrasyonu düzeltme faktörü
μ_{Amax}	: Ototrof biyokütle için maksimum çoğalma hızı $[T^{-1}]$
μ_{Hmax}	: Heterotrof biyokütle için maksimum çoğalma hızı $[T^{-1}]$
η_G	: Anoksik heterotrofik çoğalma için düzeltme faktörü
η_H	: Anoksik hidroliz için düzeltme faktörü
θ_h	: Hidrolik bekletme süresi $[T]$
θ_x	: Çamur yaşı $[T]$
v_{NH4}	: Nitrifikasyon hızı $[M NH_4^+ -N/ M T]$

KATI ATIK SIZINTI SULARINDAN BİYOLOJİK AZOT GİDERİMİ

ÖZET

Katı atık depolama alanlarından kaynaklanan sızıntı suları sahip oldukları yüksek kirlilik içerikleri nedeniyle oldukça önemli çevre problemlerine yol açarlar. Sızıntı sularının depo alanından yeraltı suyuna ve çevresindeki yüzeysel sulara ulaşabilmesi bu kaynakların kirlenmesine ve sızıntı suyundan etkilenen bölgede toprak kirliliğine neden olur. Dolayısıyla katı atık depolama alanında oluşan sızıntı suyunun çevreye zarar vermeden uzaklaştırılması için gerekli önlemlerin alınması zorunludur.

Bu çalışmada, yüksek kirliliğe ve amonyak konsantrasyonuna sahip sızıntı sularından biyolojik azot gideriminin incelenmesi amaçlanmıştır. Bu amaçla, Kemerburgaz Katı Atık Depolama alanında oluşan sızıntı suyunun ardışık kesikli reaktörde arıtımı incelenmiştir. Çalışma sızıntı suyunun karakterizasyonu, anaerobik -aerobik arıtımı, ardışık kesikli reaktörün azot giderim modeline simulasyonu ve sızıntı suyunun biyolojik ayrışabilirliğinin incelenmesi konularını kapsamaktadır.

Sızıntı suyunun karakterizasyonu bir yıl içerisinde değişik mevsimlerde yapılmıştır. Çalışmada, depo alanının genç depo alanı özelliği gösterdiği ve sızıntı suyunun yüksek kirliliğe sahip bulunduğu gözlenmiş, atıksu karakterizasyonunun hidrolik faktörlerden oldukça fazla etkilendiği kanısına varılmıştır.

Sızıntı suyu yüksek miktarda organik madde içerdiğinden, atıksu biyolojik azot gideriminden önce anaerobik reaktörde ön arıtmaya verilmiştir. Sızıntı suyunun anaerobik ön arıtılması yukarı akışlı çamur yataklı reaktörde izlenmiştir. Anaerobik arıtma çıkışı ikinci kademe aerobik arıtma girişi olarak kullanılmıştır. Azot giderimi amacıyla ikinci kademe arıtmada Ardışık Kesikli Reaktör (AKR) kullanılmıştır. Ardışık kesikli reaktör 24 saat döngülü; besleme, nitrifikasyon-denitrifikasyon ve çökelme olaylarının aynı kaptaki meydana geldiği, 5 L hacimli bir reaktördür.

Sızıntı suyunun anaerobik arıtılmasında, asıl amacı aerobik azot giderimi öncesi ön arıtma olmasına rağmen, çalışma kapsamında hidrolik bekletme süresinin arıtma verimine etkisi, optimum bekletme süresinin belirlenmesi ve yüksek pH ve NH_3 konsantrasyonunun arıtma verimine etkisi incelenmiştir. Çalışmada optimum bekletme süresi 2.35 gün olarak belirlenmiş ve %90'ın üzerinde arıtma verimi elde edilmiştir. Çıkış pH'sı 8'in üzerinde serbest amonyak inhibisyonundan bahsetmek mümkündür. Ancak sistem çalışma süresince yüksek pH'ya alıştırmış ve arıtma veriminde çok fazla düşme olmadan yüksek pH'larda işletilebilmiştir.

Bu çalışmada, yüksek miktarda amonyak içeren sızıntı sularının arıtılmasında, arıtma verimi açısından ardışık kesikli reaktör teknolojisinin uygun bir teknoloji olduğu

görülmüştür. AKR'de anaerobik ön arıtma görmüş sızıntı suyundan amonyak tamamen giderilmiş, sistemin TN gideriminin %90'ın üzerinde olduğu hesaplanmıştır. Denitrifikasyon aşamasında karbon kaynağı olarak ham sızıntı suyunun kullanılabilirliğinin araştırıldığı çalışmada, ham sızıntı suyunun karbon kaynağı olarak kullanılabilmesinin, atıksuyun KOİ/TKN oranına bağlı olarak genç depo alanları için uygun olduğu kanısına varılmıştır. Ancak depo alanı yaşlandıkça ham sızıntı suyu yerine kuvvetli endüstriyel atıksuların kullanımının araştırılması önerilmiştir. Aerobik azot giderimi çalışmalarında çıkış KOİ değerleri deşarj limitlerinin üstünde kalmıştır. Bu durumun anaerobik ön arıtma görmüş atıksuyun çözünmüş inert KOİ oranının yüksek, kolay parçalanabilir KOİ oranının düşük olmasından kaynaklandığı biyolojik ayrışabilirlik çalışmaları ile ortaya konulmuştur. KOİ'nin deşarj limitlerine kadar giderilmesi için, atıksuyun ozonlama, UV veya bir oksidanla oksitlenerek biyolojik olarak kolay parçalanabilirliği artırıldıktan sonra AKR'ye verilmesi veya AKR çıkışının kimyasal oksidasyondan sonra aerobik ileri arıtmaya verilmesi alternatiflerinin incelenmesi uygun görülmüştür.

Ardışık kesikli reaktör azot giderimi modeline uygulanmış, nitrifikasyon ve denitrifikasyon proseslerini açıklayan yarı doygunluk sabitleri belirlenmiştir. Nitrifikasyon için yarı doygunluk sabiti, $K_{NH} = 6 \text{ mg NH}_4^+ \text{-N /L}$ ve denitrifikasyon için, $K_{NO} = 0.2 \text{ mg NO}_x^- \text{-N/L}$ bulunmuştur. Model ve işletme şartlarında elde edilen $\text{NH}_4^+ \text{-N}$ giderim profillerinden, aerobik periyod süresinin uzun olduğu ve bu sürenin zamanla kısaltılabileceği sonucuna varılmıştır.

BIOLOGICAL NITROGEN REMOVAL FROM LANDFILL LEACHATE

SUMMARY

The leachate produced sanitary landfill, can cause environmental hazards due to its very high concentration of contaminants. The production and migration of leachate from a landfill into groundwater and nearby surface waters causes the pollution of these sources and soil. For this reason, the treatment of landfill leachate is necessary prior to ultimate discharge.

The aim of this study was to investigate the removal of biological nitrogen from sanitary landfill leachate containing high concentrations of organic compounds and ammonia nitrogen. In this context, the treatment of leachate produced Kemerburgaz Sanitary Landfill of İstanbul, was investigated in sequencing batch reactor. The study contains the characterization, anaerobic- aerobic treatment and biodegradability studies of leachate, and the modelling of sequencing batch reactor.

The characterization of leachate was carried out in different seasons of a year. It was observed that the landfill was a young landfill and leachate had high concentrations of contaminants. The characterization of leachate was affected by various hydrological factors.

Since the leachate contained high concentrations of organic matter, it was initially treated in anaerobic reactor, and then the effluents from anaerobic reactor were fed to the aerobic reactor for biological nitrogen removal. The up-flow anaerobic sludge blanket reactor (UASBR) was used in the anaerobic treatability studies and the sequencing batch reactor (SBR) was tested for the biological nitrogen removal. The SBR was operated intermittently with a cycle time of 24 hours. The reactor was 5 L of liquid volume and the phenomena of feeding, nitrification- denitrification and settling occurred in the same vessel.

The anaerobic treatability studies of leachate contain the determination of optimum hydraulic residence time, the effect of hydraulic residence time, high pH and NH_3 levels on the nutrient removal efficiency. The optimum hydraulic residence time was determined as 2.35 days and the COD removal efficiency of the UASBR was achieved as more than 90%. In the anaerobic treatment, the inhibition of free ammonia may occur when pH is greater than 8. In this study, anaerobic reactor was operated at high pH level without decreasing in removal efficiency and it was acclimated to elevated pH levels.

In this study, it was observed that the sequencing batch reactor technology was an appropriate technology for the treatment of leachate with high concentrations of

ammonia nitrogen. The ammonia nitrogen from anaerobically pre-treated leachate was completely removed and the total nitrogen removal in SBR was higher than 90%. In this study, the use of raw leachate as external carbon source in denitrification phase was also studied. Using raw leachate as external carbon source in the denitrification phase was appropriate for young landfills depending on COD/TKN ratios of the leachate. Discharge limits for the COD were not satisfied in the SBR treatment of the leachate. This was mainly due to the high soluble inert COD fraction of anaerobically pre-treated leachate. For this reason, additional post-treatment technologies including reverse osmosis or ozone oxidation are required to meet discharge limits to surface waters.

The Sequencing Batch Reactor was simulated the model of nitrogen removal and the half saturation constants for nitrification and denitrification processes were determined. The half saturation constant for nitrification, K_{NH} was 6 mg NH_4^+ -N/L and for denitrification, K_{NO} 0.2 mg NO_x^- -N /L. The results from NH_4^+ -N removal graph showed that the duration of the aerobic period was long and it may be decreased.



1. GİRİŞ

1.1 Çalışmanın Anlam ve Önemi

Düzenli depolama dünyada katı atıkların bertaraf edilmesinde en geniş ölçüde kullanılan metottur. Bu bertaraf metodunun kullanımının yaygınlaşmasıyla, düzenli depolama sızıntı suyunun kirlilik potansiyelinin farkına varılmıştır. Çöpün kompozisyonu, bozunması ve hidrolik faktörlere bağlı olarak, sızıntı suları oldukça yüksek kirliliğe sahiptir. Depo alanından sızan sular yeraltı ve yüzeysel suların kirlenmesine neden olabilmektedir. Yeraltı ve yüzeysel suların sızıntı suları ile kirlenmesine olan ilgi gün geçtikçe artmaktadır. Sızıntı suyunun oluşumu, kontrolü ve arıtılmasına ilişkin daha fazla bilgi birikimine ihtiyaç duyulmaktadır.

Sızıntı suları, düşük pH, yüksek biyolojik oksijen ihtiyacı (BOİ), kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ) ve toksik kimyasal maddelerin bulunması ile karakterize edilen yüksek kirliliğe sahip atıksulardır. Buna ilave olarak, sızıntı suyu kalitesi depo alanından depo alanına ve özellikle zaman içinde depo alanının yaşıyla değişkendir. Sonuç olarak, ne klasik biyolojik atıksu arıtma ne de kimyasal arıtma prosesleri, depo alanının ömrü boyunca tek başına yüksek arıtma verimi sağlayamaz.

Atığın kuvvetli bir atık olması ve kirlilik potansiyelinin büyüklüğü, güvenilir arıtma proseslerinin seçimini ve kullanımını zorunlu hale getirir. Sızıntı suyu arıtma prosesinin seçimi ve tasarımı basit değildir. Arıtma uygulamalarının seçim ve tasarımını etkileyen önemli faktörler, sızıntı suyu özellikleri, çıkış suyu deşarj standartları, teknolojik alternatifler ve maliyettir. Üstelik tesislerin çoğu depo alanının ömrü süresince (30 yıl veya daha fazla) hizmet edecek şekilde tasarlanırlar. Tahmin edilen bu süre boyunca, sızıntı suyu kalitesi değişir, teknoloji gelişebilir, yeni kanunlar yürürlüğe girebilir veya ekonomik faktörler değişebilir. Bu nedenle, bu olasılıklar düşünülmeli; teknoloji, düzenlemeler, sızıntı suyu özellikleri ve ekonomik

şartlar değişse bile yararlı kullanıma uygun arıtma prosesleri seçilebilmelidir. Kısa ve uzun vadede meydana gelen sızıntı suyu kalite ve miktarındaki dalgalanmalar arıtma tesisi tasarımında düşünölmelidir. Genç depo alanından gelen sızıntı suyunu arıtmak üzere tasarlanmış proses, gelecekte depo alanı yaşlandığında veya deşarj standartları değiştiğinde sızıntı suyunu yeteri kadar arıtacak şekilde modifiye edilebilmelidir. Depo alanının birinden diğerine gözlenen değişiklikler bir bölgede uygulanan arıtma tekniğini doğrudan diğer bir bölgeye transferini engelleyebilir. Bu nedenle, her bölgede uygun arıtma için mühendislik çalışmasını gerekli kılabilir.

Türkiye’de ve özellikle İstanbul gibi büyük şehirlerde depo alanı sızıntı sularının uzaklaştırılması ve bertarafı önemli bir çevre problemi olarak karşımıza çıkmaktadır. Ancak sızıntı sularının karakterizasyonu ve arıtımına yönelik araştırma ve bilgi birikimi dünyada ve Türkiye’de oldukça azdır. Bu nedenle, bu çalışmada İstanbul - Kemerburgaz Katı Atık depolama alanında oluşan sızıntı sularının karakterizasyonu ve biyolojik arıtılabilirliği incelenmiştir.

1.2 Çalışmanın Amaç ve Kapsamı

Bu çalışmanın amacı, İstanbul - Kemerburgaz Katı Atık depolama alanı sızıntı sularından biyolojik azot gideriminin incelenmesidir. Bu amaç doğrultusunda, çalışma aşağıda belirtilen araştırmaları kapsamaktadır:

- Sızıntı suyu karakterizasyonuna ve biyolojik anaerobik-aerobik arıtımına ilişkin yapılmış çalışmalar ortaya konulmuştur.
- Ardışık kesikli reaktör tanıtılmış ve sızıntı sularının bu reaktörlerde arıtılmasıyla ilgili literatür incelenmiştir. Ancak, ardışık kesikli reaktör teknolojisi yeni bir teknoloji olduğundan ve sızıntı suyu arıtımı yeni bir ilgi alanı oluşturduğundan bu konuda yapılmış çok fazla çalışmaya rastlanamamıştır. Bu alışma da bu veri eksikliğini doldurmayı amaçlamaktadır.
- Yapılan araştırmaların ışığında, 1.5 yıla yakın bir süre Kemerburgaz katı atık sızıntı sularının anaerobik aerobik arıtımı izlenmiştir. Çalışmada anaerobik yukarı akışlı çamur yataklı reaktörde organik madde giderimi ve anaerobik arıtma çıkışında ardışık kesikli reaktörde azot giderimi incelenmiştir.

- Sızıntı sularının kompleks bir yapıya sahip olması ve aerobik arıtmada KOİ gideriminde karşılaşılan güçlüklerden dolayı, atıksuyun biyolojik ayrışabilirliği de bu çalışma kapsamında incelenmiştir. Bu amaçla, anaerobik arıtma çıkışı ve ham sızıntı suyunda çözünmüş inert KOİ ve kolay ayrışabilir organik madde tayini yapılmıştır. Elde edilen sonuçlarla ardışık kesikli reaktörde meydana gelen arıtma verimleri arasında ilişki kurulmaya çalışılmıştır.
- Ardışık kesikli reaktörde elde edilen sonuçlarla içsel solunum modeli kullanılarak uygulanan azot giderimi modeli sonuçları karşılaştırılarak, nitrifikasyon ve denitrifikasyon proseslerini açıklayan yarı doygunluk sabitleri belirlenmiştir.
- Deney sonuçları bir bütün olarak değerlendirilmiş, sonuçlar literatür değerleriyle karşılaştırılmıştır. Sonuç olarak, sızıntı sularının biyolojik arıtmaya ve azot giderimine uygun bir atıksu olduğu ancak zaman içinde değişen koşullara göre araştırmanın devam ettirilmesi gerekliliğine işaret edilmiştir.



2. SIZINTI SULARININ KARAKTERİZASYONU VE BİYOLOJİK ARITILMASI

2.1 Sızıntı Sularının Karakterizasyonu ve Biyolojik Ayrışabilirliği

Sızıntı suyu karakterizasyonu üzerine yapılan ilk çalışmalar, sızıntı suyu bileşenlerinin tanımlanması amacına yöneliktir. Daha sonraki çalışmalar, sızıntı suyunun kompozisyonunu etkileyen faktörlerin belirlenmesi yönünde gelişmiştir. Günümüzde, sızıntı suyunun zararlı bileşenlerinin tanımlanması ve değerlendirilmesi üzerine çalışmalar yoğunluk kazanmıştır.

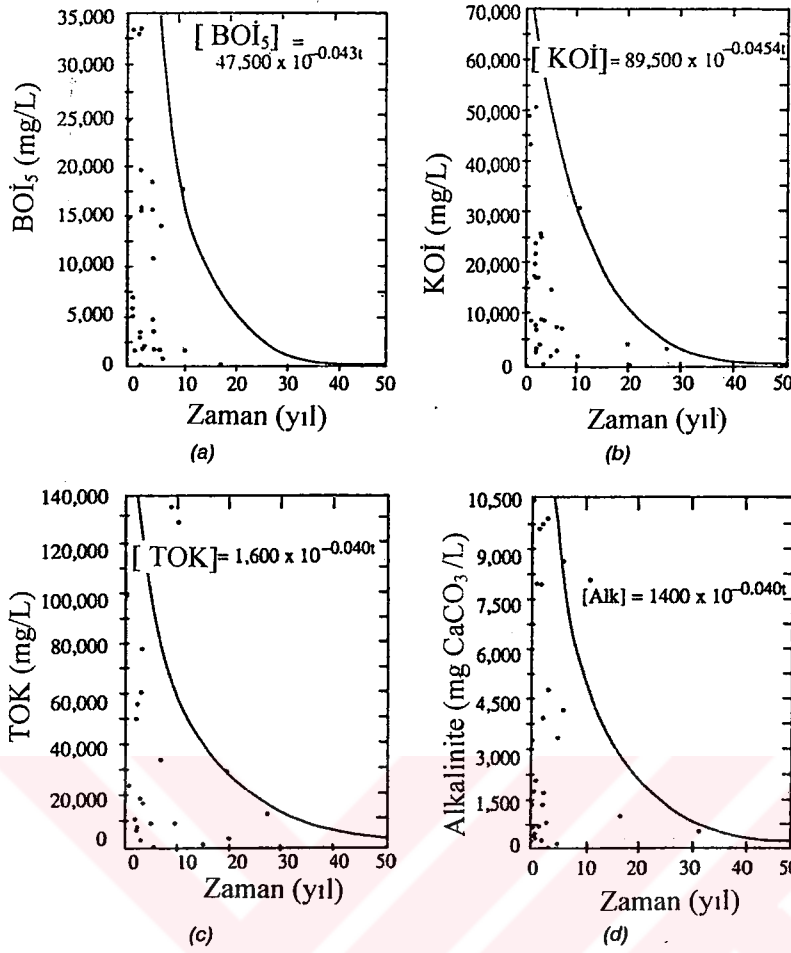
Sızıntı suyunun bileşimi, atığın yapısı, pH, redox potansiyeli ve depo alanının yaşı gibi çeşitli faktörlere bağlıdır. Atığın yapısı, depo alanında atığın bozunmasını ve dolayısıyla sızıntı suyunun kalitesini etkiler. Depo alanında toksik maddelerin bulunması, sızıntı suyu kompozisyonunu etkileyen biyolojik bozunma proseslerini yavaşlatabilir veya metallerin çözünürlüğünü etkiler. Atığın depolanmasından itibaren geçen zaman olarak tanımlanan depo alanı yaşı, sızıntı suyu karakterizasyonunun belirlenmesinde önemli etkiye sahiptir. Genç depo alanlarından gelen sızıntı suları, BOİ/KOİ oranı 0.7'ye varan yüksek oranda uçucu yağ asiti gibi biyolojik olarak kolay parçalanabilen organik maddeler içerir. Yaşlı depo alanlarında oluşan sızıntı suları, genellikle düşük BOİ/KOİ oranına sahiptir (≈ 0.1). Henry ve arkadaşları (1987), 1.5, 8 ve 18 yaşında olmak üzere üç ayrı depo alanından gelen sızıntı sularını analiz etmişlerdir. Analiz sonuçlarına göre, 18 yaşındaki depo alanında oluşan sızıntı suyunun BOİ/KOİ oranı 8 yaşındakinden daha büyük olduğu bulunmuştur. Bu da, stabilizasyonun her zaman kronolojik yaşla doğrudan bağlantılı olmadığını ortaya koymuştur. Sızıntı suyundaki kirlilik yükü (özellikle organik bileşikler, mikrobiyolojik kirlilik ve inorganik iyonlar), depolama işleminin ilk yıllarında (2-3 yıl) maksimum değerlerine ulaşır ve sonra kademeli olarak azalır. Çoğu depo alanında, daha yaşlı depo alanlarından gelen sızıntı suyu ile genç depo

alanlarından gelenler birleşerek, depo alanının gerçek yaşının belirlenmesini zorlaştırır (Robinson ve Maris, 1985).

Atık depolama alanından gelen sızıntı suyunun özelliği, atığın fermantasyon kademeleriyle alakalıdır. Harmsen (1983), iki temel tipte sızıntı suyunda çeşitli organik bileşikler analiz etmiştir. 1. tip sızıntı suyu asit oluşumu kademelerindeki depo alanından, 2. tip sızıntı suyu metan fermantasyonu kademesindeki depo alanından alınmıştır. 1. sızıntı suyu, büyük miktarda serbest uçucu yağ asitleri, aminler ve etanol içermekteydi. 2. tip sızıntı suyunda uçucu asitlere, aminlere ve etanole rastlanmamıştır. 1. tip sızıntı suyunda, TOK'nun %0.5'i yüksek molekül ağırlıklı bileşikler, %0.8'i molekül ağırlığı 1,000-50,000 arasındaki bileşiklerdi. TOK'nun geri kalanı, asidler ve aminler gibi düşük molekül ağırlıklı bileşiklerdi. 2. tipteki sızıntı suyunda, TOK'nun %12'si 50,000'nin üzerindeki yüksek molekül ağırlıklı bileşikler, %20'si 1,000-50,000 arasındaki molekül ağırlıklı bileşikler ve geri kalanı da düşük molekül ağırlıklı bileşiklerdir.

Lu ve diğ. (1984), gerçek depo alanlarında gerçekleştirdikleri analizlerle, depo yaşı ile sızıntı suyunun çeşitli bileşenleri arasında bir bağıntı geliştirmişlerdir. Elde edilen bulgularla çeşitli bileşenler için grafikler oluşturulmuştur. Şekil 2.1.'de BOI_5 , KOI , TOK ve toplam alkalinite için elde edilen grafikler verilmiştir. Aynı çalışmada birinci derece hız denklemi kullanılarak konsantrasyonun üst sınır koşulları da geliştirilmiştir. Bu denklemler 3 yıldan büyük 30 yıldan küçük yaştaki depo alanlarına uygulanmıştır. Nitrat, toplam fosfor, demir mangan, kurşun, çinko ve pH gibi parametreler için, yeterli verinin bulunmaması veya belirli bir eğilim olmamasından dolayı denklemler geliştirilememiştir.

Chian ve DeWalle (1976, 1977a, 1977b) ve Chian (1977) 30 düzenli depolama alanından gelen sızıntı sularının kimyasal özelliklerini incelemişlerdir. Birçok araştırmacı tarafından farklı derinlik, nem ve yaştaki depo alanları için araştırmalar sunulmuştur. Literatürde rapor edildiği gibi farklı alanlarda oluşan sızıntı sularının kompozisyonu büyük değişiklikler göstermektedir.



Şekil. 2.1 Depo alanı yaşı ve sızıntı suyu karakterizasyonu arasındaki ilişki (a) BOİ, (b) KOİ, (c) TOK, (d) Alkalinite (Chian ve DeWalle, 1976)

Depo alanının yaşı ve buna bağlı olarak katı atığın stabilizasyon derecesi sızıntı suyunun kompozisyonu üzerinde önemli etkiye sahiptir. Sızıntı suyunun kalitesini etkileyen diğer faktörler; katı atığın özelliği, atığın kompozisyonu, depo alanının büyüklüğü ve sıkışma derecesi, nem muhtevası ve yağmur suyu sızma kapasitesi, sıcaklık ile numune alma ve analiz metotlarıdır. Depo alanının geometrisi ve sızıntı suyunun çevresiyle etkileşimi gibi faktörler de verilerin dağılımını destekler (DeWalle ve Chian 1974, Chian ve DeWalle 1977a). 1, 5 ve 16 yaşlarında 3 farklı sızıntı suyunun tipik kompozisyonu Tablo 2.1'de verilmektedir.

Chian ve DeWalle (1976, 1977a) ve Chian (1977), sızıntı suyunda KOİ, TOK ve BOİ olarak ölçülen organik madde konsantrasyonunda zamanla büyük bir azalmanın olduğunu rapor etmişlerdir. Tahıl öğütme atığı içeren üstü örtülmemiş 8 aylık bir depo alanından gelen sızıntı suyunun KOİ'si 71,670 mg/L ölçülmüştür. Aynı depo

alanında 17 yıl sonra sızıntı suyunun KOİ'si 81 mg/L ölçülmüştür. Sabit katı madde olarak ölçülen inorganiklerin konsantrasyonu 28,895 mg/L'den 812 mg/L gibi düşük bir değere düşmüştür. Ayrıca diğer organik ve inorganik kirleticiler için de depo alanının yaşının artmasıyla kirlilik kuvvetinin aynı şekilde azaldığı gözlenmiştir.

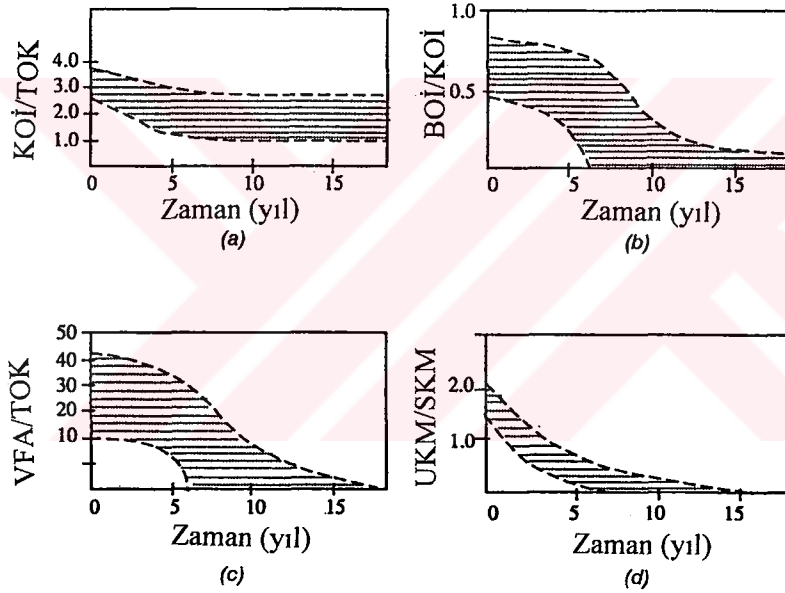
Tablo 2.1 Depo alanının yaşıyla sızıntı suyu karakterizasyonunun değişimi (Chian ve DeWalle, 1976-1977a)

Parametre*	1 yaş	5 yaş	16 yaş
BOİ	7,500-28,000	4,000	80
KOİ	10,000-40,000	8,000	400
pH	5.2-6.4	6.3	
TÇKM	10,000-14,000	6,794	1,200
TAKM	100-700	-	-
Spesifik iletkenlik	600-9,000	-	-
Alkalinite (CaCO ₃)	800-4,000	5,810	2,250
Sertlik (CaCO ₃)	3,500-5,000	2,200	540
Toplam P	25-35	12	8
Orto P	23-33	-	-
NH ₄ -N	56-468	-	-
Nitrat	0.2-0.8	0.5	1.6
Kalsiyum	900-1,700	308	109
Klorür	600-800	1,330	70
Sodyum	450-500	810	34
Potasyum	295-310	610	39
Sülfat	400-650	2	2
Mangan	75-125	0.06	0.06
Magnezyum	160-250	450	90
Demir	210-325	6.3	0.6
Çinko	10-30	0.4	0.1
Bakır	-	<0.5	<0.5
Kadmiyum	-	<0.05	<0.05
Kurşun	-	0.5	1.0

*Bütün birimler pH ve spesifik iletkenlik (mikroohm/cm) hariç mg/L'dir.

Bu araştırmacılar, KOİ/TOK, BOİ/TOK, Serbest uçucu yağ asitleri/TOK ve Uçucu Katı Madde/Sabit Katı Madde gibi birçok kimyasal bileşenlerin oranlarının depo alanının yaşıyla azaldığına dikkati çekmektedir. Bu oranlar Şekil 2.2'de gösterilmektedir (Chian ve DeWale 1976, 1977a). Şekil 2.2 (a)'da görüldüğü gibi, KOİ/TOK oranı depo alanı yaşıyla azalma eğilimindedir. Bu oran genç depo alanları için 3.3'den yaşlı depo alanları için 1.2'ye kadar değişmektedir. Çeşitli organik bileşikler için mümkün olan en yüksek KOİ/TOK oranı 4'dür ve karboksil grupları içeren organik maddeler için 1.3'e kadar düşebilir. Sızıntı suyu numunelerinde bu orandaki bir azalış mikrobiyal çoğalma için enerji kaynağı olarak kullanılan mevcut

organik karbonun daha yüksek oksitlenme kademesinde olduğunu gösterir. Bu organik maddeler mikrobiyal aktivite için ayrışma ürünleridir ve depo alanının yaşıyla artar. Böylece sızıntı suyu biyolojik arıtma için daha az uygun hale gelir (DeWalle ve Chian 1974). BOİ testi sızıntı suyundaki mevcut toplam organik maddelerin biyolojik olarak parçalanabilir kısmını göstermektedir. KOİ/TOK oranına benzer olarak, BOİ/KOİ oranı da depo alanının yaşının artmasıyla azalış gösterir. Benzer sonuçlar Miller ve arkadaşları (1974) tarafından yürütülen bir çalışmada da elde edilmiştir. Miller'in sonuçlarına göre BOİ/KOİ oranı 23 yıllık periyod içinde 0.47'den 0.07'ye düşmüştür. Chian ve DeWalle (1976, 1977a) sonuçlarıyla karşılaştırıldığında (Şekil 2.2 (b)), bu oran 17 yıllık zaman aralığında 0.8'den 0.05'e düşmüştür.



Şekil 2.2 Depo alanı yaşıyla KOİ/TOK, BOİ/KOİ, VFA/TOK ve Uçucu Katı Madde/Sabit Katı Madde oranlarındaki değişimler (Chian ve DeWalle, 1976-1977a).

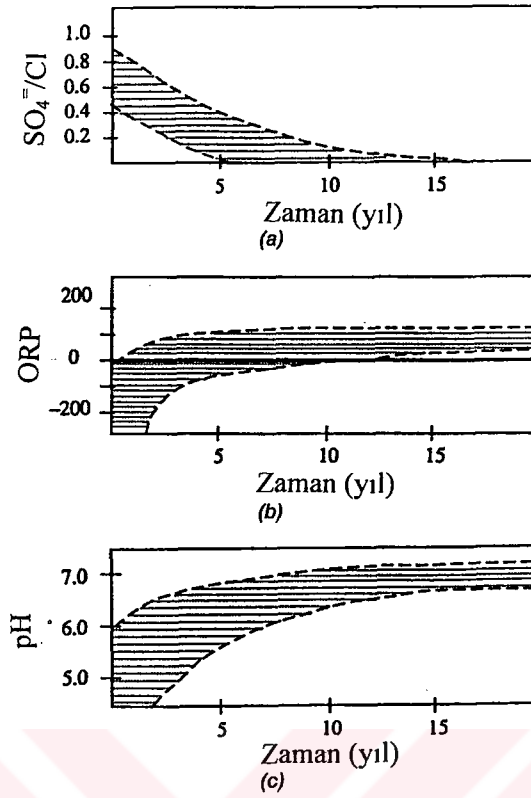
Serbest uçucu yağ asitlerinin TOK'un yüzdesine oranı da depo alanının yaşıyla bir azalış göstermektedir (Şekil 2.2 (c)). Serbest uçucu yağ asitleri biyolojik olarak kolay parçalanabilir olduğundan, BOİ/KOİ oranındaki azalışla TOK'daki serbest yağ asitlerinde de benzer bir azalış gözlenir. (Şekil 2.2 (c)) depo alanının yaşının artmasıyla serbest yağ asitlerinin oranında 0.49'dan 0.05'e azalış olduğunu göstermektedir.

Depo alanının yaşının artmasıyla sızıntı suyundaki organik bileşikler inorganiklerden daha hızlı bir şekilde azalır. Organik bileşiklerdeki azalma, ayrışma ve yıkanma nedeniyle oluşur. İnorganikler ise, sadece yağmur suyunun sızması sonucu yıkanma dolayısıyla azalır. Toplam uçucu katı maddelerin toplam sabit katı maddelere oranı (UKM/SKM)'da depo yaşıyla azalır. Bu sonuçlar Şekil 2.2 (d)'de gösterilmiştir. Genç depo alanları için 2'den yaşlı depo alanları için 0.2'ye yavaş bir azalış vardır. Diğer araştırmacılar kısa bir süre içinde 2.1'den 1.9'a azalış bulmuşlardır (Qasım, 1965).

Chian ve DeWalle (1976, 1977a), benzer grafikleri SO_4^{2-}/Cl^- oranı, oksidasyon redüksiyon potansiyeli ve pH için de elde etmişlerdir. Bu sonuçlar Şekil 2.3'de görülmektedir. Bu grafikler, ilgili parametrelerin depo alanının stabilizasyonu ile değişimini de yansıtmaktadır. SO_4^{2-}/Cl^- oranının zamanla hızlı bir şekilde azalışı (Şekil 2.3 (a)), depo alanında anaerobik koşullarda sülfatın sülfide indirgenmesi sonucu sülfat konsantrasyonundaki azalışa bağlanmaktadır. Sülfür daha sonra demir ve diğer ağır metallerle çökelir. SO_4^{2-}/Cl^- oranındaki eğilim ORP parametresiyle ters ilişkilidir. SO_4^{2-}/Cl^- oranındaki en büyük azalış, depo alanındaki hızlı anaerobik faaliyetleri destekleyen en düşük ORP değerlerine karşılık gelir. Şekil 2.3 (b)'de görüldüğü gibi, zamanla ORP'de gözlenen azalış sızıntı suyunun stabilizasyon derecesini yansıtır. Şekil 2.3 (c) zamanla sızıntı suyunun pH'sındaki artışı göstermektedir. pH'daki artış, kısmi olarak serbest uçucu yağ asitlerinin konsantrasyonundaki azalışı yansıtmaktadır.

Bütün bu çalışmalar açıkça göstermektedir ki,

1. Sızıntı suyu kalitesi hayli değişkendir;
2. Sızıntı suyu kalitesi depo yaşıyla değişir ve bu nedenle arıtma uygulamaları esnek olmalıdır veya sızıntı suyu kalitesi değiştikçe arıtma kalitesi artırılabilir.
3. Sızıntı suyunun kimyasal kalitesinin güvenilir bir tahmini daha önceden verilen bağlantılar kullanılarak yapılabilir ve
4. Özel durumlar için analitik veriler geliştirilebilir.



Şekil 2.3 Depo alanındaki sızıntı suyunda SO_4^{2-} , Cl^- , ORP ve pH'daki zamanla meydana gelen değişiklikler (Chian ve DeWalle ,1976-1977a)

2.2 Sızıntı Sularının Arıtılması

Sızıntı suları, düşük pH, yüksek biyolojik oksijen ihtiyacı (BOİ), kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ) ve toksik kimyasal maddelerin bulunması ile karakterize edilen yüksek kirliliğe sahip atıksulardır. Buna ilave olarak, sızıntı suyu kalitesi depo alanından depo alanına ve özellikle zaman içinde depo alanının yaşıyla değişkendir. Sonuç olarak, ne klasik biyolojik atıksu arıtma ne de kimyasal arıtma prosesleri, depo alanının ömrü boyunca tek başına yüksek arıtma verimi sağlayamaz.

Arıtma uygulamalarının seçim ve tasarımını etkileyen önemli faktörler, sızıntı suyu özellikleri, çıkış suyu deşarj standartları, teknolojik alternatifler ve maliyettir.

2.2.1 Sızıntı Suyu Arıtımında Karşılaşılan Problemler

Sızıntı sularının arıtımında planlama ve tasarım, depo alanının tasarımı, sızıntı suyu miktar ve kalitesi, ihtiyaç duyulan arıtma derecesi, arıtma çıkış suyunun ve atıklarının nihai depolama metodları gibi bilgilere ihtiyaç vardır. Yasal sorunlar, düzenleyici zorlamalar gibi bir çok teknik olmayan faktörler de planlama ve tasarımı etkileyebilir. Üstelik tesislerin çoğu depo alanının ömrü süresince (30 yıl veya daha fazla) hizmet edecek şekilde tasarlanırlar. Tahmin edilen bu süre boyunca, sızıntı suyu kalitesi değişir, teknoloji gelişebilir, yeni kanunlar yürürlüğe girebilir veya ekonomik faktörler değişebilir. Bu yüzden, mühendis bu olasılıkları düşünmeli ve teknoloji, standartlar, sızıntı suyu özellikleri ve ekonomik şartlar değişse bile yararlı kullanıma uygun arıtma prosesleri seçebilmelidir.

Sızıntı suyunun arıtılmasıyla ilgili bazı özel problemler vardır:

- Atığın kuvvetli bir atık olması ve kirlilik potansiyelinin büyüklüğü, güvenilir arıtma proseslerinin seçimini ve kullanımını zorunlu hale getirir.
- Depo alanının birinden diğerine gözlenen değişiklikler bir bölgede uygulanan arıtma tekniğini doğrudan diğer bir bölgeye transferini engelleyebilir. Her bölgede uygun arıtma için mühendislik çalışmasını gerekli kılabilir.
- Sızıntı suyunun kaynağı hidrolik ve iklimsel faktörlere bağlı olarak mevsimlere göre değişir.
- Depo alanına bırakılan katı atığın kimyasal yapısı, sızıntı suyunun kompozisyonu üzerinde önemli bir etkiye sahiptir.
- Kısa ve uzun vadede meydana gelen sızıntı suyu kalite ve miktarındaki dalgalanmalar arıtma tesisi tasarımında düşünülmelidir. Genç depo alanından gelen sızıntı suyunu arıtmak üzere tasarlanmış proses, gelecekte depo alanı yaşlandığında veya deşarj standartları değiştiğinde sızıntı suyunu yeteri kadar arıtacak şekilde tadil edilebilmelidir (Qasim ve Chiang, 1994).

2.3 Sızıntı Suyunun Biyolojik Arıtılması

2.3.1 Sızıntı Suyunun Anaerobik Arıtılması Üzerine Yapılan Çalışmalar

Genç depo alanlarından gelen sızıntı suları genellikle önemli miktarda uçucu yağ asidi içerir. Genç depo alanlarında oluşan sızıntı suyunun BOİ/KOİ oranı oldukça yüksektir. Bu özellikler sızıntı suyunun yüksek hızlı anaerobik sistemlerde arıtılmasına olanak sağlar.

Birçok araştırmacı, sızıntı suyunun anaerobik arıtımında %90-99 BOİ₅ giderimi elde etmişlerdir (Boyle ve Ham,1974; Pohland, 1975; Chain ve DeWalle, 1977). Bu çalışmalarda ortalama BOİ/KOİ ve TOD/TOK sırasıyla 0.68 ve 2.86 idi.

Foree ve Reid (1973), sızıntı sularının anaerobik arıtma çıkışında KOİ/TOK ve BOİ/KOİ oranlarını belirleyerek, bunları farklı yaşlara sahip depo alanlarından gelen sızıntı sularının oranları ile karşılaştırmışlardır. Sonuçlar, anaerobik arıtma çıkışı sızıntı sularının orta yaşlı depo alanlarından gelen sızıntı suları ile benzer olduğunu göstermiştir. Bu da, biyolojik olarak ayrışabilir organik maddenin önemli bir kısmının depo alanında giderildiğini açıkça göstermiştir. Bu nedenle, biyolojik arıtma metodları özellikle anaerobik arıtma, sızıntı suyunda kalan organik maddenin gideriminde orta decede etkilidir.

Boyle ve Ham (1974), sızıntı suyunun anaerobik arıtımında sıcaklığın etkisini incelemişlerdir. Ham sızıntı suyunun anaerobik arıtımında, 1.07-2.16 kgKOİ/m³ gün yükleme hızlarında %90'ın üzerinde KOİ giderimi sağlanmıştır. Hidrolik bekletme süreleri 5-20 gün ve sıcaklık 23-30°C aralığında, biogaz üretim hızı 0.27-0.31 m³CH₄/kgKOİ_{giderilen} elde edilmiştir. 11°C'de KOİ giderimi %22'ye, biogaz üretim hızı ise 0.16 m³CH₄/kgKOİ_{giderilen}'e düşmüştür.

