

İSTANBUL TEKNİK ÜNİVERSİTESİ ★ FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**ARDIŞIK KESİKLİ REAKTÖRLERDE ÇOKLU DOLDURMA
YÖNTEMİYLE AZOT GİDERİMİNİN OPTİMİZASYONU**

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Çevre Müh. Ömer Ödül KANBEROĞLU

Anabilim Dalı: ÇEVRE MÜHENDİSLİĞİ

Programı: ÇEVRE MÜHENDİSLİĞİ

HAZİRAN 2002

**ARDIŞIK KESİKLİ REAKTÖRLERDE ÇOKLU DOLDURMA
YÖNTEMİYLE AZOT GİDERİMİNİN OPTİMİZASYONU**

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Çevre Müh. Ömer Ödül KANBEROĞLU

(501991052)

Tezin Enstitüye Verildiği Tarih: 13 Mayıs 2002

Tezin Savunulduğu Tarih: 30 Mayıs 2002

Tez Danışmanı:

Doç. Dr. Rüya TAŞLI

Diğer Jüri Üyeleri

Prof. Dr. Nazik ARTAN (İ.T.Ü.)

Prof. Dr. Orhan YENİGÜN (B.Ü.)

HAZİRAN 2002

ÖNSÖZ

Bu çalışma boyunca, her koşulda, katkı ve desteğini esirgemeyen değerli hocam Doç. Dr. Rüya TAŞLI'ya, çalışma konusunun seçim aşamasında yönlendiren, önerileri ve değerli fikirlerini paylaşma güvenini gösteren Prof. Dr. Nazik ARTAN'a sonsuz teşekkürlerimi sunarım.

Çalışmam sırasında yardımlarını esirgemeyen Araş. Gör. Ebru DÜLEKGÜRGEN'e, Araş. Gör. Nevin Özgür YAĞCI'ya ve Araş. Gör. Mahmut ALTINBAŞ'a da teşekkürü borç bilirim.

Yüksek lisans çalışmasına başlama kararımda beni yüreklendiren ve çalışmanın her anında destekleri ile yanımda olan sevgili aileme gösterdikleri hoşgörü ve anlayıştan ötürü en içten teşekkürlerimi sunarım.

Haziran 2002

Ömer Ödül KANBEROĞLU

İÇİNDEKİLER

	<u>Sayfa No.</u>
TABLO LİSTESİ	vi
ŞEKİL LİSTESİ	vii
SEMBOL LİSTESİ	x
ÖZET	xiv
SUMMARY	xvi
1. GİRİŞ	1
1.1 Çalışmanın Anlam ve Önemi	1
1.2 Çalışmanın Amaç ve Kapsamı	2
2. ATIKSULARDA AZOT VE GİDERİMİ	4
2.1 Alıcı Ortamlarda Azot ve Kaynakları	4
2.2 Azotun Çevreye Etkileri	5
2.3 Atıksu Karakterizasyonu	6
2.4 Biyolojik Azot Giderimi	9
2.4.1 Nitrifikasyon	9
2.4.1.1 Nitrifikasyon Stokiyometrisi	10
2.4.1.2 Nitrifikasyon Kinetiği	12
2.4.1.3 Tam Karışımlı Sistemlerde Nitrifikasyon Kinetiği	17
2.4.1.4 Nitrifikasyona Etki Eden Faktörler	21
2.4.2 Denitrifikasyon	22
2.4.2.1 Denitrifikasyon Stokiyometrisi	23
2.4.2.2 Denitrifikasyon Kinetiği	23
2.4.2.3 Tam Karışımlı Sistemlerde Denitrifikasyon Kinetiği	28
2.4.2.4 Denitrifikasyona Etki Eden Faktörler	31

3. ARDIŞIK KESİKLİ REAKTÖRLER	33
3.1 Ardışık Kesikli Reaktörlerin Kronolojik Gelişimi	33
3.2 Ardışık Kesikli Reaktör (AKR) Sisteminin Tanımı	34
3.3 AKR Fazlarında Uygulanabilecek Alternatifler	37
3.3.1 Doldurma Fazı	37
3.3.2 Reaksiyon Fazı	38
3.3.3 Çökeltme Fazı	39
3.3.4 Boşaltma Fazı	39
3.3.5 Dinlendirme Fazı	40
4. AKR'LERDE AZOT GİDERİMİNİN ESASLARI	42
4.1 AKR İşletiminde Kullanılan Temel Büyüklükler ve Aralarındaki İlişkiler	42
4.1.1 Bekletme Süresi ve Hacim İlişkileri	42
4.1.2 Proses Tanımları: Bir Çevrim Boyunca Fazlar ve Süreleri	44
4.1.3 Çamur Yaşı İfadeleri	45
4.1.4 Çamur Miktarı ve Reaktör Hacim Fraksiyonları	48
4.2 Azot Giderimi İçin Ardışık Kesikli Reaktör Tasarımı	52
4.2.1 Önde Denitrifikasyon Sistemleri	52
4.2.1.1 Nitrifikasyon Kapasitesi	53
4.2.1.2 Denitrifikasyon Kapasitesi	54
4.2.2 Önde Denitrifikasyon + İkinci Karıştırma Bölgesi İlavesi	67
4.2.3 İkili Doldurma ve Karıştırma	70
4.2.4 Üçlü Doldurma ve Karıştırma	76
5. AZOT GİDERİMİ İÇİN ARDIŞIK KESİKLİ REAKTÖR TASARIM ALTERNATİFLERİ: SAYISAL UYGULAMA	83
5.1 Tasarım İçin Seçilen Atıksu ve Sistem Özellikleri	83
5.2 Önde Denitrifikasyon Ardışık Kesikli Reaktör Sistemi Tasarımı	84
5.3 İkili Doldurma Karıştırma Ardışık Kesikli Reaktör Sistemi Tasarımı	89
5.4 Üçlü Doldurma Karıştırma Ardışık Kesikli Reaktör Sistemi Tasarımı	93
5.5 Elde Edilen Sonuçların Bilgisayar Simülasyonları İle Karşılaştırılması	101

	<u>Sayfa No.</u>
6. AKR'LERDE AZOT GİDERİMİ OPTİMİZASYONU: BİLGİSAYAR PROGRAMI	107
6.1 Giriş	107
6.2 Yazılımın Geliştirilmesi	107
6.3 Yazılımın Kullanılması	108
7. DENEYSEL ÇALIŞMA	124
7.1 DeneySEL Düzenek	124
7.2 Atıksu Özellikleri	126
7.3 İşletme Koşulları	127
7.3.1 Alıştırma Periyodu	127
7.3.2 Set I İşletme Koşulları	129
7.3.3 Set II İşletme Koşulları	130
7.4 DeneySEL Sonuçlar	131
7.4.1 Alıştırma Periyodu	131
7.4.2 Set I	132
7.4.3 Set II	136
8. DEĞERLENDİRME ve SONUÇLAR	140
KAYNAKLAR	142
EKLER	143
ÖZGEÇMİŞ	154

TABLO LİSTESİ

	<u>Sayfa No.</u>
Tablo 2.1	Ham Atıksu Azot İçeriği 7
Tablo 2.2	Nitrifikasyon Sistemlerinin Tasarımında Oksijen İhtiyacı, Alkalinite Tüketimi ve Biyokütle Üretimi İçin Stokiyometrik Katsayılar (USEPA, 1993) 12
Tablo 4.1	Uygun Çevrim Süreleri ve Farklı Atıksu Karakterleri İçin Geri Devir Oranı Hidrolik Bekletme Süresi İlişkileri 62
Tablo 4.2	$C_{TI}=500$ ve Çamur Yaşı 5 ve 10 gün için $T_M/T_P=0.2$ ve 0.6 'da Geri Devir Oranı Verim İlişkileri 66
Tablo 5.1	Seçilen Atıksu Karakterizasyonu 83
Tablo 5.2	Seçilen Atıksu İçin KOİ Fraksiyonları 84
Tablo 5.3	Seçilen Aktif Çamur İçin Kinetik ve Stokiyometrik Katsayılar..... 84
Tablo 5.4	Sistem Tasarımı İçin Seçilen Kriterler 84
Tablo 5.5	IAWQ Task Group on Mathematical Modelling for Design and Operation of Biological Wastewater Treatment Processes Aktif Çamur Modeli ASM 2d Proses İfadeleri 102
Tablo 7.1	Sol A'nın İçeriğini Oluşturan Kimyasallar..... 127
Tablo 7.2	Sol B'nin İçeriğini Oluşturan Kimyasallar..... 127
Tablo 7.3	Set I Çevrim İçi Analiz Sonuçları 134
Tablo 7.4	Set II Çevrim İçi Analiz Sonuçları 138

ŞEKİL LİSTESİ

Sayfa No.

Şekil 2.1	: Azot Bileşikleri İçin Atıksu Karakterizasyonu	8
Şekil 2.2	: Tam Karışımli Sistem.....	17
Şekil 2.3	: Tam Karışımli Sistem.....	28
Şekil 3.1	: Tipik Ardışık Kesikli Reaktör Sistemi	35
Şekil 3.2	: Tipik Ardışık Kesikli Reaktör Çalışma Düzeni	36
Şekil 3.3	: Ardışık Kesikli Reaktörler İçin Doldurma Alternatifleri	38
Şekil 3.4	: Ardışık Kesikli Reaktörler İçin Reaksiyon Alternatifleri	39
Şekil 4.1	: Nutrient Gideren Ardışık Kesikli Reaktörlerde Bir Çevrimi Oluşturan Olası Fazların Dağılımı	44
Şekil 4.2	: Önde Denitrifikasyon AKR Sisteminde Bir Çevrimi Oluşturan Fazlar	52
Şekil 4.3	: Ardışık Kesikli Reaktörde Önde Denitrifikasyon Sistemi İçin Aerobik Çamur Yaşı, $\theta_{XA} = 5$ Gün Olması Durumunda Giderim Veriminin T_M / T_p Oranı ile Değişimi	59
Şekil 4.4	: Azot Giderim Veriminin Uygun Geri Devir Oranı Aralığında Değişimi	64
Şekil 4.5	: İkinci Karıştırma Periyodu Eklendikten Sonra Ardışık Kesikli Reaktörün Bir Çevrimine Ait Fazların Dağılımı.....	68
Şekil 4.6	: İkinci Karıştırma Bölgesi İlave Edilen Ardışık Kesikli Reaktöre Bu Karıştırma Sırasında da Atıksu Beslenmesi Durumunda Fazların Dağılımı.....	70
Şekil 4.7	: Denitrifikasyon Kapasitesi İle Kullanılabilir Nitrat ve Çıkış Nitrat Konsantrasyonu Grafiği Üzerinde Optimum β Değerinin Konumu	75
Şekil 4.8	: Üçüncü Karıştırma Doldurma Bölgesi İlave Edilen Ardışık Kesikli Reaktörde Fazların Dağılımı	76
Şekil 5.1	: Önde Denitrifikasyon Sisteminde Bir Çevrimi Oluşturan Fazlar	86
Şekil 5.2	: İkinci Karıştırma Bölgesi İlave Edilen Ardışık Kesikli Reaktöre Bu Karıştırma Sırasında da Atıksu Beslenmesi Durumunda Fazların Dağılımı.....	92
Şekil 5.3	: Üçüncü Karıştırma Bölgesi İlave Edilen Ardışık Kesikli Reaktöre Bu Karıştırma Sırasında da Atıksu Beslenmesi Durumunda Fazların Dağılımı: Birinci Tasarım Yaklaşımı.....	98
Şekil 5.4	: Üçüncü Karıştırma Bölgesi İlave Edilen Ardışık Kesikli Reaktöre Bu Karıştırma Sırasında da Atıksu Beslenmesi Durumunda Fazların Dağılımı: İkinci Tasarım Yaklaşımı.....	100
Şekil 5.5	: Önde Denitrifikasyon Ardışık Kesikli Reaktör Sistemi.....	104
Şekil 5.6	: İkili Doldurma Karıştırma Ardışık Kesikli Reaktör Sistemi.....	104
Şekil 5.7	: Üçlü Doldurma Karıştırma Ardışık Kesikli Reaktör Sistemi: Birinci Tasarım Yaklaşımı	105

Şekil 5.8	: Üçlü Doldurma Karıştırma Ardışık Kesikli Reaktör Sistemi: İkinci Tasarım Yaklaşımı	105
Şekil 6.1	: Atıksu, Aktif Çamur ve AKR Özellikleri Veri Giriş Diyalog Kutusu	109
Şekil 6.2	: Önde Denitrifikasyon Verimi Hesap Sonuçları Diyalog Kutusu: Kullanılabilir Nitrat Miktarı Kısıtlı Durum.....	110
Şekil 6.3	: Önde Denitrifikasyon Verimi Hesap Sonuçları Diyalog Kutusu: Denitrifikasyon Kapasitesi Kısıtlı Durum.....	111
Şekil 6.4	: İkili Doldurma Alternatifi Sonuçları Diyalog Kutusu: Denklemler Çözümünde Reel Köklerin Olmadığı Durum.....	112
Şekil 6.5	: Hesaplarda Kullanılacak β Değeri Seçimi Diyalog Kutusu.....	113
Şekil 6.6	: İkili Doldurma Alternatifi Sonuçları Diyalog Kutusu: Denitrifikasyon Kapasitesinin Optimum Kullanıldığı Durum	113
Şekil 6.7	: İkili Doldurma Alternatifi Sonuçları Diyalog Kutusu: Denitrifikasyon Kapasitesinin Optimum Kullanılmadığı Durum	114
Şekil 6.8	: Üçlü Doldurma Alternatifi Hesabı İçin Yöntem Seçimi Diyalog Kutusu	115
Şekil 6.9	: Üçlü Doldurma Alternatifi İteratif Hesabı İçin Çıkış Nitrat Konsantrasyonu Giriş Diyalog Kutusu	116
Şekil 6.10	: Üçlü Doldurma Alternatifi Hesap Sonuçları Diyalog Kutusu: Denitrifikasyon Kapasitesinin Optimum Kullanıldığı Durum ($\beta_1 = \beta_2$ Kabulü).....	116
Şekil 6.11	: Üçlü Doldurma Alternatifi Hesap Sonuçları Diyalog Kutusu: Denitrifikasyon Kapasitesinin Optimum Kullanıldığı Koşulların Bulunmadığı Uygulanamayan Durum ($\beta_1 = \beta_2$ Kabulü).....	117
Şekil 6.12	: Üçlü Doldurma Alternatifi Hesap Sonuçları Diyalog Kutusu: Denitrifikasyon Kapasitesinin Optimum Kullanıldığı Koşulların Bulunmadığı Uygulanabilir Durum ($\beta_1 = \beta_2$ Kabulü).....	118
Şekil 6.13	: Üçlü Doldurma Alternatifi Hesap Sonuçları Diyalog Kutusu: Denitrifikasyon Kapasitesinin Optimum Kullanıldığı Durum ($T_{M1} / T_p = T_{M2} / T_p$ Kabulü)	119
Şekil 6.14	: Üçlü Doldurma Alternatifi Hesap Sonuçları Diyalog Kutusu: Denitrifikasyon Kapasitesinin Optimum Kullanıldığı Koşulların Bulunmadığı Uygulanamayan Durum ($T_{M1} / T_p = T_{M2} / T_p$ Kabulü)	120
Şekil 6.15	: Üçlü Doldurma Alternatifi Hesap Sonuçları Diyalog Kutusu: Denitrifikasyon Kapasitesinin Optimum Kullanıldığı Koşulların Bulunmadığı Uygulanabilir Durum ($T_{M1} / T_p = T_{M2} / T_p$ Kabulü)	120
Şekil 6.16	: Üç Farklı Atıksu Kompozisyonu İçin Önde Denitrifikasyon Sistemi Verim Karşılaştırma Grafik Hazırlığı Diyalog Kutusu	121
Şekil 6.17	: İkili Doldurma Alternatifinin Sağlandığı Durumlar İçin Optimum Beta Grafiği.....	122
Şekil 7.1	: Deneysel Düzenek	125
Şekil 7.2	: Başlangıç Periyodunda AKR İşletme Koşulları.....	128
Şekil 7.3	: Set I Periyodunda AKR İşletme Koşulları	129
Şekil 7.4	: Set II Periyodunda AKR İşletme Koşulları	131

Şekil 7.5	: Set I Çevrim İçi Analiz Sonuçları	134
Şekil 7.6	: Set II Çevrim İçi Analiz Sonuçları	138
Şekil A.1	: Farklı Atıksu Karakterlerinde 5 gün ve 0.2 İçin Uygun Günlük Çevrim Sayısı Değerlerine Karşılık Gelen Geri Devir Oranı Değerleri.....	145
Şekil A.2	: Farklı Atıksu Karakterlerinde 5 gün ve 0.4 İçin Uygun Günlük Çevrim Sayısı Değerlerine Karşılık Gelen Geri Devir Oranı Değerleri.....	145
Şekil A.3	: Farklı Atıksu Karakterlerinde 5 gün ve 0.6 İçin Uygun Günlük Çevrim Sayısı Değerlerine Karşılık Gelen Geri Devir Oranı Değerleri.....	146
Şekil A.4	: Farklı Atıksu Karakterlerinde 8 gün ve 0.2 İçin Uygun Günlük Çevrim Sayısı Değerlerine Karşılık Gelen Geri Devir Oranı Değerleri.....	146
Şekil A.5	: Farklı Atıksu Karakterlerinde 8 gün ve 0.4 İçin Uygun Günlük Çevrim Sayısı Değerlerine Karşılık Gelen Geri Devir Oranı Değerleri.....	147
Şekil A.6	: Farklı Atıksu Karakterlerinde 8 gün ve 0.6 İçin Uygun Günlük Çevrim Sayısı Değerlerine Karşılık Gelen Geri Devir Oranı Değerleri.....	147
Şekil A.7	: $KOİ = 500 \text{ mg/l}$, $\theta_{XA} = 5 \text{ gün}$ ve $T_M / T_p = 0.2$ İçin Geri Devir Oranının Hidrolik Bekletme Süresi İle İlişkisi.....	148
Şekil A.8	: $KOİ = 500 \text{ mg/l}$, $\theta_{XA} = 5 \text{ gün}$ ve $T_M / T_p = 0.6$ İçin Geri Devir Oranının Hidrolik Bekletme Süresi İle İlişkisi.....	148
Şekil A.9	: $KOİ = 250 \text{ mg/l}$, $\theta_{XA} = 5 \text{ gün}$ ve $T_M / T_p = 0.2$ İçin Geri Devir Oranının Hidrolik Bekletme Süresi İle İlişkisi.....	149
Şekil A.10	: $KOİ = 250 \text{ mg/l}$, $\theta_{XA} = 5 \text{ gün}$ ve $T_M / T_p = 0.6$ İçin Geri Devir Oranının Hidrolik Bekletme Süresi İle İlişkisi.....	149
Şekil A.11	: $KOİ = 500 \text{ mg/l}$, $\theta_{XA} = 10 \text{ gün}$ ve $T_M / T_p = 0.2$ İçin Geri Devir Oranının Hidrolik Bekletme Süresi İle İlişkisi.....	150
Şekil A.12	: $KOİ = 500 \text{ mg/l}$, $\theta_{XA} = 10 \text{ gün}$ ve $T_M / T_p = 0.6$ İçin Geri Devir Oranının Hidrolik Bekletme Süresi İle İlişkisi.....	150
Şekil A.13	: $KOİ = 250 \text{ mg/l}$, $\theta_{XA} = 10 \text{ gün}$ ve $T_M / T_p = 0.2$ İçin Geri Devir Oranının Hidrolik Bekletme Süresi İle İlişkisi.....	151
Şekil A.14	: $KOİ = 250 \text{ mg/l}$, $\theta_{XA} = 10 \text{ gün}$ ve $T_M / T_p = 0.6$ İçin Geri Devir Oranının Hidrolik Bekletme Süresi İle İlişkisi.....	151

SEMBOL LİSTESİ

b_A	: Ototrof Mikroorganizmalar İçin Bozunma Hızı Katsayısı
b_H	: Heterotrofik Biyokütle Endojen Solunum Hız Katsayısı
C_N	: Organik Azot Konsantrasyonu
C_{ND}	: Biyolojik Olarak Ayrışabilen Organik Azot Konsantrasyonu
C_{TKN}	: Toplam Kjeldahl Azotu
C_T	: Toplam Organik Madde Konsantrasyonu
C_{TP}	: Toplam Fosfor Konsantrasyonu
E_{Den}	: Denitrifikasyon Verimi
f_{CS}	: Organik Maddenin Biyolojik Olarak Ayrışabilen Fraksiyonu
f_{SS}	: Kolay Ayrışabilen Organik Madde Fraksiyonu
f_{XS}	: Yavaş Ayrışabilen Organik Madde Fraksiyonu
f_{CN}	: Biyolojik Olarak Ayrışabilen Azot Fraksiyonu
f_{DN}	: Ardışık Kesikli Reaktörde Denitrifikasyon Gerçekleştirilen Anoksik Periyod Fraksiyonu
i_{NBM}	: Biyokütlenin Azot İçeriği
K_{NH}	: Amonyak İçin Yarı Doygunluk Sabiti
K_S	: Organik Madde İçin Yarı Doygunluk Sabiti
K_{NO}	: Nitrat Azotu Yarı Doygunluk Sabiti
k_H	: Hidroliz Hız Katsayısı
K_X	: Hidroliz Yarı Doygunluk Sabiti
k_a	: Amonifikasyon Hız Katsayısı
M_X	: Toplam Biyokütle Miktarı
m	: AKR Günlük Çevrim Sayısı
n	: Reaktör Sayısı
N_X	: Biyokütle Bünyesine Alınan Azot Miktarı
N_{OX}	: Arıtılan Birim Atıksu Hacmi Başına Oluşan Nitrat Azotu Konsantrasyonu (Nitrifikasyon Kapasitesi)
N_A	: Denitrifikasyonda Kullanılabilir Oksitlenmiş Azot
N_{A1}	: İkinci Anoksik Fazda Kullanılabilir Oksitlenmiş Azot
N_{A2}	: İkili Doldurma Durumunda Birinci Anoksik Fazda Kullanılabilir Oksitlenmiş Azot, Üçlü Doldurma Durumunda Üçüncü Anoksik Fazda Kullanılabilir Oksitlenmiş Azot

N_{A3}	: Üçlü Doldurma Durumunda Birinci Anoksik Fazda Kullanılabilir Oksitlenmiş Azot
N_{DP}	: Denitrifikasyon Kapasitesi
N_{DP1}	: Birinci Anoksik Periyod Denitrifikasyon Kapasitesi
N_{DP2}	: İkinci Anoksik Periyod Denitrifikasyon Kapasitesi
OR_A	: Ototrofik Biyokütle Oksijen Tüketimi
OR_H	: Heterotrofik Biyokütle Oksijen Tüketimi
P_{XA}	: Sürekli Sistemden Uzaklaştırılan Ototrofik Biyokütle Yüğü
P_{XHD}	: Sürekli Sistemden Uzaklaştırılan Heterotrofik Biyokütle Yüğü
P_{XP}	: Sistemden Uzaklaştırılan Çamur Yüğü'nün İner Fraksiyonu
Q	: Debi
q_A	: Spesifik Amonyak Giderim Hızı
q_{HD}	: Spesifik Substrat Kullanım Hızı
r_{ASO}	: Ototrof Mikroorganizmalar İçin Oksijen Tüketim Hızı
SVI	: Çamur Hacim İndeksi
S_S	: Kolay Ayrıışan Organik Madde Konsantrasyonu
S_{NO}	: Oksitlenmiş Azot Türleri Konsantrasyonu
S_O	: Oksijen Konsantrasyonu
S_N	: Çözünmüş Organik Azot Konsantrasyonu
S_{NH}	: Amonyak Azotu Konsantrasyonu
S_{ND}	: Biyolojik Olarak Ayrıışabilen Çözünmüş Organik Azot Konsantrasyonu
S_{NI}	: Biyolojik Olarak Ayrıışamayan Çözünmüş Organik Azot Konsantrasyonu
T_C	: AKR'nin Bir Çevrim Süresi
T_F	: Doldurma Fazı Süresi
T_{F1}	: Birinci Doldurma Bölgesi Süresi
T_{F2}	: İkinci Doldurma Bölgesi Süresi
T_{F3}	: Üçüncü Doldurma Bölgesi Süresi
T_R	: Reaksiyon Fazı Süresi
T_S	: Çökeltme Fazı Süresi
T_D	: Boşaltma Fazı Süresi
T_I	: Dinlenme Fazı Süresi
T_A	: Havalandırma Fazı Süresi
T_{A1}	: Birinci Havalandırma Fazı Süresi
T_{A2}	: İkinci Havalandırma Fazı Süresi
T_{A3}	: Üçüncü Havalandırma Fazı Süresi
T_M	: Karıştırma Fazı Süresi
T_{M1}	: Birinci Karıştırma Fazı Süresi
T_{M2}	: İkinci Karıştırma Fazı Süresi
T_{M3}	: Üçüncü Karıştırma Fazı Süresi