Schafer ve diğ. 1986), yukarı akışlı sabit biofilm reaktör kullanarak 38,500mg/L BOİ₅ ve 60,000 mg/L KOİ içeren sızıntı suyundan 1.07kgKOİ/m³ gün organik yükleme hızında, %95 BOİ ve TAKM giderimi elde etmişlerdir. Aynı çalışmada bakır, kurşun ve çinko giderimi sırasıyla %88. 84 ve 83 olarak bulunmuştur.

Bazı araştırmacılar sızıntı suyunun anaerobik arıtılmasında azotlu organik bileşiklerin bozunmasıyla amonyak konsantrasyonunda artış meydana geldiğini rapor etmektedirler (Bull ve diğ., 1983; Wu ve diğ., 1988).

Wu ve diğ. (1988), ham sızıntı suyunu 37°C de iki kademeli yukarı akışlı anaerobik filtre prosesinde arıtmışlardır. BOİ/KOİ oranı 0.7 ve giriş KOİ konsantrasyonu 9,000-10,000mg/L olan sızıntı suyunda, 40-20 gün bekletme süresinde ve 2-3.8 kgKOİ/m²gün organik yükleme hızında %91-83 KOİ giderim verimi elde edilmiştir. Bu çalışmada inorganik çökeleklerden meydana gelen tıkanma probleminden bahsedilmemektedir.

Kennedy ve diğ. (1988), kireçle ön arıtma görmüş sızıntı suyunu yukarı akışlı anaerobik çamur yataklı reaktör ve aşağı akışlı biofilm reaktörde arıtmışlardır. Aşağı akışlı biofilm reaktörde 1.5 gün hidrolik bekletme süresi ve 14.7 kgKOİ/m³ gün yükleme hızında %94 KOİ giderim verimi elde edilmiştir. Benzer şekilde işletilen yukarı akışlı anaerobik çamur yataklı reaktörde %97 KOİ giderim verimi sağlanmıştır. Her iki reaktörde de inorganik ağır metal çökelekleri oluşmuştur. Çökelekler aşağı akışlı biofilm reaktörde biofilm yapısını örterken, yukarı akışlı çamur yataklı reaktörde çökelekler çamur yatağı içinde konsantre hale gelmiştir. Her iki reaktörde de, biofilm ve çamur granüllerinin yaklaşık %80 oranında sabit katı madde içerdiği belirtilmiştir. Arıtılmamış ham sızıntı suyu, hidrolik bekletme süresi 10 saat ve 42 kgKOİ/m³ gün yükleme hızlarında yukarı akışlı anaerobik çamur yataklı reaktörde %88'in üzerinde KOİ giderim verimlerinde işletilmiştir. Mikroorganizmanın maksimum özgül giderme hızı 1.2 kgKOİ/kgUAKM gün olarak rapor edilmiştir.

Chang (1989), laboratuvar ölçekli anaerobik hibrid bioreaktör kullanarak, 13 kgKOİ/m³ gün yükleme hızında %92'inin üzerinde KOİ giderim verimi elde etmiştir. Organik yükleme hızı 21.79 kgKOİ/m³ gün'e çıkarıldığında, KOİ giderim verimi %70'e düşmüştür. KOİ giderimi yanında, sülfat ve çözünmüş demir konsantrasyonları girişte sırasıyla 300-600 mg/L ve 106-485 mg/L iken %92 ve %95 giderme verimleri elde edilmiştir. Giderilen demirin çamurda biriktiği rapor edilmiştir.

Keenan ve diğ. (1992), yukarı akışlı anaerobik hibrid çamur yataklı filtre reaktörde, çeşitli hidrolik bekletme sürelerinde sızıntı suyunun arıtımını incelemişlerdir. Aynı zamanda reaktörde demir, kalsiyum, mangan ve magnezyumun çamurda birikim yaptığı; demir ve kalsiyum karbonatın reaktör inorganik katı maddesinin %75'ini içerdiği belirtilmektedir.

İza ve diğ. (1992), 30 litrelik pilot ölçekli hibrid reaktörde genç depo alanı sızıntı suyunun arıtılabilirliğini incelemişlerdir. 1.5-2 günlük hidrolik bekletme sürelerinde %90 KOİ giderim verimi elde edilmiştir. Çalışmada uzun işletme sürelerinde çamurda ağır metal birikimi gözlenmiştir. Bu birikimin özgül metajonik aktiviteyi etkilememesine rağmen, çamurun etkin yoğunluğunu artırıp yatağın sıkışmasına ve kanallanmaya sebep olarak arıtma verimini azalttığı açıklanmıştır.

İnorganik çökeleklerin birikmesinden dolayı, bazı araştırmacılar anaerobik filtrelerde ve yukarı akışlı reaktörlerin giriş yapılarında tıkanmaların meydana geldiğini belirtmektedirler (Mennerich ve Albert,1986). Bazı araştırmacılar tıkanmadan dolayı işletme problemleri ile karşılaştıklarını ifade etmektedirler (Keenan ve diğ.,1993). Bu yüzden, uzun süreli işletmelerde anaerobik arıtma öncesi ağır metal giderimi gerekmektedir.

Yang ve diğ. (1993), BOİ₅/KOİ oranı 0.15 ve NH₃-N konsantrasyonu 2,000mg/L olan 5 yaşındaki bir depo alanında oluşan sızıntı suyunda laboratuvar ölçekli anaerobik filtre-aktif çamur ve anaerobik filtre-döner biyolojik diskden oluşan arıtma sistemlerinde azot giderimini incelemişlerdir. Anaerobik aktif çamur ve anaerobik biodiskte değişik işletme koşullarında sırasıyla %32-44 ve %50-80 toplam azot giderimi elde etmişlerdir.

Imai ve diğ. (1993), yaşlı depo alanlarından gelen sızıntı sularından dirençli organik madde ve azot giderimi üzerine çalışmışlardır. Reaktör olarak aktif karbon dolgulu akışkan yataklı reaktör kullanmışlardır. İki kademeli reaktör (anaerobik+aerobik) 700 günlük işletme süresince dirençli organik maddenin %60'ını, azotun da %70'ini gidermiştir.

Nedwell ve Reynolds (1996), hem metanojenik hem de sülfat indirgeme mekanizmalarının bulunduğu 22 litrelik yukarı akışlı hibrid anaerobik reaktörlerde sızıntı suyunun arıtılabilirliğini incelemişlerdir. Metanojenik koşullarda KOİ giderim verimi, 3.75 kg KOİ /m³ gün organik yükleme hızında, %81-97 elde edilmiştir. Düşük yükleme hızında (<1 kg KOİ / m³ gün) sülfat indirgeyen reaktörde, metanojenik reaktördekiyle karıştırılabilecek ölçüde KOİ giderim verimleri elde edilmiştir. Her iki reaktör de sızıntı suyuna ilave edilen 100 mg/L Cu, Mn, Ni ve Zn'yi tamamen arıtmıştır.

Borzacconi ve diğ. (1997), 18,500mg/L KOİ, 10,500mg/L BOİ₅ ve 1,500mg/L NH₄-N'a sahip sızıntı suyunu yukarı akışlı anaerobik çamur yataklı reaktörde arıtmışlardır. Hidrolik bekletme süresi 2 gün ve 20 kgKOİ/m³ gün max. organik yükleme hızında %80 KOİ giderim verimi elde edilmiştir. Depo alanındaki değişkenlikten dolayı, giriş pH'sındaki artış, serbest amonyak konsantrasyonunu artırarak inhibisyon seviyesine ulaşmıştır. Giriş pH'sının ayarlanmasıyla inhibisyon engellenmiştir. Bu çalışmada metal birikiminden dolayı bir problem yaşanmadığı; fosfor ilavesinin sabit katı madde birikimini engellediği rapor edilmiştir.

Öztürk ve diğ. (1999), laboratuvar ölçekli yukarı akışlı anaerobik çamur yataklı reaktör kullanarak genç depo alanından gelen sızıntı sularının arıtılabilirliğini incelemişlerdir. Hidrolik bekletme süresi 2.84 gün, KOİ konsantrasyonu 10,250mg/L ve 3.7 kgKOİ/m³ gün organik yükleme hızında, %94 KOİ giderim verimi elde edilmiştir. Çalışmanın ikinci aşamasında, KOİ 9,000-25,000mg/L, bekletme süresi 1.7-2.35 gün aralığında KOİ giderim verimi %92- 94 arasında değişmiştir. Metana dönüşme hızı 0.39 m³CH₄/kgKOİ_{giderilen} olarak hesaplanmıştır. Yüksek pH ve amonyaktan dolayı çalışmanın çeşitli dönemlerinde amonyak inhibisyonuna rastlanmıştır.

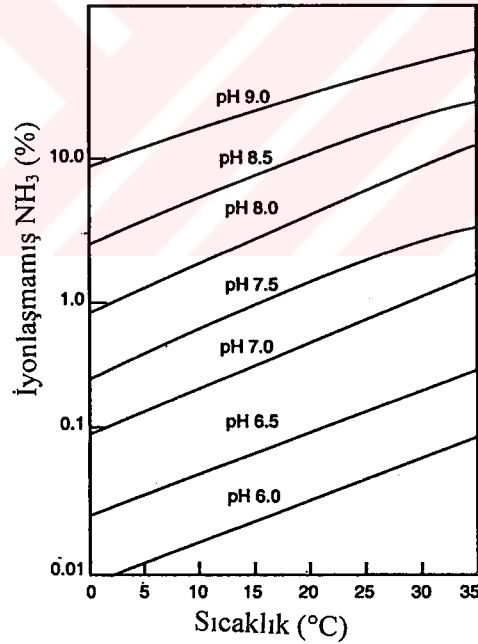
Kettunen ve Rintala (1998), KOİ'si 1,500-3,200mg/L olan sızıntı suyunun pilot ölçekli yukarı akışlı anaerobik çamur yataklı reaktörde düşük sıcaklıklarda (13-23°C) arıtılabilirliğini incelemişlerdir. Organik yükleme hızı 2-4 kgKOİ/m³gün ve 18-23°C de, sızıntı suyunun konsantrasyonundaki değişikliklere bağlı olarak, %65-75 KOİ ve %95'in üzerinde BOİ₇ giderimi elde edilmiştir. 13-14°C sıcaklık ve 1.4-2

kgKOİ/m³gün organik yüklemde, %50-55 KOİ, %72 BOİ₇ giderimi sağlanmıştır. Metan giderimi ortalama 320 mLCH₄/gKOİ_{giderilen} olarak bulunmuştur. Reaktörde inorganik madde birikimi gözlenmiştir. Oluşan çökelekler, çamurdaki toplam katı maddenin %24 ve %7'si olmak üzere sırasıyla kalsiyum ve demir olarak saptanmıştır.

NH₃ Toksisitesi : NH₃ toksisitesi, yüksek amonyum konsantrasyonlu veya protein gibi amonyumlu bileşikler içeren atıksularda problem oluşturabilir. NH₃'ün iyonizasyonu pH ve sıcaklıkla kontrol edilebilir (Şekil 2.4). Aşağıdaki iyonizasyon denkleminde, iyonlaşmamış NH₃, NH₄⁺'dan daha toksiktir :



$$\text{NH}_3 = \frac{N_{\text{TOPLAM}}}{[1 + H^+ / K]} \quad \text{pK} = 9.3 \quad T=35^\circ\text{C} \quad (2.2)$$

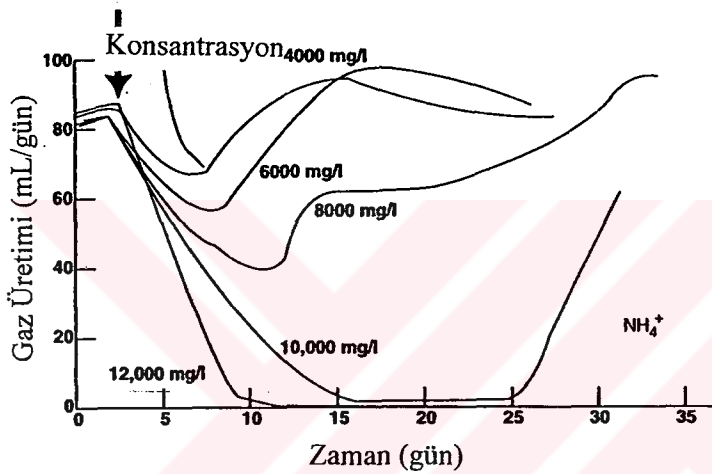


Şekil 2.4 Çeşitli pH ve sıcaklıklarda iyonlaşmamış NH₃ %'si (USEPA,1976)

McCarty ve McKinney (1961), 150 mg/L iyonlaşmamış amonyağın inhibisyon seviyesi olduğunu bildirmektedirler. Parkin ve diğ. (1981), optimum koşullarda 8500mg/L toplam NH₄⁺-N'in (nötr pH'da 84mg/L NH₃-N) proses veriminde azalışa neden olmadan tolere edilebileceğini bulmuştur.

Metanojenik biyokütleyle nötr pH'da 10,000 mg/L NH_4^+ -N eklendiğinde, günlük gaz üretim hızı sıfıra düşmüştür (Şekil 2.5). Ancak yaklaşık 10 gün sonra, biokütle aktivitesi 5 gün içerisinde kontrol numunesinin %70'ine ulaşmıştır. Bu da, biyokütlenin canlılığını koruduğu için NH_3 'ün bakterileri öldürücü etkisi olmadığını göstermiştir (Speece ve Parkin, 1983).

Wiegant ve Zeeman (1986), NH_3 'ün H_2 'den metan oluşumuna kuvvetli inhibitör etkisinin olduğunu ancak asetatdan metan oluşumunu daha az etkilediğini ifade etmişlerdir (Speece, 1995).



Şekil 2.5 Değişik NH_4^+ -N konsantrasyonlarının metan bakterilerine etkisi (Speece ve Parkin, 1983).

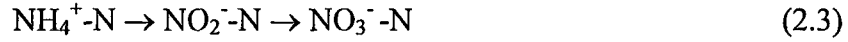
2.4 Sızıntı Suyundan Biyolojik Azot Giderimi

2.4.1 Biyolojik Azot Giderim Mekanizması

Biyolojik azot giderimi, aerobik ortamda amonyağın nitrata yükseltgendiği nitrifikasyon prosesi ve anoksik ortamda nitratin azot gazına indirgendiği denitrifikasyon prosesi ile gerçekleşmektedir. Aşağıda nitrifikasyon ve denitrifikasyon prosesleri açıklanmıştır.

Nitrifikasyon

Biyolojik nitrifikasyon, mikroorganizmalar tarafından aerobik ortamda amonyağın önce nitrite sonra da nitrata yükseltgendiği bir süreçtir. Bu süreç karbon kaynağı olarak inorganik karbonu, enerji kaynağı olarak da inorganik azotu kullanan ototrof mikroorganizmalar tarafından yürütülmektedir. Amaç amonyak azotunu,



zinciri ile nitrat azotuna yükseltgemektir.

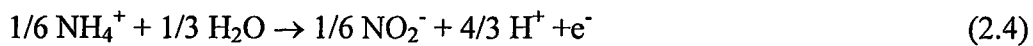
Yükseltgenme reaksiyonları ototrofik mikroorganizmaların farklı türleri ile iki adımda gerçekleşmektedir. Amonyağı nitrite yükseltgeyebilen 5 tür organizmanın mevcut olduğu bilinmektedir. Bunlar *Nitrosomonas europaea* ve *monocella*, *Nitrococcus*, *Nitrospira*, *Nitrosocystis*, *Nitrosgloea*'dır. Ancak *Nitrospira*, *Nitrosocytis* ve *Nitrosgloea* türlerinin bu süreç içindeki rolünün tam olarak kanıtlanamadığı belirtilmektedir. İkinci adım *Nitrobacter agile* veya *winogradskyi* ve *Nitrocystis* türleri ile gerçekleştirilen, nitritin nitrata yükseltgendiği reaksiyondur. Birinci adımda özellikle *Nitrosomonas*'ın ikinci adımda ise *Nitrobacter*'in en önemli türler olduğu vurgulanmaktadır (Painter, 1970).

Nitrifikasyonun Stokiyometrisi

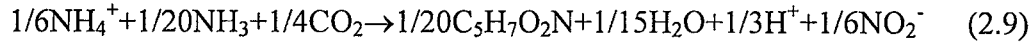
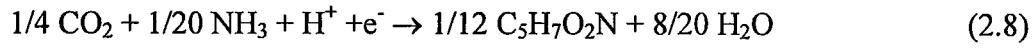
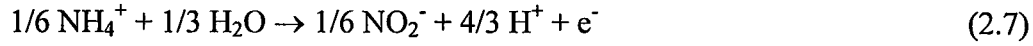
Nitrifikasyon mekanizmasının adımları için aşağıdaki reaksiyonlar elde edilmektedir:

1. Adım

Enerji Reaksiyonu

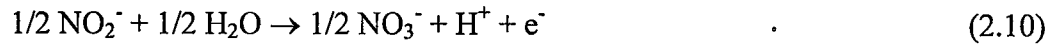


Sentez Reaksiyonu

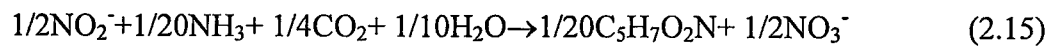
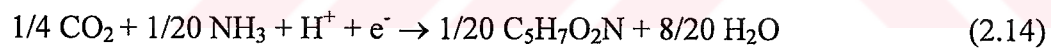
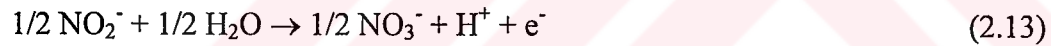


2. Adım

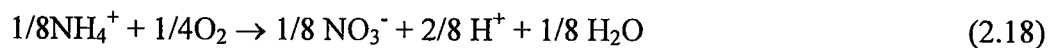
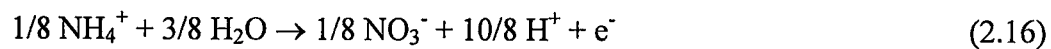
Enerji Reaksiyonu



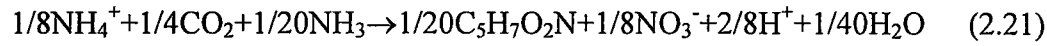
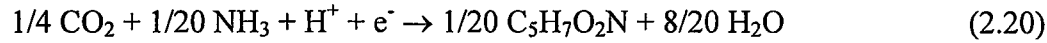
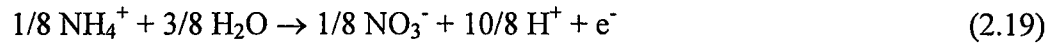
Sentez Reaksiyonu



Her iki adımdaki reaksiyonlar farklı türdeki organizmalar tarafından gerçekleştirilmekte olmasına rağmen, üretilen biokitle $\text{C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N}$ ampirik ifadesi ile karakterize edilmektedir. Ardışık bu reaksiyonlar toplanarak yazıldığında, enerji reaksiyonu için,



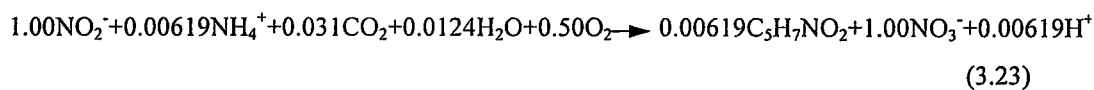
Sentez reaksiyonu için ise,



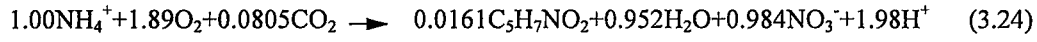
elde edilmektedir.

Nitrifikasyon organizmalarına sentez için gerekli olan enerji heterotrofik çoğalmada gerekli olan enerjiden daha fazladır. Deneysel çalışmalar *Nitrosomonas* için Y_A dönüşüm oranı aralığının 0.04-0.13g UAKM/g NH_4^+ -N_{oksitlenen}, *Nitrobacter* için ise 0.02-0.07 gUAKM/g NO_2^- -N_{oksitlenen} olarak değiştiğini göstermektedir. Ancak termodinamik olarak hesaplanan dönüşüm oranlarının *Nitrosomonas* için 0.29 gUAKM/g NH_4^+ -N_{oksitlenen}, *Nitrobacter* için ise 0.084 gUAKM/g NO_2^- -N oksitlenen olduğu belirtilmektedir. Deneysel sonuçların teorik değerlerden düşük olması enerjinin bir kısmının bakım enerjisi olarak kullanılması ile açıklanmaktadır (USEPA, 1975). Painter (1970)'ın dönüşüm oranları için verdiği değerler USEPA (1975) ile hemen hemen aynı mertebelerdedir. *Nitrosomonas* için dönüşüm oranının 0.06-0.13 gUAKM/g NH_4^+ -N_{oksitlenen}, *Nitrobacter* için 0.02 ve 0.04-0.07 gUAKM/g NO_2^- -N_{oksitlenen} aralığında değiştiği belirtilmektedir.

Nitrosomonas ve *Nitrobakter* için dönüşüm oranı sırasıyla 0.08 g UAKM/g NH_4^+ -N ve 0.05 g UAKM/g NO_2^- -N kullanılarak sentez reaksiyonları aşağıdaki gibidir:



Bu denklemleri birleştirerek, nitrifikasyonu tanımlayan toplam reaksiyon :



(3.24) denklemi nitrifikasyon sistemlerinin tasarımında önemli bir yere sahiptir. Stokiyometrik katsayılar, nitrifikasyon prosesinde giderilen bir mol amonyum başına önemli miktarda oksijen gerektiğini, az bir miktar biyokütlenin oluştuğunu ve hidrojen iyonunun üretimiyle önemli miktarda alkalinite tüketildiğini göstermektedir. Örneğin (3.24) denkleminde göre, 20 mg/L amonyum-azotunun oksidasyon ve sentezi (25.7 mg/L amonyuma eşdeğerdır), 86.4 mg/L oksijen tüketimi, 2.6 mg/L biyokütle üretimi ve 141.4 mg/L CaCO₃ alkalinite tüketimine neden olmaktadır.

Oksijen Gereksinimi

Nitrifikasyon prosesinde, 1 mol azotun oksitlenmesi için 2 mol oksijene ya da 1 gNH₄⁺-N için 4.57gO₂'e gereksinim olduğu görülmektedir. Diğer taraftan deneysel çalışmalar üretilen nitrat azotu başına 4.33g oksijen tüketimi olduğunu göstermektedir.

Alkalinite Tüketimi

Nitrifikasyon prosesinde, 1 mol NH₄⁺-N'in oksitlenmesi halinde 2 mol H⁺ı açığa çıkmaktadır.

$$2 \text{ mol H}^+/\text{mol NH}_4^+-\text{N} = 100 \text{ g CaCO}_3/14 \text{ g N} \quad (2.25)$$

$$= 7.14 \text{ g CaCO}_3/\text{g N} \quad (2.26)$$

ilişkisi giderilen 1 gr N başına 7.14 g CaCO₃ alkalinitesi tüketildiğini belirtmektedir.

Nitrifikasyonun Kinetiği

Yapılan çalışmalar *Nitrobacter* çoğalma hızının *Nitrosomonas*'a oranla daha büyük olduğunu göstermektedir. Bu nedenle tüm nitrifikasyon sürecinde *Nitrosomonas*'lar

tarafından gerçekleştirilen "amonyak azotunun nitrit azotuna yükseltgenmesi" reaksiyonunun hız kısıtlayıcı adım olduğu düşünülmektedir. Bu durumda Monod ifadesi,

$$\mu_A = \hat{\mu}_A \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \quad (2.27)$$

şeklini almaktadır. Burada,

S_{NH} : Amonyak konsantrasyonunu (mg/l),

K_{NH} : Amonyak için yarı doygunluk sabitini (mg/l)

göstermektedir.

Literatürde her iki adımın yarı doygunluk sabitlerinin 20 °C'nin altındaki sıcaklıklarda 1 mg/l N'den daha küçük olduğu belirtilmektedir. Bu nedenle kararlı denge halinde biyolojik arıtma sistemlerinde çok fazla nitrit birikmesi olmamaktadır.

Oksijenin Etkisi

Nitrifikasyon süreci çözünmüş oksijen değişimlerine oldukça duyarlıdır. Bu duyarlılığı gösterebilmek için Monod ifadesinin

$$\mu_A = \hat{\mu}_A \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \frac{S_O}{K_{OA} + S_O} \quad (2.28)$$

şeklindeki modifikasyonu kullanılmaktadır. Burada,

S_O : Çözünmüş oksijen konsantrasyonunu (mg/L),

K_{OA} : Oksijen yarı doygunluk sabitini (mg/L),

göstermektedir.

Küçük ölçekli tesislerde 2, 4 ve 8 mg/L oksijen konsantrasyonları ile yapılan çalışmalarda düşük oksijen seviyesinde nitrifikasyon hızının sadece %10 azaldığı vurgulanmaktadır. Bu durum büyük ölçekli tesislerin 2 mg/L ile işletilmesine olanak vermekte ve önemli ölçüde enerji tasarrufu sağlamaktadır (Painter, 1970). Ayrık nitrifikasyon sistemlerinde çözünmüş oksijenin 1mg/L'nin üzerinde olması halinde sürecin oksijenden bağımsız gerçekleştiği belirtilmektedir (Wild ve diğ., 1971). Maier ve Krauth (1988) nitrifikasyonda herhangi bir kısıtlamanın olmaması için 2 mg/l çözünmüş oksijen konsantrasyonunun yeterli olduğunu, ancak yüzeysel mekanik havalandırıcıların kullanılması halinde yüzeyde ölçülen konsantrasyonun 2.5 mg/L olması gerektiği vurgulanmaktadır. Basınçlı havalandırıcıların kullanılması halinde ise 1.5 mg/L'lik konsantrasyonun yeterli olduğu belirtilmektedir (Krauth ve diğ., 1986).

pH'in Etkisi

Deneyisel çalışmalar çoğalma için optimum pH aralığının 7.5-8.6 (WPCF, 1983) olduğunu, 9.5'a kadar nitrifikasyon hızında çok önemli bir azalma olmadığını (USEPA, 1975), ancak 6.3'ün altında tamamen durduğunu (Hall, 1974) göstermektedir. Nitrifikasyon veriminin kararlılığı için bazik tarafta (pH 7.2) kalınmasının uygun olduğu vurgulanmaktadır (WPCF, 1983). Shammas (1986) ise optimum aralık için 8-9 vermektedir. Ani pH değişimlerinin etkisinin araştırıldığı bir çalışmada pH değişiminin sistemi sadece inhibe ettiği, toksik etki yaratmadığı gözlenmiştir (USEPA, 1975).

Çoğalma hızı-pH ilişkisini gösteren en temel bağıntılardan biri Downing ve Hopwood (1964) tarafından verilmektedir. Bağıntı pH'nın 7.2'nin altında olması halinde geçerli olup, karbon oksidasyonu ve nitrifikasyonun birlikte gerçekleştirdiği tek çamurlu sistemler için çıkartılmıştır.

$$\mu_{ApH} = \hat{\mu}_A [1 - 0.833(7.2 - pH)] \quad (2.29)$$

Aktif çamur sistemlerinde ortamda kalan alkalitenin 100 mg CaCO₃/L seviyelerinde tutulması pH kontrolü için yeterli olurken, pür oksijen sistemlerinde bu

değerlerin en az 150 mg CaCO₃/L olacak şekilde ayarlanması, aksi takdirde pH'ın 6.5'un altına düşme tehlikesi olduğu vurgulanmaktadır (Kapp, 1986).

Sıcaklığın Etkisi

Sıcaklık tüm biyokimyasal reaksiyonlarda olduğu gibi nitrifikasyon sürecinde de önemli rol oynamaktadır. Literatürde maksimum çoğalma hızı-sıcaklık değişimi ilişkisini ortaya koyabilmek için birçok çalışma yapılmış ve sonuçların oldukça geniş bir aralıkta salındığı görülmüştür. Araştırmalar 7 ile 30 °C'ler arasında çoğalma hızının Arrhenius bağıntısına uyduğunu göstermekte, bu aralığın dışında mutlaka pilot ölçekli çalışmalar yapılması gerektiği vurgulanmaktadır. Bu nedenle çalışacak her atıksu tipi ve sıcaklık için deneysel çalışmaların tekrarlanması değerlendirmelerin sağlıklı yapılabilmesi açısından oldukça önemlidir.

İnhibitörlerin Etkisi

Nitrifikasyon organizmaları birçok inorganik ve organik bileşiklerin inhibisyon etkisi altında kalabilmektedirler. İnhibitörler arasında bilinen en belli başlı örnekler standart BOI deneyinde kullanılan alitioüre ve 2-kloro-6-(triklorometil) püridindir. Alitioürenin 10 mg/L konsantrasyonu ve 10 dakikalık reaksiyonu ve 10 dakikalık reaksiyon süresinin *Nitrosomonas* inhibisyonu için yeterli olduğu, 30 mg/L'ye kadar uygulanan konsantrasyonlarında *Nitrobacter* ve heterotrofları etkilemediği belirtilmektedir. Her iki organizma türü için de sodyum kloratın oldukça etkili bir inhibitör olduğu vurgulanmaktadır (Nowak ve diğ., 1994). Substrat inhibisyonu ilk olarak Meyerhof tarafından araştırılmış ve optimum oksijen tüketim hızının amonyum azotu konsantrasyonunun 60 mg/L, nitrit azotu konsantrasyonunun ise 350 mg/L'nin üzerinde olması halinde düştüğü belirlenmiştir.

Nowak ve Svoldal (1990) yüksek NH₄⁺-N ve NO₂⁻-N konsantrasyonlarının *Nitrobacter*'leri inhibe ettiğini, bunun sonucu olarak da NO₂⁻-N birikmesi gözlemlendiğini belirtmektedir.

Nitrit azotunun *Nitrisomonas* türü üzerindeki toksik etkisinin çoğalma fazına oranla daha çok alıştırma fazında olduğu belirtilmektedir. Nitrit azotunun 1,400 mg/L ve

4,700 mg/L konsantrasyonları *Nitrisomonas*'ların oksijen tüketimini sırasıyla %36 ve %100 inhibe etmektedir. 1400 mg/L nitrit azotu konsantrasyonu *Nitrobacter*'lerin oksijen tüketim hızını %40 düşürmektedir (Painter, 1970).

Deneysel çalışmalar toplam amonyak veya nitrit azotundan çok, serbest amonyak ve nitroz asitin HNO_2 nitrifikasyonu inhibe ettiğini göstermektedir. Ortamın pH'sına bağlı olarak serbest amonyak amonyum azotu ile belirli bir denge konsantrasyonunda bulunmaktadır.



Burada,

$$K = \frac{[\text{NH}_3][\text{H}^+]}{[\text{NH}_4^+]} = 10^{9.3} \quad (2.31)$$

eşitliği geçerli olup, sistemin pH'sı

$$\log \frac{\text{NH}_3}{\text{NH}_4^+} - 9.3 = \text{pH} \quad (2.32)$$

bağıntısı ile hesaplanır.

Serbest amonyağın düşük konsantrasyonları bile *Nitrobacter*'leri inhibe edebilmektedir. İnhibisyonun başladığı konsantrasyon *Nitrobacter*'ler için 0.1-1 mg/L arasında değişirken, *Nitrosomonas*'lar 10-150 mg/L olarak verilmektedir. Nitroz asit (HNO_2) inhibisyonu ise 0.22-2.8 mg/L aralığında görülmektedir (Anthonisen ve diğ., 1976). Antoniou ve diğ. (1990) tarafından yürütülen bir çalışmada *Nitrosomonas*'lar üzerinde inhibisyon etkisi göstermeyen maksimum serbest amonyak konsantrasyonu 8.2 mg/L olarak verilirken, Wong-Chong ve Loehr (1975) tarafından pH 8'de 16.5 mg/L ve 38 mg/L olarak belirtilmektedir. Serbest amonyak konsantrasyonunun pH ile değiştiği ve inhibisyon etkisinin biyokütlenin aklımasyonuna bağlı olduğu dikkate alınmalıdır.

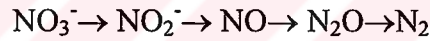
Ortamdaki organik maddelerin ve heterotrof organizmaların çözülmüş oksijeni ve pH'ı düşürmeleri nedeniyle ototrofların çoğalması üzerinde dolaylı etkilerinin olduğu bilinmektedir.

C/N Oranının Etkisi

C/N oranı nitrifikasyon hızı üzerinde etkili olan önemli bir parametredir. Tanım olarak nitrifikasyon hızı birim zamanda mikroorganizma kütlesi tarafından oksitlenen amonyak ya da üretilen nitrat azotu miktarıdır. Bu süreç sadece ototrof organizmalar tarafından gerçekleştirilmesine rağmen, ototrof ve heterotrof organizmaların birbirlerinden ayrı olarak ölçülmesi mümkün olmadığından hızlar toplam biyokütle bazında verilmektedir.

Denitrifikasyon

Biyolojik denitrifikasyon moleküler oksijenin olmadığı (anoksik) koşullarda, karbon ve enerji kaynağı olarak organik karbonun, elektron alıcısı olarak ise nitratın kullanıldığı bir süreçtir. Amaç nitrat azotunu,



zinciri ile azot gazı formuna indirgemektir. Evsel atıksuda azot genellikle oksitlenmemiş formda bulunmaktadır. Bu nedenle organik azot ve amonyak azotunun öncelikle nitrit veya nitrat azotuna yükseltgenmesi gerekmektedir. Bu ise denitrifikasyon süreci öncesinde nitrifikasyon prosesini gerektirmektedir. Biyolojik arıtma prosesinde azot ve organik karbondaki değişimler, aerobik heterotrofik çoğalma, ototrofik çoğalma ve denitrifikasyon arasındaki ilişkiler tasarım açısından büyük önem taşımaktadır.

İngirgeme reaksiyonlarının basitleştirilmiş şekliyle iki adımda gerçekleştiği söylenebilmektedir. 1. adımda nitrat azotuna, 2. adımda da nitrit azotu gaz formundaki son ürünlere dönüştürülmektedir. Genellikle gözlenen son ürün azot gazıdır.

Aktif çamur sistemlerinde sık olarak rastlanılan *Achromobacter*, *Bacillus*, *Brevibacterium*, *Enterobacter*, *Lactobacillus*, *Micrococcus*, *Paracalobactrum*, *Pseudomonas* ve *Spirillum* bakterileri denitrifikasyon yapabilen organizmalar sınıfına girmektedir. Bu organizmalar fakültatif olup, aerobik solunumda izlenen metabolik yolu aynen takip etmektedirler. Aerobik ve anoksik solunumlar arasındaki en önemli farklılık oksijenin olmadığı ortamlarda nitrat redüktaz enziminin üretilmesi ile elektron transfer zincirinin tamamlanmasıdır. Anoksik koşullarda çoğalma sırasında ortamda oksijenin bulunması halinde bu enzimin sentezlenmesi durmakta ve metabolik aktivite hemen aerobik solunuma dönmektedir (von Schulthess ve diğ.,1994)

Denitrifikasyon bakterileri sentezde kullanılmak üzere nitrat azotunu amonyak azotuna dönüştürebilecek enzimatik sisteme de sahiptirler. Bu proses ortamda amonyak azotu olmaması durumunda gerçekleşmekte ve nitrat assimilasyonu adını almaktadır.

Denitrifikasyonun Stokiometrisi

Heterotrof organizmalar tarafından gerçekleştirilen denitrifikasyon ve aerobik karbon giderimi süreçleri nihai elektron alıcılarının farklı olması dışında aynı prensibe dayanmaktadır. Denitrifikasyonda karbon gideriminden farklı olarak elektron vericisi yerine elektron alıcısı nitratın giderilmesi hedeflenmektedir.

Sürecin gerçekleşebilmesi için ortamda esas olarak şu koşulların sağlanması gerekmektedir:

- Elektron alıcısı olarak nitrat ya da nitritin bulunması
- Çözünmüş oksijenin bulunmaması
- Fakültatif biyokütlenin bulunması
- Elektron vericisi olarak organik maddenin bulunması

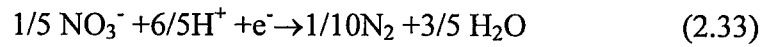
Hedeflenen nitrat azotunu giderebilmek için stokiometrik olarak hesaplanabilen miktarda organik maddeye gereksinim duyulmaktadır. Bu elektron vericisi,

- denitrifikasyon kademesine dışarıdan ilave edilen organik madde,
- atıksudaki mevcut organik madde,
- biyokütlenin içsel solunumu ile açığa çıkan organik madde

gibi üç farklı kaynaktan sağlanabilmektedir.

Özellikle evsel atıksularda nitrat azotu bulunmaması denitrifikasyon prosesi öncesinde mutlaka nitrifikasyon prosesini gerektirmektedir. Ancak aerobik nitrifikasyon prosesinde amonyak azotu nitrat azotuna oksitlenirken, atıksudaki organik maddenin hemen hemen tamamı da CO₂'e yükseltgenmektedir. Bu nedenle denitrifikasyon prosesi için gerekli elektron vericisi kaynağı yeterli olmamakta, dışarıdan kaynak ilavesi yoluna gidilmektedir. Başta metanol olmak üzere etanol, asetik asit, aseton, metan gibi çeşitli elektron vericisi kaynakları kullanılmaktadır.

Denitrifikasyon sürecinin stokiometrisini oluşturabilmek için prosesde kullanılan elektron vericisi türünün bilinmesi gerekmektedir. Organik maddenin cinsine göre organizmaların elde edecekleri enerji miktarı değişmektedir. Mc Carty (1972) çeşitli elektron vericileri ve alıcıları için elektron transferi bazında yarı reaksiyonlar oluşturmuştur. Süreçte elektron alıcısı yarı reaksiyonu için

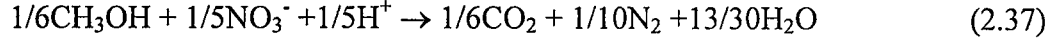
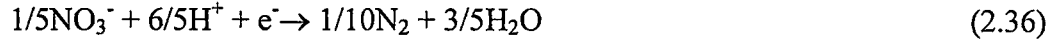
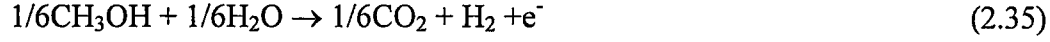


yazılmakta ve bu reaksiyon uyarınca 17.128 kcal/e⁻ eşd. enerji kazanılmaktadır. Elektron alıcısı olarak oksijenin kullanılması halinde ise,

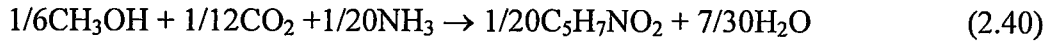
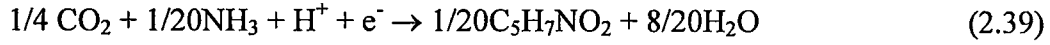
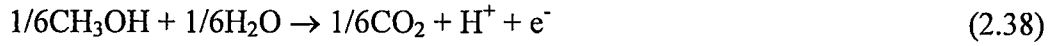


reaksiyonu uyarınca 18.675 kcal/e⁻ eşd. elde edilmektedir. Bu nedenle organizmalar ortamda oksijenin bulunması halinde daha fazla enerji kazandıkları için hemen aerobik solunumu tercih etmektedir.

Elektron vericisi olarak metanolün kullanılması halinde enerji reaksiyonu için,

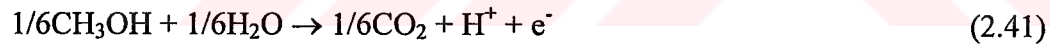


Biyosentez reaksiyonu için,



yazılabilmektedir.

Organik maddenin yükseltgenmesi pirüvat üzerinden gerçekleştiğinden elektron vericisi ile pirüvat arasındaki



yarı reaksiyonlar yazılmalıdır.

Denitrifikasyon Kinetiği

Denitrifikasyonda etkili olan prosesler heterotrof organizmaların anoksik çoğalması, yavaş ayrışan partiküler organik maddenin hidrolizi ve heterotrof organizmaların bozunması olarak 3 ana başlıkta toplanabilmektedir.

Denitrifikasyon bakterilerin çoğalma kinetiği Monod bağıntısı ile ifade edilmektedir. Prosesde hız kısıtlayıcı substrat hem organik madde, hem de nitrat azotu olabildiğinden genellikle Monod ifadesinin,

$$\mu_{HD} = \mu_{HD}^{\wedge} \frac{S_s}{K_S + S_s} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \quad (2.43)$$

şeklindeki modifikasyonu kullanılmaktadır. Burada,

μ_{HD} : Denitrifikasyon bakterilerinin spesifik çoğalma hızını (1/gün),

$\mu_{HD}^{\wedge}$: Denitrifikasyon bakterilerinin maksimum spesifik çoğalma hızını (1/gün),

S_s : Elektron vericisi konsantrasyonunu (gr KOİ/m³),

S_{NO} : Nitrat azotu konsantrasyonunu (gr NO₃⁻-N/m³),

K_S : Organik maddenin yarı doygunluk sabitini (gr KOİ/m³),

K_{NO} : Nitrat azotunun yarı doygunluk sabitini (gr NO₃⁻-N/m³)

göstermektedir.