T_P	: Toplam Proses Süresi
T_E	: Çevrimin Etkin Süresi
T_{DN}	: Anoksik Periyod Süresi
T_{AN}	: Anaerobik Periyod Süresi
T_{S+D+I}	: Çökelme, Boşaltma ve Dinlendirme Fazları Toplam Süresi
T_M / T_P	: Karıştırma Periyodu Toplam Süresinin Toplam Proses Süresine Oranı
T_{M1} / T_P	: Birinci Karıştırma Periyodu Süresinin Toplam Proses Süresine Oranı
T_{M2} / T_P	: İkinci Karıştırma Periyodu Süresinin Toplam Proses Süresine Oranı
U_D	: Spesifik Nitrat Giderim Hızı
V	: Reaktör Hacmi
V_T	: AKR Toplam Reaktör Hacmi
V_0	: AKR Başlangıç Hacmi
V_F	: AKR Doldurulan Hacim
V_{sl}	: Tam Karışımdan Uzaklaştırılan Çamur Hacmi
V_0 / V_F	: AKR Geri Devir Oranı
X	: Biyokütle Konsantrasyonu
X_N	: Partiküler Organik Azot Konsantrasyonu
X_{ND}	: Biyolojik Olarak Ayrışabilen Partiküler Organik Azot Konsantrasyonu
X_{NI}	: Biyolojik Olarak Ayrışamayan Partiküler Organik Azot Konsantrasyonu
$X_{TSS,R}$	: Sürekli Sistem Geri Devir Akımı Biyokütle Konsantrasyonu
X_A	: Ototrofik Biyokütle Konsantrasyonu
X_H	: Heterotrofik Biyokütle Konsantrasyonu
X_S	: Yavaş Ayrışan Partiküler Organik Madde Konsantrasyonu
X_{HD}	: Denitrifikasyon Gerçekleştiren Heterotrofik Biyokütle Konsantrasyonu
Y_A	: Ototrofik Biyokütle İçin Dönüşüm Oranı
Y_N	: Biyokütle Gözlenen Dönüşüm Oranı
Y_{NH}	: Heterotrofik Biyokütle Gözlenen Dönüşüm Oranı
Y_{HD}	: Heterotrofik Biyokütle Anoksik Dönüşüm Oranı
μ_A	: Ototrofik Biyokütle Spesifik Çoğalma Hızı
$\hat{\mu}_A$	: Ototrofik Biyokütle Maksimum Spesifik Çoğalma Hızı
$\hat{\mu}_{HD}$	: Heterotrofik Biyokütle Maksimum Spesifik Çoğalma Hızı
μ_{HD}	: Heterotrofik Biyokütle Anoksik Spesifik Çoğalma Hızı
η_g	: Anoksik Ortamda Kolay Ayrışan Substrata Karşılık Gelen Elektron Alıcısı Kullanım Hızları Oranı
η_e	: Endojen Solunum Hız Düzeltme Faktörü
η_h	: Anoksik Koşullarda Hidroliz İçin Düzeltme Faktörü

θ_{hD}	: Anoksik Reaktör Hidrolik Bekletme Süresi
θ_h	: Hidrolik Bekletme Süresi
θ_{XE}	: Etkin Çamur Yaşı
θ_{XA}	: Aerobik Çamur Yaşı
θ_x	: Toplam Çamur Yaşı
β	: Son Doldurma Bölgesi Süresinin (Hacminin) Toplam Doldurma Süresine (Hacmine) Oranı
β_1	: Birinci Doldurma Bölgesi Süresinin (Hacminin) Toplam Doldurma Süresine (Hacmine) Oranı
β_2	: İkinci Doldurma Bölgesi Süresinin (Hacminin) Toplam Doldurma Süresine (Hacmine) Oranı

ÖZET

Atıksuların boşaltıldığı alıcı ortamlarda karşılaşılan en büyük çevre sorunu ötrofikasyondur. Bu sorunun önlenmesi ancak azot ve fosfor gibi besleyici elementlerin kısıtlanması ile gerçekleştirilebilmektedir. Besi maddelerinin giderilmesinde ise biyolojik arıtma en etkili ve ekonomik çözümdür. Sadece karbonlu organik madde giderimi sağlayan konvansiyonel biyolojik arıtma tesisleri ile karşılaştırıldığında organik madde ile birlikte nutrient gideriminin de amaçlandığı sistemlerin tasarımının daha güç olduğu söylenebilir. Bu durumlarda proseslerin iyi incelenmesi ve uygun tasarımın gerçekleştirilmesi gereklidir. Ardışık kesikli reaktörlerin, işletme olasılıklarındaki esneklik göz önüne alındığında, nutrient giderimi için uygun sistemler olduğu görülmektedir. Bu özelliğinden dolayı ardışık kesikli reaktörler daha yüksek azot giderim verimlerinin sağlanabilmesi için gerekli işletme koşulu değişikliklerinin uygulanmasında uygun zemini oluşturmaktadır.

Biyolojik azot gideriminde rol oynayan proseslerden nitrifikasyon prosesinde atıksu bileşimindeki amonyak azotu oksitlenmiş azot türevlerine dönüştürülmektedir. Okistlenmiş azot türleri ise denitrifikasyon prosesi ile zararsız azot gazına dönüştürülmektedir. Bu iki prosesin azot giderimi için yaygın olarak uygulandığı sistemler önde denitrifikasyon sistemleridir. Sürekli sistem önde denitrifikasyon uygulamalarında anoksik tank aerobik tanktan önce yerleştirilerek, nitrifikasyonda oluşturulan oksitlenmiş azot türevlerinin denitrifikasyon gerçekleştirilen anoksik tanka girişi iç geri devir akımı ile sağlanmaktadır. Denitrifikasyon ve nitrifikasyon ile biyolojik azot giderimi gerçekleştirilen sistemlerde giderilen azot miktarını belirleyen temel faktörler denitrifikasyon, nitrifikasyon kapasiteleri ve iç geri devir ile denitrifikasyona giren kullanılabilir nitrat miktarlarıdır.

Biyolojik nutrient giderimi sağlayan sistemlerin işletilmesi işletme koşullarının esnek seçilebiliyor olması büyük önem taşımaktadır. Ardışık kesikli reaktör sistemleri tek tank içerisinde seçilen işletme koşulları ile istenen anoksik, anaerobik, aerobik ortamların oluşturulmasını mümkün kıldığından, bu esnekliği sağlayabilmektedir. Tüm bu nedenlerle bir önde denitrifikasyon sisteminin ardışık kesikli reaktörde önce karıştırarak doldurma ve sonra havalandırma fazları ile uygulanması pratik olmaktadır. Böylece sürekli sistemlerin aksine iç geri devir için özel bir düzeneğe de gereksinim kalmamaktadır.

Ardışık kesikli reaktörlerde gerçekleştirilen önde denitrifikasyon uygulamaları incelendiğinde, azot gideriminin denitrifikasyon kapasitesi ve kullanılabilir nitrat miktarlarına bağlı olarak iki olası durum ile değişebildiği görülmektedir. Denitrifikasyon kapasitesinin, atıksuyun KOİ / TKN oranının düşük olması nedeniyle kısıtlı olduğu durumlarda, nitrat denitrifikasyon prosesi ile tümüyle giderilememektedir. Bu durumda mümkün olan en düşük çıkış nitrat konsantrasyonları sağlanamamaktadır.

Diğer yandan, ardışık kesikli reaktörlerde işletme koşullarının seçilmesinde sağlanan esneklik alternatiflerin uygulanmasında kolaylık sağlamakla beraber geri devir oranının sürekli sistemlerden farklı olarak belirli kısıtlar altında seçilebiliyor olması, özellikle önde denitrifikasyon sistemlerinde azot giderim potansiyelinin tümüyle kullanılamaması problemini oluşturmaktadır. Bu şartlarda özellikle yüksek KOİ / TKN oranına sahip atıksularda sıklıkla karşılaşılan, diğer olası durum ise denitrifikasyon kapasitesinin söz konusu geri devir kısıtı nedeniyle kullanılabilir nitrat miktarından büyük olmasıdır. Bu durumda da yine denitrifikasyon potansiyeli tümüyle kullanılamamakta ve mümkün olan minimum nitrat çıkış konsantrasyonlarına ulaşamamaktadır.

Bu potansiyelin kullanılabilmesi ancak işletme koşullarında değişiklik yapılarak çoklu doldurmalı anoksik periyodlar sayesinde mümkün olmaktadır. Bu koşullarda, denitrifikasyon kapasitesi bu anoksik periyodlarda paylaştırılacak ve birinci anoksik periyotta denitrifikasyon kapasitesi, önde denitrifikasyon sistemine benzer şekilde, geri devir akımı ile denitrifikasyon prosesine giren kullanılabilir nitratin giderilmesinde, ikinci anoksik periyotta denitrifikasyon kapasitesi ise birinci havalandırma bölgesinde oluşturulan oksitlenmiş azotun giderilmesinde kullanılacaktır. Böylece sistemin denitrifikasyon kapasitesinin israf edilmeden kullanılabilmesi söz konusu olacaktır.

Bu yaklaşımdan hareketle çalışmada, ardışık kesikli reaktörlerde biyolojik azot giderimi gerçekleştirilen sistemlerden, mevcut atıksu karakterizasyonu ve seçilen işletme koşullarında, optimum azot gideriminin sağlanması için uygulanabilecek işletme alternatifleri ve bu işletme alternatiflerinin tasarımının gerçekleştirilmesinde kullanılabilecek bir stokiyometrik hesap yöntemi geliştirilmiştir. Geliştirilen hesap yöntemi, ardışık kesikli reaktörlerde önde denitrifikasyon, ikili veya üçlü doldurmalı anoksik periyodların kullanıldığı çoklu doldurma yöntemlerinin hesap sistematikliğini kapsamaktadır.

Bu hesap yöntemi ile elde edilen sonuçlar, ASM 2d aktif çamur modeli matematik simülasyonlarından elde edilen sonuçlar ile karşılaştırılarak sınanmıştır. Bu karşılaştırma, stokiyometrik hesaplar ile elde edilen verilerin matematik simülasyonlardan elde edilen veriler ile bağdaştığını göstermiştir. Matematik simülasyonlara nazaran çok daha kolay ve özel araç gereksiz olan gerçekleştirilebilecek bu stokiyometrik hesapların daha da pratik gerçekleştirilebilmesi için Microsoft Visual Basic ile bir uygulama geliştirilmiştir. Bu uygulama sayesinde önde denitrifikasyon, ikili doldurma ve üçlü doldurma alternatiflerinin hesapları kısa sürede yapılabilir.

Tez kapsamında aynı zamanda laboratuvar ölçekli bir ardışık kesikli reaktörde deneysel çalışma yürütülmüştür. Deneysel çalışmada öncelikle stokiyometrik yöntem yaklaşımı ile hesapları gerçekleştirilen iki farklı işletme koşulunda ardışık kesikli reaktör sentetik atıksu beslemesi ile önde denitrifikasyon şartlarında işletilmiştir.

Önde denitrifikasyon, ikili ve üçlü doldurma alternatifleri için geliştirilen stokiyometrik hesap yöntemi ile elde edilen sonuçların ASM 2d model simülasyonları ve deneysel çalışma sonuçları ile uyumlu olduğu görülmüştür.

SUMMARY

Eutrophication is the main environmental problem where wastewater is discharged without prior treatment. Avoiding this problem requires removal of nutrients like nitrogen and phosphorus. Biological treatment is the most efficient and economical method of nutrient removal. Design of systems for the removal of nutrients together with carbonaceous matter is harder when compared with design of conventional biological treatment systems where carbonaceous organic matter removal is the main single purpose. In these cases the biological processes must be carefully studied and suitable designs must be accomplished. For biological removal of nutrients, sequencing batch reactors can be preferred for the flexible choice of operating conditions they support. This property of sequencing batch reactors makes them suitable for maximum nitrogen removal by modifying these operating conditions.

During nitrification process, which is one of the major processes of biological nitrogen removal, ammonia is transformed into oxidized forms of nitrogen. Oxidized nitrogen forms then are transformed into harmless gaseous nitrogen during denitrification process. These two processes are commonly utilized in pre-denitrification systems. In continuous flow pre-denitrification systems, anoxic tank is placed before aerobic tank and return of the oxidized nitrogen forms into the anoxic tank is accomplished by an inner recycle flow. The amount of nitrogen removed by denitrification — nitrification systems is effected mainly by the nitrification and denitrification potentials and the amount of available nitrate from the inner recycling current to the anoxic tank.

Biological nutrient removal systems require flexibility in choice of operating conditions. Sequencing batch reactors are able to provide biological treatment systems with this required flexibility via the ability to support anoxic, anaerobic and aerobic conditions in a single tank with proper operating conditions. As a result, for pre-denitrification systems to be designed in a sequencing batch reactor mixed filling and aeration phases can be used practically. Thus sequencing batch reactors don't require inner recycling currents.

When pre-denitrification systems designed as sequencing batch reactors are examined, it can be stated that nitrogen removal is dependant on two possible cases which both involve the denitrification potential and the available nitrate. If denitrification potential is limited as in the case for wastewaters with low COD / TKN ratios, nitrate cannot be completely removed by denitrification. As a result, minimum possible effluent nitrogen concentrations cannot be accomplished.

On the other hand, sequencing batch reactors which provide the flexible choice of operating conditions and whose recycle ratio must remain within a limited range in contrast to continuous flow systems, especially in the case of pre-denitrification systems, denitrification capacity will not be utilized completely. Under these conditions denitrification capacity of systems fed with high COD / TKN ratios will be higher than the amount of available nitrate because of the predefined limit of the recycle ratio. As a result minimum possible effluent nitrogen concentrations cannot be accomplished.

Efficient utilization of denitrification potential can be achieved by designing treatment systems with operating conditions consisting of multiple mixed-fill anoxic phases followed by aerobic periods. These operating conditions allow the denitrification potential to be shared among anoxic phases and the denitrification capacity of the first anoxic phase will be utilized for the removal of available nitrate from the recycle, similar to a single anoxic phase pre-denitrification system and the denitrification potential of the second anoxic phase will be utilized for the removal of available nitrate from the first aerobic period. Thus the denitrification potential of the system can be used as efficiently as possible.

With the aid of the ideas predefined here, the operating condition alternatives for optimal removal efficiencies in sequencing batch reactors performing biological nitrogen removal are studied and stoichiometric design calculation procedures for these alternatives are developed in this study.

The results obtained from these calculation procedures are compared with the results obtained from ASM2d activated sludge models run with AQUASIM software and with the results from the laboratory study. The comparison indicated that all of the results are in required correlation with each other. Microsoft Visual Basic is used for the development of a software which enables the stoichiometric calculation methods to be used practically and which lets the suitable operating condition alternative to be selected easily.

During the thesis, laboratory study is carried out with the help of a laboratory scale sequencing batch reactor system. Two operating conditions, calculated previously with the help of the developed calculation method are selected. The sequencing batch reactor, fed with synthetic wastewater, is operated under these selected conditions.

Results obtained for pre-denitrification, dual and triple mixed fill alternatives with this developed calculation method are in required correlation with each other.

1. GİRİŞ

1.1 Çalışmanın Anlam ve Önemi

Atıksuların boşaltıldığı alıcı ortamlarda karşılaşılan en büyük çevre sorunu ötrofikasyondur. Bu sorunun önlenmesi ancak azot ve fosfor gibi besleyici elementlerin kısıtlanması ile gerçekleştirilebilmektedir. Besi maddelerinin giderilmesinde ise biyolojik arıtma en etkili ve ekonomik çözümdür. Sadece karbonlu organik madde giderimi sağlayan konvansiyonel biyolojik arıtma tesisleri ile karşılaştırıldığında organik madde ile birlikte nutrient gideriminin de amaçlandığı sistemlerin tasarımının daha güç olduğu söylenebilir. Bu durumlarda proseslerin iyi incelenmesi ve uygun tasarımın gerçekleştirilmesi gereklidir. Ardışık kesikli reaktörlerin, işletme olasılıklarındaki esneklik göz önüne alındığında, nutrient giderimi için uygun sistemler olduğu görülmektedir. Bu özelliğinden dolayı ardışık kesikli reaktörler daha yüksek azot giderim verimlerinin sağlanabilmesi için gerekli işletme koşulu değişikliklerinin uygulanmasında uygun zemini oluşturmaktadır.

En sık uygulanan biyolojik azot giderim yöntemi olan önde denitrifikasyon sistemlerinde bu biyolojik proseslerden en yüksek verimin elde edilebilmesi için sistem tasarımının uygun yapılması gereklidir. Bununla beraber Ardışık Kesikli Reaktörlerde önde denitrifikasyon uygulanması durumunda geri devir kısıtlaması nedeni ile denitrifikasyon kapasitesinin verimli olarak kullanılamaması söz konusu olabilmektedir. Bu amaçla denitrifikasyon kapasitesinin daha verimli kullanılmasını sağlayacak yöntemlerin geliştirilmesi gerekmektedir. Önde denitrifikasyon sistemlerinde bulunan tek doldurmalı anoksik periyod yerine alternatif işletme koşulları ile iki, üç veya daha çok atıksu beslemesinin gerçekleştirildiği anoksik periyodların kullanılması alternatifi değerlendirilmelidir. Böylece özellikle KOİ/TKN oranı ve denitrifikasyon kapasitesi yüksek olan atıksularda bu denitrifikasyon kapasitesinin daha verimli kullanılması ile daha düşük çıkış nitrat konsantrasyonlarına ulaşmak mümkündür.

Önde denitrifikasyon veya çoklu doldurma alternatiflerinin pratik uygulamalarının yapılabilmesi sistem tasarımının da kolaylıkla yapılabilmesini gerektirmektedir. Bu amaçla stokiyometrik ilişkiler kullanılarak bir hesap sisteminin oluşturulması ve bu sistem sayesinde, önde denitrifikasyon veya çoklu doldurma alternatifleri ile elde edilebilecek çıkış konsantrasyonlarının hesaplanması önem taşımaktadır.

1.2 Çalışmanın Amaç ve Kapsamı

Bu çalışmanın amacı azot gideriminde kullanılan biyolojik sistemlerden önde denitrifikasyon ve çoklu doldurma alternatiflerinin tasarlanması için gerekli stokiyometrik büyüklüklerin tanımlanması ve elde edilen hesap yöntemi ile azot gideriminin optimize edilebilmesidir.

Bu amaçla öncelikle gerekli tanımlar yapılarak ardışık kesikli reaktörlerde önde denitrifikasyon ve çoklu doldurma sistemlerinin stokiyometrik hesapları gösterilmiştir. Daha sonra elde edilen bu stokiyometrik hesap yöntemi ile seçilen atıksu karakteri için sistem tasarımı gerçekleştirilerek önde denitrifikasyon, ikili doldurma ve üçlü doldurma durumlarında elde edilen sonuçlar aktif çamur modelinden elde edilen sonuçlar ile karşılaştırılmıştır. Daha sonra bu stokiyometrik hesap yönteminin kullanılmasını kolaylaştırmak amacıyla bir bilgisayar programı geliştirilmiştir. Son olarak laboratuvar ölçekli ardışık kesikli reaktör önde denitrifikasyon sistemi olarak sentetik karakterli atıksu ile işletilerek izlenmiştir.

Bu çerçevede 2. Bölüm’de öncelikle azot kaynakları, azot giderimi, nitrifikasyon ve denitrifikasyon proseslerinden açıklanmıştır.

3. Bölüm’de ardışık kesikli reaktörlerin esasları, gelişimi, tanımı, işletme koşullarında uygulanabilecek alternatifler incelenmiştir.

4. Bölüm’de ardışık kesikli reaktörlere ait temel büyüklükler tanımlanarak, azot giderim prosesleri, bu proseslerin uygulanabileceği işletme koşulları, bu koşulların birbirlerine göre avantaj veya dezavantajları ve sistemin stokiyometrik hesapları değerlendirilmiştir.

5. Bölüm’de, 4. Bölüm’de belirlenen stokiyometrik hesap esasları kullanılarak önde denitrifikasyon, ikili doldurma ve üçlü doldurma azot giderim sistemlerinin hesapları

gerçekleştirilmiştir. Elde edilen sonuçlar aktif çamur modeli matematik simülasyon sonuçları ile karşılaştırılarak sınanmıştır.

6. Bölüm’de, elde edilen stokiyometrik hesap yöntemini kullanarak sonuca hızlı ulaşılmasını sağlayan, verilen atıksu karakteri ve işletme koşulu bilgileri ile en uygun azot giderim sisteminin seçilmesinde yardımcı olan ve bu sistemlerden elde edilebilecek çıkış nitrat konsantrasyonları ile ilgili fikir veren bir bilgisayar programının geliştirilmesinden ve kullanımından açıklanmıştır.

7. Bölüm kapsamında, laboratuvarda ardışık kesikli reaktörde işletilen önde denitrifikasyon azot giderim sisteminin yapısı, işletme koşulları ve çevrim içi izleme sonuçları verilmiştir.

8. Bölüm’de çalışma sonuçları değerlendirilmiştir.

2. ATIKSULARDA AZOT VE GİDERİMİ

2.1 Alıcı Ortamlarda Azot ve Kaynakları

Alıcı ortamlara giriş yapan azot hem doğal hem de insan faaliyetleri kaynaklı olabilmektedir. Doğal kaynaklar yağışlar, kentsel olmayan yüzeysel akışlar ve azot bağlama doğal prosesi olarak sıralanabilir. Azotun insan faaliyetleri ile oluşan kaynakları ise kentsel atıksular, endüstriyel atıksular, kentsel yüzeysel akışlar ve tarım alanlarında meydana gelen drenaj olarak sayılabilir. Gübre üretimi, fermentasyona dayalı üretim, et işleme tesisleri, süt ürünleri ve petrol rafinerileri, önemli endüstriyel azot kaynaklarıdır. Evsel atıksu içeriği incelendiğinde, toplam azot içeriğinin 20 ile 50 mg/l aralığında değiştiği görülmektedir. Bu içerik yoğunlukla amonyak ve organik azottan oluşmaktadır ve atıksuyun durumu ve yaşı ile ilgili ipuçları vermektedir. Atıksuda amonyağın organik azota oranı atıksu sıcaklığı ve atıksu toplama sisteminde taşınma süresine bağlı olarak önemli miktarda değişiklik göstermektedir. Bu oran yaz aylarında organik azotun hidrolizi nedeniyle yükselir.