Oksijenin Etkisi

Ortamda nitrat ve oksijenin birlikte bulunması halinde organizmalar aerobik solunumu tercih etmekte, bunun sonucu olarak denitrifikasyon için gerekli elektron vericisi miktarı azalmaktadır. Oksijen nedeniyle assimilatif nitrat indirgenmesi etkilenmemesine rağmen, dissimilatif indirgeme inhibe olmaktadır.

pH'in Etkisi

Denitrifikasyon süreci için verilen optimum pH aralığı 7-7.5'dur. Çalışmalar denitrifikasyon hızının pH ile paraboller çizdiğini ve 7'de maksimum noktaya çıktığını göstermektedir (Focht ve Chang, 1975). pH 6 ve 8'de hızların pH 7'ye oranla yarı yarıya azaldığı gözlenmektedir. Bazı çalışmalarda hızın pH 4'den 7-8'e kadr lineer olarak arttığı, 9.5'a doğru ise azalma eğilimi gösterdiği görülmektedir (USEPA, 1975). Nötr ya da hafif alkali pH sadece denitrifikasyon hızını artırmakla kalmamakta, reaksiyonların azot gazı verecek şekilde tamamlanmasını da etkilemektedir (Focht ve Chang, 1975). pH 7.3'ün üzerinde iken son ürün azot gazı iken, 7.3'ün altında nitroz asit olmaktadır (Christensen ve Harremoes, 1977). Denitrifikasyon sürecinde alkanite üretildiğinden düşük pH problemine pratikte sık rastlanmamaktadır.

Sıcaklığın Etkisi

Sıcaklık diğer biyokimyasal reaksiyonlar gibi denitrifikasyon sürecini de etkilemektedir. 20°C'nin üzerinde denitrifikasyon hızının sabit kaldığı belirtilirken (USEPA, 1975), 5°C'nin altında hızla düştüğü vurgulanmaktadır. Optimum sıcaklığın 40°C'de görüldüğü, maksimum hıza ise 50°C'de ulaşıldığını (Christensen ve Harremoes, 1977), sıcaklığın 10°C'den 20°C'ye çıkarılması halinde nitrat giderim hızının üç misli arttığı belirtilmektedir (Christensen ve Harremoes, 1972).

Nitrat Konsantrasyonu ve Organik Maddenin Etkisi

Denitrifikasyon sürecinin nitrat konsantrasyonuna göre sıfıncı derecede olduğu gözlenmiştir. Bu nedenle nitrat tüketimi hem konsantrasyonundan hem de reaktör hidroliğinden bağımsız olarak gerçekleşmekte, tam karışimli ve piston akımlı reaktörler için aynı sonuçları vermektedir.

2.4.2 Sızıntı Sularından Biyolojik Azot Giderimi Üzerine Yapılan Çalışmalar

Aktif çamur prosesi ile birçok durumda sızıntı suları başarılı bir şekilde arıtılmıştır. Lu ve diğ. (1984), birçok araştırmacının laboratuvar verilerini değerlendirmişlerdir. Sızıntı suyunun aktif çamur prosesi ile arıtılmasında aşağıdaki genellemeler yapılabilir (Boyle ve Ham, 1974; Cook ve Foree, 1974; Chian ve DeWalle, 1976; Palit ve Qasim, 1977; Uloth ve Mavinic, 1977; Memoin ve diğ., 1981; Zapf-Gilje ve Mavinic, 1981; Mavinic, 1984; McClintock ve diğ., 1990; Christensen ve diğ., 1992):

- BOİ ve KOİ giderimi, %90-99,
- Metal giderimi %80-99,
- İşletme aralığı (a) UAKM konsantrasyonu 5000-10000mg/L,(b) F/M oranı 0.02-0.06/gün, (c) Hidrolik bekletme süresi 1-10 gün, (d) Çamur yaşı 15-60 gün,(e) Nütrient ihtiyacı BOİ₅/N/P=100/3.2/0.5.

İşletme parametreleri sızıntı suyundaki organik maddenin büyük bir miktarının kolay bir şekilde oksitlenmediğini ve ilave biyolojik arıtmanın gerektiğini göstermektedir.

Sızıntı suyunun aktif çamur prosesinde arıtılmasında da birçok problem bildirilmektedir: (1) Yüksek metal konsantrasyonuna bağlı olarak aşırı havalandırma köpük problemine katkıda bulunmaktadır, (2) Biyolojik aktivite de nütrient eksikliğinden etkilenmektedir, (3) Sızıntı suyundaki metal ve diğer bileşikler biyolojik aktiviteyi inhibe etmektedir. Sonuç olarak biyolojik stabilizasyon için gerekli süre artmaktadır.

Genç depo alanlarında oluşan sızıntı suyu, yüksek miktarda uçucu asit içerdiğinden biyolojik proseslerle kolayca arıtılabilmektedir. Yüksek oranda dirençli madde içeren yaşlı depo alanlarında oluşan sızıntı suları fiziksel-kimyasal arıtma prosesleri ile daha etkili bir şekilde arıtılabilir (Chian ve DeWalle, 1976; DeWalle ve Chian, 1974a-1974b).

Dzombak ve diğ. (1990), sızıntı suyunu uzun havalandırmalı sistemde artırmışlardır. Sızıntı suyunun BOİ/KOİ oranı 0.1'in altındaydı. 15-60 gün arasında değişen farklı çamur yaşları incelenmiştir. 60 gün çamur yaşında maksimum KOİ giderim verimi %40'a ulaşmıştır.

Mc Clintock ve diğ. (1990), çeşitli depo alanlarından gelen sızıntı sularında arıtılabilirlik çalışmaları yürütmüşlerdir. Araştırmada klasik aktif çamur , kesikli aerobik/anoksik (A/A) proses, ardışık kesikli reaktör ve modifiye Ludzack-Ettinger (MLE) prosesleri kullanılmıştır. MLE sistem sürekli A/A prosesidir. Sızıntı suyunun BOİ/TKN oranı 10'un üstündeydi. Klasik aktif çamur sisteminde %20 azot giderimi elde edilirken, A/A proste azot giderimi %70'e kadar ulaşmıştır. Ancak BOİ₅/TKN oranı 10'un altında olduğunda, denitrifikasyonu etkili bir şekilde sağlayabilmek için anoksik fazda metanol gibi bir organik karbon kaynağı eklemek gerekli olmuştur. A/A sisteminde, tamamen aerobik sistemlerden %50 daha az havalanma enerjisi kullanılarak ve BOİ gideriminde bir kayıp olmaksızın aerobik sistemden daha büyük azot giderimi sağlanmıştır. A/A sistemi, demir gidermede de etkili olmuştur. %99'dan daha büyük arıtma veriminde, 1 mg/L'den daha düşük konsantrasyonda çıkış demir seviyesi elde edilmiştir. Mangan giderimi %50'den daha büyük ve çıkış konsantrasyonu 4-5 mg/L elde edilmiştir. Metal giderimi, metalin çözünmemiş forma oksitlenerek oluşan metal çökeleklerinin bakteriel

floklarla birleşmesiyle gerçekleşmiştir. A/A sistemi ve tam aerobik sistem arasında demir gideriminde fark olmazken, aerobik sistem mangan gideriminde daha başarılı olmuştur. Mangan konsantrasyonu 50 mg/L'ye, nikel konsantrasyonu 20 mg/L'ye kadar A/A sisteminde inhibisyon meydana gelmemiştir. Yaşlı depo alanı sızıntı suyuna eklenen 5 ve 15 mg/L konsantrasyonundaki bakır, MLE sistemde nitrifikasyon ve denitrifikasyonu inhibe etmiş ve flokların bozulmasına neden olmuştur. Toksik metallerle inhibe olduktan sonra sistemin normale dönmesi (1 aydan fazla) çok yavaş olmuştur. Yüksek konsantrasyonda demir ve mangan (80 mg/L demir ve 10 mg/L mangan) içeren sızıntı suları için ön arıtma kademesi önerilmiştir. Metanol ilaveli MLE sistem yaşlı depo alanında oluşan sızıntı suyunda toplam azot %80'e kadar giderilmiştir. 1 mg/L'den az çıkış demir konsantrasyonunda, %94'ün üzerinde demir giderimi elde edilmiştir. 0.6 mg/L çıkış mangan konsantrasyonunda, %34 mangan giderimi sağlanmıştır. Geri dönüş oranı artırılarak azot giderimi artırılmıştır.

Sızıntı suyundan metal giderimi ve biyolojik sisteme etkileri başka araştırmacılar tarafından da incelenmiştir. Uloth ve Mavinic (1977), alüminyum, kadmiyum, krom, demir ve manganın %95 giderildiğini; kurşun ve nikel gideriminin %76-85 olduğunu bildirmişlerdir. McClintock ve diğ. (1990), ağır metal birikmesinden dolayı reaktörde MLVSS/MLSS oranının azaldığını ifade etmişlerdir. Çalışmalarında, bu oran 0.3'den daha aza düşmüştür. Bu araştırmacılar, biyolojik arıtmadan önce metal konsantrasyonunu azaltmak için ön arıtma gerekebileceğini ifade etmişlerdir.

Lugowski ve diğ. (1989), sızıntı suyu arıtımında aktif çamur ve biyolojik disklerin verimini karşılaştırmışlardır. Biodisklerde BOI_5 giderme verimi %95-97 ve çözünmüş KOI giderim verimi %80-90 olarak verilmiştir. Aktif çamur sisteminin giderme verimi daha düşüktür. Havalandırma havuzundan sonra biodisk ilave arıtma sağlamış, nitrifikasyon %98-99 olmuştur.

Fillos ve diğ. (1990), biyodiskin amonyağı etkili bir şekilde nitrifiye ettiğini, fakat BOI ve KOI gideriminin oldukça düşük olduğunu bildirmişlerdir. Dzombak ve diğerleri (1990), $5-15 \text{ m}^3/\text{m}^2$ gün hidrolik yükleme hızında, BOI/KOI oranı 0.1'den az

olan sızıntı suyunu biodiskte arıtmışlardır. Biyodisk tam nitrifikasyonu sağlamasına rağmen, maksimum %40 KOİ giderimi elde edilmiştir.

Elifsiniotis ve diğ. (1989), 350 mg/L KOİ, 25 mg/L BOİ₅ ve 250 mg/L TKN içeren yaşlı depo alanında oluşan sızıntı suyundan azot gidermek ve tek çamurlu nitrifikasyon- denitrifikasyon sistemine çamur dönüş oranının etkisini incelemek üzere bir çalışma yapmışlardır. Optimum giderme verimi, çamur geri devri 6/1 oranında, çıkış NH₄-N konsantrasyonu 1 mg/L'nin altında elde edilerek sağlanmıştır.

Hosomi ve diğ. (1991), standart biyodisk ve modifiye edilmiş biyodiskde sızıntı suyunun arıtılabilirliğini incelemişlerdir. Modifiye biyodisk, tabandan beslenen ve tabanında anaerobik biyofiltre bulunan, bu filtrenin üzerine standart biyodisk yerleştirilmesiyle oluşan bir sistemdir. Modifiye biyodiskin dirençli organik madde içeren KOİ giderimi standart biyodiskten daha fazla olduğu gözlenmiştir. Ayrıca modifiye biyodisk ilave karbon kaynağı eklenmese bile, nitrifikasyon ve denitrifikasyonu etkili bir şekilde gerçekleştirdiğinden, azot giderme kapasitesinin daha fazla olduğu gözlenmiştir. Standart biyodiskte azot giderme verimi %50 iken, modifiye biyodiskte %90 verim elde edilmiştir.

Carley ve Mavinic (1991), yüksek amonyak konsantrasyonlu (170-240 mg/L) ve düşük BOİ konsantrasyonlu (10-60 mg/L) sızıntı suyunu arıtmak için tek çamurlu nitrifikasyon-denitrifikasyon sistemi kullanmışlardır. İlave karbon kaynağının nitrifikasyon ve denitrifikasyona etkisini incelemek üzere, metanol, asetat glikoz ve bira mayası atığı anoksik reaktöre eklenmiştir. Sistemde azot ve karbon giderimi hemen hemen tamamen sağlanmıştır (%93-98 NH₄-N giderimi, %95-98 BOİ₅ giderimi). KOİ/NO_x-N oranı asetat için 5.9/1; metanol için 6.2/1; bira mayası için 8.5/1 ve glikoz için 9/1 de tam denitrifikasyon sağlanmıştır. Asetat ve metanol sızıntı suyundan azot gidermede eşit derecede etkili karbon kaynağı olarak belirlenmiştir. Bira mayası ilave edilen sistemde serbest amonyak inhibisyonundan dolayı nitrit birikimi olduğu rapor edilmiştir (KOİ/NO_x-N=25/1 için).

Spengel ve Dzombak (1991), 154 mg/L NH₄-N ve 26 mg/L BOİ₅ içeren sızıntı suyunun biodisklerde arıtılabilirliğini incelemişlerdir. Düşük organik yükleme

hızlarında 2.8-18.5 gKOİ/m²gün ve 1.2-7.3 g NH₄-N/m²gün işletilmiştir. Aerobik aşamada tam nitrifikasyon sağlanmasına rağmen, KOİ'nin sadece %38'i giderilebilmiştir. Biokütle dönüşüm hızı 0.03-0.05 mgMLVSS/mg NH₄-N bulunmuştur. Aerobik biodiski takiben anaerobik biodiskte denitrifikasyonun yapılabilirliği izlenmiştir. Dirençli organiklerin sebep olduğu KOİ'yi gidermek için karbon adsorpsiyonu, ozon gibi ileri arıtma tekniklerinin gerektiği belirtilmiştir.

Anagiotou ve diğ. (1993), BOİ/KOİ oranı 0.108-0.167 arasında değişen yüksek amonyak içeren, (ortalama 3,300 mg/L NH₄⁺-N) sızıntı suyunun kimyasal ve biyolojik oksidasyonla arıtılabilirliğini incelemişlerdir. Kimyasal oksidant olarak H₂O₂ ve katalizör olarak Fe⁺² kullanılmıştır. Biyolojik ve kimyasal oksidasyonun en uygun kombinasyonu, 7 gün biyolojik oksidasyon + 1 gün kimyasal oksidasyon+ 7. gün biyolojik oksidasyon olarak bulunmuştur. Arıtma sonunda KOİ de %62-73, BOİ de %98 ve amonyak da %99 giderim verimi elde edilmiştir.

Imai ve diğ. (1993), aktif karbon dolgulu akışkan yatak prosesi kullanarak dirençli organik madde (KOİ=130 mg/L, BOİ₅=12 mg/L) ve 180 mg/L NH₄⁺-N içeren sızıntı suyunun arıtılabilirliğini incelemişlerdir. Araştırmada iki adet akışkan yataklı reaktör seri halde işletilmiştir. Reaktörlerin birincisi anaerobik diğeri aerobik fazda işletilmiş, akışkanlık reaktöre geri devir yapılarak sağlanmıştır. Denitrifikasyon amacıyla aerobik reaktörden anaerobik reaktöre geri devir yapılmıştır. Sistemde dirençli organik maddenin %60'ı, azotun %70'i giderilmiştir.

Imai ve diğ. (1995) diğ. bir çalışmalarında, biyolojik aktif karbonlu akışkan yataklı proses (aerobik) kullanarak, çözünmüş organik karbonun giderimini inceleyerek, moleküler boyut dağılımında, adsorpsiyon özelliklerinde ve humik maddelerin miktarındaki değişiklikleri hidrolik bekletme süresinin fonksiyonu olarak değerlendirmişlerdir. Hidrolik bekletme süresi 24'den 96 saate çıkarıldığında, çözünmüş organik karbon giderimi %42'den %58'e çıkmıştır. Humik madde giderimi 24 saatte %70 iken, bekletme süresinin arttırılmasıyla sabit kalmıştır. Adsorpsiyonun biyolojik parçalanma için ön şart olduğu belirtilmiştir.

Gupta ve Stiarma (1996), maksimum nitrifikasyon verimi elde etmek için optimum çamur yaşı ve bekletme süresinin belirlenmesi amacıyla sürekli aktif çamur sisteminde ilaç ve üre atıksularının karışımını arıtmışlardır. Çamur yaşı 30 gün ve hidrolik bekletme süresi 2 gün olduğunda maksimum nitrifikasyon elde edilmiştir. Çamur yaşı 30 günün altında ve organik yükleme hızı 0.157 kgN/kgUAKM gün'ün üstünde nitrit birikmesi gözlenmiştir.

Horon ve diğ. (1996), granüler aktif karbon dolgulu biyolojik akışkan yataklı proses kullanarak 800-2,700 mg/L KOİ, 220-800 mg/L $\text{NH}_4^+\text{-N}$ içeren sızıntı sularının arıtılabilirliğini incelemişlerdir. Atıksuyu reaktöre vermeden önce metal giderimi amacıyla kireçle ön arıtmaya tabi tutulmuştur. İki tane aynı tipte reaktör seri halde işletilmiştir. Birincisinde organik madde, ikincisinde amonyak giderimi amaçlanmıştır. Organik yükleme hızı 1.56 kg $\text{NH}_4^+\text{-N}/\text{m}^3\text{gün}$ değerinde, reaktörler amonyağın %70'ini, KOİ'nin %60'ını, BOI_5 'in tamamını gidermiştir. 0.71 kg $\text{NH}_4\text{-N}/\text{m}^3\text{gün}$ organik yüklemde amonyağın %90'ı giderilirken KOİ giderimi değişmemiştir.

Martienssen ve Schöps (1997), sızıntı suyu arıtılmasında nitrit birikmesi problemi sıkça rastlanan bir durum olduğundan, sızıntı suyu arıtılmasında nitritin oluşumu ve kullanımını incelemek üzere anoksik-anaerobik aktif çamur bioreaktörü ve aerobik dolgu yatak anoksik aktif çamur reaktörü kullanmışlardır. Nitrit birikmesi sadece işletmeye alma döneminde gözlenmiştir. Bu çalışmada, sızıntı suyu arıtımında nitrit birikmesinin ana kaynağının denitrifikasyon olduğu ve denitrifikasyon yapan mikrobial topluluktaki türlerle yakından ilgili olduğu sonucuna varılmıştır. Mikrobial topluluğun kompozisyonunun nitrit birikmesinin ana sebebi olduğu sonucuna varılmıştır.

Walender ve diğ. (1997), askıda biofilm teknolojisi kullanarak, sızıntı suyunun nitrifiye edilmesi üzerine çalışmalarını üç farklı tipte taşıyıcı malzeme kullanarak incelemişlerdir. Ayrıca, sıcaklığın ve hidrolik bekletme süresinin volumetrik nitrifikasyon hızına etkileri de incelenmiştir. Nitrifikasyon hızının sıcaklığa bağlı olduğu ve 5°C deki hızın 20°C deki hızın yaklaşık %77'si olduğu görülmüştür. Hidrolik bekletme süresinin azaltılmasıyla nitrifikasyon hızında artış gözlenmiştir.

Maksimum nitrifikasyon hızı küçük boyutlu taşıyıcı malzemede, 20°C de 40 gNH₄⁺-N/m³saat olarak bulunmuştur.

Walender ve diğ. (1998) başka bir çalışmalarında, 400-800 mg/L amonyak azotu, 800-2,000 mg/L KOİ ve 30-140 mg/L BOİ₇ içeren sızıntı sularının, askıda çoğalan taşıyıcı biofilm prosesinde azot ve organik madde giderimini incelemişlerdir. Bu çalışmada özgül yüzey alanı 210-390 m²/m³ olan iki farklı tipte taşıyıcı malzeme ve paralel iki havalandırılmalı reaktör kullanmışlardır. Reaktörlerden biri, yine taşıyıcı malzeme ile doldurulmuş anoksik reaktöre beslenerek, denitrifikasyon da izlenmiştir. Karbon kaynağı olarak önce asetik asit kullanılmış ancak reaktör pH'sında düşüş olunca metanol kullanılmıştır. En yüksek nitrifikasyon hızı büyük yüzey alanlı taşıyıcı malzemede 16°C de 24 gN/m³saat olarak ölçülmüştür. Metanolla en yüksek denitrifikasyon hızı 55 gN/m³saat bulunmuştur. Optimum işletme koşullarında inorganik azot tamamen giderilirken, toplam azotun yaklaşık %90'ı giderilmiştir. KOİ giderimi %20 civarında kalmıştır.

Shiskowski ve Mavinic (1998), metajonik fazdaki depo alanında oluşan sızıntı suyunu (NH₄⁺-N=200 mg/L, KOİ=375 mg/L), modifiye Ludzack-Ettinger (MLE) proses kullanarak arıtmışlardır. Çalışma süresince NH₄⁺-N konsantrasyonu amonyum klorür kullanarak 1,200 mg/L NH₄⁺-N değerine kadar yükseltilmiştir. İlk yükseltme denemesinde nitrifikasyon inhibe olmuştur. İkinci denemede denitrifikasyon aşamasında metanol ilvesi ile başarılı olunmuştur. Bu çalışmadan elde edilen sonuçlar kısaca : (1) ön denitrifikasyon sistemlerinde anoksik reaktörde amonyağın asimilasyonla giderim mekanizması önemli bir amonyak giderim mekanizmasıdır, (2) reaktör pH'sında küçük bir artış sistemde serbest amonyak inhibisyonuna sebep olabilir.

Tablo 2.2'de sızıntı sularından azot gidermede elde edilen nitrifikasyon ve denitrifikasyon hızları verilmektedir.

Tablo 2.2 Sızıntı sularından azot gidermede elde edilen nitrifikasyon - denitrifikasyon hızları

Reaktör Tipi	Karbon Kaynağı	Nitrifikasyon Hızı mg NH ₄ ⁺ -N/ L saat	Denitrifikasyon Hızı mg NO _x -N/ L saat	Sıcaklık °C	Referans
Tek çamurlu nitrifikasyon- denitrifikasyon prosesi	Metanol	-	47.5	20 ± 2	Shiskowski ve Mavinic,1998
Biofilm prosesi	-	11-40	-	20	Walender ve diğ., 1997
Biofilm prosesi	Metanol	24	55	16-17	Walender ve diğ., 1998
Damlatmalı Filtre	-	3	-	16	Knox, 1985
Aktif Çamur	-	21	-	13	Knox, 1985
Biyodisk	-	17	-	20	Spengel ve Dzombac,1991
Damlatmalı Filtre	Biogaz	-	6.3	18-21	Werner ve Kayser, 1991
Aktif Çamur	Biogaz	-	2.5	18-21	Werner ve Kayser, 1991
Akışkan Yataklı Reaktör	Biogaz	-	22.9	18-21	Werner ve Kayser, 1991
Yukarı Akışlı Çamur Yatak	Sızıntı Suyu	-	36	-	Borzocconi ve diğ.,1997
Yukarı Akışlı Çamur Yatak	Anaerobik Arıtma Çıkışı Sızıntı suyu	-	15	-	Borzocconi ve diğ.,1997

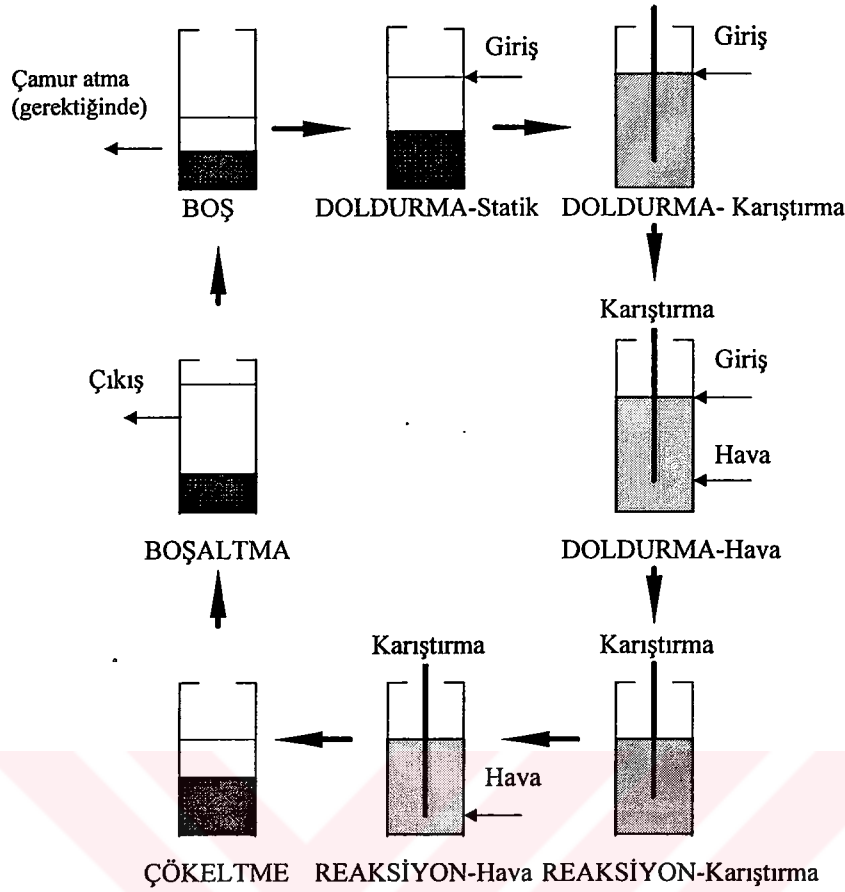
2.4.3 Sızıntı Sularından Ardışık Kesikli Reaktörde Azot Giderimi

2.4.3.1 Ardışık Kesikli Reaktör Teknolojisi

Ardışık kesikli reaktör (AKR), doldur boşalt reaktörler olarak adlandırılan gruba dahil olan bir reaktör çeşididir. Reaktör hacmi sürekli sistemlerde sabit kalmasına rağmen, ardışık kesikli reaktörde zamanla değişir. Sürekli aktif çamur sistemlerinin tersine, hem biyolojik reaksiyonlar hem de biokütlenin çökeltilmesi aynı tank içinde meydana gelir. Ardışık kesikli reaktör sistemi tek tank sistemi olarak tanımlanır.

Ardışık kesikli reaktör, birçok özellikleri ile doldur boşalt sistemlerden ayrılır. Ardışık kesikli reaktör belirli bir periyotta doldurulur ve boşaltılır. Doldurma fazı tamamlandıktan sonra, doldurulmuş olan reaktör arıtma girişindeki değişikliklerden artık etkilenmez. Doldurma fazı tamamlandıktan sonra, havalandırmalı veya havalandırmasız reaksiyon fazının süresi ile çöktürme ve boşaltma fazlarının süresi arıtma amacına bağlı olarak seçilebilir. AKR döngüsü doldurma fazıyla başlayarak boşaltma fazıyla veya isteğe bağlı olarak boş fazıyla biterek sürekli olarak tekrarlanır. Sistem periyodunun uzunluğu ve sıklığı uzun vadedeki hedeflere göre seçilebilir (çamur çökebilirliği, nitrifikasyon, denitrifikasyon veya Biyo-P bakterilerinin dağılımı). AKR prosesinin bir döngüsünün şematik gösterimi Şekil 2.6'da gösterilmiştir.

Mikrobiyolojik açıdan, reaksiyon döngüsü süresince mikroorganizmanın aşırı beslenmesi ve aç kalması arasındaki değişiklikler ve farklı aerobik/ anoksik/ anaerobik koşullar, AKR teknolojisinin karakteristik özelliğidir. AKR teknolojisi, kirliliği gidermek için reaksiyon sürelerinin kolayca değiştirilebilmesi esnekliği çeşitli yararlar sağlar. AKR döngü süresi, debi, nütrient miktarı ve oksijen miktarı kontrol edilerek, mikrobial topluluk için uygun çevresel koşulların sağlanması kabiliyetine sahiptir. İşletmeye alma süresince, çevresel koşullar istenen bakteri topluluğunu arttıracak şekilde düzenlenir. Bakteri topluluğu zenginleştirildikten sonra, işletme parametrelerindeki değişiklik ya bakteri topluluğu içindeki mevcut organizasyonların fizyolojik durumunda değişikliğe ya da reaktör ürünlerinde değişikliğe sebep olur.

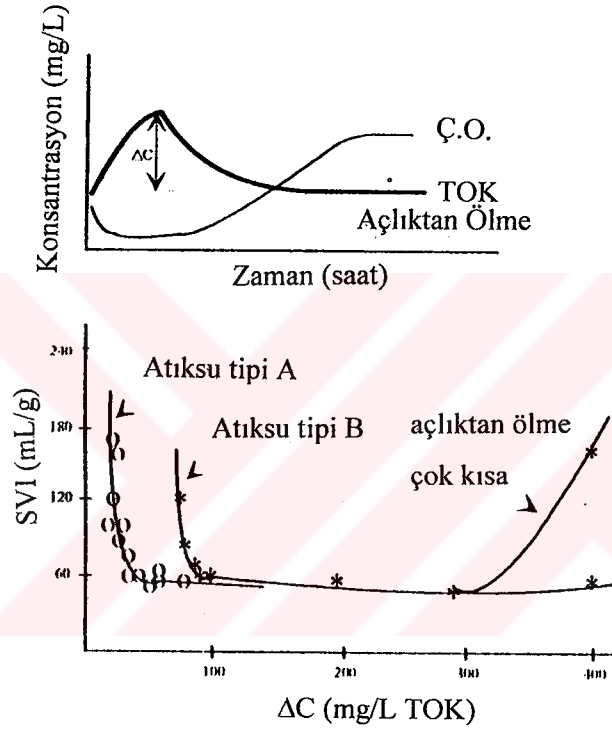


Şekil 2.6 Ardışık kesikli reaktörün tam bir döngü süresince şematik gösterimi (Ketchum, 1997)

Başlangıç organik madde konsantrasyonunun artması, flok oluşturan mikroorganizmaların çoğalarak filamentli mikroorganizmalara baskın çıkması için gereklidir. Şekil 2.7 biyolojik olarak kolay parçalanabilir organik maddeyle beslenen AKR sistemi için geliştirilmiştir. Genel prensip olarak organizma türü, maksimum çoğalma hızının büyüklüğü, bu hızın sağlandığı toplam süre, açlıktan ölme süresinin uzunluğu ve aşırı beslenme ve aç kalma sürelerinin sıklığı gibi birçok faktöre bağlıdır. Reaktörde filamentli mikroorganizma gelişimini önlemek için, aşağıdaki 3 strateji uygulanabilir:

- Atıksuyu AKR'ye mümkün olduğunca kısa bir sürede vermek (doldurma süresini kısaltmak),
- Doldurma fazı süresince havalandırma ve karıştırmayı azaltmak (statik doldurma),
- Hacimsel doldurma oranını arttırmak.

Yüksek organik madde içeren endüstriyel atıksular için organik madde inhibisyonunu önlemek için yukarıda belirtilene karşıt stratejiler geliştirilebilir ya da bunun yerine kısa doldurma fazı yerine uzun doldurma fazında anaerobik olarak işletilen AKR'de, çok iyi çökelme özelliğine sahip granül çamur elde edilebilir (Ketchum ve Earley, 1988). Anaerobik AKR'lerde, açlıktan ölme süresinin uzunluğu, flok oluşturan mikroorganizmaların miktarında öneme sahiptir. Reaksiyon süresi çok kısa ve açlıktan ölme süresi yetersiz olduğunda, çamur çökelme özelliği bozulur (Irvine ve diğ., 1977).

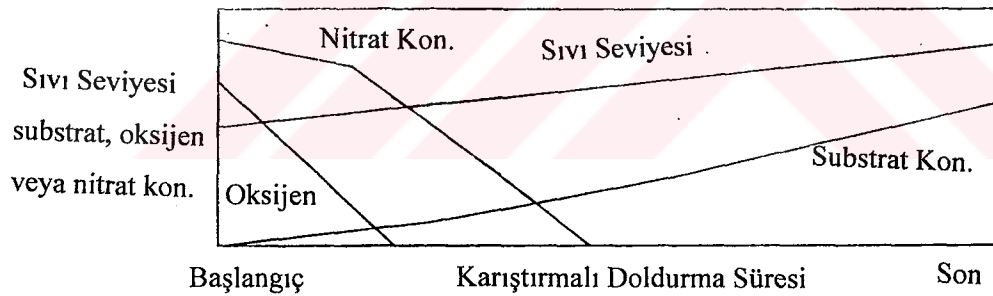


Şekil 2.7 Doldurma fazında başlangıç besı maddesi konsantrasyonu artışının ve aç kalma fazının süresinin çamur çökelme özelliğine (SVI olarak ifade edilen çamur hacim indeksi) etkisi (Chiesa,1982; Wilderer ve Schröder,1986)

Doldurma Fazı : Doldurma atıksuyun reaktöre beslenmesini sağlar ve arıtma amacına bağlı olarak statik, karıştırmalı ve havalandırmalı olabilir. Statik doldurma, minimum enerji sarfıyatı ve doldurma sonunda yüksek organik madde konsantrasyonu elde edilmesini sağlar. Karıştırmalı doldurma nitrat mevcutsa, denitrifikasyon ve ayrıca biyolojik fosfor giderimi için gerekli anoksik veya anaerobik koşulları sağlar. Havalandırmalı doldurma, yüksek konsantrasyonda toksik biyolojik parçalanabilir bileşikler varsa, besı maddesi konsantrasyonunun düşük olmasını sağlar.

Statik doldurma süresince biyolojik reaksiyon meydana gelmezse, AKR'de besi maddesi konsantrasyonu statik doldurma sonunda maksimuma ulaşır. Bu maksimum konsantrasyon, doldurma süresince eklenen toplam besi maddesi miktarı ve boşaltma fazının sonunda kalan besi maddesinin statik doldurma sonunda AKR'deki toplam hacme bölünerek hesaplanana eşittir.

Karıştırmalı doldurma seçilirse Şekil 2.8'de görüldüğü gibi doldurma periyodu süresince besi maddesi konsantrasyonu çözünmüş oksijen konsantrasyonu ve nitrat konsantrasyonu değişir. Bu grafik karıştırmalı doldurma fazının başında AKR'de oksijen ve nitratin bulunduğunu, ancak besleme atıksuyunda ihmal edilebilir konsantrasyonlarda olduğunu kabul eder. Karıştırmalı doldurma fazının başlangıcında aerobik biyolojik reaksiyon meydana gelir (Şekil 2.8'de, besi maddesi konsantrasyonu artışı, oksijenin bulunmadığındakinden daha yavaştır). Oksijen tükendiğinde nitrat elektron alıcısı olur ve anoksik biyolojik reaksiyonlar besi maddesini tüketir. Sonunda oksijen ve nitrat tamamen tükendiğinde, anaerobik biyolojik reaksiyonlar başlar.



Şekil 2.8 Karıştırmalı doldurma süresince reaktör koşullarının şematik gösterimi (Ketchum, 1997)

Reaksiyon Fazı : Karıştırmalı reaksiyon fazı, nitrat ve organik madde mevcutsa denitrifikasyonla sonuçlanır ve fosfor giderimi için gerekli anoksik-anaerobik koşullar sağlanır. Havalandırmalı reaksiyon fazı, aerobik reaksiyonların tamamlanmasını ve havalandırma uzarsa biyolojik katı madde azaltılmasını sağlar. Tablo 2.3'de istenen arıtma amacına göre seçilmesi gereken işletme stratejilerini göstermektedir.

Tablo 2.3’de gösterildiği gibi, arıtma amacı tamamlandıktan sonra gerekli işletme ve tasarım geliştirilebilir. Tablo 2.3’de 4 numaralı arıtma amacında tanımlanan proses, organik madde ve katı madde giderimini ve biyolojik fosfor giderimini amaçlamaktadır. Ketchum ve diğ. (1987) tarafından rapor edildiğine göre, bu arıtma amacını karşılamak için faz süreleri şöyledir: Statik doldurma 2.30 saat; karıştırmalı doldurma 1.0 saat; havalandırmalı reaksiyon 2.00 saat; çöktürme 0.75 saat; boşaltma 0.75 saat ve boş fazı 0.8 saat. Bu işletme stratejisi, AKR’de biyolojik fosfor giderimini yapan dört önemli grup mikroorganizmayı desteklemek ve zenginleştirmek için seçilmiştir: denitrifikasyon organizmaları, fermentasyon organizmaları, fosforu depolayan organizmalar ve anaerobik heterotrofik ve ototrofik organizmalar. Statik doldurma süresince, çökmüş mikroorganizma ve girişteki besi maddesi arasında ilişki minimum olduğundan, ham besi maddesi konsantrasyonu artar. Karıştırmalı doldurmanın başında, önceki döngüden, girişteki atıksudan ve atmosferik yüzeysel transferden oksijen bulunur. Oksitlenmiş azot da önceki döngüden ve atıksudan gelir. Karıştırmalı doldurma fazının ilk periyodunda, yüksek besi maddesi konsantrasyonunda oksijen heterotroflar tarafından tüketilir. Sonra denitrifikasyon mikroorganizmaları tarafından nitrat tüketilir. Sonra ham besi maddelerini asetik asit gibi biyolojik olarak parçalanabilir son ürünlere dönüştüren fermentasyon organizmaları faaliyet gösterir. Aynı zamanda, fosfor depolayan organizmalar yüksek melokül ağırlıklı yağlar gibi son ürünleri biriktirmek için gerekli enerjiyi sağlamak amacıyla depolanan fosforu serbest bırakırlar. Serbest bırakılan fosfor çözeltide kalır. Havalandırmalı reaksiyon fazında havalandırma başladığında, aerobik koşullar çoğalma için depolanan yağları kullanması için fosfor depolayan organizmalara imkan sağlar ve fosforu depolar. Çözünmüş fosfor çözeltiden giderilir. Aerobik ototrof ve heterotrof organizmalar artık besi maddesini kullanır.

Tablo 2.3’de listelenen 2 numaralı arıtmanın amacı, organik karbon ve askıda katı madde giderimi ve nitrifikasyon, amonyağın oksitlenmesini tamamlaması havalandırma süresi artırılarak sağlanır (Ketchum ve diğ., 1979). 3 numaralı arıtmanın amacı, organik karbon ve askıda katı madde giderimi ve denitrifikasyon, fakat havalandırma periyodunun sonunda karıştırmalı reaksiyon periyodu ve sonra kısa bir havalandırmalı reaksiyon periyodu hariç 2 numaraya benzer şekilde yapılır.

Karıştırılmalı reaksiyon havalandırılmalı doldurma ve havalandırılmalı reaksiyon periyodları sonunda amonyağın nitrifikasyonu sonucu oluşan nitratin giderilmesi için yapılır. Sondaki kısa havalandırılmalı reaksiyon arıtılmış suyu oksijenlendirmek için yapılır (Alleman ve Irvine, 1980) (Ketchum, 1997).

Tablo 2.3 Ardışık Kesikli Reaktörün Yaygın İşletme Stratejileri (Ketchum, 1997)

Arıtmanın Amacı	Doldurma	Reaksiyon	Kaynak
1. Organik karbon ve askıda katı madde giderimi, minimum enerji tüketimi veya çamur üretimi	Statik, Karıştırma, Havalandırma	Havalandırma	Irvine ve diğ., 1985
2. Organik karbon ve askıda katı madde giderimi ve nitrifikasyon	Statik, Karıştırma, Havalandırma	Havalandırma	Ketchum ve diğ., 1979
3. Organik karbon ve askıda katı madde giderimi ve denitrifikasyon	Statik, Karıştırma, Havalandırma	Havalandırma, Karıştırma, Havalandırma	Alleman ve Irvine, 1980
4. Organik karbon ve askıda katı madde giderimi ve biyolojik fosfor giderimi	Statik, Karıştırma, Havalandırma	Havalandırma	Ketchum ve diğ. 1987
5. Yüksek konsantrasyonda toksik, endüstriyel organik atıksu	Karıştırma (kısa periyot) Havalandırma	Havalandırma (uzun periyot)	Asher ve diğ., 1992

2.4.3.2 Sızıntı Sularında AKR'de Azot Giderimi Üzerine Yapılan Çalışmalar

Sızıntı suyunun sürekli biyolojik sistemlerde (aktif çamur ve biyodisk) arıtılabilirliği üzerine birçok çalışma olmasına rağmen, ardışık kesikli reaktörün yeni bir teknoloji olması sebebiyle, sızıntı sularından arsızık kesikli reaktörde azot giderimine ilişkin çok fazla çalışmaya rastlanmamıştır.