Arıtılmış atıksu bileşiminde bulunan azot formları ise gerçekleştirilen arıtımın tipine ve derecesine bağlıdır. Örneğin geleneksel ön arıtma sistemlerinde giderilen azot, çökelen partiküler azot olmaktadır. Geleneksel ikincil arıtma sistemlerinde ise bakteriyel faaliyetler sonucunda azot giderilmesi söz konusu olmaktadır. Ancak geleneksel biyolojik arıtma sistemleri ile elde edilebilecek azot giderim verimlerinin %40 – 50 aralığını geçmesi mümkün değildir. Bu nedenle azotun biyolojik yolla dönüştürülmesi ve giderilmesi için tek yol olan nitrifikasyon/denitrifikasyon prosesleri büyük önem taşımaktadır.

2.2 Azotun Çevreye Etkileri

Nütrientlerin aquatik çevre üzerindeki etkisi günümüzde çok önemli bir konudur. Karbon, azot ve fosfor gibi mikroskobik hayatın temel taşlarını oluşturan elementlerin alıcı ortamlara deşarjı bu ekosistemlerde ötrofikasyon olarak bilinen bir dizi değişikliğe neden olmaktadır. Ötrofikasyon; yüzeysel su ortamında, toplam biyokütle miktarında meydana gelen önemli artış (alg patlaması) olarak tanımlanmaktadır. Bu değişim su kalitesinin bozulmasını, özellikle de çözünmüş oksijen miktarındaki azalmayı beraberinde getirmektedir. Toplam biyokütle artmakla birlikte, ötrofikasyona daha dayanıklı türlerden oluşan ve türlerdeki çeşitliliğin azaldığı bir biyotanın oluşması ile sonuçlanmaktadır. Ötrofikasyon öncelikli olarak sirkülasyonun çok az olduğu doğal göller, rezervuarlar, körfezler ve küçük nehirler gibi su ortamlarını tehdit etmektedir.

Alıcı ortamlara yapılan atıksu deşarjlarının konvansiyonel atıksu arıtma tesislerinde arıtılarak karbonun elimine edilmesi mümkün olmaktadır. Ancak karbonun giderilmesi sadece, karbonlu organik maddeler ile gerçekleşen heterotrofik biyokütlenin büyümesinin engellenebilmesini sağlamaktadır. Oysa arıtılmış çıkış suyunda bulunan azot ve fosforun biyokütle gelişimine daha büyük ölçeklerde katkıda bulunma potansiyeli, inorganik karbon türlerini karbon kaynağı olarak kullanan ototrofların gelişimini sağlamaktadır. Bu nedenle azot ve fosforun, hidrolik açıdan riskli su ortamlarına girişinin kontrol edilmesi büyük önem taşımaktadır.

Ötrofikasyon, bulanıklık, koku ve çözünmüş oksijen eksikliğine neden olarak su flora ve faunasını olumsuz yönde etkiler. Amonyak azotunun nitrifikasyon prosesine girmesi de oksijen ihtiyacını arttırıcı rol oynamaktadır. Amonyak azotunun bir diğer önemli etkisi de balıklarda ve diğer su canlılarında zehirliliğe yol açmasıdır. Araştırmalar serbest amonyağın (NH_3), amonyum iyonundan (NH_4^+) daha fazla zehirlilik etkisi olduğunu göstermektedir. Serbest amonyak ve amonyum iyonu arasındaki denge ortamın sıcaklığına ve pH'sına bağlıdır.

Diğer önemli azot formu olan nitrit ve nitratın çocuklarda cilt ve kemik hastalıklarına neden olduğu ve kanserojen etkisi bulunduğu bilinmektedir. Bu hastalıklarla karşılaşıldığı durumların çoğunda kullanılan suda 10 mg/l'den fazla nitrat (NO_3) olduğu gözlenmiştir.

Ötrofikasyon kontrolünde azot kısıtlanması önemli rol oynamaktadır ancak bazı mavi-yeşil alglerin atmosferik azot gazını ilk üretimi gerçekleştirmek üzere kullanabilme kabiliyetleri bulunmaktadır. Bu nedenle ötrofikasyon kontrol stratejisinde azot yanında fosforun kontrolü de büyük önem taşımaktadır.

Tüm bu olumsuz etkileri nedeni ile dünyada su kalite kontrolü esasları çerçevesinde azot ve fosfor gibi besi maddelerinin alıcı ortamlara ulaşması, deşarj standartları ile engellenmeye çalışılmaktadır.

2.3 Atıksu Karakterizasyonu

Laboratuvarında, oksitlenmemiş azot türlerinin belirlenmesinde toplam Kjeldahl azotu (TKN) ve amonyak azotu analizleri kullanılmaktadır. Bunlardan toplam Kjeldahl azotu analizi organik azot türleri ile amonyak azotu türlerinin toplamını vermektedir. Amonyak azotu analizi ise sadece serbest ve iyon haldeki amonyak azotunun toplam miktarının belirlenmesini sağlamaktadır. Bu iki analizden yola çıkarak organik azot türlerinin miktarının belirlenmesi mümkündür. Bazı endüstriyel kaynaklar dışında, azotun oksitlenmiş formlarının atıksularda kayda değer miktarlarda bulunması söz konusu olmamaktadır.

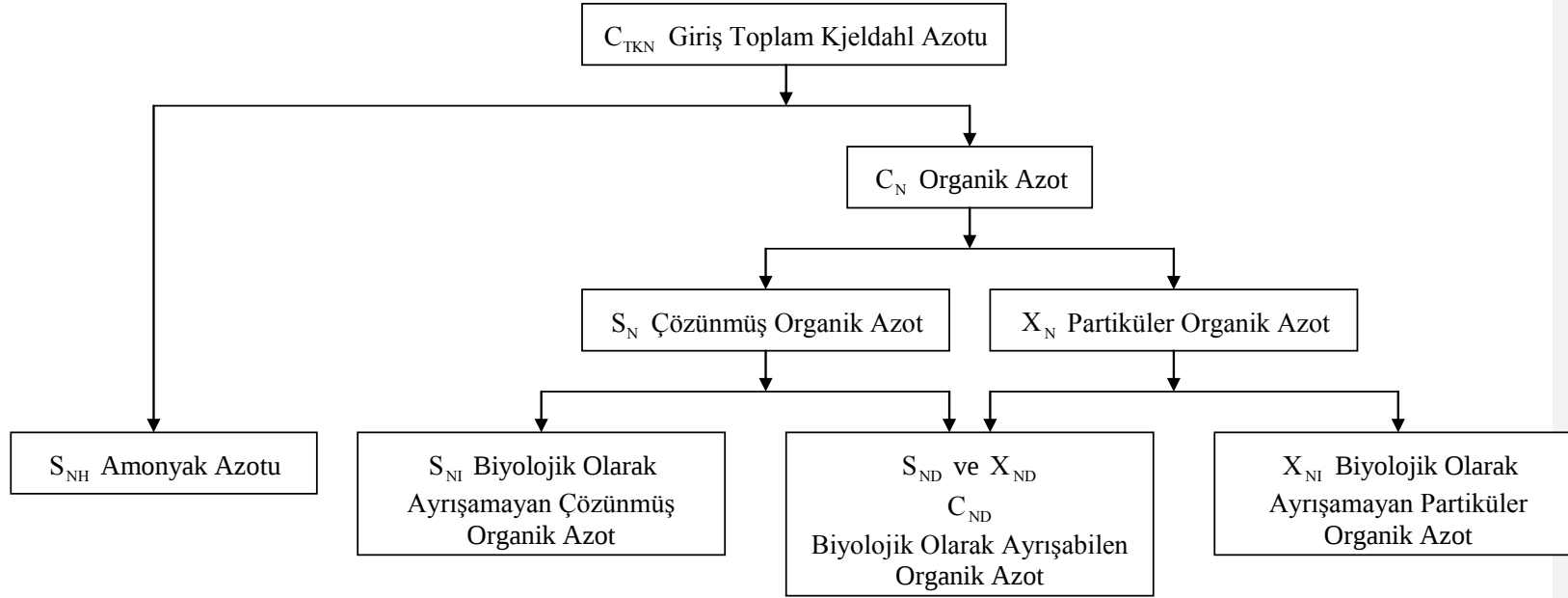
Atıksuların azot içeriği açısından karakterize edilebilmesi için seçilen yol öncelikle biyolojik olarak ayrışabilirlik açısından değerlendirme yapılmasıdır. Bu çerçevede yapılacak ilk sınıflandırmada biyolojik olarak ayrışabilen ve biyolojik olarak ayrışamayan azot bileşenleri tanımlanmaktadır. İkinci sınıflandırma ise çözülmüş ve partiküler azot türlerini ayırmamaktadır. Bu sınıflandırma sistemleri sayesinde elde edilecek dağılım Şekil 2.1’de görülmektedir (Orhon ve Artan, 1994). Biyolojik olarak ayrışabilen organik azot C_{ND} , çözülmüş S_{ND} ve partiküler X_{ND} kısımlardan oluşmaktadır. Amonyak azotu ise yeni hücre yapısında yer alabilecek veya nitrifikasyon prosesi ile oksitlenerek NO_2^- ve NO_3^- oluşturabilecek formda bulunmaktadır. Partiküler formda bulunan organik azot türleri heterotrofların hidroliz mekanizması sayesinde çözülmüş organik formlara dönüşebilmektedir. Çözülmüş formdaki organik azotunun amonyağa dönüşmesi ise yine heterotrofik amonifikasyon prosesi ile gerçekleşmektedir. Çamur yaşının 3 gün ve üzerinde

olduğu sistemlerde biyolojik yolla ayrışabilen tüm organik azot formlarının amonyak azotuna dönüştüğü kabul edilebilir.

Nitrifikasyon prosesi ile ilgili olarak atıksu bileşimindeki azot bileşenlerini sınıflandırmak için biyolojik yolla ayrışması mümkün olan ve olmayan azot bileşenleri ile çözünmüş ve partiküler azot bileşenlerinin belirlenmesi gereklidir. Tablo 2.1’de ham evsel atıksu karakterinde rastlanan azot türleri ve bu türlerin konsantrasyon aralıkları verilmektedir (Orhon ve Artan, 1994).

Tablo 2.1 Ham Atıksu Azot İçeriği

Azot Türü	Ham Atıksuda Konsantrasyon (mg/l)
Organik azot (Çözünmüş)	10 – 25
Organik azot (Askıda)	4 – 15
Amonyak azotu	10 – 30
Nitrit azotu	0 – 0.1
Nitrat azotu	0 – 0.5
Toplam azot	20 – 50



Şekil 2.1 Azot Bileşikleri İçin Atıksu Karakterizasyonu

2.4 Biyolojik Azot Giderimi

Atıksulardan azotun giderilmesi için kullanılan yöntemler biyolojik ve fizikokimyasal yöntemler olarak ikiye ayrılabilir. İki yöntem arasındaki en büyük fark, biyolojik proseslerde, ayrışabilir organik azotun amonyağa dönüştürülerek giderilmesi sağlanırken, fizikokimyasal proseslerin, organik azota hiçbir işlem yapamamasıdır. Fizikokimyasal yöntemler, düşük enerji tüketimi nedeniyle biyolojik yöntemlere tercih edilebilmektedir. Ancak günümüzde fizikokimyasal yöntemler, çok önemli uygulama problemleri nedeniyle, özellikle evsel atıksular için tamamen uygulamadan kalkmıştır.

Biyolojik azot giderimi uygulamalarında öncelikle biyofilm teknolojileri uygulama alanı bulmuş, daha sonra ise askıda büyüyen sistemler yaygın olarak kullanılmaya başlanmıştır. Günümüzde tek çamurlu askıda büyüyen sistemlerin birçok amaca yönelik olarak uygulanması söz konusudur. Azot gideriminde biyolojik uygulama, amonyağın nitrata dönüştürüldüğü nitrifikasyon ve nitratin azot gazına çevrildiği denitrifikasyon proseslerinden oluşmaktadır.

2.4.1 Nitrifikasyon

Nitrifikasyon prosesi amonyağı önce nitrite sonra da nitrata dönüştüren bakteriler tarafından gerçekleştirilmektedir.

Biyolojik nitrifikasyon, mikroorganizmaların aerobik şartlarda amonyağı önce nitrite sonra da nitrata yükselttikleri süreçtir. Bu süreci ifade eden zincir,



olarak özetlenebilir.

Mikroorganizmalar tarafından karbon kaynağı olarak inorganik karbon (CO_2 , CO_3^{2-} , HCO_3^-), enerji kaynağı olarak da inorganik azot kullanılmaktadır.

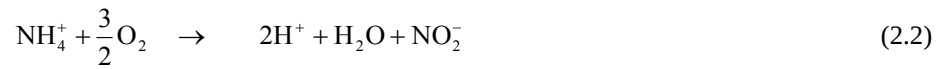
Amonyağı nitrite yükseltgeyebilen organizmalar, Nitrosomonas, Nitrococcus, Nitrospira, Nitrosocystis, Nitrospirocha ve Nitriti nitrata yükseltgeyebilen organizmalar

ise Nitrobacter agile ve Nitrocystis olarak sayılabilir. Yükseltgenme reaksiyonları iki adımda gerçekleşmektedir. Birinci adımda Nitrosomonas'lar amonyağı nitrite, ikinci adımda ise Nitrobacter'ler nitriti nitrate oksitlemektedirler. Her iki tür de enerji gereksinimlerini inorganik azotun oksidasyonundan sağladıkları için ototrofik organizmalar sınıfına dahil edilmektedirler. Biyolojik nitrifikasyon, bu iki prosesin ardışık olarak gerçekleşmesinden oluştuğu için arıtma tesisi tasarımında bu iki nitrifikasyon bakterisinin yaşayabilmesi için gerekli koşulların sağlanması gerekmektedir.

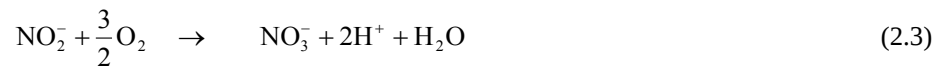
2.4.1.1 Nitrifikasyon Stokiyometrisi

Elektron kaynağı olarak görev yapan amonyağın, nitrifikasyon prosesi sırasında verdiği elektronların bir kısmı enerji reaksiyonlarında bir kısmı ise biyosentez reaksiyonlarında kullanılmaktadır. Aşağıda enerji ve sentez reaksiyonları açıklanmaktadır.

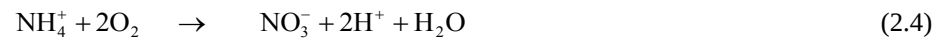
Nitrifikasyon prosesinde enerji reaksiyonlarının ilk adımı olan amonyağın nitrite oksitlenmesine ait stokiyometrik denklem aşağıdaki şekilde verilmektedir.



Nitrifikasyon prosesinde enerji reaksiyonlarının ikinci adımında gerçekleşen, nitritin nitrate oksitlenme reaksiyonuna ait denklem ise aşağıdaki şekilde verilmektedir.



Denklem 2.2 ve Denklem 2.3 biraraya getirilirse amonyağın oksidasyonunda toplam enerji denklemi elde edilir.

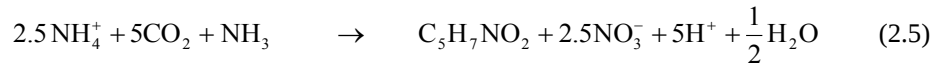


Denklem 2.4 incelenirse 14 g amonyak azotunun oksitlenmesi için 64 g oksijene ihtiyaç duyulduğu görülmektedir. Buna göre enerji reaksiyonuna katılan her gram amonyak azotu için tüketilecek oksijen miktarı

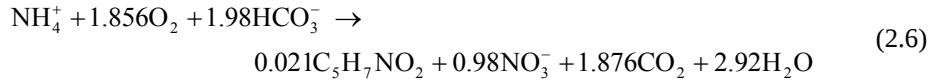
$$64/14 = 4.57 \text{ g O}_2 / \text{g NH}_3 - \text{N}$$

olmaktadır.

Nitrifikasyon prosesinde sentez reaksiyonu stokiyometrik denklemi ise aşağıdaki şekilde verilmektedir.



Biyosentez reaksiyonu için bildirilen ototrofik biyokütle dönüşüm oranları Y_A 0.07 ile 0.28 aralığında değer almaktadır. Bu değerler heterotrof organizmalar için dönüşüm oranı değerleri ile karşılaştırıldığında çok küçük oldukları göze çarpmaktadır. Aşağıda nitrifikasyon prosesi için gözlenen stokiyometrik denklem verilmiştir.



Denklem 2.6 incelenirse, 14 g amonyak azotu tüketimine karşılık 2.373 g biyokütle oluştuğu görülebilir. Buna göre giderilen her gram amonyak azotu için oluşacak biyokütle miktarı,

$$2.373/14 = 0.17 \text{ g Biyokütle/ g NH}_3 - \text{N}$$

olmaktadır. Elde edilen bu oran, biyokütle miktarı eşdeğer KOİ cinsinden yazılırsa,

$$0.17 \text{ g Biyokütle/ g NH}_3 - \text{N} * 1.42 \text{ g hücre KOİ/ g Biyokütle} \\ = 0.24 \text{ g hücre KOİ/ g NH}_3 - \text{N}$$

değerine ulaşılır. Denklem 2.4’de verilen enerji denklemi için, elektron vericisi olarak kullanılan her gram azot için 4.57 g oksijene ihtiyaç duyulduğu hesaplanmıştır. Gözlenen stokiyometrik ifade incelendiğinde, nitrifikasyon prosesinde oluşan her gram nitrat azotu için 4.33 g oksijene ihtiyaç duyulmaktadır. Buna göre biyokütle oluşumunun oksijen eşdeğeri, biyosentezi içermeyen enerji denkleminde elde edilen değer ile gözlenen stokiyometriden elde edilen değer farkına eşittir.

$$4.57 - 4.33 = 0.42 \text{ g O}_2 / \text{g N}$$

Stokiyometrik denklemler, nitrifikasyon sistemlerinin tasarımında çok önemli parametreler olan oksijen ihtiyacı, alkalinite tüketimi ve nitrifikasyon bakterilerinin üretimi hakkında bilgi edinilmesini sağlamaktadırlar.

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

Tablo 2.2 Nitrifikasyon Sistemlerinin Tasarımında Oksijen İhtiyacı, Alkalinite Tüketimi ve Biyokütle Üretimi İçin Stokiyometrik Katsayılar (USEPA, 1993)

Parametre	Birim	Katsayı
Oksijen ihtiyacı	$\frac{\text{g O}_2}{\text{g NH}_4^+ - \text{N}}$	4.57
Alkalinite tüketimi	$\frac{\text{g CaCO}_3}{\text{g NH}_4^+ - \text{N}}$	7.07
Biyokütle üretimi	$\frac{\text{g UAKM}}{\text{g NH}_4^+ - \text{N}}$	0.17

2.4.1.2 Nitrifikasyon Kinetiği

Nitrifikasyon kinetiğinde etkili olan dört procesten bahsetmek mümkündür. Bu prosesler ototrofların çoğalması, ototrofların bozunması, partiküler organik azotun hidrolizi ve çözünmüş organik azotun amonifikasyonu olarak sıralanabilir. Aşağıda, sayılan proseslerin tümü incelenecektir.

Ototrofların oğalması

Nitrifikasyon prosesinde ototrof organizmaların çoğalma hızı oksidasyon hızına yakın değerdedir. Nitrifikasyon gerçekleştiren organizmaların çoğalma ifadesi, amonyak ve nitrit azotunun substrat olarak kullanıldığı Monod tipi hız denklemi ile heterotrofik çoğalmaya benzer şekilde yazılabilir. Bu proseste nitrosomonas'ın çoğalması amonyak azotu konsantrasyonuna, nitrobacter'in çoğalması nitrit azotu konsantrasyonuna bağlıdır .Monod denklemi oluşturulurken bu iki çoğalma mekanizmasından hız kısıtlayıcı olan mekanizmanın seçilmesi tüm çoğalma prosesini ifade edici olacaktır. Nitrifikasyon prosesinde hız kısıtlayıcı adım, amonyak azotunun nitrit azotuna nitrosomonas tarafından yükseltendiği adımdır. Bu nedenle proseste hız kısıtlayıcı substrat amonyak azotudur. Yapılan alışmalar sonucunda nitrit azotunun nitrat azotuna nitrobacter tarafından yükseltendiği adım için belirlenen maksimum spesifik çoğalma hızı, nitrosomonas için belirlenen maksimum spesifik çoğalma hızından yüksektir. Aşağıda hız kısıtlayıcı substrat amonyak konsantrasyonu S_{NH} , amonyak için yarı doğunluk sabiti K_{NH} ve nitrosomonas için belirlenen spesifik çoğalma hızı μ_A , maksimum spesifik çoğalma hızı $\hat{\mu}_A$ kullanılarak monod ifadesi yazılmıştır.

$$\mu_A = \hat{\mu}_A \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \quad (2.7)$$

Monod denkleminde faydalanarak ototrof biyokütlenin çoğalma ifadesi aşağıdaki şekilde yazılabilir.

$$\frac{dX_A}{dt} = \mu_A X_A \quad (2.8)$$

Literatürde, sıcaklığın 20°C'den düşük olduğu durumlarda hem amonyağın nitrite hem de nitritin nitrate yükseltgenmesi prosesleri için yarı doğunluk sabitlerinin 1 mg/l N değerinden daha düşük olduğu verilmektedir. Buna göre kararlı denge halinde çok fazla nitrit birikmesi olmamakta, nitrit azotuna yükseltgenen amonyak azotu, hemen nitrat azotuna yükseltgenmektedir.

Nitrifikasyon prosesi süresince substrat gideriminin sadece çoğalma sürecinde gerçekleştiği dikkate alınarak dönüşüm oranı Y_A ve çoğalma hızı ifadeleri kullanılarak substrat giderim hızı denklemi yazılabilir.

$$\frac{dS_{NH}}{dt} = -\frac{1}{Y_A} \frac{dX_A}{dt} \quad (2.9)$$

$$\frac{dS_{NH}}{dt} = -\frac{\mu_A}{Y_A} X_A \quad (2.10)$$

Ototrof organizmaların spesifik çoğalma hızı ile dönüşüm oranının oranı olarak ifade edilebilecek spesifik amonyak giderim hızı q_A , aşağıdaki şekilde yazılabilir.

$$q_A = \frac{\mu_A}{Y_A} \quad (2.11)$$

Substrat giderim hızı ifadesinin Denklem 2.11’de verilen spesifik amonyak giderim hızı ifadesi ve ototrof organizma konsantrasyonu X_A cinsinden yazılması da mümkündür.

$$\frac{dS_{NH}}{dt} = -q_A X_A \quad (2.12)$$

Nitrifikasyon prosesinin gerçekleştiği sistemde ototrof mikroorganizmalar saf kültür olamayacağından ötürü heterotrof mikroorganizmalar da bulunmaktadır. Heterotrof mikroorganizmalar çoğalmak için amonyak kullanırlar. Ancak bu sayede giderilen amonyak azotu miktarı nitrifikasyon prosesi ile karşılaştırıldığında çok küçük miktarlarda kaldığından amonyak değişimi ifadelerine dahil edilmemektedir.