Hosomi ve diğ. (1989), 100-330 mg/L $\text{NH}_4^+\text{-N}$ ve 80-130 mg/L KOİ içeren sızıntı suyundan, azot gideriminde AKR'nin etkinliğinin incelenmesi ve dirençli organik maddenin giderilmesinde ozonlamayla ön arıtmalı veya ön arıtmasız AKR prosesinin karşılaştırılması amacıyla bir çalışma gerçekleştirmişlerdir. Azot giderimi amacıyla yürüttükleri çalışmada, $\text{NH}_4^+\text{-N}$ yükü 0.05 kg $\text{NH}_4^+\text{-N/m}^3$ gün'den az ve anaerobik ve anoksik periyodlar 4 saatten daha uzun tutulduğunda %90'nın üzerinde toplam azot giderimi elde etmişlerdir. Ozonla ön arıtma yapıldıktan sonra AKR'ye verilen

seride %97 toplam azot giderimi elde edilirken, ön arıtma yapılan seride verim %91 olarak elde edilmiştir. Dirençli organik maddelerin üzerinde ozonla ön arıtma etkisinin incelendiği seride, ozonla ön arıtma yapıldığında KOİ giderimi %52.1 iken, ön arıtma yapılmadığında %35.8 bulunmuştur.

Fillos ve diğ. (1990), BOİ/KOİ oranı 0.1'den küçük olan yaşlı depo alanında oluşan sızıntı suyunun ardışık kesikli reaktörde arıtımını incelemişlerdir. Yüksek konsantrasyonda dirençli organik madde içeren atıksuyun AKR'de biyolojik arıtılmasında düşük BOİ ve KOİ giderimleri elde edilmiştir. Ancak, amonyak konsantrasyonu 750 mg/L'den 1 mg/L'nin altına düşmüştür. Sistemde nitrifiye edilen amonyakın mg/L'si başına 6.3 mgCaCO₃/L alkalinite tüketilmiştir.

Mc Clintock ve diğ. (1990), aerobik/anoksik /aerobik (A/A/A) ardışık kesikli reaktörde KOİ ve TOK'un %72-79'unu, BOİ₅'in %98'ini gidermişlerdir. Çıkış demir konsantrasyonu 1mg/L'nin altında olmak üzere %98'in üzerinde demir giderimi ve çıkış mangan konsantrasyonu 1-2 mg/L olmak üzere %82'nin üzerinde mangan giderimi elde edilmiştir.

Diamadopoulos ve diğ. (1996), sızıntı suyu (KOİ=4,700-1,200 mg/L, NH₄-N=405-920 mg/L) ile evsel atıksuyu (KOİ=120-500 mg/L, NH₄⁺-N=11-48 mg/L) hacimce %10 oranında sızıntı suyu olacak şekilde karıştırarak AKR'de arıtmışlardır. AKR girişinde ortalama KOİ=1,090 mg/L ve NH₄⁺-N=107 mg/L idi. En uygun anoksik-aerobik işletme süresini elde etmek için 4 seri çalışılmıştır. Sızıntı suyu ve atıksuyun beraber AKR'de başarılı bir şekilde arıtıldığı, BOİ₅'in %98'in üzerinde arıtıldığı, çökelme özelliklerinin çok iyi olduğu sonucuna varılmıştır.

Dockhorn ve diğ. (1997), KOİ'si 3,000 mg/L, NH₄⁺-N=1,600 mg/L ve BOİ₅/KOİ<0.1 olan sızıntı suyunun, maksimum atıksu besleme oranı %10 olan AKR'de arıtmışlardır. AKR'nin bir döngüsü, besleme, havalandırma, çökelme ve boşalma fazlarından oluşmaktadır. Döngü 10 dakika besleme ve 1 saat çökelme ve boşaltma fazlarından oluşmaktadır. Havalandırma başlangıçta 11 saat iken, çamurun aklamasyonundan sonra 3 saate indirilmiştir. Denitrifikasyon için ayrı bir AKR kullanılmıştır. Birinci kademedede elde edilen çıkış suyu ikinci kademedede denitrifiye

edilmiştir. İkinci kademe AKR doldurma, karbon ilavesi, karıştırma, ileri havalandırma, çökelme ve boşaltma fazlarından oluşmaktadır. Denitrifikasyon süresi de nitrifikasyondakine benzer şekilde 5 saatten 3 saate indirilmiştir. Nitrifikasyon aşamasında süzölmüş numunede KOİ giderimi %35, BOİ₅ giderimi %93 elde edilmiştir. Bu da sızıntı suyunun yüksek miktarda dirençli organik madde içerdiğini göstermektedir. Amonyak konsantrasyonu çıkışta 2 mg/L'nin altında kalmıştır. 6.5, 7 ve 8.5 pH değerlerinde nitrifikasyon hızı incelenmiştir. pH=7'de en yüksek nitrifikasyon hızı 700 mgNH₄⁺-N/gUAKM gün elde edilmiştir. pH=8.5'da nitrifikasyon hızının azaldığı ve nitrit birikmesi meydana geldiği gözlenmiştir. Denitrifikasyon aşamasında giriş NO₃⁻-N=1,500 mg/L iken çıkışta 4.8 mg/L'ye düşmüştür. En yüksek denitrifikasyon hızı asetik asit ile elde edilmiştir.

Zaloum ve Abbott (1997), KOİ=12,760 mg/L ve NH₄⁺-N=180 mg/L olan sızıntı suyunu arıtan anaerobik lagünün arıtma çıkışı deşarj limitlerini sağlamaması nedeniyle, ham sızıntı suyu ve anaerobik arıtma çıkışı sularının AKR sisteminde arıtımını karşılaştırmak üzere bir araştırma yapmışlardır. 32 litre aktif hacimli sadece aerobik fazda çalıştırılan 2 adet AKR kullanılmıştır. Sonuçta anaerobik lagün çıkışının AKR'de arıtıldığı sistem en uygun sistem olarak seçilmiştir. Bu sistemde AKR çıkışında KOİ giderim verimi %82.1-%94.6, BOİ₅ giderim verimi %98.6-%99.5 ve çıkış NH₄-N konsantrasyonu 1 mg/L'nin altında elde edilmiştir.

3. AZOT GİDERİMİ İÇİN MODELLEME YAKLAŞIMI

Bir matematik modelin temel işlevi, kompleks bir sistemi tanımlayan temel terimleri minimuma indirerek, bu sistemin değişik koşullarda nasıl davrandığını anlamamıza yardımcı olmaktır. Bununla beraber modeller, sistemin değişik işletme şartlarından ne şekilde etkileneceğini ve tasarım parametrelerinin doğru olarak belirlenmesini de sağlar. Aynı zamanda seçilen modelin sistemin dinamik yapısını yansıtabilmesi de gerekmektedir.

Çevre mühendisliği uygulamalarında en yaygın kullanım alanı bulan çok bileşenli iki model, terminolojide ASM1 olarak geçen IAWPRC modeli (Henze ve diğ., 1987) ve içsel solunum modelidir. Bu çalışmada, içsel solunum modeli baz alınarak hazırlanan model kullanılmıştır (Hanhan, 1999).

Aşağıda çalışmada kullanılan model tanıtılarak, biyolojik azot gideriminde aerobik ve anoksik koşullarda sistem bileşenlerinin davranışları incelenmiştir.

3.1 Model Tanımı

Model, biyolojik azot giderimini sağlamak amacıyla nitrifikasyon ve denitrifikasyon proseslerini içermektedir. Sistemde hem heterotrof hem de ototrof mikroorganizmalar bulunmakta, girişteki kolay ayrışabilir organik madde aerobik ve anoksik şartlarda heterotroflar tarafından giderilirken, amonyağın büyük bir kısmı ototrof mikroorganizmalar tarafından nitrata dönüştürülmektedir. Nitrat anoksik periyotta elektron alıcısı olarak kullanılmak suretiyle N_2 gazına dönüşerek sistemden uzaklaşmaktadır. Bu çalışmada içsel solunum modeli uygulanmıştır.

3.1.1 Sistem Bileşenlerinin Aerobik ve Anoksik Koşullarda İncelenmesi

3.1.1.1 Aerobik Koşullarda Partiküler Bileşenlerin İncelenmesi

Organik karbon gideriminden sorumlu heterotrofik biyokütle X_H , aktif çamur prosesinin en önemli partiküler madde bileşenlerinden biridir. Heterotrofik biyokütle organik madde üzerinden aerobik çoğalmanın bir sonucu olarak üretilir.

Burada X_H 'in çoğalması ile ilgili Dold v.d. (1980) tarafından geliştirilen ve çoğalmanın S_S 'in yanısıra 3 adımlı bir mekanizma ile X_S üzerinden de gerçekleştiği kabulüne dayanan bir model daha olmakla birlikte burada Task Group Model olarak bilinen ASM No.1 modelinde açıklanan yaklaşım kullanılmıştır (Henze v.d.,1987). Bu yaklaşımda heterotrofik biyokütle çoğalması için tek mevcut substratın kolay ayrışabilir KOİ olduğu kabul edilmektedir:

$$\frac{dX_H}{dt} = \hat{\mu}_H \frac{S_S}{K_S + S_S} X_H \quad (3.1)$$

Adsorbe edilemeyen ve biyokütle içinde depolanamayan yavaş ayrışabilir KOİ hidroliz ile kolay ayrışabilir KOİ'ye dönüştür. Daha sonra hidroliz ürünü giriş kolay ayrışabilir KOİ'si ile sentez için kullanılabilir. Task Group hidroliz mekanizması tek bir hız sabiti ile ifade edilmektedir.

$$\frac{dX_S}{dt} = -k_h \frac{(X_S/X_H)}{K_x + (X_S/X_H)} X_H \quad (3.2)$$

Burada,

k_h = maksimum spesifik hidroliz hızı [M(KOİ)/M(hücre KOİ-T)]

K_x = yavaş ayrışabilir substrat için yarı doyumluk hız sabiti [M(KOİ)/M(hücreKOİ)]

K_x 'in $\gg X_S/X_H$ kabulü ile (3.2) denklemi basitleştirilmiş şekilde,

$$\frac{dX_S}{dt} = -k_h X_S \quad (3.3)$$

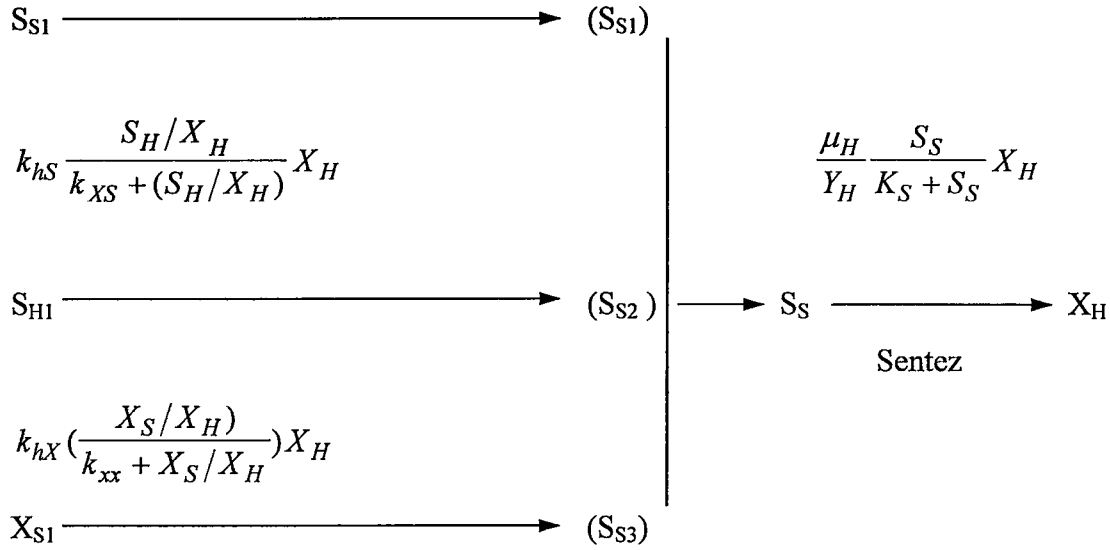
olarak yazılabilir.

Hidroliz, heterotrofik çoğalmadan belirgin ölçüde yavaş gerçekleştiğinden hız kısıtlayıcı adım olarak substrat kullanımının, aerobik ve anoksik koşullarda elektron alıcısı ihtiyacının, aktif çamur bileşenlerinin ve fazla çamur üretiminin doğru olarak değerlendirilmesinde büyük önem taşıyan bir mekanizmadır. Yavaş ayrışabilir KOİ fraksiyonları evsel ve endüstriyel atıksuların organik kısmının büyük bir bölümünü oluşturur. Bu yüzden bu ana fraksiyonu tek bir hidroliz hızı ile karakterize etmek oldukça zor olabileceği gibi, yanlış sonuçlara götürmesi de olasıdır. Bu nedenle modelde Sollfrank ve Gujer (1991) tarafından ortaya konulan ikili hidroliz yaklaşımı kullanılmıştır. Burada X_S , denklem 3.13'e göre hidroliz ile kolay ayrışabilir KOİ'ye dönüşür.

$$\frac{dX_S}{dt} = -k_{hX} \left(\frac{X_S/X_H}{k_{xx} + X_S/X_H} \right) X_H \quad (3.4)$$

S_H 'da daha farklı bir hidroliz hızı ile S_S 'e dönüşmektedir. İki kademeli hidroliz modeli Şekil 3.1 'de şematik olarak gösterilmektedir.

$$\frac{dS_H}{dt} = -k_{hS} \frac{S_H/X_H}{k_{XS} + (S_H/X_H)} X_H \quad (3.5)$$



Şekil 3.1 İki kademeli hidroliz modelinin şematik gösterimi

İçsel Solunum

Partiküler bileşenleri etkileyen bir diğer mekanizma da heterotrfik biyokütlenin canlılığının kaybolmasıdır. Bu proses daha önce de belirtildiği gibi iki farklı yaklaşımla yorumlanmaktadır. İçsel solunum ve ölüm-yenilenme modeli. Ölüm yenilenme modelinin girişteki partiküler zor ayrışabilir ve sistemde oluşan canlılığı olmayan biyokütle arasındaki farkı dikkate almaması gibi büyük bir yetersizliği olmasından dolayı, bu çalışmada içsel solunum modeli kullanılmıştır.

İçsel solunum, aktif çamurda uçucu askıda katı madde konsantrasyonunda genel bir azalma olarak ifade edilmektedir.

Canlılık kavramı gözönüne alındığında aktif biyokütlenin ölümü inert endojen kütle ya da partiküler inert organik ürünlerin X_p oluşumu ile yakından ilişkilidir. İçsel solunum sırasında aktif biyokütlenin belirli bir fraksiyonu f_{EX} başka reaksiyonlara girmez ve aktif çamurda birikir. Bu fraksiyonun giderilmesi ancak fazla çamurun sistemden çekilmesi ile mümkündür. McKinney (1962) tarafından tanımlandığı üzere toplam biyokütlerde azalma aktif biyokütlenin içsel solunum hızı ile partiküler inert ürünlerin oluşma hızının toplamından oluşur.

$$\frac{dX_H}{dt} = \frac{dX_H}{dt} + \frac{dX_P}{dt} \quad (3.6)$$

X_P 'nin oluşum hızı aşağıdaki gibi ifade edilir.

$$\frac{dX_P}{dt} = -f_{EX} \frac{dX_H}{dt} \quad (3.7)$$

Burada ,

f_{EX} = biyokütlenin inert fraksiyonudur $[M(\text{hücre KOİ})/M(\text{hücre KOİ})]$ 'dir.

Daha önceki araştırmalara da dayanarak f_{EX} için universal olarak kabul edilen değer 0.2'dir. pek çok araştırma sonucuna göre endojen ölüme bağlı aktif heterotrofik biyokütlenin azalması birinci dereceden hız denklemi ile ifade edilebilir.

$$\frac{dX_H}{dt} = -b_H X_H \quad (3.8)$$

Burada,

b_H = aktif heterotrofik biyokütle için içsel solunum sabiti $[T^{-1}]$ 'dir.

Partiküler inert ürünlerin oluşma hızı da benzer şekilde 3.7 ve 3.8 denklemleri bir araya getirilerek aktif heterotrofik biyokütle konsantrasyonuna bağlı birinci derecen bir kinetikle ifade edilebilir.

$$\frac{dX_P}{dt} = f_{EX} b_H X_H \quad (3.9)$$

Aktif çamurun diğer bir bileşeni de giriş atıksuyunda bulunan partiküler inert KOİ, X_I 'dir. X_I önceden de belirtildiği üzere prosesin işletme koşullarına bağlı olarak

belirlenen bir oranda aktif çamurda birikir ve reaktördeki biyokimyasal reaksiyonların hiçbirine katılmaz.

Ototroflar amonyağı enerji kaynağı olarak kullanarak çoğalırlar ve içsel solunum ile tükenirler.

$$\frac{dX_A}{dt} = \hat{\mu}_A \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} X_A - b_A X_A \quad (3.10)$$

3.1.1.2 Anoksik Koşullarda Partiküler Bileşenlerin İncelenmesi

Anoksik bölgede heterotrofik mikroorganizmaların çoğalması kolay ayrışabilir KOİ üzerinden gerçekleşir. Ancak heterotrofik mikroorganizmaların yalnız birbölümünün aktif olarak denitrifikasyona katıldığından çoğalma hızı η kadar azalır.

$$\frac{dX_H}{dt} = \hat{\mu}_H \frac{S_S}{K_S + S_S} \eta_G X_H \quad (3.11)$$

Benzer şekilde yavaş hidrolize olan X_S 'in hidrolizi anoksik periyotta da devam etmektedir. Ancak hız ifadesi, heterotrofik biyokütlenin azalan aktivitesi η faktörü ile ifade edilmesi ile,

$$\frac{dX_S}{dt} = -k_{hX} \left(\frac{X_S/X_H}{k_{xx} + X_S/X_H} \right) \eta_H X_H \quad (3.12)$$

halini almaktadır.

Anoksik periyotta da içsel solunum modeli uyarınca aktif biyokütlenin bir kısmı içsel solunum sırasında inert ürünlere dönüşecektir. Toplam aktif biyokütle konsantrasyonundaki azalma aktif biyokütlenin içsel solunum hızı ile partiküler inert ürünlerin oluşma hızının toplamından oluştuğundan (3.13) denklemi anoksik periyotta da geçerlidir.

$$\frac{dX_H}{dt} = \frac{dX_H}{dt} + \frac{dX_P}{dt} \quad (3.13)$$

İçsel solunuma bağlı aktif heterotrofik biyokütledeki azalması anoksit periyotta birinci dereceden hız denklemi ile aşağıdaki gibi ifade edilir.

$$\frac{dX_H}{dt} = -b_H \eta X_H \quad (3.14)$$

Bu durumda X_P 'nin oluşum hızı,

$$\frac{dX_P}{dt} = -f_{EX} \frac{dX_H}{dt} \quad (3.15)$$

(3.14) eşitliği denklemde yerine konulduğunda

$$\frac{dX_P}{dt} = f_{EX} b_H \eta X_H \quad (3.16)$$

halini alır.

Anoksik periyod boyunca ototroflar için belirleyici proses içsel solunum mekanizması olacaktır.

$$\frac{dX_A}{dt} = -b_A X_A \quad (3.17)$$

3.1.1.3 Aerobik Koşullarda Çözünmüş Bileşenlerin İncelenmesi

Aktif çamur sistemlerinde incelenmesi gereken çözünmüş KOİ bileşenleri; kolay ayrışabilir KOİ S_S , giriş atıksuyundan kaynaklanan S_I , mikrobiyolojik faaliyet sonucu ortaya çıkan ürünler S_P ve kolay hidrolize olabilen çözünmüş organik KOİ S_H 'dir.

S_S tüketim hızı dönüşüm oranı Y_H dolayısı ile heterotrofik biyokütlenin çoğalmasına bağlıdır. Diğer taraftan hidroliz ile X_S ve S_H ; kolay ayrışabilir KOİ'ye dönüşürler.

$$\frac{dS_S}{dt} = -\frac{\mu_H}{Y_H} \frac{S_S}{K_S + S_S} X_H + k_{hX} \frac{X_s/X_H}{k_{xx} + (X_s/X_H)} X_H + k_{hS} \frac{S_H/X_H}{k_{XS} + (S_H/X_H)} X_H \quad (3.18)$$

Çözünmüş inert KOİ S_I sistemi girişteki konsantrasyonuna eşit konsantrasyonda terk eder ve biyokimyasal reaksiyonlardan etkilenmez,

$$S_I = S_{I1} \quad (3.19)$$

denklemleri ile ifade edilir.

3.1.1.4 Anoksik Koşullarda Çözünmüş Bileşenlerin İncelenmesi

Kolay ayrışabilir KOİ anoksik periyotta da, aerobik olduğu gibi heterotrofik çoğalma için kullanılmak sureti ile azalır ve S_S ve X_S'in hidrolizi ile artar. Aerobik periyoddakinden farklı olarak süreçlerde aktif heterotrofik mikroorganizma konsantrasyonu söz konusu olduğundan hız ifadeleri η kadar azalır.

$$\frac{dS_S}{dt} = -\frac{\mu_H}{Y_H} \frac{S_S}{K_S + S_S} X_H + k_{hX} \frac{X_s/X_H}{k_{xx} + (X_s/X_H)} X_H + k_{hS} \frac{S_H/X_H}{k_{XS} + (S_H/X_H)} X_H \quad (3.20)$$

İşsel solunum sırasında biyokütlenin belli bir fraksiyonunun çözünmüş inert ürünlere dönüştüğü kabulü ile anoksik periyotta S_P'nin oluşma hızı

$$\frac{dS_P}{dt} = f_{ES} b_H \eta X_H \quad (3.21)$$

olarak ifade edilir.

Burada,

f_{ES} = endojen biyokütlenin inert çözünmüş ürünlere dönüşen fraksiyonudur.

Bu durumda çözünmüş oksijenin içsel solunum nedeniyle tüketim hızı,

$$\frac{dS_0}{dt} = -(1 - f_E)b_H X_H \quad (3.22)$$

olarak hesaplanır.

Burada,

$$f_E = f_{EX} + f_{ES} \quad (3.23)$$

Kolay hidrolize olan KOİ S_H ,

$$\frac{dS_H}{dt} = -k_{hS} \frac{S_H/X_H}{k_{XS} + (S_H/X_H)} X_H \quad (3.24)$$

hız ifadesi uyarınca kolay ayrışabilir KOİ'ye dönüşür.

3.1.1.5 Aerobik Koşullarda Azot Bileşenlerinin İncelenmesi

Organik azotun amonifikasyonu hız kısıtlayıcı olmadığı ve organik azotun çok kısa sürede S_{NH} 'a dönüştüğü kabul edildiğinden amonyak azotu modeldeki tek oksitlenmemiş azot bileşenidir. Amonyak ototrofik çoğalmada enerji kaynağı olarak kullanılır ve stokiometrik katsayısı ile bağlantılı olarak $(-1/Y_A)$ nitrata dönüşür. S_{NH} ortamdan heterotrofik ve ototrofik çoğalma prosesleri ile biyokütleyle alınarak i_{XB} oranında uzaklaşır. Bu katsayı biyokütle için verilen ampirik $C_5H_7NO_2$ formülü çerçevesinde $i_{XB} = 14/113 = 0.12/1.42 = 0.086$ g N / g hücre KOİ olarak hesaplanabilir. Aynı katsayı amonyak azotunun içsel solunum mekanizması sonucunda serbest kalması prosesini de ifade eder. Ancak inert fraksiyon; i_{XE} oranında bu reaksiyona katılmaz.

$$\frac{dS_{NH}}{dt} = -\left(\frac{1}{Y_A} + i_{XB}\right)\hat{\mu}_A \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} X_A - i_{XB} \frac{\hat{\mu}_H}{Y_H} \frac{S_S}{K_S + S_S} X_H + (i_{XB} - f_{EX}i_{EX})b_H X_H \quad (3.25)$$

Daha önce tanımlandığı üzere S_{NO} nitrifikasyon prosesinin bir ürünüdür ve S_{NH} 'ın oksidasyonunun gerçekleştiği hızda üretilir.

$$\frac{dS_{NO}}{dt} = \frac{\hat{\mu}_A}{Y_A} \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} X_A \quad (3.26)$$

3.1.1.6 Anoksik Koşullarda Azot Bileşenlerinin İncelenmesi

Anoksik periyotta amonyak heterotrofik biyokütle tarafından çoğalma prosesi sırasında bünyeye alınmak suretiyle azalacak ve aktif biyokütlenin içsel solunumu sırasında serbest kalacaktır.

$$\frac{dS_{NH}}{dt} = -i_{XB} \frac{\hat{\mu}_H}{Y_H} \frac{S_S}{K_S + S_S} \eta_G X_H + (i_{XB} - f_{EX} i_{EX}) b_H \eta_E X_H \quad (3.27)$$

Nitrat ise denitrifikasyon prosesinde elektron alıcısı olarak kullanılarak,

$$\frac{dS_{NO}}{dt} = -\frac{(1 - Y_H)}{2.86 Y_H} \hat{\mu}_H \frac{S_S}{K_S + S_S} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \eta_G X_H - \frac{(1 - f_{EX})}{2.86} b_H \eta_G X_H \quad (3.28)$$

denkleminde verildiği üzere azalacaktır.

3.2 Kütle Dengesi Denklemleri

Reaktörde kütle değişimi = $\pm$ Reaksiyon

Ardışık kesikli reaktörler aerobik ve anoksik koşulların değişmesi ve kesikli olarak işletilmesi nedeniyle bir döngü boyunca kararlı denge haline gelemeyiz. Ancak belirli bir süre sonunda çıkış değerleri her bir periyotta çevrimsel olarak kendini tekrar eder.

Model bileşenleri için kütle dengesi denklemleri aerobik ve anoksik fazda aşağıdaki gibi verilmiştir. Aerobik ve anoksik periyod süreleri sisteme giriş verileri olarak girilir.

Kolay ayrışabilir organik madde, sisteme giriş atıksuyu ile girer. SS'in reaktördeki artışı iki kademeli hidroliz modeline göre yavaş hidrolize olan KOİ XS'in k_{hx} hızı ile ve kolay hidroliz olan SH'nin k_{hs} hızı ile hidrolizi sonucudur. Kolay ayrışabilir KOİ'nin azalması aktif heterotrofik biyokütleyle dönüşümü ile gerçekleşmektedir. Kolay ayrışabilir KOİ reaktörü çıkış atıksuyu ile terkeder. Kolay ayrışabilir KOİ için kütle dengesi denklemi aşağıda verilmektedir.

$$\frac{dS_s}{dt} = \frac{\mu_H}{Y_H} \frac{S_s}{K_S + S_s} \frac{S_O}{K_{OH} + S_O} X_H V + k_{hx} \frac{X_s/X_H}{k_{xx} + (X_s/X_H)} \frac{S_O}{K_{OH} + S_O} X_H V + k_{hs} \frac{S_H/X_H}{k_{XS} + (S_H/X_H)} \frac{S_O}{K_{OH} + S_O} X_H V \quad (3.29)$$

Aerobik periyodda elektron alıcısı olarak kullanılan oksijenin yerini anoksik periyodda nitrat alır. Anoksik periyodda hidroliz hızı η_H düzeltme faktörü ile çarpılarak ve bu ifadelere nitrat için anahtar fonksiyon eklenerek anoksik şartların hidrolize etkisi dikkate alınmaktadır. Heterotrofik kütleyle dönüşüm hızı ise yine nitrat anahtar fonksiyonu η_G düzeltme faktörü ile çarpılır. Böylece kolay ayrışabilir KOİ'nin giderim hızının nitratın elektron alıcısı olarak kullanılması ile düşmesi denklemde ifade edilmiş olur.

$$\frac{dS_s}{dt} = \frac{\mu_H}{Y_H} \frac{S_s}{K_S + S_s} \frac{S_{NO}}{K_{OH} + S_{NO}} \eta_H X_H + k_{hx} \frac{X_s/X_H}{k_{xx} + (X_s/X_H)} \frac{K_{GH}}{K_{GH} + S_{NO}} \frac{S_{NO}}{K_{OH} + S_{NO}} \eta_H X_H + k_{hs} \frac{S_H/X_H}{k_{XS} + (S_H/X_H)} \frac{K_{GH}}{K_{GH} + S_{NO}} \frac{S_{NO}}{K_{OH} + S_{NO}} \eta_H X_H \quad (3.30)$$

Kolay hidroliz olabilen organik madde S_H giriş atıksuyunda bulunmaktadır. k_{hs} hızı ile hidrolize uğrayarak S_s 'e dönüşür. Sistemi çıkış suyu ile terk eder.

$$\frac{dS_H}{dt} = -k_{hS} \frac{S_H/X_H}{k_{XS} + (S_H/X_H)} \frac{S_O}{K_{OH} + S_O} X_H \quad (3.31)$$

Anoksik şartlarda hidroliz hızı η_H kadar azalır.

$$\frac{dS_H}{dt} = -k_{hS} \frac{S_H/X_H}{k_{XS} + (S_H/X_H)} \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \eta_H X_H \quad (3.32)$$

Zor ayrışabilir KOİ; S_H 'a benzer şekilde ancak daha düşük bir hidroliz hızı ile S_S 'e dönüşür. Ancak S_H 'dan farklı olarak sistemi çekilen çamurla terk eder.

$$\frac{dX_S}{dt} = -k_{hX} \left(\frac{X_S/X_H}{k_{XX} + (X_S/X_H)} \frac{S_O}{K_{OH} + S_O} X_H \right) \quad (3.33)$$

Anoksik periyotta hidroliz hızındaki azalma düzeltme faktörü ile dikkate alınmıştır.

$$\frac{dX_S}{dt} = -k_{hX} \left(\frac{X_S/X_H}{k_{XX} + (X_S/X_H)} \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \eta_H X_H \right) \quad (3.34)$$

Kolay ayrışabilir substratı karbon ve enerji kaynağı olarak kullanmak suretiyle üreyen heterotrofik biyokütle içsel solunum modeline göre b_H hızı ile birinci dereceden bir kinetik ile yok olmaktadır. Sistemi çekilen fazla çamurla terk eder.

$$\frac{dX_H}{dt} = -\frac{X_H}{\theta_X} + \hat{\mu}_H \frac{S_S}{K_S + S_S} \frac{S_O}{K_{OH} + S_O} X_H - b_H X_H \quad (3.35)$$

Anoksik şartların etkisi çoğalma hızında η_G ve yok olma hızında η_E ile dikkate alınmıştır. Ancak modelde $\eta_G = \eta_E$ kabul edilmiştir.

$$\frac{dX_H}{dt} = -\frac{X_H}{\theta_X} + \hat{\mu}_H \frac{S_S}{K_S + S_S} \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \eta_G X_H - b_H \eta_E X_H \quad (3.36)$$

Ototrofik biyokütle amonyak azotu üzerinden çoğalır ve sistemden fazla çamur ile çekilir. Azalması birinci dereceden bir hız denklemi ile $b_A X_A$ oranında olur.

$$\frac{dX_A}{dt} = -\frac{X_A}{\theta_X} + \hat{\mu}_A \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \frac{S_O}{K_{OA} + S_O} X_A - b_A X_A \quad (3.37)$$

Ototrofik biyokütle sisteminde oksijen bulunduğu sürece çoğalmaya devam eder. oksijen konsantrasyonu havalandırılmanın kapatılmasından sonra çok kısa bir sürede sıfıra iner. Bundan sonra anahtar fonksiyon sıfıra eşit olur ve çoğalma terimi ortadan kalkar.

$$\frac{dX_A}{dt} = -\frac{X_A}{\theta_X} + \hat{\mu}_A \frac{S_{NH}}{K_H + S_{NH}} \frac{S_O}{K_O + S_O} X_A - b_A \eta_E X_A \quad (3.38)$$

İçsel solunum yaklaşımı uyarınca modelde X_H 'in bir kısmının içsel solunum fazında inert partiküler ürünlere dönüştüğü kabul edilir. İntert partiküler ürünler fazla çamur ile sistemden uzaklaştırılır.

$$\frac{dX_P}{dt} = -\frac{X_P}{\theta_X} + f_{EX} b_H X_H \quad (3.39)$$

Anoksik periyotta içsel solunum hızı η_G kadar azaldığından oluşan inert partiküler maddeninde bu oranda azalacağı kabul edilir.

$$\frac{dX_P}{dt} = -\frac{X_P}{\theta_X} + f_{EX} b_H \eta_G X_H \quad (3.40)$$

Heterotrofik biyokütlenin bir kısmı içsel solunum fazında çözünmüş inert ürünlere dönüşür. Çözünmüş inert ürünler çıkış suyu ile sistemi terk eder.

$$\frac{dS_P}{dt} = -\frac{S_P}{\theta_h} + f_{ES} b_H X_H \quad (3.41)$$

Anoksik periyotta S_P için,

$$\frac{dS_P}{dt} = -\frac{S_P}{\theta_h} + f_{ES} b_H \eta_E X_H \quad (3.42)$$

kütle dengesi yazılabilir.

Giriş atıksuyundaki amonyak azotu aerobik periyotta oksijeni elektron alıcısı olarak kullanarak nitrata dönüşür. Ayrıca amonyak heterotrofik ve ototrofik biyokütlenin bünyesine alınır ve fazla çamur ile uzaklaştırılır. İçsel solunum sırasında amonyal i_{XB} oranında serbest kalır.

$$\frac{dS_{NH}}{dt} = -\left(\frac{1}{Y_A} + i_{XB}\right) \hat{\mu}_A \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} X_A - i_{XB} \hat{\mu}_H \frac{S_S}{K_S + S_S} \frac{S_O}{K_{OH} + S_O} X_H + (i_{XB} - f_{EX} i_{EX}) b_H X_H \quad (3.43)$$

S_{NH} 'ın anoksik periyotta giderildiği tek proses ototrofik ve heterotrofik biyokütlenin bünyesine alınmasıdır. Sistemin işletildiği çamur yaşlarında heterotrofik biyokütle sürekli olarak sistemde bulunacağından ortamda oksijen bulunduğu sürece nitrifikasyona devam eder. Amonyak heterotrofik ve ototrofik biyokütlenin ölümü ile serbest kalır. Ototrofik biyokütleden gelen amonyak burada ihmal edilmiştir.

$$\frac{dS_{NH}}{dt} = -\left(\frac{1}{Y_A} + i_{XB}\right) \hat{\mu}_A \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \frac{S_O}{S_O + K_{OH}} X_A - i_{XB} \hat{\mu}_H \frac{S_S}{K_S + S_S} \frac{K_{OH}}{S_O + K_{OH}} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \eta_G X_H + (i_{XB} - f_{EX} i_{EX}) b_H \eta_E X_H \quad (3.44)$$

Aerobik periyotta nitrat reaktörde giriş amonyak azotunun oksidasyonu ile oluşur ve çıkış atıksuyu ile sistemi terk eder.

$$\frac{dS_{NO}}{dt} = -\frac{S_{NO}}{\theta_h} + \frac{\hat{\mu}_A}{Y_A} \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \frac{S_O}{K_{OA} + S_O} X_A \quad (3.45)$$

Anoksik periyotta nitrat kolay ayrışabilir maddenin ayrıştırılması ve içsel solunum fazında elektron alıcısı olarak kullanılarak N_2 'ye dönüşür. Ortamda oksijen

konsantrasyonu yeterli olduğu sürece nitrifiyasyon prosesi süreceğinden nitrat artışı anoksik sürenin başlangıcında devam edecektir.

$$\frac{dS_{NO}}{dt} = -\frac{S_{NO}}{\theta_h} + \frac{\hat{\mu}_A}{Y_A} \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \frac{S_O}{K_{OH} + S_O} X_A - \frac{(1-Y_H)}{286 Y_H} \hat{\mu}_H \frac{S_S}{K_S + S_S} \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \eta_G X_H - \frac{(1-f_{EX})}{286} b_H \eta_E X_H \quad (3.46)$$

4. DENEYSEL ÇALIŞMA PROGRAMI

Bu çalışmada, depo alanı sızıntı suyuna anaerobik ve aerobik arıtma olmak üzere iki kademeli biyolojik arıtma uygulanmıştır. Çalışmanın esas amacı, sızıntı suyundan azot giderimi olduğundan, ham atıksudaki yüksek organik madde konsantrasyonunu biyolojik azot giderimi için uygun değerlere indirilmesi amacıyla, ham atıksu öncelikle anaerobik ön arıtmaya verilmiştir. Ham atıksuyun yüksek KOİ değerlerine sahip olması ve anaerobik arıtmanın avantajları nedeniyle ön arıtma alternatifi olarak anaerobik arıtma seçilmiştir. Anaerobik arıtma görmüş atıksu ardışık kesikli reaktöre verilerek, bu reaktörlerde de azot giderimi incelenmiştir.

4.1 Sızıntı Suyunun Anaerobik Arıtımı

4.1.1 Deney Düzeneği

Ham sızıntı suyu, atıksuyu ardışık kesikli reaktörde azot giderimine hazırlamak amacıyla, anaerobik ön arıtmaya verilmiştir. Anaerobik reaktör, etkili hacmi $V_E=11,55$ L, toplam hacmi $V_T=16,7$ L olan yukarı akışlı anaerobik çamur yataklı reaktördür. Çıkış suyunda AKM konsantrasyonunun azaltılması amacıyla, reaktörün üstten 1/3'lük bölümüne iç çapı $\phi=24$ mm, yüksekliği $L=20$ mm olan plastik dolgu malzemesi ile doldurulmuştur. Reaktör Watson Marlow marka peristaltik pompa ile sürekli olarak beslenmiştir. Reaktör çıkış suyu hergün alınarak, ardışık kesikli reaktöre vermek üzere $+4^{\circ}\text{C}$ de depolanmıştır. Sıcaklığı sabit bir değerde tutmak için, reaktör sıcak odaya konulmuştur. Deney şartlarında sıcaklık 35 ± 2 °C dir. Reaktörün pH'sı başlangıçta derişik H_2SO_4 asit ile 6 civarında ayarlanırken, yüksek konsantrasyondaki $\text{SO}_4^{=}$ 'dan dolayı CaSO_4 çökeleklerinin reaktör girişini tıkaması sebebiyle pH derişik HCl asidi ile ayarlanmıştır. Aşı çamuru Paşabahçe Tekel Rakı Fabrikası anaerobik yukarı akışlı çamur yataklı reaktöründen alınmıştır.

4.1.2 Analiz Yöntemleri

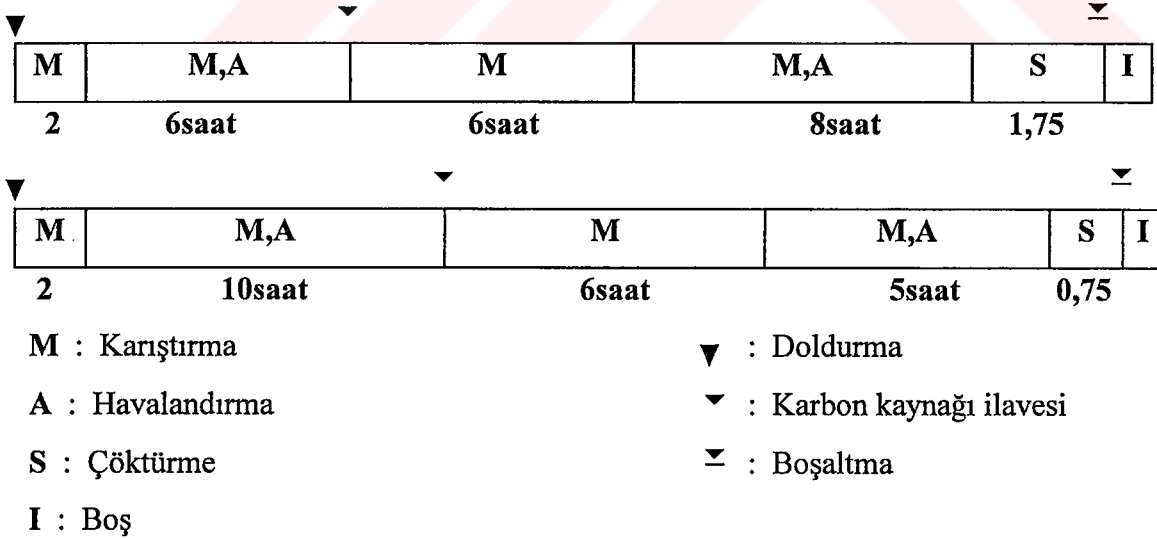
Tüm analizler Standart Methodlar'da (APHA, 1995) belirtildiği şekilde yapılmıştır. Sıcaklık ve pH hergün kontrol edilmiştir. Reaktörün giriş ve çıkışında KOİ ve alkalinite haftada 2-3 kez izlenmiştir. Reaktör çıkışındaki AKM ve UAKM hidrolik bekletme süresi değişimlerinde ölçülmüştür. Anaerobik arıtma ön arıtma amacıyla kullanıldığından, arıtma verimi sadece KOİ bazında dikkate alınmış, diğer parametreler reaktörü kontrol etmek amacıyla izlenmiştir.

4.2 Sızıntı Suyunun Anaerobik Arıtma Sonrası Ardışık Kesikli Reaktörde Arıtımı

4.2.1 Deney Düzeneği

Sızıntı suyunda azot gideriminin araştırılması amacıyla, anaerobik ön arıtma görmüş sızıntı suyu ardışık kesikli reaktörde arıtılmıştır. Ardışık kesikli reaktör L=80cm yüksekliğinde, $\phi=12$ cm çapında, üzerinde numune alma ve besleme ağızlıkları olan silindirik bir reaktördür. Besleme peristaltik pompa kullanılarak gerçekleştirilmiştir. Karıştırma tabana yerleştirilen manyetik karıştırıcı ile sağlanmıştır. Havalandırma ve ilave karıştırma reaktöre yerleştirilen hava taşlarıyla, reaktör içinde çözünmüş oksijen konsantrasyonu 2 mg/L'den büyük olacak şekilde akvaryum pompaları kullanılarak sağlanmıştır. Reaktör boşaltılması selenoid vana kullanılarak yerçekimiyle temin edilmiştir. Tüm ekipman 5 adet zaman saatine bağlı olarak, besleme, karıştırma, havalandırma ve boşaltma işlemleri otomatik olarak gerçekleştirilmiştir. Gün içinde numune almada, buzdolablı Sigma Motor marka otomatik numune alıcı kullanılmış, gece otomatik olarak alınan numuneler +4°C de buzdolabında muhafaza edilmiştir. Ardışık kesikli reaktör 24 saatlik döngüde aerobik, anoksik, aerobik şartlarda işletilmiştir. Doldurma periyodunun sonunda reaktörün sıvı hacmi 5 L, boşaltmadan sonra 2.25 L'dir. Doldurma periyodunun başında, 2.75 L atıksu reaktöre peristaltik pompa ile beslenmiştir. Çöp sızıntı suyunda fosfor yeterli miktarlarda bulunmadığından, fosfor konsantrasyonu 2 mg/L'den fazla olacak şekilde, atıksuya %1'lik H_3PO_4 çözeltisi eklenmiştir. 2 saatlik anoksik beslenme ve karıştırma periyodunun sonunda, reaktör 5 L sıvı hacmine ulaşmıştır. Anoksik besleme ve

karıştırma periyodunu takiben, reaktör havalandırılmıştır. 1. aerobik periyodun sonunda hava kesilip, reaktör sadece karıştırılarak anoksik şartlarda işletilmiştir. Anoksik periyodun başında, denitrifikasyon için gerekli olan ilave karbon kaynağı peristaltik pompa ile reaktöre beslenmiştir. İlave karbon kaynağı olarak, çalışma süresince ham atıksu ve $\text{Ca}(\text{CH}_3\text{COO})_2$ çözeltisi kullanılmıştır. Anoksik karıştırma periyodunun sonunda, ilave amonyak giderimi sağlamak ve çamur yüzme problemini önlemek amacıyla reaktör yeniden havalandırılmıştır. Çökelme periyodu sonunda, selenoid vana vasıtasıyla duru faz 2.25 L seviyesine kadar boşaltılmıştır. Sistemde çamur yaşının ayarlandığı durumlarda, reaktörden gerekli miktarda çamur atılmıştır. 24 saatlik döngünün sonunda 15 dakikalık bir boş faz bırakılmıştır. 24 saatlik döngüde herbir periyodun süresi Şekil 4.1'de gösterilmiştir. Giriş atıksu pH'sı 7-7.5 arasındayken, 1.aerobik faz süresince pH 7'ye ayarlanmıştır. pH'yı ayarlamak için %1'lik H_2SO_4 ve 1N NaHCO_3 kullanılmıştır. Sıcaklığı $20\pm 2^\circ\text{C}$ 'de sabit tutabilmek için, kış aylarında reaktör çevresinden borularla sıcak su sirküle edilmiştir. Denitrifikasyon için gerekli ilave karbon kaynağı olarak, ekonomik olması açısından, ham sızıntı suyunun kullanılabilirliği araştırılmıştır. Bu çalışma kapsamında, ilave karbon kaynağı olarak ham sızıntı suyunun yanında kalsiyum asetatın da sistemin arıtma verimine etkisi araştırılmıştır.



Şekil 4.1. Ardışık kesikli reaktörde uygulanan işletme süreleri

Aşı çamuru Ülker Bisküvi Fabrikası Atıksu Arıtma Tesisinin havalandırma havuzundan alınmıştır. Aşı çamuru çok iyi çökelme özelliğine sahip olmasına rağmen; UAKM/AKM oranı %38 idi. Bu sebeple, çamurun hem atıksuya alıştırılması hem de canlılık oranının artırılması amacıyla, reaktör alıştırma döneminde, giriş KOİ'si 2,000 mg/L'ye seyreltilmiş ham sızıntı suyu ile beslenmiştir. Alıştırma döneminde çamur yaşı, $\theta_c=15$ gün olarak seçilmiştir. Çamur sızıntı suyuna alıştırıldıktan sonra, sistem üzerinde çeşitli denemeler yapılmış ve daha sonra anaerobik arıtma çıkışı sızıntı suyu ile reaktör beslenmiştir.

Ardışık kesikli reaktörde azot giderimi üzerine yürütülen çalışmalar, iki seri halinde incelenmiştir. İki seri de aynı başlangıç koşullarında işletmeye alınmıştır. 1. seri deneylerde, musluk suyu ile seyreltilmiş ham sızıntı suyu ile alıştırma aşamasını takiben, sisteme nitrifikasyon kabiliyeti kazandırmak ve yüksek amonyak konsantrasyonuna sahip anaerobik arıtma çıkışı sızıntı suyuna yakın konsantrasyonda sisteme NH_4^+-N verilmesi amacıyla, giriş suyunun NH_4^+-N konsantrasyonunun NH_3 çözeltisi ile kademeli olarak artırılması düşünülmüştür. Ancak bu uygulama sonucu sistemin arıtma veriminde ve çamur çökelme özelliğinde bozulma meydana gelmiştir. Sistemde düzelme sağlandıktan sonra, reaktöre anaerobik arıtma çıkışı verilip olumlu sonuçlar alındıktan sonra 1. seri deneylere son verilmiştir. Çalışmanın 1. serisinde sistem 8 ay süreyle izlenmiştir. Çalışmanın 2. serisinde, 1. seri de elde edilen verilerden yararlanılarak, seyreltilmiş ham atıksuya NH_3 ilavesi aşaması atlanarak, sistem alıştırma döneminin sonunda anaerobik arıtma çıkış suyu ile beslenmiştir. 2. seride sistem 5 ay süreyle izlenmiştir.

Ardışık kesikli reaktörde, giriş-çıkış NH_4^+-N , NO_3^--N ve NO_2^--N konsantrasyonu hergün, KOİ gün aşırı izlenmiştir. Reaktörde tekrarlanan sonuçlara (yarı kararlı hal) ulaşıldıktan sonra, 24 saatlik döngüde, herbir periyodun başında ve sonunda numuneler alınarak Whatman GF/C filtre kağıdından süzildükten sonra KOİ, NH_4^+-N , NO_3^--N , NO_2^--N analizleri yapılmıştır. Herbir yarı kararlı halde gün içindeki salınımlar elde edilmiştir. Ayrıca reaktörde sürekli izlemede elde edilen analiz sonuçları da grafikler halinde sunulmuştur.

4.2.2 Analiz Yöntemleri

Tüm analizler Standart Methodlar'da (APHA, 1995) belirtildiği şekilde yapılmıştır. Sıcaklık, pH ve giriş-çıkış $\text{NH}_4^+\text{-N}$, $\text{NO}_3^-\text{-N}$, $\text{NO}_2^-\text{-N}$ konsantrasyonu hergün izlenmiştir. Reaktörün giriş ve çıkışında KOİ analizleri gün aşırı yapılmıştır. AKM ve UAKM haftada bir izlenmiştir. BOİ_5 analizleri her bir kararlı halin sonunda, en az iki analiz yapıp ortalaması alınarak rapor edilmiştir. BOİ_5 analizleri sadece çalışmanın 2. serisinde izlenmiştir. Çamur hacim indeksi, SVI reaktörde çamurda gözlemlenen çökelme özelliğine bağlı olarak izlenmiştir.

4.3 Sızıntı Suyunda Biyolojik Ayrışabilirliğin Belirlenmesi

4.3.1 Deney Düzenegi

Sızıntı suyunun anaerobik arıtma öncesi ve sonrasında biyolojik ayrışabilirliğinin belirlenmesi amacıyla bir seri deney yapılmıştır. Bu amaçla, ham sızıntı suyu ve anaerobik arıtma çıkış sızıntı suyunda kolay ayrışabilir organik madde, S_{S0} ve çözülmüş inert KOİ , S_{I0} belirlenmiştir.

4.3.1.1 Çözülmüş İntert KOİ

Çözülmüş inert KOİ belirlenmesi, süzölmüş atıksu ve eşdeğerinde hazırlanmış glikoz çözeltisi 1'er litrelik hacimde iki ayrı reaktöre konarak 50 mg/L UAKM konsantrasyonu sağlayacak şekilde biokütle ilavesi yapılmıştır. Reaktörlere besi maddesi ilavesi yapılmış ve zamana karşı süzölmüş KOİ değerleri KOİ değişiminin olmadığı ana kadar ölçülmüştür. Sonuçlar yöntem gereği değerlendirilerek atıksuların inert KOİ oranları belirlenmiştir (Germirli ve diğ., 1991).

4.3.1.2 Kolay Ayrışabilir Organik Madde

Kolay ayrışabilir organik maddenin bulunması aerobik şartlar altında kesikli olarak çalıştırılan silindirik reaktörlerde gerçekleştirilmiştir. Gereken miktarda nütrient eklenerek ortamda 7-8 mg/L oksijen konsantrasyonu sağlayarak, zamana karşı OTH ölçümleri yapılmıştır. Difüzörlerle havalandırılıp manyetik karıştırıcıyla tam

karışımı sağlanan erlenlerden alınan numunelerde çözünmüş oksijen ölçümleri 4-5 saat sürdürülmüştür. Nitrifikasyondan kaynaklanan girişimleri engellemek için Formula 2533 (Hach Company) inhibitörü eklenmiştir. Sonuçlar yöntem gereği değerlendirilerek S_{S0} hesaplanmıştır (Çokgör ve diğ., 1998).

4.3.2 Analiz Yöntemi

Tüm analizler Standart Methodlar'da (APHA, 1995) belirtildiği şekilde yapılmıştır. Süzölmüş numune Whatman GF/C kağıdından süzöldükten sonra altta kalan numune olarak alınmıştır. Çözünmüş oksijen konsantrasyonu ölçümü WTW Oxi 538 oksimetre ile yapılmıştır.



5. DENEY SONUÇLARININ DEĞERLENDİRİLMESİ

5.1 Çalışmada Kullanılan Sızıntı Suyunun Karakterizasyonu

Bu çalışmada, İstanbul Büyükşehir Belediyesi Kemerburgaz katı atık düzenli depolama alanında oluşan sızıntı suları kullanılmıştır. Atıksu çalışma süresince 1-2 ayda bir alınmış ve +4°C de depolanmıştır. Ham atıksu anaerobik arıtma giriş suyu olarak kullanılmıştır. Çalışma süresince, Ocak 1998- Nisan 1999 tarihleri arasında numune alınmıştır. Atıksuyun karakterizasyonu bu zaman aralığında mevsimlere göre değişiklik göstermiştir. Tablo 5.1'de 1998 yılında mevsimlere göre atıksu karakterizasyonundaki değişiklikler gösterilmiştir. Tablo 5.2'de ise aynı depo alanından çeşitli zamanlarda alınarak İ.T.Ü. Çevre Mühendisliği Laboratuvarında analizi yapılan sızıntı sularının karakterizasyonu verilmektedir.

Tablo 5.1 Çalışmada kullanılan sızıntı suyu karakterizasyonunun mevsimlere göre değişimi

Parametre*	Ocak 1998	Mart 1998	Temmuz 1998	Ekim1998
pH	7.6	6.98	7.74	6.9
KOİ _{TOP}	10,300	34,000	15,600	44,000
KOİ _{SÜZ}	10,000	33,500	15,000	40,000
BOİ ₅	6,500	21,000	9,000	30,000
TKN	2,300	2,500	2,400	2,050
NH ₄ -N	1,900	1,650	2,000	1,950
NO ₃ -N	0.5	4.5	1.5	2
NO ₂ -N	-	1	0.8	0.5
Orto-P	5	3.3	4.1	-
AKM	585	1,150	800	2,000
UAKM	310	715	500	1,300
SO ₄ ⁼	200	**	**	**
Tfe	**	50	**	100
Zn	**	2	**	**
Pb	**	1.7	**	**
Ni	**	0.68	**	**
Mn	**	39	**	**
Alkalinite	11,000	9,250	11,500	8,500

* Birimler pH hariç mg/L'dir.

** Analiz yapılmamıştır.

Tablo 5.2 Kemerburgaz depo alanı sızıntı suyunun Ekim 1998-Nisan 1999 tarihleri arasındaki karakterizasyonu (İ.T.Ü. Çevre Müh. Lab.)

Parametre*	Ekim 1998	Kasım 1998	Aralık 1998	Ocak 1999	Şubat 1999	Mart 1999	Nisan 1999	Ortalama	Std.Sapma
pH	**	6.8	7.2	7.3	7.3	7.5	7.8	7.31	0.33116
KOİ	39,500	31,600	21,000	26,900	29,200	19,000	10,150	25,336	9,546.3
BOİ ₅	29,500	19,000	15,000	18,500	23,000	12,800	8,900	18,100	6,798
AKM	1,165	640	560	645	210	500	560	611.429	284.967
TÇM	29,800	23,100	16,600	22,000	15,900	19,400	15,350	20,307.14	5,153.351
TKN	1,890	2,033	1,345	2,350	1,610	1,700	1,800	1,818.286	320.3315
NH ₄ ⁺ -N	1525	2010	630	1,435	1,360	1,690	1,740	1,484.286	434.6304
TP	70	21	19.2	45	8.5	21.6	77	34.4714	26.99906
Pb	0.5	0.5	0.8	1	1	1	0.6	0.7714	0.236
Cd	0.1	0.05	0.1	0.2	0.2	0.2	0.1	0.1357	0.0626
Cr	0.05	1.4	4.5	0.85	0.5	0.5	0.7	1.214	1.506
Fe	2.5	193	23.5	60	45	1	37	51.714	65.932
Zn	10.5	2.1	0.8	1.25	0.7	0.1	0.9	2.3357	3.6511
İletkenlik	32,000	33,000	24,500	32,000	26,000	32,400	30,000	29,985.714	3,391.3756

* Birimler pH (-) ve iletkenlik (mho/cm) hariç mg/L'dir.

**Analiz yapılmamıştır.

Tablo 5.1 de görüldüğü gibi, sızıntı suyunun karakterizasyonu mevsimlere göre oldukça farklılık göstermiştir. Buna göre, Temmuz ayındaki organik kirliliğin Ekim ayına göre daha düşük olduğu görülmektedir. Bunun muhtemel sebebi, bu bölgeye düşen yağmurlardır. Yağmurlu dönemlerde atıksu yüzeysel sularla seyrelmiştir. Kış aylarındaki organik kirliliğin düşük olması, çöpe atılan kül gibi inorganik atıkların fazla olmasından kaynaklanmıştır.

5.2 Sızıntı Suyunun Yukarı Akışlı Havasız Çamur Yataklı Reaktörde Arıtımı

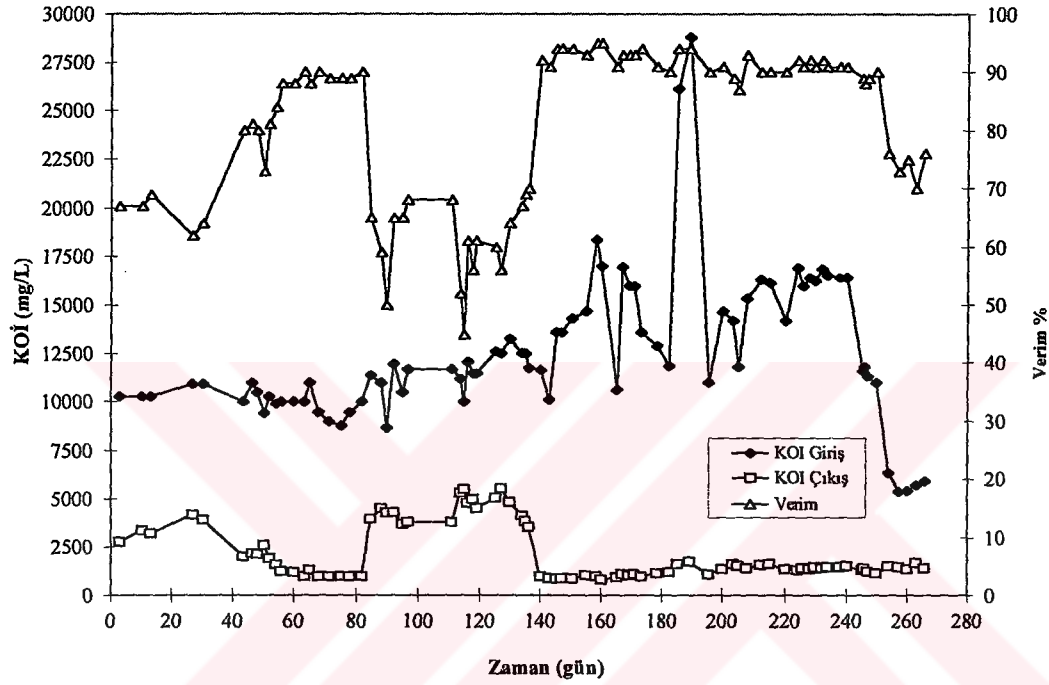
İşletmeye Alma : Aşı çamuru Paşabahçe Tekel Rakı Fabrikası anaerobik yukarı akışlı reaktöründen alınarak, 82 gün süreyle çöp sızıntı suyuna alıştırmıştır. Bu dönemde, pH ayarı iki farklı asit ile yapılmıştır. Sızıntı suyu arıtan yukarı akışlı reaktörlerde sıkça rastlanan reaktör giriş ve çıkış yapılarının tıkanması problemini bir derece azaltmak amacıyla, atıksu pH ayarı başlangıçta HCl asidiyle yapılmıştır. Atıksu giriş KOİ'si yaklaşık 10,000 mg/L olacak şekilde bekletilmiş musluk suyu ile seyreltilerek reaktöre verilmiştir. pH'nın HCl asidi ile ayarlandığı ilk 30 günlük sürede, organik yükleme hızı ortalama 5.42 kgKOİ/m³gün ve hidrolik bekletme süresi 1.9 gün iken, arıtma verimi %67 civarında kalmıştır. Verimin çok fazla değişmemesi üzerine, alıştırma döneminde pH ayarı için HCl asidi yerine H₂SO₄ kullanılmıştır. İşletmeye alınan bu ikinci döneminde (30-82. günler), arıtma verimi kısa sürede %80'e ve 63. günde de %90'a ulaşmıştır (Şekil 5.1). Arıtma veriminde KOİ bazında bu ani artışın sebebinin, sülfat indirgeyen bakterilerin etkisinden kaynaklandığı düşünülmektedir. Alıştırma döneminin sonunda, reaktör giriş yapısının tıkanmasıyla pH ayarı için tekrar HCl asidi kullanılmaya başlanmıştır.

Sızıntı suyunun anaerobik ön arıtılması üzerine yürütülen çalışmalar 266 gün sürmüştür. Alıştırma döneminden sonra, çalışmaya dört ayrı işletme koşulunda devam edilmiş ve herbiri bir faz olarak adlandırılmıştır. Tablo 5.3'de herbir fazdaki işletme parametreleri ve elde edilen arıtma verimleri ortalama değerleriyle beraber verilmiştir.

Tablo 5.3 Anaerobik reaktör işletme parametreleri aralık ve ortalama değerleri

Parametre	FazI	FazII	FazIII	FazIV	FazV	FazVI
KOİ _{giriş} (mg/L)	10,300-10,920	8,750-11,000	8,660-13,250	10,140-28,800	11,000-11,825	5,385-6,350
Ortalama	10,550	9,925	11,573	15,500	11,440	5,750
Standart Sapma	305	615	1,045	3,750	309	357
KOİ _{çıkış} (mg/L)	3,185-4,160	950-2,580	3,500-5,480	35-1,750	1,130-1,395	1,365-1,700
Ortalama	3,605	1,465	4,455	1,240	1,266	1,490
Standart Sapma	365	525	618	268	96	116
L _v (kgKOİ/m ³ g)	5.42-5.74	4.38-5.5	7.53-11.52	3.38-9.6	4.68-5.03	3.98-4.7
Ortalama	5.55	4.96	10.06	5.17	4.86	4.26
θ _h (gün)	1.9	2	1.15	3	2.35	1.35
Verim(%)	%62-69	%73-90	%45-70	%87-95	%88-91	%70-76
Ortalama	%66	%85	%61	%92	%89	%74
Süre	0-30	30-82	82-136	136-240	240-250	250-266
Kullanılan asit	HCl	H ₂ SO ₄	HCl	HCl	HCl	HCl

III.Faz : Çalışmanın III. fazında organik yükleme hızı iki katına (ort. 10 kgKOİ/m³gün) çıkarılmıştır. Organik yükleme hızı, hidrolik bekletme süresi 2 günden 1.15 gün'e indirilerek artırılmıştır. Şekil 5.1 de görüldüğü gibi, III. fazda arıtma verimi %45'e kadar azalma göstermiş, ortalama olarak %65'lerde kalmıştır. Bu dönemde giriş pH'sının 6'nın altına düştüğü günlerde (114, 115, 116 ve 127. günler), arıtma verimi %45-55 değerlerine düşmüştür.



Şekil 5.1 Sızıntı suyunun anaerobik ön arıtılmasında elde edilen KOİ giderim verimleri

IV.Faz : III. fazda istenilen arıtma verimine ulaşılamaması nedeniyle, çalışmanın IV. fazında giriş KOİ'si fazla değiştirilmeden, hidrolik bekletme süresi 3 güne çıkarılarak reaktör işletilmiştir. Organik yükleme hızı 3.38 kgKOİ/m³gün'den yavaş yavaş artırılarak 9.6 kgKOİ/m³gün değerine kadar artırılmıştır. Organik yükleme hızı 9.6 kgKOİ/m³gün iken, arıtma verimi %94 civarında olmasına rağmen; çalışmanın anaerobik ön arıtma sonrasında aerobik azot giderimi için uygun çıkış kalitesi elde edilememesi sebebiyle, bu çalışma kapsamında yüksek giriş KOİ değerlerinde çalışılamamıştır. Reaktörün IV. fazda işletmeye alındığı ilk günden itibaren, arıtma verimi %90'ın üzerinde, çıkış suyu KOİ'si 900 mg/L değerine kadar düşmüş, ortalama 1,400 mg/L civarında kalmıştır. Ardışık kesikli reaktörde azot giderimi

amacıyla yapılan çalışmanın ikinci arıtma kademesinde, çoğunlukla IV. fazda arıtılan çıkış suları kullanılmıştır. Reaktör bu fazda 104 gün süreyle işletilmiştir. IV. fazda 203. ve 205. günlerde arıtma veriminde düşüş gözlenmiştir. Arıtma verimindeki bu düşüşün sebebi, giriş ve çıkış pH'sındaki ani yükseliştir.

V.Faz : Çalışmanın bundan önceki fazlarında, en iyi işletme şartlarına hidrolik bekletme süresi 3 günde ulaşıldığından, hidrolik bekletme süresinin etkisinin gözlenmesi amacıyla, hidrolik bekletme süresi azaltılarak reaktör performansı izlenmiştir. V. fazda, hidrolik bekletme süresi 2.35 gün alınmıştır. Diğer işletme parametrelerinde değişiklik yapılmamasına rağmen (ortalama organik yükleme hızı 4.89 kgKOİ/m³gün), arıtma veriminde bir miktar düşüş meydana gelerek %89 civarında kalmıştır.

VI.Faz : Çalışmanın son aşamasında, hidrolik bekletme süresi 1.35 güne indirilmiştir. Organik yükleme hızı ortalama 4.23 kgKOİ/m³gün olmasına rağmen, arıtma verimi ortalama %75 civarında kalmıştır. Elde edilen sonuçlar ışığında, pH ve yüksek amonyak konsantrasyonunun; organik yükleme hızı ve hidrolik bekletme süresinin anaerobik arıtmaya etkisi aşağıda incelenmiştir.

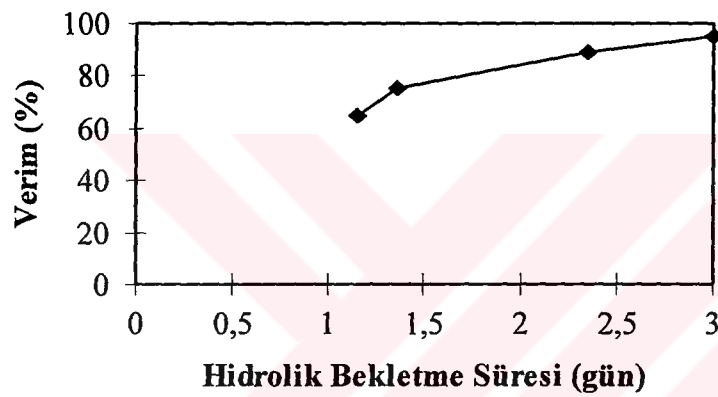
pH ve Yüksek NH₃'ün Anaerobik Arıtmaya Etkisi

Tablo A1'de görüldüğü gibi, giriş pH'sının 6'nın altında olduğu durumlarda arıtma verimi düşerken, çıkış pH'sı 8.5 civarında amonyak inhibisyonu meydana gelmiştir. Anaerobik sistemlerde, yüksek amonyak konsantrasyonunun yüksek pH değerlerinde inhibisyona sebep olduğu rapor edilmektedir (Speece,1996). Şekil 2.4'de de görüldüğü gibi, su ortamında artan sıcaklık ve pH'ya bağlı olarak iyonlaşmamış NH₃ konsantrasyonu artmaktadır. Buna göre, bu çalışmada 1,000-2,000 mg/L NH₄⁺-N giriş konsantrasyonunda, 35°C ve 7.5 pH'da serbest amonyak yüzdesi %5, konsantrasyonu ise 50-100 mg/L arasındadır. McCarty ve McKinney (1961)'e göre, 150 mg/L serbest amonyak konsantrasyonunun inhibisyon seviyesi olduğu rapor edilmektedir. Bir başka çalışmada ise, anaerobik arıtmada NH₄⁺-N toksisite seviyesi olarak 1,500-2,500 mg/L NH₄⁺-N verilmektedir (Wu ve diğ., 1987). Bu bilgiler

ışığında, bu çalışmada da yüksek pH seviyelerinde NH_3 inhibisyonu seviyesine ulaşıldığı ancak toksik etki oluşturmadığı söylenebilir.

Organik Yükleme Hızı ve Hidrolik Bekletme Süresinin Anaerobik Arıtmaya Etkisi

Şekil 5.2.'de hidrolik bekletme süresinin anaerobik arıtma verimine etkisi gösterilmiştir. Buna göre, sızıntı suyunun arıtıldığı bu çalışmada işletmeye alma dönemi hariç, hidrolik bekletme süresinin 1 günden 2 güne çıkarılmasıyla arıtma verimi önemli ölçüde artmakla beraber; 2 günün üzerinde arıtma veriminde çok fazla bir artış olmamaktadır.



Şekil 5.2 Sızıntı suyunun anaerobik arıtımında hidrolik bekletme süresinin anaerobik arıtma verimine etkisi

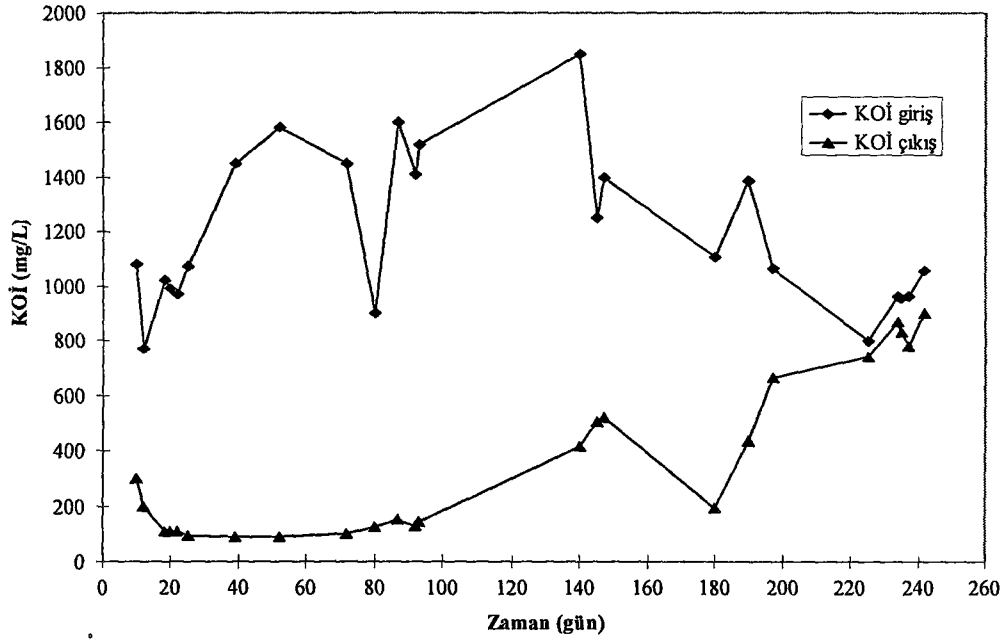
5.3 Sızıntı Suyunun Anaerobik Arıtma Sonrası Ardışık Kesikli Reaktörde Arıtımı

5.3.1 Ardışık Kesikli Reaktörde 1. Seri Deney Sonuçları

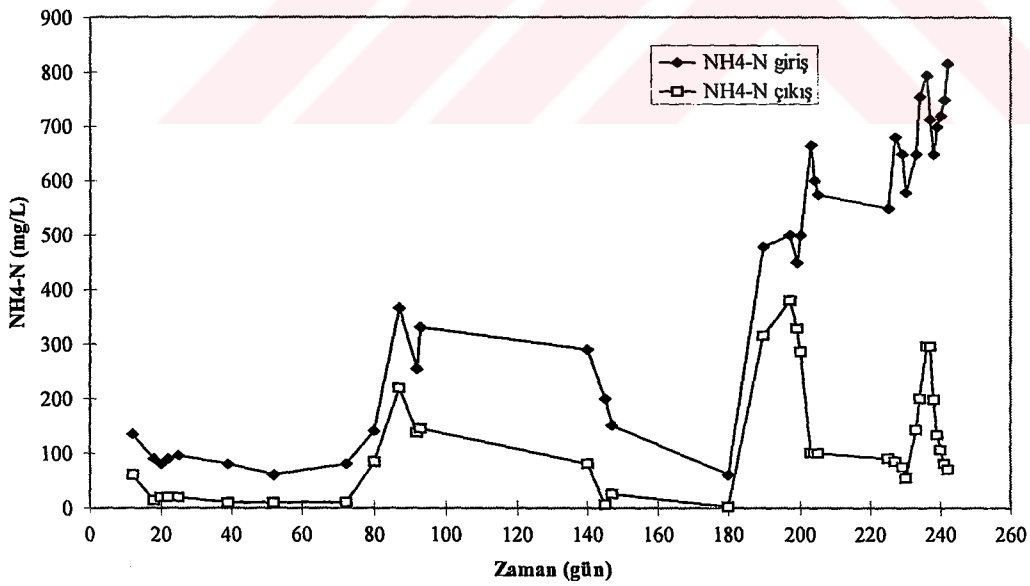
Ardışık kesitli reaktörde azot giderimi amacıyla yapılan çalışmaların 1. seri deneylerinde, aşı çamuru 80 gün süreyle giriş KOİ değeri $1,000 \pm 100$ mg/L ve NH_4^+ -N değeri 100 ± 20 mg/L olan, musluk suyu ile seyreltilmiş ham atıksuya alıştırılmıştır. Bu dönemde, sistemde KOİ giderim verimi %70'den %94'e, NH_4^+ -N giderim verimi %55'den %87'e ulaşmıştır (Şekil 5.3 ve Şekil 5.4). UAKM/AKM oranı da, 0.58'den 0.90'a yükselmiştir. Çalışmanın 1.serisinde, gün içinde pH ayarlanmamıştır.

Atıksuyun giriş pH'sı 7.3-7.5 ve reaktörden çıkış pH'sı 8-8.4 arasında değişmiştir. Alistırma döneminde reaktörde ulaşılabilen en düşük çıkış NH_4^+ -N değeri 10 mg/L olmuştur.

Alistırma dönemini takiben, mikroorganizmayı yüksek amonyak konsantrasyonlu anaerobik arıtma çıkış sızıntı suyuna alıştırmak amacıyla, seyreltilmiş ham sızıntı suyunun NH_4^+ -N konsantrasyonunu kademeli olarak yükseltmek için NH_3 çözeltisi eklenmiştir. Giriş atıksuyuna NH_3 eklendikten sonra pH 7.5'a ayarlanarak sisteme verilmiştir. Giriş NH_4^+ -N konsantrasyonu 90 mg/L'den kademeli olarak artırılarak 350 mg/L'ye kadar yükseltilmiştir. Giriş NH_4^+ -N konsantrasyonunun yükseltilmesiyle beraber, NH_4^+ -N giderim verimi %87'den %40'a düşmüştür. NH_4^+ -N giderimindeki bu düşüşe rağmen KOİ gideriminde çok önemli bir azalış gözlenmemiştir (Şekil 5.3). Giriş NH_4^+ -N konsantrasyonun yükseltilmeye başlamasından 7 gün sonra, çamur çökelme özelliğinde önemli ölçüde bozulmalar meydana gelmiştir. 87.günde SVI 185 mL/g olarak ölçülmüştür. Sistemde amonyak gideriminde artış olmaması ve çamur çökelme özelliğinin aşırı bozulması (SVI=210 mL/g) üzerine, 95.günden itibaren NH_3 ilavesine son verilmiştir. 145.güne kadar reaktörde KOİ ve azot türlerinin giderim verimi izlenmemiş, sadece çamur çökelme probleminin çözümü üzerine denemeler yapılmıştır. Çamur çökelme özelliğini düzeltmek amacıyla, ilk olarak NH_3 ilavesi kesilmiştir. Sistemde önemli bir düzelme meydana gelmeyince, sırasıyla anoksik karıştırma süresi 6 saatten 2 saate indirilmiştir, böylece 24 saatlik döngüde toplam 10 saat olan anoksik arıtma süresi 6 saate düşürülmüştür. Bununla beraber, seyreltilmemiş ham atıksu reaktörden alınan 500 mL çamurla ilk yarım saat karıştırılarak (selektör modeli), yüksek F/M'de filametli mikroorganizmaların giderimi amaçlanmıştır. Bu arada $\theta_c=15$ günden 10-12.5 güne indirilmiştir. 45 günlük çalışma sonunda, Tablo 5.4'de görüldüğü gibi, çamur çökelme problemi önemli ölçüde çözülmüştür (SVI=210 mL/g'dan 110 mL/g'a düşmüştür).



Şekil 5.3 Ardışık kesikli reaktörde 1.seride KOİ giderimi



Şekil 5.4 Ardışık kesikli reaktörde 1.seride NH_4^+ -N giderimi

Tablo 5.4 AKR’de 1.seride çamur konsantrasyonu ve çamur çökelme özelliği

Zaman,gün	AKM, mg/L	UAKM, mg/L	UAKM/AKM, %	SVI, mL/g
10	4,540	2,600	57	40
18	5,750	4,710	82	-
52	4,090	3,500	86	-
65	4,350	3,800	87	-
70	4,070	3,500	86	120
71	4,130	3,640	88	-
72	4,190	3,570	85	-
84	3,700	3,200	86	-
87	3,650	3,100	85	185
96	4,300	3,655	85	210
103	4,500	3,800	84	-
133	4,320	4,080	94	125
137	4,160	3,740	90	130
140	4,810	4,300	89	110
200	6,550	3,300	50	50
205	7,190	3,320	46	-
240	9,500	3,325	35	30

140. günden itibaren reaktör yeniden izlenmiştir. Ham sızıntı suyunun karakterinden dolayı, bu dönemde seyreltilen sızıntı suyunun giriş KOİ ve $\text{NH}_4^+\text{-N}$ değerleri NH_3 ilavesi yapmaksızın bir miktar artmıştır. Giriş KOİ ve $\text{NH}_4^+\text{-N}$ giriş değerleri sırasıyla $1,200\pm 200$ mg/L ve 200 ± 50 mg/L’dir. 140-180. günler arasında KOİ giderim verimi bir miktar düşerek $\%65\pm 5$ ve $\text{NH}_4^+\text{-N}$ giderim verimi $\%75\pm 5$ civarındadır.

Sistemde düzelmenin meydana gelmesiyle, 190. günden itibaren ardışık kesikli reaktör anaerobik arıtma görmüş sızıntı suyu ile beslenmeye başlamıştır. 52 gün besleme süresince anaerobik arıtma çıkışı sızıntı suyunun KOİ ve $\text{NH}_4^+\text{-N}$ konsantrasyonları sırasıyla $1,000\pm 200$ mg/L ve 600 ± 150 mg/L arasında değişmiştir. Reaktörün anaerobik arıtma çıkış suyu ile beslendiği dönemde, sistemden çamur atılması durdurulmuştur. Anaerobik arıtma sonrası sızıntı suyunda yapılan çalışmalardan da görüleceği gibi, atıksuyun biyolojik ayrışabilir kısmının çok düşük olması nedeniyle, sistemde çamur üremesi yavaşlamış ve UAKM/AKM oranı $\%35$ ’lere kadar düşmüştür (Tablo 5.4). Bu dönemde $\text{SVI}=30$ mL/g’a kadar düşerek çamur çökelme özelliği mükemmel bir hale gelmiştir. KOİ ve amonyak giderim verimleri $\%15\text{-}20$ ve $\%80\text{-}90$ ’dır. Elde edilen en düşük çıkış $\text{NH}_4^+\text{-N}$ konsantrasyonu

55 mg/L $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 'dir. Ardışık kesikli reaktörde 1.seride elde edilen deney sonuçları Ekler bölümünde Tablo A.2'de verilmiştir.

5.3.2 Ardışık Kesikli Reaktörde 2. Seri Sonuçları

Ardışık kesikli reaktörün 2.seride işletme parametreleri Tablo 5.5'de verilmektedir. 2.seride reaktörde her bir fazda elde edilen sonuçlar sebep-sonuç ilişkisiyle aşağıda tek tek yorumlanmıştır :

Tablo 5.5 Ardışık kesikli reaktörde 2.seride işletme parametreleri

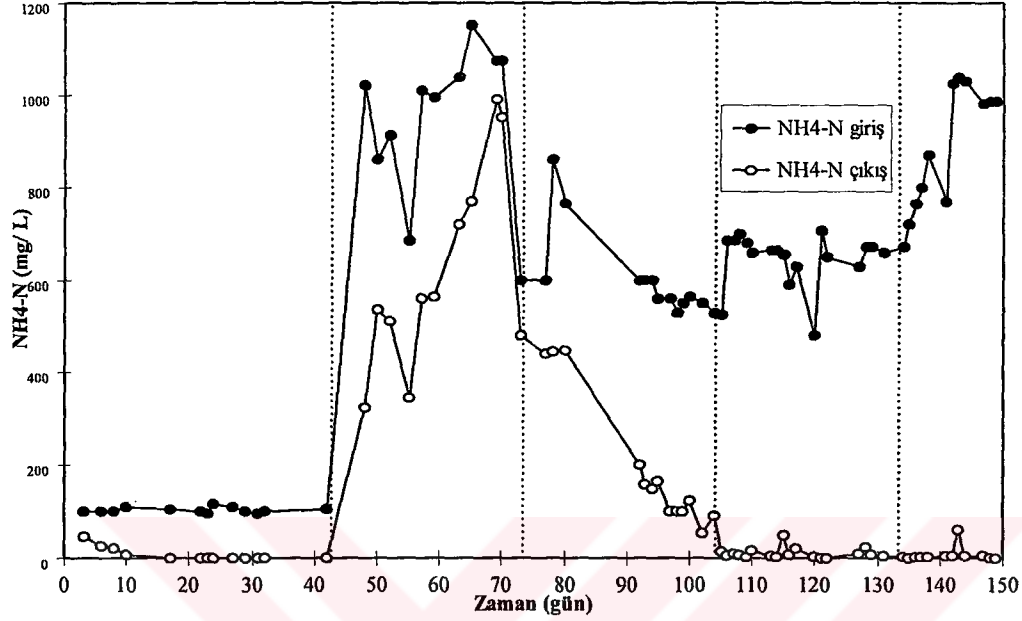
İşletme Günleri	1.aşama		2.aşama		3.aşama
	0-42	43-72	73-103	104-132	133-149
Volumetrik değişim oranı,%	55	55	55	55	55
N yükleme hızı, $\text{kgNH}_4^+\text{-N/kgUAKM gün}$	0.028	0.28	0.16	0.13	0.12
UAKM, mg/L	3,500	3,500	3,750	5,000	8,000
Çamur yaşı, gün	15	15-90 ^(*)	15-90 ^(*)	15-90 ^(*)	15-90 ^(*)
$\text{KOİ/NH}_4^+\text{-N}$ oranı	20	1.30	1.50	1.54	1.68
1.aerobik faz süresi, saat	6	6	6	10	10

^(*) Numune alma haricinde çamur atılmamıştır.