Nitrifikasyon prosesi enerji dönüşüm denklemleri uyarınca yükseltgenen her 1 mol amonyak azotu için 1 mol nitrat azotu oluşmaktadır. Buna göre sistemde oksitlenmiş azot türlerinin oluşum hızı amonyak giderim hızı ifadesi cinsinden yazılabilir.

$$\frac{dS_{NO}}{dt} = -\frac{dS_{NH}}{dt} \quad (2.13)$$

Yine nitrifikasyon prosesinde ototrofların çoğalması sırasında oksijen tüketimi ifadesi de stokiyometrik yaklaşımdan faydalanarak oluşturulabilir (Orhon ve Artan, 1994).

$$\frac{dS_O}{dt} = -\frac{4.57 - Y_A}{Y_A} \mu_A X_A \quad (2.14)$$

Ototrofların Bozunması

Nitrifikasyon prosesinde ototrof organizmaların bozunması heterotroflar için olduğu kadar kolay belirlenememektedir. Gözlenen bozunma çoğunlukla liz mekanizması ile açıklanır. Ototrof mikroorganizmalar için bozunma hız katsayısı b_A kullanılarak bozunma hızı ifadesi yazılabilir.

$$\frac{dX_A}{dt} = -b_A X_A \quad (2.15)$$

Partiküler Organik Azotun Hidrolizi

Nitrifikasyon prosesinde partiküler organik azotun hidroliz ifadesi, yavaş ayrışan organik maddenin hidrolizine benzer şekilde bir doygunluk fonksiyonu ile yazılabilir. Fonksiyonun oluşturulmasında hidroliz hızı k_H , biyolojik ayrışabilir partiküler organik azot X_{ND} , aktif heterotrofik biyokütle konsantrasyonu X_H , yavaş ayrışan partiküler organik madde konsantrasyonu X_S , hidroliz yarı doygunluk sabiti K_X kullanılmaktadır.

$$\frac{dX_{ND}}{dt} = -k_H \frac{X_{ND} / X_H}{K_X + (X_S / X_H)} X_H \quad (2.16)$$

Çözünmüş Organik Azotun Amonifikasyonu

Çözünmüş organik azotun amonifikasyonu ifadesi, biyolojik ayrışabilir çözünmüş organik azot türleri S_{ND} , amonifikasyon hız katsayısı k_a ve heterotrofik biyokütle konsantrasyonu X_H kullanılarak yazılabilir. Nitrifikasyon kinetiğinde etkili olan proseslerden hidroliz ve amonifikasyon prosesleri ardarda gerçekleşmektedir ve

biyolojik ayrışabilir partiküler organik azotun amonyak azotuna dönüşümü ile sonuçlanmaktadır. Bu iki adım karşılaştırıldığında hidroliz adımının amonifikasyondan daha yavaş olduğu ve bu nedenle hız kısıtlayıcı adım olduğu söylenebilir.

$$\frac{dS_{ND}}{dt} = -k_a S_{ND} X_H \quad (2.17)$$

Nitrifikasyon Kinetiği Net İfadeler

Nitrifikasyon prosesinde ototrof mikroorganizmalarda meydana gelen net değişim ifadesi, çoğalma ve içsel solunum ifadeleri kullanılarak oluşturulabilir.

$$\frac{dX_A}{dt} = \mu_A X_A - b_A X_A \quad (2.18)$$

Amonyak azotunun nitrifikasyon prosesinde, ototrofik çoğalma ve amonifikasyon prosesleri etkisi altında net değişimi aşağıdaki ifade ile hesaplanabilir.

$$\frac{dS_{NH}}{dt} = -\left(i_{NBM} + \frac{1}{Y_A}\right) \mu_A X_A + k_a S_{ND} X_H \quad (2.19)$$

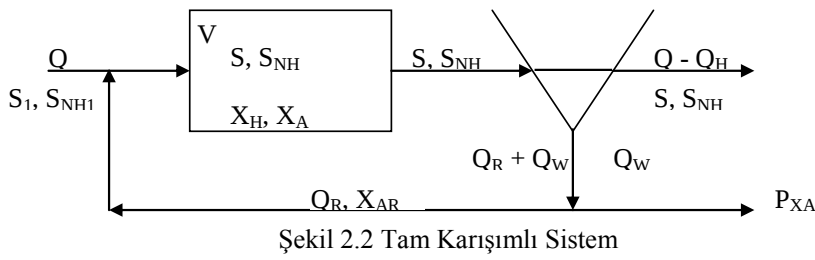
Nitrifikasyon prosesinde hem çoğalma hem de içsel solunum mekanizmalarında elektron alıcısı olarak oksijen tüketimi gerçekleşmektedir. Denklem 2.8 ile verilen çoğalma hızı ve Denklem 2.15 ile verilen içsel solunum hızı ifadelerinden faydalanarak biyokütle nin kimyasal oksijen ihtiyacı, uçucu askıda katı madde oranı (KOİ / UAKM) yardımıyla oksijen tüketim hızı denkleminin yazılması mümkündür.

$$\frac{dS_O}{dt} = -\frac{4.57 - Y_A}{Y_A} \mu_A X_A - (1 - f_{XE}) b_A X_A \quad (2.20)$$

Bu ifade Denklem 2.11'de verilen spesifik amonyak giderim hızı ifadesinden faydalanarak yeniden yazılabilir.

$$\frac{dS_o}{dt} = -(4.57 - Y_A)q_A X_A - (1 - f_{XE})b_A X_A \quad (2.21)$$

2.4.1.3 Tam Karışımli Sistemlerde Nitrifikasyon Kinetiği



Tam karışımli sistemde biyokütle için kütle dengesi yazılırsa aşağıdaki denklem elde edilir. Bu denklemde sistemden atılan çamur yükü P_{XA} , reaktör hacmi V , ototrof biyokütle konsantrasyonu X_A ve biyokütle çoğalma ve içsel solunum ifadeleri kullanılmaktadır.

$$-P_{XA} + VX_A(\mu_A - b_A) = 0 \quad (2.22)$$

Bu sistem için toplam çamur yaşı ifadesi reaktör hacmi V , ototrof biyokütle konsantrasyonu X_A ve sistemden uzaklaştırılan ototrof çamur yükü P_{XA} arasındaki ilişkiyi faydalanarak yazılabilir.

$$\theta_X = \frac{VX_A}{P_{XA}} \quad (2.23)$$

Reaktör hacmi içerisinde sadece ototrof biyokütle bulunmadığı dikkate alınarak aynı ifade, heterotrof biyokütle konsantrasyonu X_H ve sistemden uzaklaştırılan günlük toplam çamur yükü P_{XT} değerlerinden faydalanarak yazılabilir.

$$\theta_X = \frac{V(X_A + X_H)}{P_{XT}} \quad (2.24)$$

$$\frac{1}{\theta_X} = \hat{\mu}_A \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} - b_A \quad (2.25)$$

Yukarıda verilen Denklem 2.25 ifadesinin yeniden düzenlenmesi ile sistemin işletildiği amonyak azotu konsantrasyonu ile çamur yaşı arasındaki ilişki aşağıdaki şekilde yazılabilir.

$$S_{NH} = \frac{K_{NH}(1 + b_A \theta_X)}{\theta_X(\hat{\mu}_A - b_A) - 1} \quad (2.26)$$

Yüksek çamur yaşlarında, nitrifikasyon prosesi incelendiğinde, sistemde amonyak konsantrasyonunun çok düşük olduğu görülebilir. Çamur yaşı bir minimum değere kadar küçültülmeye devam edildiğinde kritik bir minimum değer için amonyak konsantrasyonunun aniden çok yükseldiği gözlemlenmektedir. Denklem 2.25’de amonyak azotu için yarı doygunluk sabiti K_{NH} ’ın giriş amonyak azotu konsantrasyonu S_{NH} yanında çok küçük kaldığı durumdan yararlanarak sistemin minimum çamur yaşı ifadesi yazılabilir.

$$\frac{1}{(\theta_X)_{min}} = \hat{\mu}_A \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} - b_A \quad (2.27)$$

$$\frac{1}{(\theta_X)_{min}} = \hat{\mu}_A - b_A \quad (2.28)$$

$$(\theta_X)_{min} = \frac{1}{\hat{\mu}_A - b_A} \quad (2.29)$$

Aynı tam karışımli sistem için giriş ve çıkış amonyak konsantrasyonları arasında kütle dengesi denklemi, ototrof biyokütle bünyesine alınan azot ihmal edilerek yazılırsa aşağıdaki denklem elde edilir.

$$QS_{NH1} - Q_{SNH} - V i_B X_H \left(\hat{\mu}_H \frac{S}{K_S + S} - b_H \right) - V X_A \frac{\hat{\mu}_A}{Y_A} \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} = 0 \quad (2.30)$$

Denklem 2.11’de tanımlanan spesifik amonyak giderim hızı ifadesinden yararlanarak Denklem 2.30 yeniden yazılırsa aşağıdaki denklem elde edilir.

$$S_{NH1} - S_{NH} - i_{NBM} \frac{V X_H}{Q} \frac{1}{\theta_X} - q_A X_A \frac{V}{Q} = 0 \quad (2.31)$$

Denklem 2.31’in sol tarafında bulunan terimlerin ayrı ayrı incelenmesi mümkündür. Giriş amonyak azotu S_{NH1} ve çıkış amonyak azotu S_{NH} değerlerinin hemen sağında yer alan ve heterotrof biyokütle bünyesine alınan azot miktarını arıtılan birim atıksu hacmi başına biyokütleyle geçen azot olarak ifade eden terim N_X yazılabilir.

$$N_X = i_{NBM} \frac{V X_H}{Q \theta_X} \quad (2.32)$$

$$N_X = i_{NBM} \frac{P_{XH}}{Q} \quad (2.33)$$

$$N_X = i_{NBM} \frac{Y_H}{1 + b_H \theta_X} (S_1 - S) \quad (2.34)$$

Denklem 2.31’i oluşturan son terim, oksitlenen amonyak azotu miktarını arıtılan birim atıksu hacmi başına oluşan nitrat azotu olarak ifade eden N_{OX} olarak yazılabilir.

$$N_{OX} = \frac{\mu_A}{Y_A} \frac{V X_A}{Q} \quad (2.35)$$

$$N_{OX} = q_A X_A \theta_H \quad (2.36)$$

Denklem 2.31 bu terimler kullanılarak yeniden yazılır ve çıkış nitrat konsantrasyonu için oluşturulursa aşağıdaki denklem elde edilir.

$$S_{NO} = N_{OX} = S_{NH} - S_{NH} - N_X \quad (2.37)$$

Nitrifikasyon prosesinde, oksijen tüketimi önemli model bileşenlerindendir. Nitrifikasyonda oksijen tüketimi, ototrofların oksijen kullanım hızına, r_{ASO} bağlı olarak ifade edilebilir.

$$OR_A = Vr_{ASO} \quad (2.38)$$

Oksijen kullanım hızı, nitrifikasyonda gerçekleşen proseslerin kinetik ifadeleri cinsinden de aşağıdaki şekilde yazılabilir.

$$r_{ASO} = \left(\frac{4.57}{Y_A} - f_{XE} \right) \mu_A X_A + f_{XE} b_A X_A \quad (2.39)$$

Denklem 2.39'da verilen ifade aşağıdaki şekilde açılabilir.

$$r_{ASO} = 4.57 \frac{\mu_A}{Y_A} X_A - f_{XE} (\mu_A - b_A) X_A \quad (2.40)$$

Denklem 2.38'de verilen oksijen tüketimi ifadesinde, Denklem 2.40'da verilen oksijen kullanım hızı ifadesi yerine yazılırsa aşağıdaki denklem elde edilir.

$$OR_A = 4.57 \frac{\mu_A}{Y_A} VX_A - f_{XE} (\mu_A - b_A) VX_A \quad (2.41)$$

Denklem 2.35'de verilen NO_X eşitliğinden $\frac{\mu_A}{Y_A} VX_A$ terimi ve sürekli sistemler için yazılan kütle dengesi denklemi Denklem 2.22'den $(\mu_A - b_A) VX_A$ terimi çekilerek Denklem 2.41'de yerine yazılırsa, aşağıdaki ifadeye ulaşılır.

$$OR_A = 4.57QN_{OX} - f_{XE}P_{XA} \quad (2.42)$$

P_{XA} için yazılabilecek,

$$P_{XA} = Y_{NA} QN_{OX} \quad (2.43)$$

ifadesinden faydalanarak Denklem 2.42 yeniden yazılırsa,

$$OR_A = (4.57 - f_{XE} Y_{NA}) QN_{OX} \quad (2.44)$$

eşitliği elde edilir.