Nitrifikasyon

Ardışık kesikli reaktör, çamurun hem sızıntı suyuna alıştırılması hem de nitrifikasyon denitrifikasyon kabiliyeti kazandırılması amacıyla, 42. güne kadar musluk suyu ile seyreltilmiş ham atıksu ile beslenmiştir. Giriş $\text{NH}_4^+\text{-N}$ konsantrasyonu yaklaşık 100 mg/L, KOİ konsantrasyonu 2,000 mg/L'dir. 10.günde çıkış $\text{NH}_4^+\text{-N}$ konsantrasyonu 7.9mg/L'ye düşmüş, 17.günden itibaren ise amonyak tamamen giderilmiştir (Şekil 5.5). Bu periyod süresince amonyak gideriminin esas mekanizması, besleme atıksuyu (ham sızıntı suyu) biyolojik olarak kolay parçalanabilir yapıda olduğundan ($\text{BOİ}_5/\text{KOİ}=\%60\text{-}70$) biyoasimilasyondur. Nitrifikasyon bu aşamada amonyak gideriminin ikinci mekanizmasıdır (%15-35). Aerobik sistemlerde havalanma (air stripping) yoluyla amonyak gideriminin, aerobik reaktörde pH'nın 8'in altında olduğunda ihmal edilebilecek seviyede (<5) olduğu literatürde ifade edilmektedir (Carley ve Mavinic, 1991; Diamadopoulos ve diğ., 1996). Bu çalışmada aerobik fazda pH=7-7.5 aralığında tutulduğundan, havalanma ile $\text{NH}_4^+\text{-N}$ gideriminin ihmal edilebileceği düşünülmüştür. 1.aerobik fazda, amonyak azotu hemen hemen tamamen giderilmesine rağmen, denitrifikasyon aşamasında karbon kaynağı olarak

ham sızıntı suyu kullanıldığından, denitrifikasyon aşaması sonunda sistemde yeniden NH_4^+ -N konsantrasyonu artmıştır. Reaktöre eklenen ilave amonyak azotu da ikinci aerobik fazda giderilerek sistemin toplam amonyak azotu giderimi %100'e ulaşmıştır.



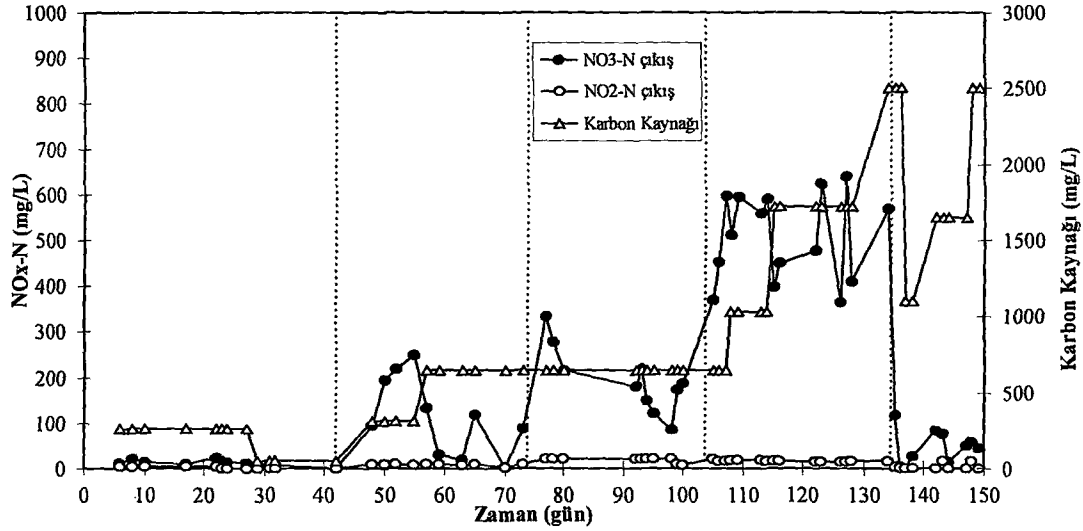
Şekil 5.5 Ardışık kesikli reaktörde 2. seride NH_4^+ -N giderimi

42. günden itibaren, reaktöre anaerobik ön arıtma görmüş sızıntı suyu beslenmiştir (giriş NH_4^+ -N=1,000-1,100 mg/L). Bu dönem içinde (43-72.günler arasında), sistem tamamen inhibe olmuştur (Şekil 5.5). Nitrifikasyonun inhibisyona uğraması hem 1.aerobik fazda hem de çıkışta NO_x -N üretimindeki ani azalışla da desteklenmiştir (Şekil 5.6). Literatürde de (Shiskowski ve Mavinic, 1998), NH_4^+ -N konsantrasyonunda benzer bir artış yapıldığında, nitrifikasyonda meydana gelen inhibisyondan bahsedilmektedir. Shiskowski'ye göre, sürekli olarak işletilen sonda denitrifikasyon-nitrifikasyon sisteminde (baz sızıntı suyu arıtılan), NH_4^+ -N konsantrasyonunun artırılması ile nitrifikasyon aşamasında üretilen NO_x -N'un artmasıyla denitrifikasyon aşamasında KOİ/NO_x -N miktarı artırılmıştır. Sonda denitrifikasyon reaktöründe, artan KOİ/NO_x -N oranı ile denitrifikasyon miktarı artmış; bu da pH'nın sistemde 1 derece artmasına neden olarak denitrifikasyonu izleyen nitrifikasyon aşamasında yüksek pH ve serbest amonyak azotu artması nitrifikasyonu inhibe etmiştir. Bu çalışmada da benzer bir inhibisyon olayı meydana gelmiştir. Şöyle ki, 1.aerobik fazda pH sürekli 7-7.5 aralığında tutulmasına rağmen,

bunu izleyen denitrifikasyon aşamasında pH yükselmekte ve 2.aerobik fazda ise pH ayarlanamadığından (otomatik pH kontrol sistemi olmadığından), yüksek pH'dan dolayı serbest amonyak inhibisyonu meydana gelmiştir. Bu dönemde denitrifikasyon fazında eklenen ham sızıntı suyu ile sisteme besleme suyunun haricinde yaklaşık 80 mg $\text{NH}_4^+\text{-N/L}$ ilave amonyak azotu eklenmiş, bu da 2.aerobik fazdaki serbest amonyak azotu inhibisyonunu artırmıştır. Bu dönemde çıkıştaki pH'nın 7.9-8.4 arasında olması da bu düşüncüyü doğrulamıştır. Denitrifikasyon aşamasında 43-72.günler arasında biyokütle miktarındaki artışta çok fazla olmadığından $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 'in biyoassimilasyonla giderimi önemli ölçüde olmamıştır. Diğer bir çalışma da, aerobik reaktörde tam nitrifikasyonun meydana gelebilmesi için 2 aylık bir süreye ihtiyaç duyulduğu gözlenmiştir (Walender, 1998). Reaktörü işletmeye alma devresinde, yukarıda da bahsedildiği üzere ham sızın suyunun kolay parçalanabilir yapıda olması nedeniyle sistem nitrifikasyondan çok heterotrofik çoğalma üzerine çalışmıştır.

İkinci aşamada aşırı yüksek amonyak azotunun yüklenmesi, sistemin nitrifikasyon kabiliyetinin yeterli olmaması nedeniyle nitrifikasyon inhibisyonu ile sonuçlanmıştır. Bu aşamada, sistemin nitrifikasyon kabiliyeti kazanabilmesi ve yüksek serbest amonyak inhibisyonunun engellenmesi amacıyla, reaktöre beslenen atıksuyun amonyak azotu konsantrasyonu yaklaşık 600 mgN/L seviyesine düşürülmüştür. $\text{NH}_4^+\text{-N}$ konsantrasyonunun düşürülmesi ile çıkış amonyak azotu konsantrasyonu da yavaş bir şekilde düşmeye başlamıştır. $\text{NH}_4^+\text{-N}$ konsantrasyonunun azaltılmasından 20 gün sonra sistemin $\text{NH}_4^+\text{-N}$ giderimi %73'e, 30 gün sonra %91'e yükselmiştir. Başlangıçtan 104 gün sonra, 1.aerobik fazın süresi 6 saatten 10 saate çıkarılıp, çökelme süresi 1.75 saatten 0.75 saate indirilmiştir. 1.aerobik fazın süresinde değişiklik yapılmasının nedeni, bu fazın sonunda daha fazla amonyağın $\text{NO}_x\text{-N}$ 'e oksitlenerek sistemin amonyak giderim veriminin artırılmasıydı. Çünkü 104.güne kadar 6 saatlik aerobik fazın sonunda başlangıç amonyak azotunun ancak %35-40'ı $\text{NO}_x\text{-N}$ 'e oksitlenebiliyordu. 104.günden itibaren çıkış $\text{NH}_4^+\text{-N}$ konsantrasyonu, pH'nın gün içinde ayarlanmadığı günler hariç (112,119,123,126.günler) 10 mgN/L'nin altına düşmüştür. 1.aerobik faz sonunda, denitrifikasyon için karbon kaynağı olarak ham sızıntı suyu kullanıldığından, ham atıksudan gelen amonyak azotu (80 mgN/L) ile beraber, sistemde giderilen $\text{NH}_4^+\text{-N}$ miktarı 1.aerobik fazın

süresi 6 saat iken $317 \text{ mg NH}_4^+-\text{N} / \text{L}$ gün ve bu süre 10 saate çıkarıldığında $591 \text{ mg NH}_4^+-\text{N} / \text{L}$ gün'dür.



Şekil 5.6. Ardışık kesikli reaktörde 2.seride çıkış $\text{NO}_x\text{-N}$ konsantrasyonları ve ilave karbon kaynağı konsantrasyonu değişimi

Sistemde amonyak azotu tamamen oksitlendikten yani sistem nitrifikasyon kabiliyeti kazandıktan sonra, giriş NH_4^+-N konsantrasyonu kademeli olarak önce 800 mgN/L ve daha sonra $1,100 \text{ mgN/L}$ değerine yükseltilmiştir. Bu ikinci şok NH_4^+-N yüklemesinde herhangi bir inhibisyona rastlanmamış bu da ilk varsayımları doğrulamıştır.

Çalışmanın 3.aşamasında , denitrifikasyonun başında karbon kaynağı olarak kalsiyum asetat eklenmiştir (133.günden itibaren). Karbon kaynağı olarak ham sızıntı suyu kullanılması sonucu, artan $\text{NO}_x\text{-N}$ konsantrasyonuna bağlı olarak ($\text{KOI/NO}_x\text{-N} = 4$) sisteme ilave $80\text{-}330 \text{ mgN/L}$ NH_4^+-N ekleniyordu. Bu da çıkışta $\text{NO}_x\text{-N}$ konsantrasyonunun yüksek olmasına sebep oluyordu. 3.aşamada giriş NH_4^+-N konsantrasyonunun $1,000 \text{ mgN/L}$ 'ye çıkarılmasına rağmen, çıkış amonyak azotu sürekli olarak $5 \text{ mg NH}_4^+-\text{N} / \text{L}$ 'nin altında kalmıştır.

Biyolojik azot gideren sistemlerde literatürde sıkça bahsedilen nitrit birikmesine (Wilderer, 1987; Martiensen, 1997; Münch, 1996) bu çalışma süresince

rastlanmamıştır. 1.aerobik faz sonunda ve reaktör çıkışında ölçülen NO_2^- -N/ NO_x -N oranı %7'yi geçmemiştir.

Denitrifikasyon ve İlave Karbon Kaynağı

Sızıntı suyundan azot giderilmesi üzerine yapılan çalışmalarda, denitrifikasyon aşamasında karbon kaynağı olarak asetat, metanol, glikoz ve bira atığı gibi kuvvetli atıkların kullanılması üzerine araştırmalar yapılmıştır (Carley, 1991). Bu çalışmada, ham sızıntı suyunun kolay parçalanabilir bir atık olması ve uçucu yağ asitleri içeriğinin yüksek olması sebebiyle, karbon kaynağı olarak ham sızıntı suyunun uygulanabilirliği araştırılmıştır. Burada denitrifikasyonun başında optimum şartlarda ham atıksu için $\text{KOİ}/\text{NO}_x$ -N oranı 4 olarak seçilmiştir (Barzacconi ve diğ., 1997).

Çalışmanın 3.ve 42.günleri arasında, 1.aerobik fazın sonunda oluşan NO_x -N konsantrasyonu yüksek olmadığından, denitrifikasyon aşamasında düşük karbon yüklemelerinde çalışılmıştır (Şekil 5.6).

Çalışmanın 2.aşamasında (43.ve132.günler), 1.aerobik fazda üretilen NO_x -N miktarı arttıkça (nitrifikasyonun artması ile) $\text{KOİ}/\text{NO}_x$ -N oranı da artırılmıştır. Nitrifikasyonun inhibisyona uğradığı 42.ve 70.günler arasında $\text{KOİ}/\text{NO}_x$ -N oranı 2'den 4'e çıkarılmıştır. Bu orandaki artış, ham atıksu miktarındaki bir miktar artışla beraber 1.aerobik fazda üretilen NO_x -N'in fazla olmamasından da kaynaklanmıştır. Yukarıda da açıklandığı gibi, nitrifikasyonun tamamen inhibisyona uğradığı 70.günde, NH_4^+ -N giderilmediği için, çıkışta da NO_x -N'e rastlanmamıştır (Şekil 5.6).

Nitrifikasyonun tam olarak gerçekleştirildiği 100.günden itibaren karbon kaynağı miktarı da aşamalı olarak artırılarak, 115.günden itibaren denitrifikasyon aşamasında reaktörün1litresi başına 1720 mgKOİ verilmiştir ($\text{KOİ}/\text{NO}_x$ -N=4). Böylece reaktöre 12.saatte ham atıksu ile eklenen ilave NH_4 -N miktarı 330mg/L'ye ulaşmıştır. $\text{KOİ}/\text{NO}_x$ -N oranının artırılmasında oldukça dikkatli davranılmıştır. Çünkü bu oranın artmasıyla sistemin 2.aerobik aşamada aşırı yüklenerek sistemde yeniden nitrifikasyon inhibisyonu olmasından çekinilmiştir. Ancak sistem nitrifikasyon kabiliyeti kazandığından ilave 330 mgN/L, 2.aerobik aşamada inhibisyona yol

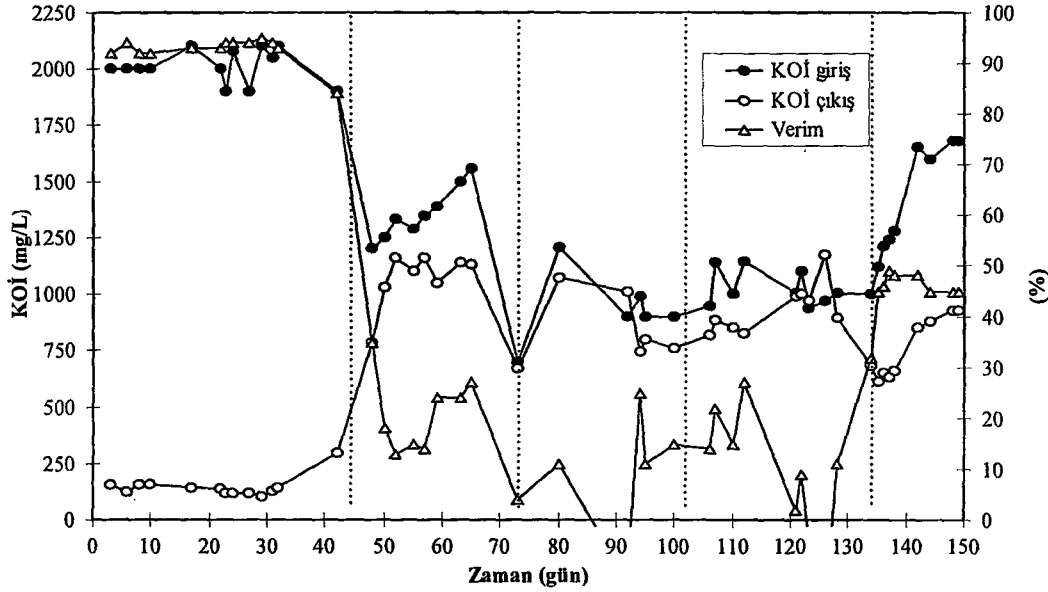
açmadan başarılı bir şekilde artırılabilmiştir ($KOİ/NO_x-N=4$ olduğu 115.ve 133.günler arasında denitrifikasyon verimi %80'lere ulaşmıştır. Ancak ham sızıntı suyunun $BOİ_5/KOİ=60$ olduğundan, ham sızıntı suyu ile denitrifikasyon hızı %100'lere ulaşamamıştır).

Ham sızıntı suyunun artırılmasıyla, çıkıştaki NO_3-N konsantrasyonu da 550 mg/L seviyelerine ulaşmıştır. Hem nitrifikasyonun hem de denitrifikasyonun başarılı bir şekilde gerçekleşmesine rağmen, sistemde çıkıştaki NH_4^+-N konsantrasyonu 10 mg/L'nin altına düşerken, denitrifikasyon aşamasında eklenen ilave NH_4^+-N 'in 2. aerobik fazda oksitlenmesi sonucu $NO_3^- -N$ konsantrasyonu yüksek kalmıştır (Şekil 5.6).

Bunun üzerine çalışmanın 3.aşamasında çıkıştaki NO_3-N konsantrasyonunu düşürmek amacıyla, karbon kaynağı olarak ham sızıntı suyu yerine asetat kullanılmaya başlanmıştır (134-149.günler). Asetatın ilk eklendiği gün (134.gün) çıkıştaki NO_x-N konsantrasyonu yüksek kalmış ($NO_x-N=585$ mgN/L) ikinci günü 116 mgN/L'ye üçüncü günü ise 4 mgN/L'ye düşmüştür. Asetatla yürütülen çalışmada, başlangıç $KOİ/NO_x-N=4,7$ alınmıştır. Çalışmanın ilerleyen aşamalarında literatürde asetat için verilen minimum $KOİ/NO_x-N=5.9$ oranı seçilmiştir (Carley ve Mavinic, 1991) ve üretilen NO_x-N değerine bağlı olarak eklenen karbon miktarı değiştirilmiştir. Karbon kaynağı olarak asetat kullanılması durumunda çıkıştaki NO_x-N konsantrasyonu 1.aerobik fazda NH_4^+-N 'nin giderimine bağlı olarak değişmiştir. NH_4^+-N 'in 1.aerobik fazda önemli ölçüde giderildiği durumda çıkışta NO_x-N konsantrasyonu 5 mg/L'nin altına düşerken, NH_4^+-N 'in 2.aerobik fazda NO_x-N 'e oksitlendiği durumlarda, çıkış NO_x-N konsantrasyonu bir miktar yükselmiştir (45 mgN/L).

KOİ Giderimi ve Kullanılan Atıksuların Biyolojik Ayrışabilirliği

Reaktörün, ham sızıntı suyunun musluk suyu ile giriş $KOİ$ 'si 2,000 mg/L'ye seyreltilerek beslendiği alıştırma döneminde, çıkış suyu $KOİ$ 'si 90-100 mg/L, $KOİ$ giderim verimi %95 idi (Şekil 5.7). Arıtma çıkışında $BOİ_5/KOİ=5$ olarak ölçülmüştür. Yani hem $KOİ$ hem de $BOİ_5$ açısından tam arıtma sağlanmıştır.



Şekil 5.7 Ardışık kesikli reaktörde 2. seride KOİ giderimi

Çalışmanın 2. aşamasında KOİ'si $1,100 \pm 200$ mg/L olan anaerobik ön arıtma görmüş sızıntı suyu ardışık kesikli reaktöre beslenmiştir. Çalışma süresince KOİ giderim verimi yaklaşık %20'ler civarında kalmıştır. Literatürde dirençli organik madde içeren yaşlı depo alanı sızıntı sularını arıtan aerobik reaktörlerde düşük KOİ giderim verimlerine (%20-40) rastlanmıştır (Hosomi ve diğ., 1989; Dzombak ve diğ., 1990; Fillos ve diğ., 1990; Spengel ve Dzombak, 1991; Welandar ve diğ., 1998; Dockhorn ve diğ., 1997). 92. ve 94. günler arasında KOİ giderim verimi %10 civarına düşmüştür. Bunun sebebi, bu dönemde çıkıştaki NO_2^- -N konsantrasyonunun bir miktar yükselmesi (≈ 20 mg NO_2^- -N/L) ve NO_2^- -N'nin KOİ analizine girişim yapmasıdır. Bu deneyimden sonra, KOİ analizinde NO_2^- -N'in girişimini önlemek için sülfamik asit kullanılmaya başlanmıştır. 123. ve 126. günlerde çıkış KOİ'si giriş KOİ'sinden yüksek çıkmıştır. Ancak bu sefer hadisenin sebebi tam olarak açıklanamamıştır. Muhtemelen denitrifikasyon aşamasında eklenen atıksuyun tam olarak giderilememesinden kaynaklandığı sonucuna varılmıştır. 133. günden itibaren denitrifikasyon için asetat kullanılmaya başlanması ile sistemin KOİ giderim verimi %40 civarına yükselmiştir. KOİ giderimindeki bu artış asetatın ham sızıntı suyuna göre kolay parçalanabilen ve inert olmayan bir bileşik olması olduğu düşünülmüştür.

Ardışık kesikli reaktör çıkışındaki KOİ giderim verimlerini daha iyi yorumlayabilmek amacıyla, atıksuların biyolojik olarak parçalanabilirliği üzerine bir

seri çalışma yürütülmüştür. Bu çalışma kapsamında atıksuların çözünmüş inert KOİ'si (S_{I0}) ve kolay parçalanabilir organik madde miktarı (S_{S0}) belirlenmiştir. S_{I0} ve S_{S0} 'ın belirlenmesinde kullanılan grafik ve yapılan hesaplamalar Bölüm 5.4'de verilmiştir.

Ham sızıntı suyu ve anaerobik arıtma görmüş sızıntı suyu için elde edilen sonuçlar ve BOI_5/KOI oranları Tablo 5.6'da verilmiştir. Buna göre, ham atıksuyun biyolojik olarak kolay parçalanabilir yapıda olduğu, buna karşılık anaerobik ön arıtma görmüş sızıntı suyunun inert fraksiyonunun yüksek olduğu ve biyolojik olarak zor parçalanabilen bir atıksu olduğu görülmüştür. AKR çıkışında ise KOİ giderim veriminin düşük olmasının ($\approx\%20$), denitrifikasyon aşamasında eklenen ham atıksuyun bir miktar katkısının yanında anaerobik arıtma görmüş atıksuyun yapısından kaynaklandığı açıkça görülmektedir.

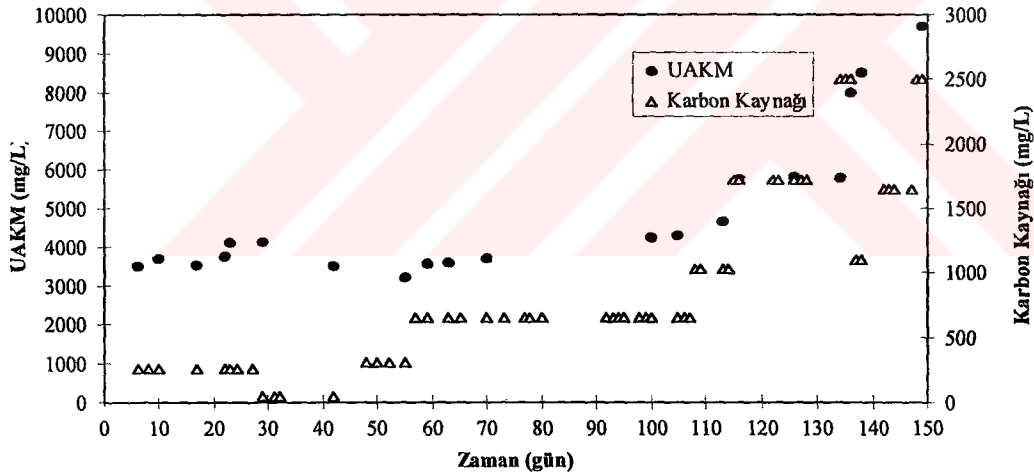
Tablo 5.6 Çalışmada kullanılan atıksuların çözünmüş inert KOİ ve biyolojik olarak kolay parçalanabilen organik madde oranları

Parametre	Ham Sızıntı Suyu	Anaerobik Çıkış Sızıntı Suyu
S_{I0}/S_0 , %	5	60
S_{S0}/S_0 , %	90	10
BOI_5/KOI , %	60	6

Çamur Çökelme Özelliği

Aşı mikroorganizma UAKM/AKM oranı %38, çökelme özelliği çok iyi olan bisküvi fabrikası atıksularını arıtan bir aktif çamur havalandırma havuzundan alınıp reaktör içinde 3,500 mgUAKM/L olacak şekilde aşılacaktır. Çamur yaşı $\theta_c=15$ gün olan reaktörde ham sızıntı suyu kolay ayrışabilir yapıda olduğundan, 8.günde UAKM/AKM=%53'e yükselmiştir. 17.günde UAKM/AKM=%65'e yükselirken, çamur çökelme indeksi $SVI=135$ mL/g ölçülmüştür. Ham sızıntı suyu ile beslenen sürede (42.güne kadar) UAKM/AKM=%72'ye ve $SVI=195$ mL/g değerine ulaşmıştır. Bu biyolojik olarak kolay parçalanabilen atıksuyun mikroorganizmanın faaliyetlerini artırırken, çamur çökelme özelliğini önemli ölçüde bozduğunu göstermiştir. SVI 'daki bozulmanın nedeni, reaktörün düşük F/M oranında ve uzun havalandırılmalı aktif çamur sistemi olarak çalıştırılmasıdır.

Reaktör anaerobik ön arıtma görmüş sızıntı suyu ile çalıştırılmaya başlandıktan 4gün sonra, analiz için kullanılanlar hariç, sistemden çamur atılmasına son verilmiştir. Çünkü bu dönemde kullanılan atıksu kolay parçalanabilir yapıda olmadığından sistemin çamur üretim hızı yavaşlamıştır. Bununla beraber, anaerobik arıtma çıkış suyunun ağır metal içermesinden dolayı, çamur çökelme özelliği düzelmiştir. Literatürde metallerin biyolojik flok oluşturmada çekirdek görevi gördüğü ifade edilmektedir (Mc Clintock ve diğ.,1990). 59.günde SVI= 49 mL/g ölçülmüştür. Anaerobik arıtma çıkış suyunun beslendiği dönemde, l.aerobik faz süresince ototrofik mikroorganizma konsantrasyonu artarken denitrifikasyon aşamasında eklenen karbon kaynağından dolayı heterotrof mikroorganizma konsantrasyonu artmıştır. İlave karbon kaynağının 650 mg/L olduğu süre içinde UAKM konsantrasyonu 100.günde 4,300 mg/L'ye, UAKM/AKM=%80'e ulaşmıştır. Karbon kaynağı kademeli olarak artırılıp 1,720 mg/L'ye yükseldiğinde UAKM=5,800mg/L'ye ulaşmış UAKM/AKM oranı %85'ler de kalmıştır (Şekil 5.8).



Şekil 5.8 Ardışık kesikli reaktörde 2. seride ilave karbon kaynağına bağlı olarak UAKM konsantrasyonunun değişimi

Anaerobik ön arıtma görmüş atıksu ile beslenen reaktörde karbon kaynağı olarak ham atıksuyun kullanıldığı 87gün boyunca, mikroorganizma konsantrasyonu yaklaşık %60 oranında artarak 5,800 mg/L'ye yükselirken, SVI= 25 mL/g değerine kadar düşerek çamur çökelme özelliği çok iyi bir hale gelmiştir.

133.günden sonra karbon kaynağı olarak asetat kullanılan sistemde 10 gün içinde UAKM konsantrasyonu 8,500 mg/L'ye ulaşırken, SVI= 20 mL/g değerine yükselmiştir. 50.günden itibaren reaktör çıkış suyu ile atılan çamur (30-80 mgUAKM/L) ve analiz için alınan numuneler haricinde sistemden çamur atılmamıştır. İlave karbon kaynağı olarak asetatın kullanıldığı 15 gün içinde çamur miktarı 5,800 mgUAKM/L'den 9,700 mgUAKM/L değerine ulaşmıştır. Çamur miktarının bu kadar hızlı bir şekilde artması, asetatın biyolojik olarak kolay parçalanabilir yapıda olması nedeniyle denitrifikasyon aşamasında heterotrofik çoğalmayı desteklediğini göstermektedir. Shiskowski (1998), anoksik reaktörde bioasimilasyon nedeniyle amonyak giderimi %10 civarında iken, metanol yüklemesi artırıldığında bu değer %30'a çıktığını; ancak metanol yüklemesi sabitleştirildiğinde heterotrofik çoğalma kararlı hale geldiğinden amonyak gideriminin %30'dan %15'e düştüğünü rapor etmektedir.

Reaktörde UAKM/AKM oranı da zamanla değişkenlik göstermiştir. Bu değer 119.günde %85 ile maksimum değere ulaşırken, 126.günde %79'a ve 143.günde %56'ya düşmüştür. UAKM konsantrasyonunun hızlı bir şekilde artmasına rağmen UAKM/AKM oranının düşmesi çamurda ağır metal birikimine bağlanmıştır. McClintock v.d. (1990), ağır metal birikmesinden dolayı reaktörde UAKM/AKM oranının %30'un altına düştüğünü ve biyolojik arıtmadan önce metal konsantrasyonunu azaltmak için ön arıtma gerektiğini ifade etmişlerdir. Ardışık kesikli reaktörde 2.seride elde edilen deney sonuçları Ekler bölümünde Tablo A.3'de verilmiştir.

Ardışık kesikli reaktörde 2. serinin 1., 2. ve 3.aşamada elde edilen deneysel sonuçların ortalama ve standart sapmaları Tablo 5.7'de verilmiştir.

Tablo 5.7 Ardışık kesikli reaktörde 2.serinin 1., 2. ve 3.aşamasında elde edilen deneysel sonuçların ortalama ve standart sapmaları

Parametre	0-42.günler			43-72.günler			73-103.günler			104-132.günler			133-149.günler		
	Ortalama	Standart Sapma		Ortalama	Standart Sapma		Ortalama	Standart Sapma		Ortalama	Standart Sapma		Ortalama	Standart Sapma	
KOİ _{giriş} (mg/L)	2,010	72		1,418	201		949	133		1,018	72		1,385	252	
KOİ _{çıkış} (mg/L)	147	4.507		982	126.3		821.8	207		916	106		759	27	
NH ₄ ⁺ -N _{giriş} (mg/L)	103	6		982	126		612	90.3		646	58.48		886.6	129.8	
NH ₄ ⁺ -N _{çıkış} (mg/L)	0	0		627	216.1		94.6	22		4.66	2.9		2.6	1.8	
NO ₃ ⁻ -N _{çıkış} (mg/L)	7.5	0.35		132	78.5		143.5	38.36		493.7	86.85		52	5.9	
NO ₂ ⁻ -N _{çıkış} (mg/L)	0.018	0		8.2	0.82		18.11	8.05		16.7	2.22		0.59	0.75	

5.3.3 Ardışık Kesikli reaktörde 1.ve 2. Seride Kararlı Hallerde Elde Edilen Sonuçlar

Ardışık kesikli reaktörde parametrelerin günlük giriş ve çıkış konsantrasyonlarının sürekli olarak izlenmesi dışında, izlenen parametrelerde tekrarlanan sonuçlar elde edildiğinde, 24 saatlik döngüde herbir fazın başında ve sonunda numune alınarak herbir fazda meydana gelen değişiklikler yorumlanmıştır.

Ardışık kesikli reaktör karıştırmalı doldurma, 1.aerobik, anoksik, 2.aerobik, çöktürme, boşaltma ve boş faz olmak üzere 7 ayrı fazdan oluşmaktadır. Reaktör içinde herbir fazda gözlenen giderim mekanizmaları şunlardır :

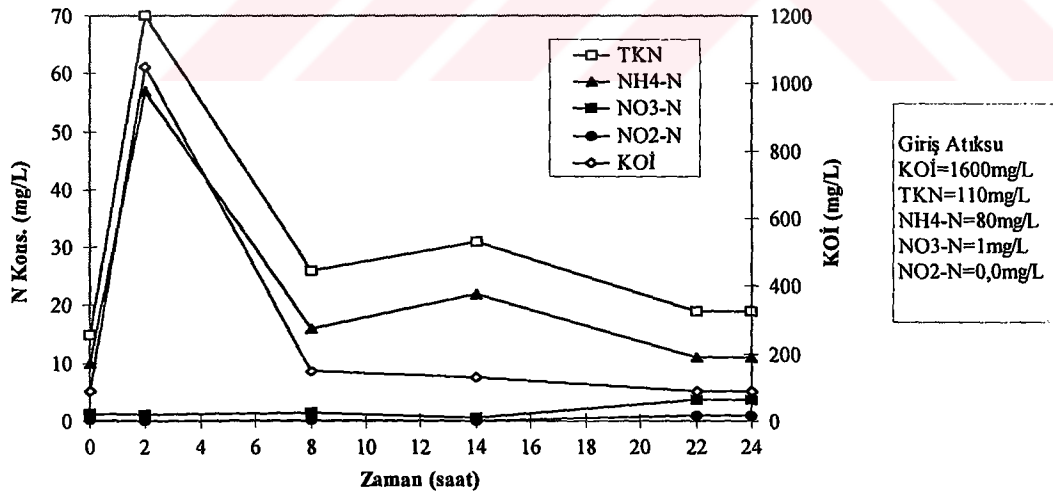
1. Karıştırmalı doldurma, temel olarak reaktör boşaltıldıktan sonra bir önceki döngüden kalan ve atıksuda bulunan $\text{NO}_x\text{-N}$ 'i gidermek, organik maddenin hidrolizini sağlamak gibi KOİ giderme mekanizmalarının gerçekleşmesini sağlar. Kısaca karıştırmalı doldurma nitrifikasyon aşamasından önce atıksuda kolay parçalanabilir KOİ'nin giderimini amaçlamaktadır.
2. Aerobik fazlar atıksuda bulunan $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 'in giderimini yani nitrifikasyon mekanizmasının gerçekleşmesini amaçlamaktadır. Bu fazlarda $\text{NH}_4^+\text{-N}$ giderim mekanizmaları, nitrifikasyon, heterotrofik çoğalma ve ototrofik çoğalmadır.
3. Anoksik faz aerobik fazda oluşan $\text{NO}_x\text{-N}$ 'in giderilmesi yani denitrifikasyon mekanizmasının gerçekleştiği fazdır.

Yukarıda bahsedilen KOİ ve $\text{NH}_4^+\text{-N}$ giderim mekanizmalarının yorumlanmasında aşağıdaki kabuller yapılmıştır :

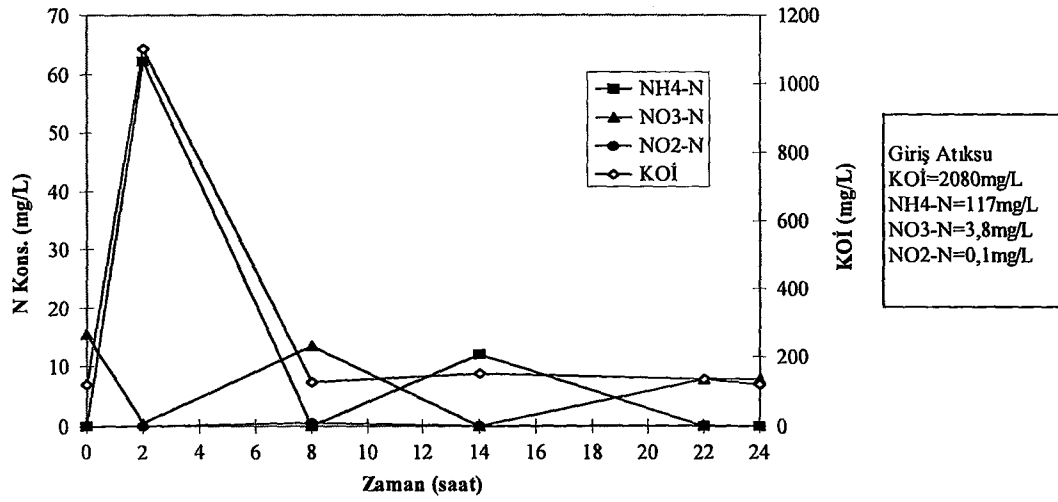
1. Mikroorganizmanın $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$ formülünde olduğu kabulü yapılarak, heterotrofik çoğalmayla giderilen KOİ ve $\text{NH}_4^+\text{-N}$ miktarı bu formül yardımıyla hesaplanmıştır. Doldurma fazında denitrifikasyon ile KOİ giderimini hesaplamada atıksu için $\text{KOİ}/\text{NO}_x\text{-N}=4$ alınarak, bu fazda giderilen $\text{NO}_x\text{-N}$ 'den KOİ giderimi bulunmuştur. Heterotrofik çoğalma ve denitrifikasyon için harcanan KOİ miktarı bu fazda giderilen toplam KOİ'den çıkarılarak geriye kalan fizikokimyasal adsorpsiyon olarak yorumlanmıştır.

2. Aerobik fazlarda nitrifikasyon mekanizmasının $\text{NH}_4^+\text{-N}$ giderme mekanizmasındaki yüzdesini bulmak için, bu fazda oluşan $\text{NO}_x\text{-N}$ yine bu fazda giderilen $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 'e bölünerek hesaplanmıştır. Heterotrofik çoğalmada mikroorganizmanın bünyesine aldığı azot miktarının hesabında $\text{C/N/P}=100/5/1$ oranı kullanılmıştır. Bölüm 2.4.1'de ototrofik mikroorganizmaların dönüşüm oranı $0.13 \text{ mgUAKM/mg } \text{NH}_4^+\text{-N}_{\text{giderilen}}$ olarak verilmiştir. $0.13 \text{ mgUAKM/mg } \text{NH}_4^+\text{-N}_{\text{giderilen}} \times 14 / 113 = 0.016 \text{ mgN/mgNH}_4^+\text{-N}_{\text{giderilen}}$ elde edilmiştir. Burada mikroorganizmanın $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$ formülünde olduğu kabulü yapılmıştır.

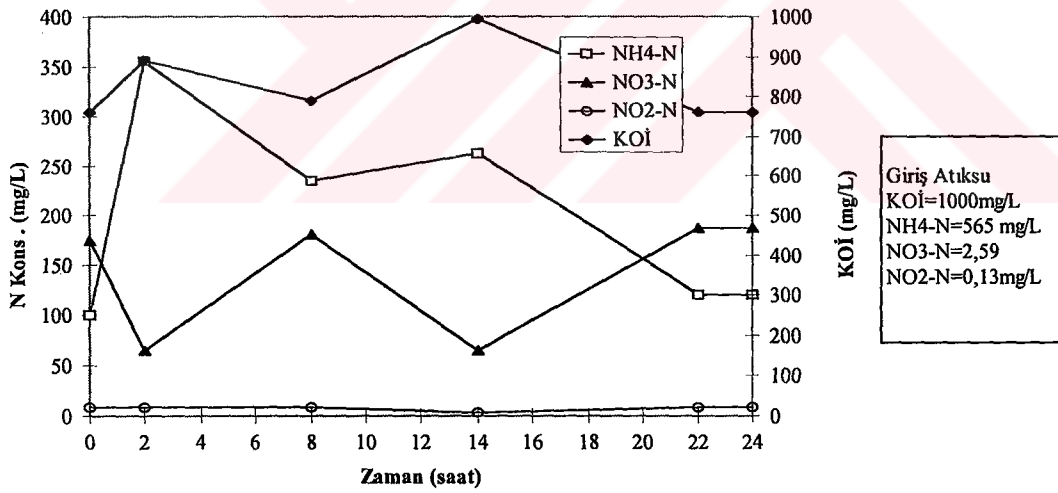
Bu çalışmada elde edilen deneysel sonuçlar Ekler bölümü Tablo A4, A5, A6, A7, A8, A9'da verilmiştir. 1.ve 2.seride çeşitli zamanlarda ulaşılan yarı kararlı hallerde elde edilen grafikler Şekil 5.9, Şekil 5.10, Şekil 5.11, Şekil 5.12, Şekil 5.13, Şekil 5.14 de gösterilmiştir.



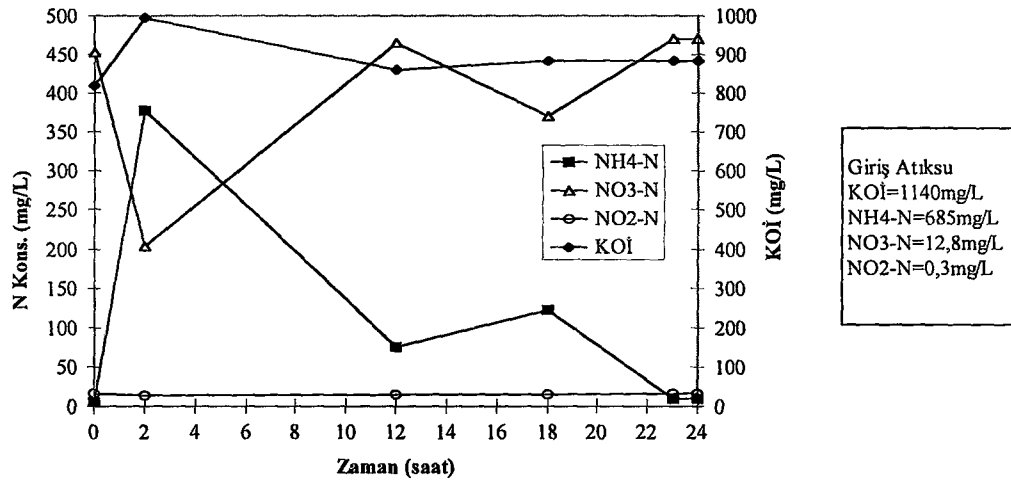
Şekil 5.9 Ardışık kesikli reaktörde 1.seride 1. Yarı kararlı halde bir döngüde parametrelerin değişimi



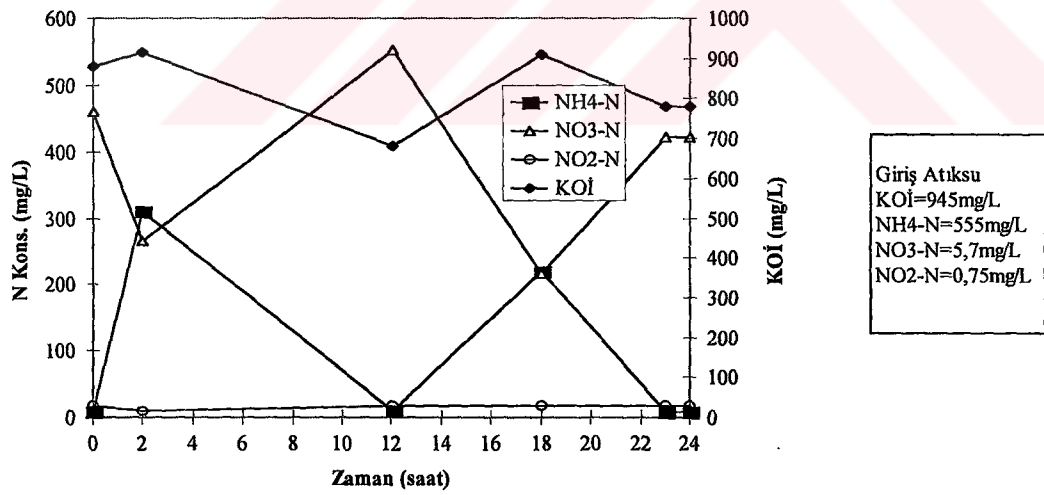
Şekil 5.10 Ardışık kesikli reaktörde 2.seride 1. yarı kararlı halde bir döngüde parametrelerin



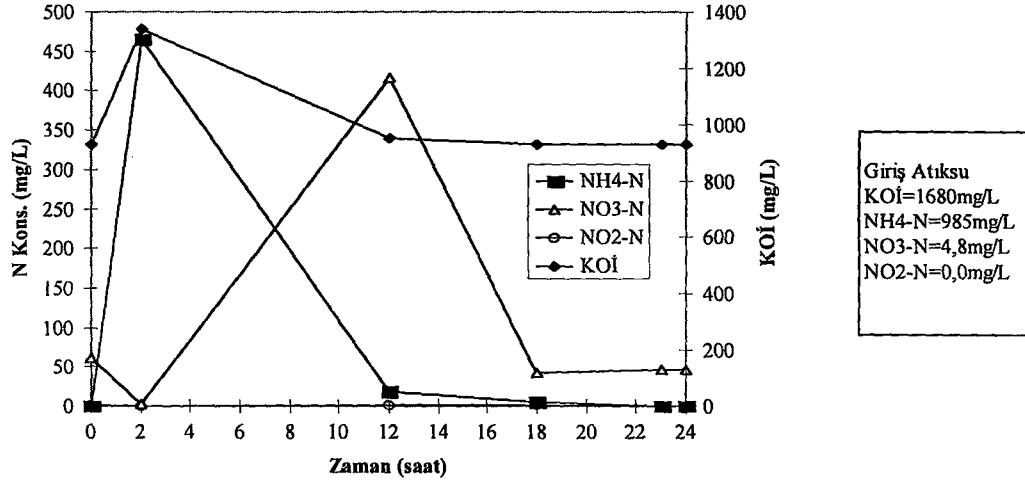
Şekil 5.11 Ardışık kesikli reaktörde 2.seride 2. yarı kararlı halde bir döngüde parametrelerin değişimi



Şekil 5.12 Ardışık kesikli reaktörde 2.seride 3. yarı kararlı halde bir döngüde parametrelerin değişimi



Şekil 5.13 Ardışık kesikli reaktörde 2.seride 4. yarı kararlı halde bir döngüde parametrelerin değişimi



Şekil 5.14 Ardışık kesikli reaktörde 2. seride 5. yarı kararlı halde bir döngüde parametrelerin değişimi

Yarı kararlı hallerde elde edilen verilerden aşağıdaki sonuçlar çıkarılabilir :

1. Ardışık kesikli reaktörün ham sızıntı suyu ile beslendiği alıştırma döneminde, atıksu KOİ/TKN oranı 13-17 ve atıksu kolay parçalanabilir yapıda olduğundan sistemde gözlemlenen temel mekanizma KOİ giderim mekanizmasıdır. Şekil 5.9 ve Şekil 5.10'da görüldüğü gibi, 1.ve 2.seride sistemin KOİ giderim verimi %94, $\text{NH}_4^+\text{-N}$ giderim verimi %90-100'dür. Alıştırma döneminde amonyağın hemen hemen tamamının giderilmesine rağmen, nitrifikasyonun bu giderime katkısı istisnalar haricinde %30'lar civarında kalmıştır. 2.serinin 1. yarı kararlı halinde ham atıksuyun fizikokimyasal adsorpsiyonla giderim mekanizması önemli bir KOİ giderim mekanizması olarak karşımıza çıkmaktadır. Kolay parçalanabilir sızıntı suyunun AKR'de artırıldığı bir başka çalışmada da, karıştırmalı doldurmada mikrobial çoğalma dışında fizikokimyasal adsorpsiyon mekanizmasının önemli bir KOİ giderim mekanizması olduğu vurgulanmaktadır (Diamadopoulos v.d.,1996).
2. 2.serinin 2. yarı kararlı halinde, reaktör anaerobik ön arıtma görmüş sızıntı suyu ile beslenmiştir. Atıksu biyolojik olarak kolay parçalanabilir yapıda olmadığından, doldurma fazında $\text{NO}_x\text{-N}$ giderimi ve diğer KOİ giderim mekanizmaları meydana gelmemiştir. 1.aerobik fazda atıksuyun bu özelliğinden dolayı heterotrofik çoğalma çok sınırlıdır. Heterotrofik çoğalmanın azot giderimindeki oranı sadece %4 olarak hesaplanmıştır. Bu kararlı halde, 1.aerobik fazda $\text{NH}_4\text{-N}$ giderimi %34 iken, bu verimde nitrifikasyonun oranı %96 olarak

hesaplanmıştır. Bu kararlı halde sistemin nitrifikasyon kabiliyetini tam olarak kazanamamış olması ve aerobik sürenin de 6 saat olması azot gideriminin az olmasında en büyük etken olmuştur. 2.aerobik fazda ise $\text{NH}_4\text{-N}$ giderim verimi %53'ye, bunun içinde nitrifikasyonun oranı %87'dir. Denitrifikasyon aşamasında ise, sisteme ham atıksu eklenmiştir. Anoksik fazın başlangıcında $\text{KOİ/NO}_x\text{-N}=3$ 'dür. Ham atıksuyun sisteme bu oranı dört yapacak şekilde eklenmemesinin sebebi ham atıksuyun yüksek oranda azot içermesidir. Eklenen atıksu ile beraber sisteme 90 mgN/L ilave azot eklenmiştir. Eklenen bu azotun bir kısmı anoksik fazda denitrifikasyonda biosentez için kullanılmış, kalanı da 2.aerobik fazın başında $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonunda artışa sebep olmuştur. Karbon kaynağı ham atıksu ve $\text{KOİ/NO}_x\text{-N}=3$ için denitrifikasyon verimi %64'dür.

3. 2.serinin 3. yarı kararlı halinde (Şekil 5.12), doldurma fazında bir değişiklik meydana gelmemiştir. Bu seride, birinci aerobik fazın süresi 6 saatten 10 saate çıkarılmıştır. 1.aerobik fazda $\text{NH}_4^+\text{-N}$ giderim verimi %80 ve bunun içinde nitrifikasyonun oranı %87 olmuştur. Aerobik sürenin artırılması ve sistemdeki ototrofların oranının artmasıyla, sistemin $\text{NH}_4^+\text{-N}$ giderimi artmıştır. 2.aerobik fazda $\text{NH}_4\text{-N}$ giderim hızı %93, bunun içinde nitrifikasyonun oranı %88'dir. Bu seride, aerobik fazda heterotrofik mikroorganizmanın çoğalma hızı ihmal edilebilecek düzeydedir (giderilen $\text{NH}_4\text{-N}$ başına %2). Bu dönemde mikroorganizmanın çoğalması, anoksik fazda sisteme ham atıksu ile eklenen KOİ oranında artmıştır. Çamur atılmamasına rağmen, bu dönemde mikroorganizma konsantrasyonunun çok fazla artmamasının nedeni de budur. Anoksik fazda ise, bu kararlı halde $\text{KOİ/NO}_x\text{-N}=1.25$ olduğundan, denitrifikasyon verimi %20 elde edilebilmiştir. Sistemin $\text{NH}_4^+\text{-N}$ giderim verimi %98.6 olmasına rağmen denitrifikasyon veriminin düşük olması nedeniyle çıkışta yüksek $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonu elde edilmiştir.

4. 2.serinin 4. yarı kararlı halinde, 1.aerobik fazda $\text{NH}_4\text{-N}$ giderim verimi %96.6 ve nitrifikasyonun bunun içindeki oranı %95'dir. 4. yarı kararlı halin 3. yarı karalı halden nitrifikasyon açısından farkı 1.aerobik fazdaki $\text{NH}_4\text{-N}$ giderim veriminin biraz daha yüksek olmasıdır. Sistemin %90'nın üzerinde azot gidermeye başlaması alıştırma döneminden sonra 2.5 ay sürmüştür. Denitrifikasyon aşamasında ise, $\text{KOİ/NO}_x\text{-N}=3$ 'e çıkarılmıştır. Bu durumda anoksik fazın başındaki $\text{NO}_x\text{-N}$ 'in %61'i giderilmiştir. $\text{KOİ/NO}_x\text{-N}$ oranının yaklaşık 2.5 kat

artırılması ile denitrifikasyon verimi 3 katına çıkmıştır. Ancak bu seride anoksik aşamada reaktöre eklenen ham sızıntı suyu ile sisteme 267 mgN/L amonyak ilave edilmiştir. Eklenen amonyak 2.aerobik fazda %96 verimle nitrifiye edilmiştir. Ancak bu nedenle çıkışta yine $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonu yüksektir.

5. 2.serinin 5.yarı kararlı halinde, doldurma ve aerobik fazlarda diğerlerinden bir fark meydana gelmemiştir. Denitrifikasyon aşamasında diğerlerinde görülen çıkış $\text{NO}_x\text{-N}$ konsantrasyonunu düşürmek için kalsiyum asetat çözeltisi eklenmiştir. $\text{KOİ/NO}_x\text{-N}=5.9$ olarak seçilmiş ve %90 denitrifikasyon verimi sağlanmıştır.

5.4 Sızıntı Suyunun Biyolojik Ayrışabilirliğinin Tayini

Ham ve anaerobik ön arıtma görmüş sızıntı suyunun biyolojik ayrışabilirliğinin araştırılması amacıyla, bu atıksularda çözünmüş inert KOİ (S_{I0}) ve kolay ayrışabilir KOİ (S_{S0}) tayini için bir seri çalışma yürütülmüştür.

5.4.1 Sızıntı Suyunun Çözünmüş İnert KOİ'sinin Belirlenmesi

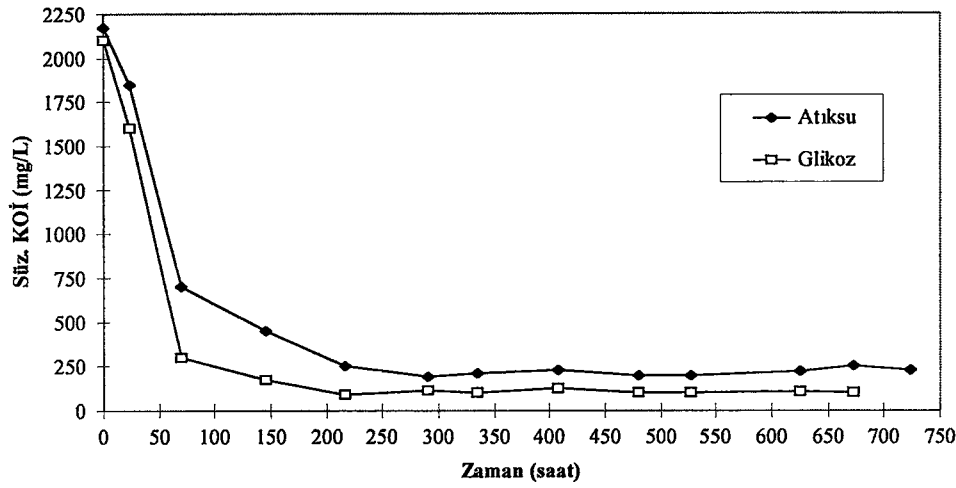
5.4.1.1 Ham Sızıntı Suyunun Çözünmüş İnert KOİ'si

Çalışmada kullanılan ham sızıntı suyu başlangıç KOİ'si 2000mg/L olacak şekilde seyreltilip, $X_0=50\text{mg/L}$ olacak şekilde sızıntı suyu ve glikoza aklime edilmiş aşı ve %1'lik H_3PO_4 eklenerek hazırlanmış reaktörde 30 gün süreyle süzölmüş KOİ analizleri yapılmıştır. Aynı şekilde yöntem gereği bir de glikoz reaktörü izlenmiştir. Elde edilen sonuçlar Şekil 5.15'de grafik olarak gösterilmiştir.

Deney sonuçları yöntem gereği değerlendirilerek, glikoz reaktörünün indiği platoda $S_p=110\text{ mg/L}$ ve atıksu reaktörünün indiği platoda $S_R=220\text{ mg/L}$ bulunmuştur. Ham sızıntı suyunun inert KOİ'si aşağıdaki şekilde hesaplanmıştır.

$$S_{I0}=220-110=110\text{ mg/L} \quad (5.1)$$

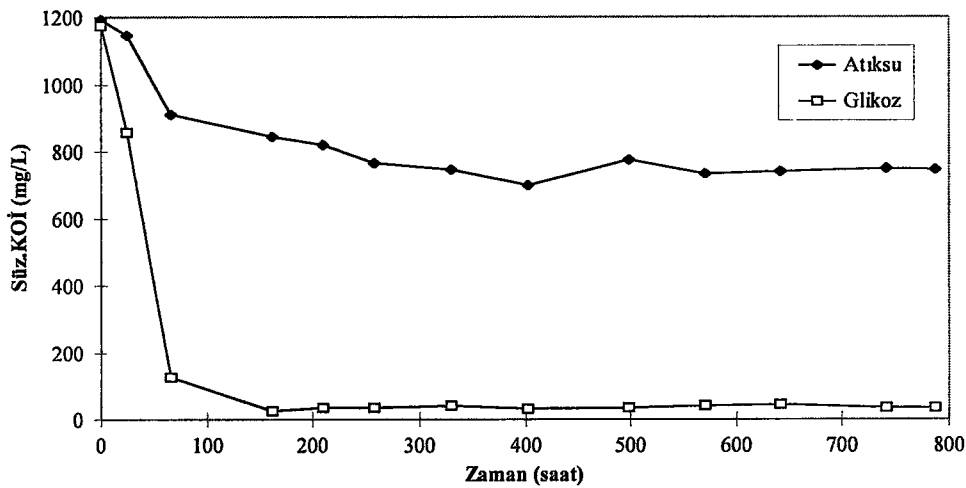
$$S_{I0}/S_0=110/2175=0.05 \quad (5.2)$$



Şekil 5.15 Ham sızıntı suyuna ait çözünmüş inert KOİ

5.4.1.2 Anaerobik Arıtma Sonrası Sızıntı Suyunda Çözünmüş İnert KOİ

Anaerobik arıtma görmüş sızıntı suyunun çözünmüş inert KOİ'sinin belirlenmesi amacıyla biri süzölmüş atıksu diğeri glikoz reaktörü olmak üzere iki adet reaktör aynı işletme şartlarında paralel işletilmiştir. Reaktörlere eşit miktarda aktime edilmiş aşı çamuru ve %1'lik H_3PO_4 eklenerek 33 gün süreyle reaktörler izlenmiştir. Anaerobik arıtılmış atıksu seyreltilmemiş, AKR girişini temsil edici özellikteki atıksudur. Elde edilen sonuçlar Şekil 5.16'de grafik olarak gösterilmiştir.



Şekil 5.16 Anaerobik Arıtma çıkışı sızıntı suyuna ait çözünmüş inert KOİ

Deney sonuçları yöntem gereği değerlendirilerek, glikoz reaktörünün indiği platoda $S_P=35$ mg/L ve atıksu reaktörünün indiği platoda $S_R=750$ mg/L hesaplanmıştır. Anaerobik arıtma sonrası sızıntı suyunun çözünmüş inert KOİ'si aşağıdaki şekilde hesaplanmıştır.

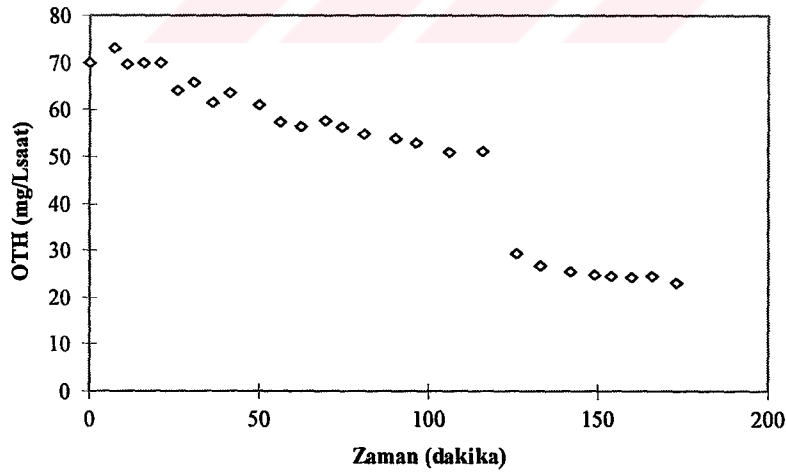
$$S_{I0}=750-35=715\text{mg/L} \quad (5.3)$$

$$S_{I0}/S_0=715/1195=0.60 \quad (5.4)$$

5.4.2 Sızıntı Suyunun Kolay Ayrışabilir KOİ'sinin Belirlenmesi

5.4.2.1 Ham Sızıntı Suyunun Kolay Ayrışabilir KOİ'si

Kolay ayrılan organik madde deneyi ardışık kesikli reaktörden alınan aşırı mikroorganizma ile yürütülmüştür. Besi maddesi ihtiyacını karşılamak için %1'lik H_3PO_4 çözeltisi konulup $F/M=2$ mgKOİ/mgUAKM oranı sağlanarak difüzörle havalandırma yapılmış ve 3 saat süreyle oksijen tüketim hızı, OTH ölçümleri sürdürülmüştür. Ham sızıntı suyuna ait deney sonuçları Şekil 5.17'de verilmektedir.



Şekil 5.17 Ham sızıntı suyuna ait S_{S0} belirleme grafiği

Grafikten elde edilen değerlerden ΔO alanı kullanılarak,

$$Y_H = 1 - (\Delta O + \Delta O' / \Delta KOİ) = 1 - (73,33 + 48 / 835 - 103) = 0.83 \quad (5.5)$$

bulunur. Heterotrofik dönüşüm oranı (Y_H) ve grafikten elde edilen ΔO alanı kullanılarak S_{S0} bulunur.

$$V_{ATIKSU} = 158 \text{ mL}$$

$$V_{AŞI} = 115 \text{ mL}$$

$$V_{H_3PO_4} = 2 \text{ mL}$$

$$V_T = 275 \text{ mL}$$

$$S_{S0} = [73,33 / (1 - 0,83)] \times 0,275 / 0,158 = 750 \text{ mg/L} \quad (5.6)$$

$$S_{S0} / S_0 = 750 / 835 = 0.90 \quad (5.7)$$

5.4.2.2 Anaerobik Arıtma Sonrası Sızıntı Suyunda Kolay Ayrışabilir KOİ

Kolay ayrışan organik madde deneyi ardışık kesikli reaktörden alınan aşı mikroorganizma ile yürütülmüştür. Besi maddesi ihtiyacını karşılamak için %1'lik H_3PO_4 çözeltisi konulup $F/M = 0,5 \text{ mg KOİ/mg UAKM}$ oranı sağlanarak difüzörle havalandırma yapılmış ve 3 saat süreyle OTH ölçümleri sürdürülmüştür. Anaerobik arıtma sonrası sızıntı suyuna ait deney sonuçları Şekil 5.18'de verilmektedir.

Grafikten elde edilen değerlerden ΔO alanı kullanılarak,

$$Y_H = 1 - (\Delta O + \Delta O' / \Delta KOİ) = 1 - (4.98 + 12.33 / 365 - 280) = 0.79 \quad (5.8)$$

bulunur. Heterotrofik dönüşüm oranı (Y_H) ve grafikten elde edilen ΔO alanı kullanılarak S_{S0} bulunur.

$$V_{ATIKSU} = 250 \text{ mL}$$

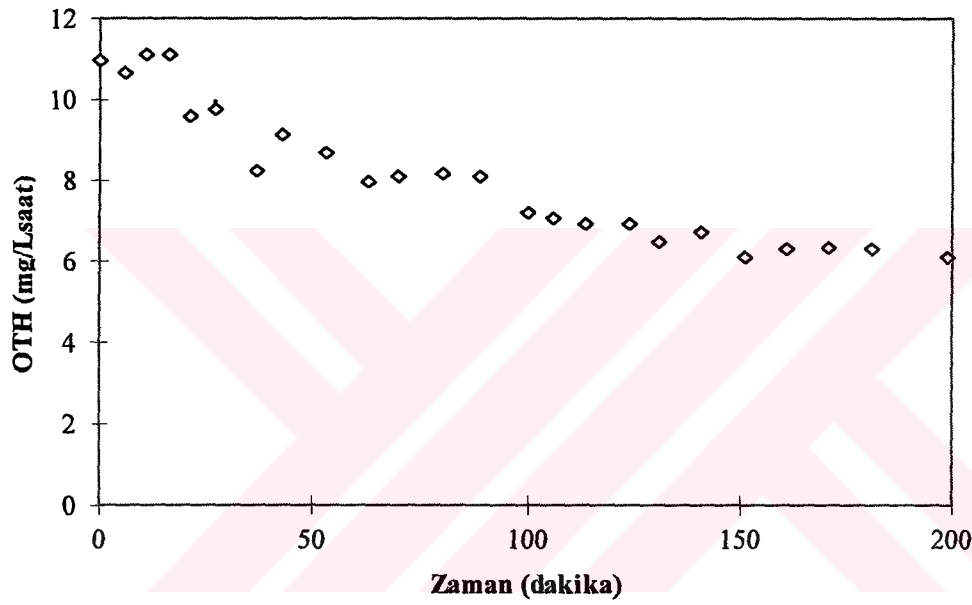
$$V_{A\text{ŞI}} = 153 \text{ mL}$$

$$V_{H_3PO_4} = 2 \text{ mL}$$

$$V_T = 405 \text{ mL}$$

$$S_{S0} = [4.98 / (1 - 0.79)] \times 0.405 / 0.250 = 38.4 \text{ mg/L} \quad (5.9)$$

$$S_{S0} / S_0 = 38.4 / 365 = 0.1 \quad (5.10)$$



Şekil 5.18 Anaerobik arıtma sonrası sızıntı suyuna ait S_{S0} belirleme grafiği

5.5 Modelleme Sonuçları

Bölüm 3'de sunulan modelleme yaklaşımı yardımı ile, ardışık kesikli reaktörde işletme sırasında elde edilen sonuçlarla modelden elde edilen sonuçlar karşılaştırılarak, nitrifikasyon ve denitrifikasyon hızlarıyla beraber bu prosesleri açıklayan katsayılar belirlenmiştir.

Tablo 5.8'de sızıntı sularında aktif çamur Monod kinetik parametrelerinin özeti verilmiştir. Tabloda görüldüğü gibi, kinetik parametreler geniş bir aralıkta

değişmektedir. Tablo 5.9'de bu çalışmada modelleme için seçilen kinetik ve stokiometrik katsayılar verilmiştir.

Tablo 5.8 Sızıntı sularında Monod kinetik parametrelerinin özeti

S_0 (mg/L)	k (gün ⁻¹)	K_S (mg/L)	Y_H (mg/mg)	b_H (gün ⁻¹)	Sıcaklık °C	Kaynak
36,000-BOİ ₅	0.75	200	0.33	0.0025	23-25	Uloth ve Mavinic, 1977
15,800-KOİ	0.60	175	0.40	0.0500	22-24	Cookve Foree, 1974
13,640-BOİ ₅	0.77	20.4	0.39	0.0220	23-25	Zapf-Gilje, Mavinic, 1981
	0.71	29.5	0.63	0.0750	16	Graham ve Mavinic, 1979
	0.46	14.6	0.50	0.0280	9	
	0.29	11.8	0.43	0.0080	5	
8090-BOİ ₅	1.16	81.8	0.49	0.0090	22-23	Wong ve Mavinic, 1984
	1.12	63.8	0.51	0.0180	15	
	0.51	34.6	0.51	0.0060	10	
	0.34	34.0	0.55	0.0020	5	
1000- BOİ ₅	4.5	99	0.59	0.0400	22-23	Lee, 1979
365-KOİ	1.8	182	0.59	0.1150	21-25	Palit ve Qasim, 1977

Tablo 5.9 Bu çalışmada kullanılan kinetik ve stokiometrik katsayılar

Kinetik Katsayılar	
μ_{Hmax} , gün ⁻¹	4
μ_{Amax} , gün ⁻¹	0.8
b_H , gün ⁻¹	0.1
b_A , gün ⁻¹	0.05
η_G	0.8
η_E	0.8
k_{hS} , g KOİ/ g hücre KOİ gün	3.1
K_{XS} , g KOİ/ g hücre KOİ	0.3
η_H	0.4
k_{hX}	1.2
k_{XX}	0.5
Stokiometrik Katsayılar	
Y_H , g hücre KOİ/ g KOİ	0.79
Y_A , g hücre KOİ/ g N	0.24
i_{XB} , g N/ g KOİ	0.086
f_{EX}	0.2
i_{XE} , g N/ g hücre KOİ	0.06
f_{ES}	0.05

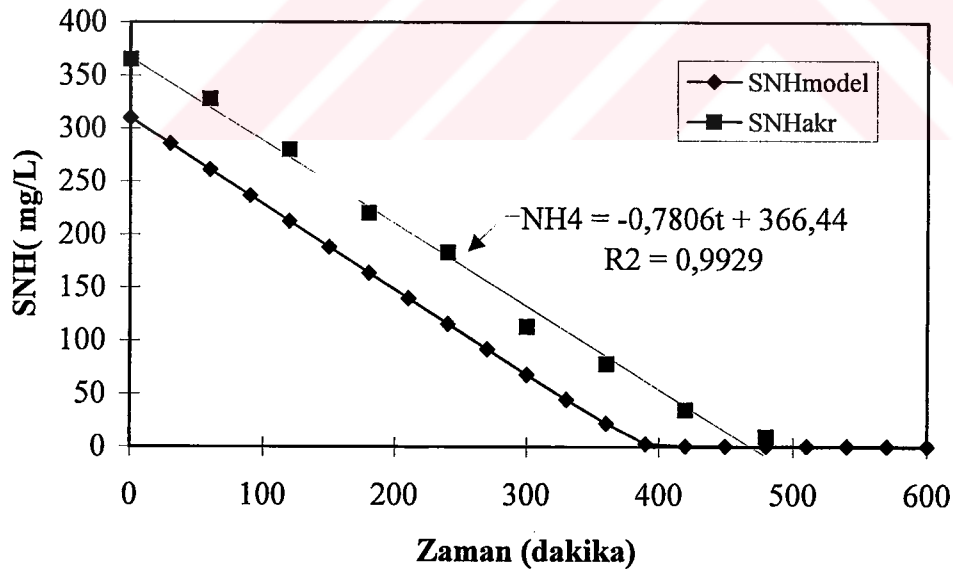
Ardışık kesikli reaktörde doldurma periyodunu takiben, aerobik periyodun başında modelde esas alınan sızıntı suyunun karakterizasyonu Tablo 5.10'da verilmiştir.

Tablo 5.10 Modelde esas alınan sızıntı suyu karakterizasyonu

Atıksu Bileşeni	2.Aşama	3. Aşama
S_s , (mgKOl/L)	20	20
S_L , (mgKOl/L)	600	800
S_{NH_4} , (mg N/L)	350	450

5.5.1 Nitrifikasyon Hızları

Çalışmanın 2.ve 3. aşamalarında, Tablo 5.9'da verilen kinetik ve stokiometrik katsayılar kullanılarak modelden elde edilen NH_4^+ -N giderim profilleri ile ardışık kesikli reaktörde elde edilen NH_4^+ -N giderim profilleri Şekil 5.19, Şekil 5.20'de gösterilmiş ve herbiri için nitrifikasyon hızları hesaplanmıştır.



Şekil 5.19 2.Aşamada model ve işletme şartlarında elde edilen NH_4^+ -N giderim profili

Nitrifikasyon hızları,

$$f_a = 0.035$$

$$X_T = 4250 \text{ mg/L}$$

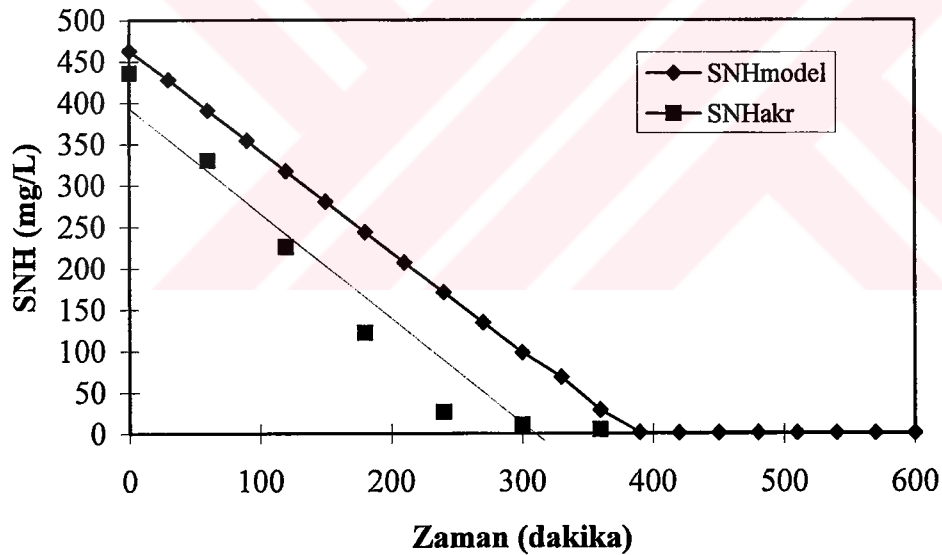
Model için,

$$v_{\text{NH}_4} = (310 - 3.11) 60 / 390 4250 0.035 = 0.317 \text{ mg NH}_4^+ \text{-N/mg UAKM saat} \quad (5.11)$$

Ardışık kesikli reaktörde işletme şartlarında,

$$v_{\text{NH}_4} = (365 - 0) 60 / 470 4250 0.035 = 0.314 \text{ mg NH}_4^+ \text{-N/mg UAKM saat} \quad (5.12)$$

olarak hesaplanmıştır.



Şekil 5.20 3.Aşamada model ve işletme şartlarında elde edilen $\text{NH}_4^+ \text{-N}$ giderim profili

Nitrifikasyon hızları,

$$f_a = 0.035$$

$$X_T = 8000 \text{ mg/L}$$

Model için,

$$v_{NH4} = (463-1.72) 60 / 390 8000 0.035 = 0.254 \text{ mg NH}_4^+-\text{N/mg UAKM saat} \quad (5.13)$$

Ardışık kesikli reaktörde işletme şartlarında,

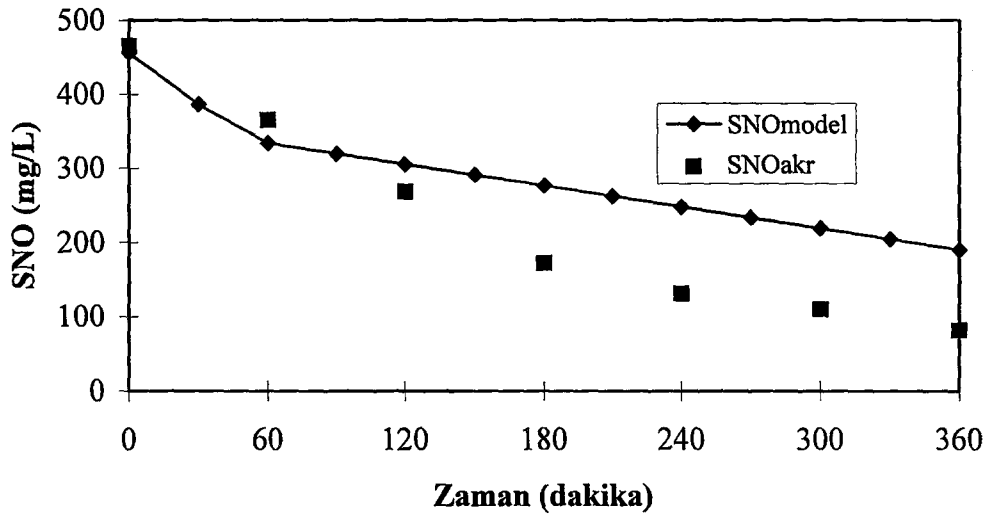
$$v_{NH4} = (394-0) 60 / 310 8000 0.035 = 0.272 \text{ mg NH}_4^+-\text{N/mg UAKM saat} \quad (5.14)$$

olarak hesaplanmıştır.

Ardışık kesikli reaktörde 2.aşamada model ve işletme şartlarında elde edilen nitrifikasyon hızları sırasıyla, 0.317 mg NH₄⁺-N /mg UAKM saat ve 0.314 mg NH₄⁺-N /mg UAKM saat olarak hesaplanmıştır. 1.aerobik sürede, modelden elde edilen sonuçlara göre 6.5 saat, işletme şartlarına göre 8 saatte amonyak 5 mg/L'nin altına düşmüştür. Çalışmanın 3.aşamasında, aerobik periyodda giriş amonyak konsantrasyonu bir miktar artmıştır (yaklaşık 300 mg/L'den 400 mg/L'ye). 3.aşamada nitrifikasyon hızları model ve işletme şartlarında sırasıyla 0.254 mg NH₄⁺-N /mg UAKM saat ve 0.272 mg NH₄⁺-N /mg UAKM saat olarak bulunmuştur. Bu aşamada nitrifikasyonun tamamlandığı süre modelde değişmezken, işletme şartlarında 5 saate kadar düşmüştür. Yapılan çalışma 1. aerobik periyod için verilen 10 saatlik nitrifikasyon süresinin fazla olduğunu ve bu sürenin zaman içinde azaltılması gerektiğini göstermiştir.

5.5.2 Denitrifikasyon Hızları

Çalışmanın 2.ve 3. aşamalarında, Tablo 5.9'da verilen kinetik ve stokiometrik katsayılar kullanılarak modelden elde edilen NO_x⁻-N giderim profilleri ile ardışık kesikli reaktörde elde edilen NO_x⁻-N giderim profilleri Şekil 5.21, Şekil 5.22'de gösterilmiş ve herbiri için denitrifikasyon hızları hesaplanmıştır.



Şekil 5.21 2.Aşamada model ve işletme şartlarında elde edilen NO_x^- -N giderim profili

Denitrifikasyon hızları,

$$f_a=0.5$$

$$X_T=4250\text{mg/L}$$

Model için,

$$k_1 = (455-333) 60 / 60 4250 0.5 = 0.0573 \text{ mg NO}_x^- \text{-N / mg UAKM saat} \quad (5.15)$$

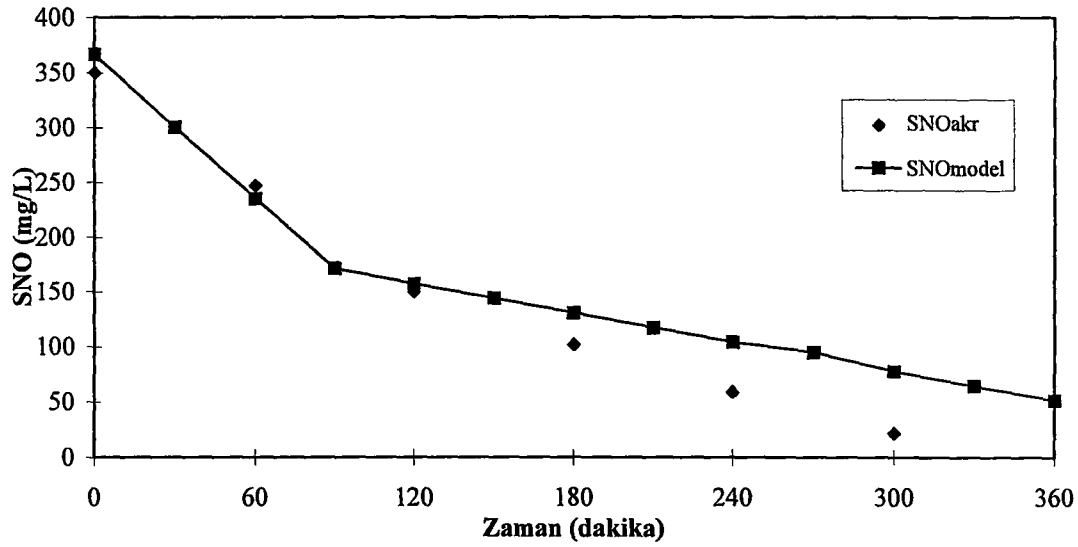
$$k_2 = (333-190) 60 / 300 4250 0.5 = 0.0136 \text{ mg NO}_x^- \text{-N / mg UAKM saat} \quad (5.16)$$

Ardışık kesikli reaktörde işletme şartlarında,

$$k_1 = (465-172) 60 / 180 2800 0.5 = 0.069 \text{ mg NO}_x^- \text{-N / mg UAKM saat} \quad (5.17)$$

$$k_2 = (172-82) 60 / 180 2800 0.5 = 0.021 \text{ mg NO}_x^- \text{-N / mg UAKM saat} \quad (5.18)$$

olarak hesaplanmıştır.



Şekil 5.22 3.Aşamada model ve işletme şartlarında elde edilen NO_x^- -N giderim profili

Denitrifikasyon hızları,

$$f_a = 0.5$$

$$X_T = 8000 \text{ mg/L}$$

Model için,

$$k_1 = (366-171) 60 / 90 8000 0.5 = 0.0324 \text{ mg NO}_x^- \text{-N / mg UAKM saat} \quad (5.19)$$

$$k_2 = (171-51) 60 / 270 8000 0.5 = 0.0067 \text{ mg NO}_x^- \text{-N / mg UAKM saat} \quad (5.20)$$

Ardışık kesikli reaktörde işletme şartlarında,

$$k_1 = (350-150) 60 / 120 8000 0.5 = 0.025 \text{ mg NO}_x^- \text{-N / mg UAKM saat} \quad (5.21)$$

$$k_2 = (280-40) 60 / 180 8000 0.5 = 0.0107 \text{ mg NO}_x^- \text{-N / mg UAKM saat} \quad (5.22)$$

olarak hesaplanmıştır.

Ardışık kesikli reaktörde, karbon kaynağı olarak sızıntı suyunun kullanıldığı model ve işletme şartlarında elde edilen maksimum çoğalma için denitrifikasyon hızları (k_1) sırasıyla, 0.0573 mg NO_x^- -N /mg UAKM saat ve 0.069 mg NO_x^- -N /mg UAKM saat olarak bulunmuştur. Karbon kaynağı olarak asetatin kullanıldığı 3. aşamada, model ve işletme şartlarında elde edilen maksimum çoğalma için denitrifikasyon hızları (k_1), 0.0324 mg NO_x^- -N /mg UAKM saat ve 0.025 mg NO_x^- -N /mg UAKM saat olarak hesaplanmıştır.

Model ve işletme şartları için elde edilen nitrifikasyon ve denitrifikasyon hız sonuçları sızıntı suları için literatürde sunulan sonuçlarla beraber Tablo 5.11'de verilmiştir.

Ardışık kesikli reaktörün içsel solunum modeli baz alınarak uygulanan modellemesi sonucunda elde edilen sonuçlar aşağıdaki şekilde özetlenebilir:

1. Model yaklaşımında bazı kinetik ve stokiometrik katsayılar seçilmiş ve nitrifikasyon ve denitrifikasyon proseslerini açıklayan yarı doygunluk sabitleri modelden elde edilmiştir. Bu yarı doygunluk sabitleri, nitrifikasyon için $K_{\text{NH}} = 6$ mg/L NH_4^+ -N ve denitrifikasyon için ise $K_{\text{NO}} = 0.2$ mg/L NO_3^- -N olarak bulunmuştur.
2. Model ve işletme şartlarında NH_4^+ -N giderim profilleri, nitrifikasyon için ayrılan 10 saatlik 1. aerobik sürenin uzun olduğunu ve bu sürenin aşamalı olarak azaltılabileceğini göstermiştir.

Tablo 5.11 Model ve işletme şartları için nitrifikasyon ve denitrifikasyon hızları

Kaynak	Yarı doygunluk sabitleri		Nitrifikasyon Hızı mg $\text{NH}_4^+\text{-N}$ / mg UAKM saat		Denitrifikasyon Hızı mg $\text{NO}_x\text{-N}$ /mg UAKM saat			
			Model	AKR	k_1		k_2	
	K_{NH}	K_{NO}			Model	AKR	Model	AKR
Bu çalışma 2. Aşama	6	0.2	0.317	0.314	0.0573	0.069	0.0136	0.021
Bu çalışma 3.Aşama	6	0.2	0.254	0.272	0.0324	0.025	0.0067	0.0107
Dockhorn v.d.,1997	0.11-9.4	0.24-15.4	0.268-0.710	-	0.098-0.677	-	-	-

6. SONUÇ VE ÖNERİLER

6.1 Sonuçlar

Katı atık sızıntı sularından biyolojik azot giderme amacıyla yürütülen çalışmalar, temel olarak 4 grupta toplanabilir :

1. Sızıntı sularının karakterizasyonu ve biyolojik ayrışabilirliğinin incelenmesi,
2. Sızıntı sularının anaerobik arıtılması,
3. Sızıntı sularından ardışık kesikli reaktörde azot giderimi,
4. Ardışık kesikli reaktörün modellenmesi.

Yürütülen deneysel çalışmalarda elde edilen sonuçlar aşağıda özetlenmiştir :

6.1.1 Sızıntı Sularının Karakterizasyonu ve Biyolojik Ayrışabilirliği

Kemerburgaz katı atık düzenli depolama alanından alınan sızıntı sularında atıksu karakterizasyonu yapılmış ve dört mevsimde elde edilen sonuçlar Tablo 5.1’de verilmiştir. Aynı bölgeden alınıp İ.T.Ü. Çevre Mühendisliği Laboratuvarında analizi yapılan atıksu karakterizasyonu da Tablo 5.2’de verilmiştir. Bu iki tablo beraber incelendiğinde atıksu karakterizasyonunun mevsimlere ve yıllara göre oldukça fazla farklılık gösterdiği görülmektedir. Oluşan bu farklılık atığın bileşiminden olduğu kadar iklimsel faktörlere bağlı olarak değiştiği görülmektedir. Literatür değerleriyle karşılaştırıldığında Kemerburgaz depo alanı genç depo alanı özelliği göstermektedir.

Atıksuyun biyolojik ayrışabilirliğinin araştırılması amacıyla yapılan çalışmalar, atıksuların çözünmüş inert KOİ ve kolay ayrışabilir KOİ’sinin belirlenmesi üzerine olmuştur. Ham sızıntı suyunun çözünmüş inert KOİ oranı %5, kolay ayrışabilir KOİ oranı %90 olarak hesaplanmıştır. Bu değerler ham atıksuyun biyolojik arıtmaya çok uygun olduğunu göstermiştir. Anaerobik arıtma sonrası sızıntı suyunda çözünmüş

inert KOİ oranı %60, kolay parçalanabilir KOİ oranı %10 olarak hesaplanmıştır. Bu da sızıntı suyunun anaerobik arıtmada kolay parçalanabilir kısmının yüksek oranda giderildiğini, geri kalanın çoğunun aerobik şartlarda inert ve çok küçük bir oranının da biyolojik olarak parçalanabilir yapıda olduğunu göstermiştir.

6.1.2 Sızıntı Suyunun Anaerobik Arıtılması

Biyolojik olarak kolay parçalanabilir yapıda olan ham sızıntı suyunun anaerobik arıtımında başarılı sonuçlar elde edilmiştir. Bu çalışma kapsamında, hidrolik bekletme süresinin arıtma verimine etkisi, optimum bekletme süresinin belirlenmesi, ve yüksek pH ve NH_3 konsantrasyonunun anaerobik arıtmaya etkisi incelenmiştir. Hidrolik bekletme süresinin 1.15 günden 2.35 güne çıkarılmasıyla verim %65'den %89'a yükselmiştir. Hidrolik bekletme süresi 2 günün altında verim %80'nin altındayken, 2 gün ve üstünde %80-95 arıtma verimi elde edilmiştir. Bu çalışma kapsamında optimum hidrolik bekletme süresi 2.35 gün olarak belirlenmiştir. Çalışmada reaktörün giriş ve çıkış yapılarında tıkanma ve sabit katı madde birikimi problemi nedeniyle, pH ayarlamada H_2SO_4 yerine HCl asidi kullanılmış ve HCl asidinin anaerobik arıtmaya olumsuz bir etkisi gözlenmemiştir. Yüksek pH ve NH_3 konsantrasyonunun anaerobik arıtmayı inhibe ettiği bilinmektedir (Speece, 1995). Bu çalışmada, çıkış pH'sı 8'in üzerinde serbest NH_3 inhibisyonundan bahsetmek mümkündür. Ancak, sistem çalışma süresince yüksek pH'ya alıştırılmış ve arıtma veriminde çok fazla düşme olmadan yüksek pH'larda işletilebilmiştir.

6.1.3 Sızıntı Suyundan Ardışık Kesikli Reaktörde Azot Giderimi

- Bu çalışmada, yüksek miktarda amonyak içeren sızıntı sularının arıtılmasında arıtma verimi açısından Ardışık Kesikli Reaktör (AKR) teknolojisinin uygun bir teknoloji olduğu görülmüştür.
- Yüksek konsantrasyonda amonyak içeren anaerobik ön arıtma görmüş sızıntı suyunun arıtılmasında, pH dikkatli bir şekilde kontrol edildiğinde ve sistem nitrifikasyon yapabilme kabiliyeti kazandırıldığında AKR'de NH_4^+ -N tamamen giderilebilmektedir. Denitrifikasyon aşamasında, karbon kaynağı olarak ham atıksu kullanılması durumunda, çıkışta nitrat konsantrasyonu yüksek olmasına rağmen, asetat kullanıldığında sistemin TN giderimi %90'nın üzerindedir.

- Denitrifikasyon aşamasında karbon kaynağı olarak ham sızıntı suyunun kullanılması, sızıntı suyunun çalışma süresince KOİ'sinin 25,000'den 10,000 mg/L'ye düşmesi, buna rağmen NH_4^+ -N konsantrasyonunun 1,600-2,000 mg/L değerinde olması nedeniyle uygulanabilir olmamıştır.
- Reaktör çıkışında KOİ değerleri deşerj limitlerinin çok üstünde kalmıştır. Bu durum anaerobik ön arıtma görmüş atıksuyun çözünmüş inert KOİ oranının yüksek buna karşın kolay parçalanabilir KOİ oranının düşük olmasından kaynaklanmıştır.

6.1.4 Modelleme Sonuçları

- Model yaklaşımında kinetik ve stokiometrik katsayılar seçilip, nitrifikasyon ve denitrifikasyon proseslerini açıklayan yarı doyumluk sabitleri modelden elde edilmiştir. Bu yarı doyumluk sabitleri, nitrifikasyon için $K_{\text{NH}} = 6 \text{ mg/L } \text{NH}_4^+$ -N ve denitrifikasyon için ise $K_{\text{NO}} = 0.2 \text{ mg/L } \text{NO}_3^-$ -N olarak bulunmuştur.
- Model ve işletme şartlarında NH_4^+ -N giderim profilleri, nitrifikasyon için ayrılan 10 saatlik 1. aerobik sürenin uzun olduğunu ve bu sürenin aşamalı olarak azaltılabileceğini göstermiştir.

6.2 Öneriler

- Denitrifikasyon aşamasında ilave karbon kaynağı olarak, genç depo alanında oluşan sızıntı sularının ($\text{KOİ} = 50,000 \text{ mg/L}$) veya kuvvetli endüstriyel atıksuların (peynir altı, bira mayası) kullanılması durumunun bu sistem için incelenmesi ekonomik olması açısından önerilebilir.
- Sistemde KOİ'nin istenen limitlere kadar giderilebilmesi için, atıksuyun ozonlama, UV veya bir oksidanla (H_2O_2 gibi) oksitlenerek biyolojik olarak kolay parçalanabilirliği artırıldıktan sonra AKR'ye verilmesi veya AKR çıkışının kimyasal oksidasyondan sonra aerobik ileri arıtmaya verilmesi alternatiflerinin incelenmesi uygun olacaktır.
- Yapılan çalışmanın ışığında, AKR'nin 1 döngüsünün 24 saatten 12 saate indirilmesi alternatifinin de incelenmesi önerilmektedir.

- Çalışmada kullanılan sızıntı suyu genç bir depo alanına ait olduğundan, biyolojik arıtmaya oldukça uygun bir atıksudur. Ancak depo alanının yaşına bağlı olarak değişen koşullara göre araştırmanın devam ettirilmesi gerekmektedir.



KAYNAKLAR

- Alleman, J.E. ve Irvine, R.L., 1980. Storage-induced denitrification using sequencing batch reactor operation, *Wat. Res.*, **14**, 1483-1488.
- Anagiotou, C., Papadopoulos, A., Loizidou, M., 1993. Leachate treatment by chemical and biological oxidation, *J. Environ. Sci. Health, Part A*, **28** /1, 21-35.
- APHA 1989. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 17th edition, *American Public Health Association*, Washington, D. C.
- Borzacconi, L., Lopez, I., Ottonello, G., Maly, A., Vinas, M., 1997. Simultaneous carbon and nitrogen removal from sanitary landfill leachate, *Proc. 8th International Conf. On Anaerobic Digestion*, **1.3**, 305-308.
- Boyle, W.C., Ham, R. K., 1974. Treatability of leachate from sanitary landfills. *J. Wat. Pollut. Control Fed.*, **46**, 5, 860-872.
- Bull, P. S., Evans, J. V., Wechsler, R. M., Cleland, K. J., 1983. Biological technology of the treatment of leachate from sanitary landfills, *Wat. Res.*, **17**, 11, 1473-1481.
- Carley, B. N., Mavinic D. S., 1991. The effects of external carbon loading on nitrification and denitrification of a high-ammonia landfill leachate. *Res. J. Water Pollut. Control Fed.*, **63**, 51.
- Chang, J. E., 1989. Treatment of landfill leachate with an upflow anaerobic reactor combining a sludge bed and a filter , *Wat. Sci. Tech.*, **21**, 133-143.
- Chian, E.S.K., DeWalle, F.B., 1976. Sanitary landfill leachates and their treatment. *Journal of the Environmental Engineering Division, ASCE*, **103** (EE2), 411-431.
- Chian, E.S.K., DeWalle, F.B., 1977a. Evaluation of leachate treatment, Vol.I, Characterization of leachate. *U.S. EPA*, Cincinnati.
- Chian, E.S.K., DeWalle, F.B., 1977b. Evaluation of leachate treatment, Vol. II, Characterization of leachate, *U.S. EPA*, Cincinnati.
- Chian, E.S.K., 1977. Stability of organic matter in landfill leachates. *Wat. Res.*, **11**, 2, 225-232.

- Chiesa, S.C., Irvine, R.L., Manning, J.F. Jr., 1985.** Feast/Famine growth environments and activated sludge population selection. *Biotechn. And Bioeng.*, **27**, 562-568.
- Chen, P. H., Chen, C., Jenq, C. H., 1997.** Nitrogen control in landfill leachate treatment, *Pro. Sardinia 97, 8th International Landfill Symposium*, 293-301.
- Christensen, T. H., Cossu, R., Stegmann, R., 1992.** Landfilling of waste leachate. *Elsevier Applied Science*, London.
- Cook, E. N., Force, E.G., 1974.** Anaerobic biostabilization of sanitary landfill leachate, *J. Wat. Pollution Control Fed.*, **46**, 2, 380-385.
- Çokgör, E.U., Sözen, S., Orhon, D., Henze, M., 1998.** Respirometric analysis of activated sludge behaviour- I. Assessment of the readily biodegradable substrate, *Wat. Res.*, **32**, 2, 461-475.
- DeWalle, F. B., Chian, E. S. K., 1974.** Removal of organic matter by activated carbon. *Journal of the Environmental Engineering Division, ASCE*, **105** (EE5), 1089-1104.
- Diamadopoulos, E., Samaras, P., Dabou, X., Sakellaropoulos, G. P., 1996.** Combined treatment of landfill leachate and domestic sewage in a sequencing batch reactor. *2nd Specialized Conf. On Pre-treatment of Industrial Wastewaters*, 114-120.
- Dockhorn, T., Chang, L., Dichtl, N., 1997.** Removal of nitrogen from landfill leachate by using SBR- technology. *Proc. Sardinia 97, Sixth International Landfill Symposium*, 303- 314.
- Dzombak, D. A., Langnese, K. M., Spengel, D.B., Luthy, R.G., 1990.** Comparison of activated sludge and RBC treatment of leachate from a solid waste landfill. *Pro. of 1990 WPCF National Specialty Conf. On Water Quality Management of landfills*, 4-58.
- Elefsiniotis, P., Manoharan, R., Mavinic, D. S., 1989.** The effects of sludge recycle ratio on nitrification-denitrification performance in biological treatment of leachate. *Environmental Tech. Letters*, **10**, 1041-1050.
- Fillos, G., Gleason, P. J., Liebowitz, B., 1990.** Leachate treatment at the fresh kills landfill. *Pro. of 1990 WPCF National Specialty Conf. On Water Quality Management of Landfills*, 7-12.
- Germirli, F., Orhon, D., Artan, N., 1991.** Assessment of the initial inert soluble COD in industrial wastewater, *Wat. Sci. Tech.*, **23**, 1077-1086.
- Graham, D.W., Mavinic, D.S., 1981.** Biological-chemical treatment of leachate, *Proceedings of ASCE Specialty Conference on Environmental Engineering*, San Francisco, California, 291-298.

- Gupta, S. K., Sharma, R., 1996.** Biological oxidation of high strength nitrogenous wastewater. *Wat. Res.*, **30**, 3, 593-600.
- Hanhan, O., 1999.** Aralıklı havalandırılmalı sürekli aktif çamur sistemlerinde azot gideriminin modellenmesi ve tasarımı, Doktora Tezi, *İ.T.Ü Fen Bilimleri Enstitüsü*.
- Harmsen, J., 1983.** Identification organic compounds in leachate from a waste tip. *Wat. Res.*, **37**, 6, 699-705.
- Henry, J.G., Prasad, D., Young, H., 1987.** Removal of organics from leachates by anaerobic filter, *Water Pollut. Control*, 45-56.
- Horan, N. J., Gohar, H., Hill, B., 1996.** Application of a granular activated carbon-biological fluidized bed for the treatment of landfill leachates containing high concentrations of ammonia, *2nd Specialized Conf. On Pre-treatment of Industrial Wastewaters*, 700-706.
- Hosomi, M., Matsusise, K., Inamori, Y., Sudo, R., Yamada, K., Yoshino, Z., 1989.** Sequencing batch reactor activated sludge processes for the treatment of municipal landfill leachate : Removal of nitrogen and refractory organic compounds. *Wat. Sci. Tech.*, **21**, 1651-1654.
- Hosomi, M., Inamori, Y., Matsusise, K., Sudo, R., 1991.** Denitrification of landfill leachate by the modified rotating biological contactor (RBC). *Wat. Sci. Tech.*, **23**, 1477-1485.
- Ibrahim, G. ve Abasaheed, A. E., 1995.** Modelling of sequencing batch reactors. *Wat. Res.*, **29**, 7, 1761-1766.
- Imai, A., Iwami, N., Matsushige, K., Inamori, Y., Sudo, R., 1993.** Removal of refractory organics and nitrogen from landfill leachate by the microorganism-attached activated carbon fluidized bed process. *Wat. Res.*, **27**, 1, 143-145.
- Imai, A., Onuma, K., Inamori, Y., Sudo, R., 1995.** Biodegradation and adsorption in refractory leachate treatment by the biological activated carbon fluidized bed process, *Wat. Res.*, **29**, 2, 687-694.
- Irvine, R. L., Wilderer, P. A., Flemming, H., 1997.** Controlled unsteady state processes and technologies- an overview, *Wat. Sci. Tech.*, **35**, 1, 1-10.
- Iza, J., Keenan, P. J., Switzenbaum, M. S., 1992.** Anaerobic treatment of municipal solid waste landfill leachate : Operation of a pilot scale hybrid UASB/AF reactor, *Wat. Sci. Tech.*, **25**, 7, 255-264.
- Kennedy, K. J., Hamoda, M. F., Guiot, S. G., 1988.** Anaerobic treatment of leachate using fixed film and sludge bed systems. *J. Water Pollut. Control Fed.*, **60**:9, 1675-1683.

- Ketchum, Jr. L.H., Earley, J.P., 1988.** Anaerobic sequencing batch reactor treatment of coal conversion wastewaters, *Anaerobic Treatment of Industrial Wastewaters*, Park Ridge.
- Ketchum, Jr. L.H., 1997.** Design and physical features of sequencing batch reactors, *Wat. Sci. Tech.*, **35**, 1, 11-18.
- Kettunen, R. H., Rintala, J. A., 1998.** Performance of an on-site UASB reactor treating leachate at low temperature, *Wat. Res.*, **32**, 3, 537-546.
- Knox, K., 1984.** Leachate treatment with nitrification of ammonia, *Wat. Res.*, **19**, 7, 895-904.
- Lu, J.C.S., Eichenberger, B., Stearns, R.J., 1984.** Production and management of leachate from municipal landfills: Summary and Assessment. *U.S. EPA.*, Cincinnati.
- Lugowski, A., Haycock, D., Poisson, R., Beszedits, S., 1989.** Biological treatment of landfill leachate, *Pro. of the 44th Industrial Waste Conf.*, 565-572.
- Martienssen, M., Schops, R., 1997.** Biological treatment of leachate from solid waste landfill sites- alterations in the bacterial community during the denitrification process, *Wat. Res.*, **31**, 5, 1164-1170.
- Mavinic, D. S., 1984.** Kinetics of carbon utilization in treatment of leachate, *Wat. Res.*, **18**, 10, 1279-1284.
- McClintock, S.A., Randall, C.A., Marickovich, D. C., Wang, G., 1990.** Biological nitrification and denitrification process for treatment of municipal landfill leachate. *Pro. of the 1990 WPCF National Specialty Conf. On Water Quality Management of Leachate*, 4-38.
- Memoin, E. P. ve Mavinic, D. S., 1981.** Nutrient requirements of aerobic biostabilization of landfill leachate. *Pro. of the 36th Purdue Industrial Waste Conf.*, 860-866.
- Münch, E. V., Lant, P., Keller, J., 1996.** Simultaneous nitrification and denitrification in bench- scale sequencing batch reactors, *Wat. Res.*, **30**, 2, 277-284.
- Nedwell, D. B., Reynolds, P. J., 1996.** Treatment of landfill leachate by methanogenic and sulphate-reducing digestion. *Wat. Res.*, **30**, 1, 21-28.
- Nielsen, P. H., 1996.** Adsorption of ammonia to activated sludge. *Wat. Res.*, **30**, 3, 762-764.
- Norcross, K. L., 1992.** Sequencing batch reactors- an overview, *Wat. Sci. Tech.*, **26**, 9-11, 2523-2526.

- Orhon, D., Artan, N.,** 1994. Modelling of activated sludge systems, *Technomic Publishing Co. Inc.*, Lanceste.
- Öztürk, I., Altınbaş, M., Arıkan, O., Demir, A.,** 1999. Anaerobic UASBR treatment of young landfill leachate, *Fresenius Environmental Bulletin*, **38**, 4-5, 37-44.
- Palit, T., Qasim, S. R.,** 1977. Biological treatment kinetics of landfill leachate, *J. Env. Eng. Div., ASCE*, **103 (EE2)**, 353-357.
- Pohland, F. G.,** 1975. Sanitary landfill stabilization with leachate recycle and residual treatment, *U.S. EPA*, Cincinnati.
- Pohland, G. F. ve Harper, S. R.,** 1985. Critical review and summary of leachate and gas production from landfills, *U.S. EPA*, Cincinnati.
- Qasim, S. R., Chaiong, W.,** 1994. Sanitary landfill leachate: Generation, control and treatment, *Technomic Publishing Co. Inc.*
- Robinson, H. D., Maris, P. J.,** 1985. The treatment of leachates from domestic waste in landfill sites, *J. Water Pollut. Control Fed.*, **57**, 1, 30-41.
- Shiskowski, D. M., Mavinic, D. S.,** 1998. Biological treatment of a high ammonia leachate: influence of external carbon during initial startup, *Wat. Res.*, **32**, 8, 2533-2541.
- Sözen, S.,** 1995. Nitrifikasyon ve denitrifikasyon kinetiğinin deneysel karakterizasyonu, Doktora tezi, *İ.T.Ü. Fen Bilimleri Ens.*
- Speece, R. E.,** 1996. Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters. *Archae Press.*, 270-271.
- Spengel, D. B., Dzombak, D. A.,** 1991. Treatment of landfill leachate with rotating biological contactors: bench-scale experiments, *Res. J. Water Pollut. Control Fed.*, **63**, 7, 971-981.
- Tam, N. F. Y., Leung, G. L. W., Wong, Y. S.,** 1994. The effects of external carbon loading on nitrogen removal in sequencing batch reactors. *Wat. Sci. Tech.*, **30**, 6, 73-81.
- Timur, H.,** 1997. Anaerobic treatment kinetics of municipal landfill leachate, Ph. D. Thesis, *İ.T.Ü. Institute of Sci. and Tech.*
- Uloth, V. C., Mavinic, D. S.,** 1977. Aerobic biotreatment of high strength leachate, *Journal of the Environmental Engineering Division, ASCE*, **103(EE6)**, 647-661.
- Walender, U., Henrysson, T., Walender, T.,** 1997. Nitrification of landfill leachate using suspended carrier biofilm technology, *Wat. Res.*, **31**, 9, 351-2355.

- Walender, U., Henryson, T., Walender, T.,** 1998. Biological nitrogen removal from municipal landfill leachate in a pilot scale suspended carrier biofilm process, *Wat. Res.*, **32**, 5, 564-1570.
- Wu, Y.C., Hao, O. J., Ou,K. C., Scholze, R. J.,** 1987. Treatment of leachate from a solid waste landfill site using a two stage anaerobic filter, *Biotechnology and Bioengineering*, **31**, 257-266.
- Yang, L., Henderson, J. P.,** 1993. Removal of nitrogen from long-term operated landfill leachate by two A/O systems with suspended and attached growths cultures, *Proc. 48th Purdue Industrial Waste Conf.*, 445-454.
- Zaloum, R., Abbott, M.,** 1997. Anaerobic pretreatment improves single sequencing batch reactor treatment of landfill leachate, *Wat. Sci. Tech.*, **35**, 1, 207-217.
- Zapf-Gilje, R., Mavinic, D.S.,** 1981. Temperature effects on biostabilization of leachate, *Journal of the Environmental Engineering Division, ASCE*, **107 (EE4)**, 653-663.



EK A DENEY SONUÇLARI

Tablo A.1 Anaerobik Ön Arıtma Deney Sonuçları

Zaman (gün)	KOİ _{giriş} (mg/L)	KOİ _{çıkış} (mg/L)	Verim (%)	pH _{g-ç} -	OYH (kgKOİ/m ³ gün)	θ _h (gün)
3	10300	3400	67	6.4-8.3	5.42	1.9
10	10300	3375	67	5.8-7.8	5.42	1.9
13	10300	3185	69	6.3-8.1	5.42	1.9
27	10920	4160	62	6.3-8.2	5.74	1.9
30	10920	3900	64	6.2-8.3	5.74	1.9
43	10000	2030	80	5.9-7.9	5.0	2
46	11000	2145	81	6.0-8.0	5.5	2
48	10500	2100	80	6.2-8.4	5.25	2
50	9400	2580	73	5.5-7.6	4.7	2
52	10300	1920	81	6.0-8.0	5.15	2
54	9900	1550	84	6.0-8.1	4.95	2
56	10000	1250	88	6.0-8.1	5.0	2
60	10000	1200	88	6.1-8.3	5.0	2
63	10000	1000	90	6.1-8.3	5.0	2
65	11000	1290	88	6.0-8.3	5.5	2
68	9500	990	90	6.0-8.2	4.75	2
71	9000	1000	89	6.5-8.4	4.5	2
75	8750	950	89	6.5-8.4	4.38	2
78	9500	1000	89	6.0-8.3	4.75	2
82	10000	1000	90	5.9-8.1	5.0	2
85	11345	3950	65	5.8-7.9	9.87	1.15
88	11000	4495	59	-	9.56	1.15
90	8660	4300	50	5.6-7.6	7.53	1.15
92	11950	4260	65	-	10.39	1.15
95	10500	3700	65	6.1-7.6	9.13	1.15
97	11700	3800	68	6.3-7.8	10.17	1.15
111	11700	3800	68	6.2-7.7	10.17	1.15
114	11200	5320	52	5.4-7.5	9.73	1.15
115	10000	5480	45	5.4-7.5	8.69	1.15
116	12100	4750	61	6.1-7.7	10.52	1.15
118	11500	5000	56	5.7-7.6	10.0	1.15
119	11500	4500	61	6.2-7.9	10.0	1.15
125	12640	5055	60	6.0-8.1	10.94	1.15
127	12500	5500	56	5.5-7.6	10.87	1.15
130	13250	4800	64	6.0-7.9	11.52	1.15
134	12500	4100	67	6.0-7.9	10.87	1.15
135	12500	3870	69	6.0-7.9	10.87	1.15
136	11775	3500	70	6.0-8.0	10.23	1.15

Tablo A.1'in devamı

140	11650	980	92	6.2-8.0	3.88	3
143	10140	880	91	6.7-8.1	3.38	3
145	13600	850	94	6.6-8.1	4.5	3
147	13600	850	94	6.6-7.8	4.5	3
150	14290	850	94	6.3-8.1	4.76	3
155	14660	1040	93	6.0-7.8	4.88	3
158	18370	1000	95	-	6.12	3
160	17000	835	95	-	5.6	3
165	10600	925	91	6.7-8.3	3.53	3
167	16940	1105	93	6.0-7.9	5.64	3
169	16000	1050	93	6.0-8.0	5.3	3
171	16000	1105	93	6.0-8.1	5.3	3
173	13580	975	94	-	4.52	3
178	12880	1160	91	6.7-8.6	4.29	3
182	11885	1180	90	6.8-8.6	3.96	3
185	26130	1640	94	-	8.71	3
189	28800	1750	94	6.8-8.5	9.6	3
195	11000	1100	90	7.3-8.5	3.66	3
200	14700	1350	91	7.0-8.4	4.9	3
203	14200	1620	89	7.2-8.6	4.73	3
205	11830	1500	87	7.5-8.8	3.94	3
208	15300	1420	93	6.2-8.3	5.1	3
212	16300	1570	90	6.5-8.3	5.4	3
215	16150	1600	90	6.7-8.3	5.38	3
220	14165	1360	90	7.2-8.5	4.72	3
224	16915	1315	92	6.8-8.6	5.63	3
226	16000	1388	91	7.1-8.7	5.3	3
228	16400	1340	92	-	5.46	3
230	16250	1440	91	6.5-8.4	5.41	3
232	16850	1400	92	6.7-8.3	5.61	3
234	16500	1445	91	6.7-8.3	5.5	3
238	16400	1440	91	6.8-8.5	5.46	3
240	16390	1500	91	6.7-8.3	5.46	3
245	11590	1300	89	6.0-8.1	4.93	2.35
246	11825	1395	88	6.1-8.2	5.03	2.35
247	11300	1240	89	-	4.80	2.35
250	11000	1130	90	6.4-8.3	4.68	2.35
254	6350	1525	76	6.0-8.3	4.70	1.35
257	5385	1450	73	6.0-8.2	3.98	1.35
260	5400	1365	75	6.1-8.2	4.00	1.35
263	5710	1700	70	6.3-8.2	4.23	1.35
266	5900	1415	76	6.1-8.3	4.37	1.35

Tablo A.2 Ardışık kesikli reaktörde 1.seri deney sonuçları

Zaman	KOI _{giriş}	KOI _{çıkış}	NH ₄ ⁺ -N _{giriş}	NH ₄ ⁺ -N _{çıkış}	NO ₃ ⁻ -N _{çıkış}	NO ₂ ⁻ -N _{çıkış}
10	1080	300	-	-	-	-
12	770	200	135	60	33.4	-
18	1020	110	90	14	6.1	1.82
20	990	110	80	20	6.1	1.82
22	970	110	90	20	2.4	1.8
25	1070	95	95	20	2.58	0.87
39	1450	90	80	10	3.7	0.9
52	1580	90	60	10	6.5	1.8
72	1450	100	80	10	5.55	1.82
80	900	125	140	85	10.1	4.5
87	1600	150	365	220	25	4.53
92	1410	130	255	137	20	9.17
93	1520	145	330	145	33.4	8.99
140	1850	415	290	80	68	22.3
145	1250	505	200	5	131	22.5
147	1400	520	150	25	116	22.4
180	1105	195	60	2.5	81	0.11
190	1385	435	480	315	8	12.6
197	1065	665	500	380	-	-
199	-	-	450	325	200	8
200	-	-	500	285	210	7
203	-	-	665	100	-	-
204	-	-	600	100	300	3.2
205	-	-	575	100	250	3
225	800	740	550	90	99	7.8
227	-	-	685	85	530	-
229	-	-	650	75	600	2
230	-	-	580	55	580	2.8
233	-	-	650	140	-	-
234	965	870	755	200	-	-
235	955	830	-	255	322	-
236	-	-	795	295	-	-
237	965	780	715	295	-	-
238	-	-	650	195	-	-
239	-	-	700	135	580	0.5
240	-	-	720	105	600	-
241	-	-	750	80	500	-
242	1055	900	815	70	500	1.8

Tablo A.3 Ardışık kesikli reaktörde 2.seri deney sonuçları

Zaman	KOİ _{giriş}	KOİ _{çıkış}	NH ₄ ⁺ -N _{giriş}	NH ₄ ⁺ -N _{çıkış}	NO ₃ ⁻ -N _{çıkış}	NO ₂ ⁻ -N _{çıkış}
3	2000	160	100	46	-	-
6	2000	125	100	26	11	4.4
8	2000	155	100	22	21	4.4
10	2000	160	110	7.9	15	4.4
17	2100	145	105	0	10.4	4.3
22	2000	135	100	0	23.5	4.1
23	1900	120	95	0	15.5	0.03
24	2080	120	117	0	15.5	0.03
27	1900	120	110	0	8	0.03
29	2100	105	100	0	7	0
31	2050	130	95	0	7.6	0
32	2100	145	100	0	7.5	0.02
42	1900	295	105	0	0.72	8.75
48	1200	785	1020	325	94	8.5
50	125013	1030	860	535	193.7	8.5
52	30	1160	910	510	219	8.5
55	1290	1100	685	345	248	7.8
57	1345	1160	1010	560	132	8.7
59	1390	1050	995	565	31.8	8.7
63	1500	1140	1040	720	18.5	6.1
65	1555	1130	1150	770	118	8.7
69	-	-	1075	991	-	-
70	-	-	1075	950	1.9	2
73	700	670	600	480	86.5	8.7
77	-	-	600	440	333	22
78	-	-	860	445	277	21.8
80	1205	1070	765	448	215	22
92	900	1010	600	200	179	21.5
93	-	-	600	158	218	20.6
94	990	745	600	148	150	22
95	900	800	560	165	120	22
97	-	-	560	100	-	-
98	1000	760	530	100	86.3	22
99	1000.	760	565	100	174	8.5
100	900	760	565	120	187	8.2
102	-	-	550	53	-	-
104	-	-	530	90	-	-
105	-	-	525	15	370	21.5
106	950	820	685	5.6	452.5	16.5
107	1140	885	685	8.9	470	15.5
108	-	-	700	6.7	511	18.6
109	-	-	680	2	595	19
110	1000	850	660	17	-	-
112	1145	830	700	104	-	-
113	-	-	665	4.5	560	20
114	-	-	665	2	560	16.8
115	945	880	655	8	460	16.8

Tablo A.3'ün devamı

116	1000	780	590	8	421	16
117	-	-	630	21	-	-
119	-	-	700	70	-	-
120	-	-	480	2.5	-	-
121	1005	990	705	0	-	-
122	1100	1000	650	0.8	477	13.7
123	940	970	650	65	623	14.8
124	-	-	660	35	-	-
126	970	1175	670	75	364	14.7
127	-	-	630	10	640	14
128	1005	895	670	24	410	15.8
129	-	-	670	7	-	-
134	1000	685	670	2	568	17
135	1120	615	720	0.6	116	2.1
136	1210	650	765	3	4.5	0
137	1240	630	800	2.3	0.7	0.9
138	1280	660	870	2	25	0.06
141	-	-	770	5	-	-
142	1650	850	1025	4	82	0.1
143	-	-	1040	60	75	17
144	1600	880	1030	4.5	14.7	0.14
147	-	-	980	5	50	0.2
148	1680	930	985	0	60	1.7
149	1680	930	985	0	46	0.1

Tablo A.4 Ardışık kesikli reaktörde 1.seri 1.yarı kararlı halde elde edilen parametrelerin bir döngüdeki değimi

Zaman (sa)	KOİ (mg/L)	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	NO ₃ ⁻ -N (mg/L)	NO ₂ ⁻ -N (mg/L)
0	90	10	1,22	0,1
2	1050	57	1,1	0,02
8	150	16	1,56	0,12
14	130	22	0,56	0,03
22	90	11	3,72	0,9
24	90	11	3,72	0,9

Tablo A.5 Ardışık kesikli reaktörde 2.seri 1.yarı kararlı halde elde edilen parametrelerin bir döngüdeki değimi

Zaman (sa)	KOİ (mg/L)	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	NO ₃ ⁻ -N (mg/L)	NO ₂ ⁻ -N (mg/L)
0	120	0	15,5	0,03
2	1100	62	0,5	0,02
8	125	0	13,5	0,6
14	150	12	0	0,08
22	135	0	8	0,09
24	120	0	8	0,03

Tablo A.6 Ardışık kesikli reaktörde 2.seri 2.yarı kararlı halde elde edilen parametrelerin bir döngüdeki değimi

Zaman (sa)	KOİ (mg/L)	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	NO ₃ ⁻ -N (mg/L)	NO ₂ ⁻ -N (mg/L)
0	760	100	173,9	8,5
2	890	355	65	8,8
8	790	235	180,4	8,5
14	995	263	65	2,9
22	760	120	187	8,2
24	760	120	187	8,2

Tablo A.7 Ardışık kesikli reaktörde 2.seri 3.yarı kararlı halde elde edilen parametrelerin bir döngüdeki değimi

Zaman (sa)	KOİ (mg/L)	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	NO ₃ ⁻ -N (mg/L)	NO ₂ ⁻ -N (mg/L)
0	820	5,6	452,5	16,2
2	995	378	204,1	13
12	860	76	465	14,5
18	885	123	370	15,4
23	885	8,9	470	15,6
24	885	8,9	470	15,6

Tablo A.8 Ardışık kesikli reaktörde 2.seri 4.yarı kararlı halde elde edilen parametrelerin bir döngüdeki değimi

Zaman (sa)	KOİ (mg/L)	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	NO ₃ ⁻ -N (mg/L)	NO ₂ ⁻ -N (mg/L)
0	880	8	460	16,8
2	915	310	265	10
12	685	10	552	16,8
18	910	220	217	17
23	780	8	421	16,9
24	780	8	421	16,9

Tablo A.9 Ardışık kesikli reaktörde 2.seri 5.yarı kararlı halde elde edilen parametrelerin bir döngüdeki değimi

Zaman (sa)	KOİ (mg/L)	NH ₄ ⁺ -N (mg/L)	NO ₃ ⁻ -N (mg/L)	NO ₂ ⁻ -N (mg/L)
0	930	0	61	1,71
2	1340	465	2,7	0,2
12	950	19	417	1,6
18	930	5	43	1,7
23	930	0	46	0,1
24	930	0	46	0,1

Tablo A.10 Ham sızıntı suyuna ait çözünmüş inert KOİ analiz sonuçları

Zaman,saat	Glikoz Reaktörü KOİ _{süz} , mg/L	Süzülmüş Sızıntı Suyu Reaktörü KOİ _{süz} , mg/L
0	2100	2175
23	1600	1850
70	300	700
145	175	450
216	90	250
290	115	190
335	100	210
408	125	230
480	105	200
528	100	200
626	110	220
672	100	250
723	-	230

Tablo A.11 Anaerobik arıtma sonrası sızıntı suyuna ait çözünmüş inert KOİ analiz sonuçları

Zaman, saat	Süzülmüş Sızıntı Suyu Reaktörü KOİ _{süz} , mg/L	Glikoz Reaktörü KOİ _{süz} , mg/L
0	1195	1175
24	1145	857
66	910	125
162	845	25
210	820	35
258	765	35
330	745	40
402	700	30
498	775	35
570	735	40
642	740	45
714	750	35
786	745	35

Tablo A.12 Ham sızıntı suyuna ait S₈₀ deneyi OTH ve süzülmüş KOİ değerleri

Zaman, dakika	OTH, mg/L saat	KOİ, mg/L
0	70,04	835
7	73,08	-
11	69,67	630
16	69,88	-
21	69,88	630
26	64,23	-
31	65,74	580
36	61,40	-
41	63,70	-
50	60,96	475
56	57,42	-
62	56,40	420
69	57,60	-
74	56,10	385
81	54,80	-
86	-	355
90	53,80	-
96	52,80	270
106	51,00	-
116	51,20	205
126	29,20	-
133	26,74	168
142	25,44	-
149	24,72	131
154	24,6	-
160	24,17	103
166	24,40	-
173	23,00	150

Tablo A.13 Anaerobik arıtma sonrası sızıntı suyuna ait S_{s0} deneyi OTH ve süzölmüş KOİ değerleri

Zaman, dakika	OTH, mg/L saat	KOİ, mg/L
0	10.95	345
6	10.65	325
11	11.1	-
16	11.1	345
21	9.6	-
27	9.75	-
37	8.25	-
43	9.15	365
53	8.7	-
63	7.95	365
70	8.1	-
80	8.16	355
89	8.1	-
100	7.2	280
106	7.08	-
114	6.94	-
124	6.93	280
131	6.48	-
141	6.72	-
157	6.12	-
161	6.3	-
171	6.36	-
181	6.3	-
199	6.12	280

ÖZGEÇMİŞ

Gülsüm Yılmaz 1970 yılında Fatsa’da doğdu. 1987 yılında İstanbul Paşabahçe Ferit İnal Lisesi’nden mezun oldu. Aynı yıl İ.T.Ü. İnşaat Fakültesi Çevre Mühendisliği Bölümü’nde lisans öğrenimine başladı. 1991 yılında Çevre Mühendisi olarak mezun oldu. Aynı yıl İ.T.Ü. Fen Bilimleri Enstitüsü, Çevre Programında yüksek lisans programına başladı. 1994 yılında yüksek lisans programını bitirdi. 1995 yılında İ.T.Ü. Fen Bilimleri Enstitüsü’nde doktora programına başladı. 1994 yılından beri İstanbul Üniversitesi Çevre Mühendisliği Bölümü’nde Araştırma Görevlisi olarak çalışmaktadır.