2.4.1.4 Nitrifikasyona Etki Eden Faktörler

Çözünmüş Oksijen Konsantrasyonunun Etkisi

Çözünmüş oksijen, nitrifikasyon için çok önemli bir substrattır. Genelde, ortamdaki çözünmüş oksijen konsantrasyonu düştükçe, bu parametrenin hız sınırlayıcı substrat olmaya başladığı kabul edilmektedir. Pratikte 2 mg/l'nin üzerindeki çözünmüş oksijen değerlerinin gerekli olduğu belirtilmektedir.

pH ve Alkalinitenin Etkisi

Nitrifikasyon hızı, pH değişimlerine karşı duyarlıdır. Bu duyarlılığın nedenleri hem $[H^+]$ hem de $[OH^-]$ iyonlarının nitrifikasyon bakterileri üzerinde önemli bir inhibisyon etkisinin bulunması ve nitrifikasyon prosesinin ortamdaki alkaliniteyi tüketerek pH'ın düşmesine yol açmasıdır. Bu durum pH'ın 8.5'un üzerine çıktığı (yüksek $[OH^-]$) veya 7'nin altına indiği hallerde (yüksek $[H^+]$) gözlenmektedir. pH 9.5 değerinin altında kaldığı sürece nitrifikasyon hızında çok önemli bir azalma olmamaktadır. Ani pH değişimleri sistemde toksik etki yapmamakta sadece inhibisyon oluşturmaktadır. Optimum nitrifikasyon hızının 7 ile 8.5 pH değerleri arasında olduğu belirtilmektedir.

Atıksuda 40 mg $CaCO_3$ / l'nin altındaki alkalinite değerlerinin pH'ın kararsız hale gelerek düşük değerlere ulaşmasına neden olduğunu belirtmektedirler. Bu da nitrifikasyon hızının düşmesi, çamur kabarma probleminin oluşması ve çıkış suyunun korozif özelliklere sahip olması gibi sorunlara yol açmaktadır.

Sıcaklığın Etkisi

Biyokimyasal reaksiyonların büyük bir çoğunluğuna benzer şekilde, nitrifikasyon kinetiği de sıcaklık değişimlerinden önemli ölçüde etkilenmektedir. Söz konusu etkinin özellikle ototrofik bakterilerin maksimum spesifik çoğalma hızı, μ_A , üzerinde olduğu gözlenmektedir (Sözen, 1995).

2.4.2 Denitrifikasyon

Atıksulardan azotun giderilmesinde en yaygın kullanılan proses, biyolojik denitrifikasyondur. Bu proses, Denklem 2.45’de görülebileceği gibi nitratın önce nitrite ve sonra da inert azot gazına dönüştürülmesi aşamalarından oluşur. Böylece azotun doğal çevreye zararlı çözünmüş formları olan nitrit ve nitrat, zararsız gaz formuna dönüştürülmüş olur.



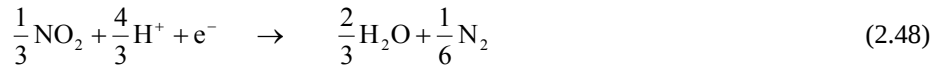
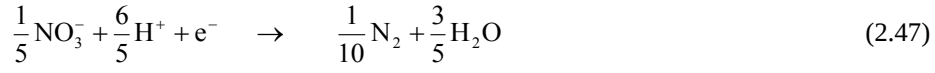
Denitrifikasyon prosesinde, mikrobiyal solunumdaki oksijenin yerini nitrit ve nitrat alır. Bu nedenle denitrifikasyon prosesi çözünmüş oksijenin bulunmadığı anoksik ortamlarda gerçekleşir. Anoksik koşullarda denitrifikasyon bakterilerinin nitratı indirgemeleri nitrat disimilasyonu olarak adlandırılır. Nitrifikasyon bakterilerinin aksine, denitrifikasyon bakterileri çok çeşitli ve fakültatif özellikte bakterilerdir. Ortamda çözünmüş oksijenin de bulunması durumunda, denitrifikasyon bakterileri derhal oksijeni elektron alıcısı olarak kullanmaya başlamakta ve denitrifikasyon prosesi inhibe olmaktadır.

Denitrifikasyon prosesi, farklı elektron alıcılarının kullanılması dışında karbon giderim prosesi ile tamamen aynı ilkelere dayanmaktadır. Karbon gideriminde proses işleyişi nedeniyle elektron vericisi olan organik maddenin son ürünlere dönüştürülebilmesi için yeterince elektron alıcısının sisteme verilmesi gerekmektedir. Denitrifikasyon prosesinde ise karbon gideriminden farklı olarak elektron vericisi olan organik maddenin yeterince mevcut olması durumunda, elektron alıcısı olan nitratın giderilmesi amaçlanmaktadır.

Denitrifikasyon sistemlerinde elektron vericisi olarak hizmet edecek üç farklı karbon kaynağı söz konusudur. Bu kaynaklar; dışarıdan karbon ilavesi (metanol, etanol, asetik asit vb.), atıksudaki organik karbonun kullanılması veya içsel solunumdan kaynaklanan karbonun kullanılması olarak sayılabilir.

2.4.2.1 Denitrifikasyon Stokiyometrisi

Nitrifikasyon için yazılan stokiometrik denklemlerden elde edilen verilere benzer olarak denitrifikasyon prosesi için de stokiometrik denklemler yazılarak gerekli elektron vericisinin, tüketilecek elektron alıcısının ve sistemde üretilen biyokütle miktarları hesaplanabilmektedir. Elektron alıcısı olan oksijen, nitrat ve nitrit için aşağıdaki yarı reaksiyonlar geçerlidir (USEPA, 1993):



Oksijen ve nitrat için yazılan denklemler karşılaştırıldığında 8 g oksijenin 2.86 g nitrata eşdeğer olduğu görülür. Buradan hareketle 1 g nitrat azotunun indirgenmesi 2.86 g oksijenin indirgenmesine eşdeğerdir.

2.4.2.2 Denitrifikasyon Kinetiği

Denitrifikasyon kinetiğinde etkili olan üç prosesten bahsetmek mümkündür. Bu prosesler heterotrof organizmaların anoksik çoğalması, heterotrof organizmaların bozunması ve yavaş ayrışan partiküler organik maddenin hidrolizi olarak sıralanabilir.

Heterotrof Organizmaların Çoğalması

Denitrifikasyon prosesinde heterotrof organizmaların çoğalma kinetiği Monod ifadesine uygundur. Denitrifikasyon prosesinde kullanılan substratlar karbon kaynağı organik madde ve elektron alıcısı nitrat azotudur. Her iki substrat da proses için hız kısıtlayıcı konumundadır. Bu durum dikkate alınarak, denitrifikasyon bakterilerinin spesifik çoğalma hızı μ_{HD} , denitrifikasyon bakterilerinin maksimum spesifik çoğalma hızı $\hat{\mu}_{HD}$, organik madde konsantrasyonu S_S , organik maddenin yarı doygunluk sabiti K_S , nitrat azotu konsantrasyonu S_{NO} ve nitrat azotunun yarı doygunluk sabiti K_{NO} değerlerinin fonksiyonu olarak oluşturulacak Monod ifadesi aşağıdaki gibi olacaktır.

$$\mu_{HD} = \hat{\mu}_{HD} \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \quad (2.49)$$

Bu ifade incelendiğinde nitrat azotu konsantrasyonunun aerobik çoğalma için oksijen konsantrasyonunun etkisine benzer durumda olduğu görülebilir. Ancak Monod bağıntısında nitrat azotunun yarı doygunluk sabiti K_{NO} için literatürde verilen değerler oldukça küçüktür. Bu nedenle bağıntıda nitrat azotu konsantrasyonu değeri S_{NO} yüksek değerlere çıktığı zaman ifadenin nitrat azotu ile ilgili terimi ihmal edilebilmektedir. Bu durumda denitrifikasyon kinetiğinin nitrat azotu açısından sıfıncı derece kinetiğe uyduğu görülmektedir. Benzer şekilde, $\hat{\mu}_{HD}$ ve K_S değerlerinin de kullanılan karbon kaynağına uygun seçilmesi gereklidir.

Denklemler 2.49'de verilen Monod ifadesi uyarınca denitrifikasyon prosesinde heterotrof biyokütlenin anoksik çoğalma hızı ifadesi spesifik çoğalma hızı μ_{HD} ve denitrifikasyon gerçekleştiren biyokütle konsantrasyonu X_{HD} cinsinden yazılabilir.

$$\frac{dX_{HD}}{dt} = \mu_{HD} X_{HD} \quad (2.50)$$

Karbon kaynağının giderim hızı da anoksik çoğalma proses hızı ifadesine bağlı olarak, dönüşüm oranı Y_{HD} kullanılarak ilişkilendirilebilir.

$$\frac{dS_s}{dt} = -\frac{\mu_{HD}}{Y_{HD}} X_{HD} \quad (2.51)$$

Benzer bir ifadenin nitrat kullanım hızı için de yazılması mümkündür (Orhon ve Artan, 1994).

$$\frac{dS_{NO}}{dt} = -\frac{1 - Y_{HD}}{2.86 Y_{HD}} \mu_{HD} X_{HD} \quad (2.52)$$

Karbon ve azotun birarada giderildiği sistemlerde çoğunlukla tek aktif çamur kullanılır. Bu durumda sistemde havalandırma gerçekleştirilen durumda karbonlu organik madde gideren heterotrofik organizmaların, anoksik koşulların başlaması ile elektron alıcı olarak çözünmüş oksijen yerine nitrat kullanacak şekilde metabolizmalarını adapte etmeleri gerekmektedir. Denitrifikasyon prosesi ile ilgili gerçekleştirilen deneysel çalışmalar, anoksik koşullar altında substrat gideriminin aerobik koşullara nazaran daha yavaş olduğunu göstermiştir. Bu farklılık iki şekilde açıklanabilmektedir; heterotrofların maksimum spesifik çoğalma hızının düşmesi ve heterotrofik biyokütlenin bir kısmının elektron alıcısı olarak nitrat kullanımına adapte olamayışı. Aerobik koşullarda daha hızlı substrat giderimi gerçekleşmesinin nedeni, oksijen ve nitrat kullanım zincirlerinin aynı olmasına rağmen her iki elektron alıcısının birarada bulunduğu durumlarda, heterotrof organizmaların 1 kcal/e⁻ eşdeğeri daha fazla enerji elde ettikleri oksijeni kullanmayı tercih etmeleridir. Nitrat azotunun elektron alıcısı olarak kullanılmaya başlaması ancak ortamda tüm oksijenin tükenmesi ile mümkün olmaktadır ve daha önce de vurgulandığı gibi anoksik koşullarda heterotrofların maksimum spesifik çoğalma hızı küçüktür. Diğer yandan substrat tüketim hızında, denitrifikasyon prosesine katılan bir mikroorganizma grubunun elektron alıcıları arasındaki farklılığa adapte olabilen kısmı kadar anoksik ve aerobik koşullar arasında meydana gelen çoğalma hızı farklılığı da etkili olabilecektir.

Yapılan deneysel çalışmalar anoksik koşullara uyum sağlayabilen organizmaların oranı ve çoğalma hızlarının değişimi arasındaki farkı ayırtılamamaktadır. Bu deneysel çalışmalar, organik maddeden 1 elektron transfer edilmesi halinde, bu elektronu alacak oksijen veya nitrat azotu miktarının belirlenmesi esasına

dayanmaktadır. Bu amaçla nitrat ve oksijen tüketim hızlarının ölçülmesi ve karşılaştırılması sayesinde, karışık kültür içerisinde denitrifikasyon kabiliyeti olan organizmaların ayrı olarak düşünülmesi zorunluluğunun kalkması söz konusu olmaktadır. Yapılan karşılaştırma sonucu çoğalma hızları oranı veya uyum sağlayabilen organizma miktarının göstergesi η faktörü ile ifade edilir (Sözen, 1995).

Kolay ayrışan substrata karşılık gelen elektron alıcısı kullanım hızları oranı ampirik η_g oranı kullanılarak, heterotrof organizmalar için kolay ayrışan substrat tüketim hızı aşağıdaki ifade ile belirtilebilmektedir.

$$\frac{dS_s}{dt} = -\eta_g \frac{\mu_H}{Y_H} X_H \quad (2.53)$$

Heterotrof Organizmaların Bozunması

Heterotrof organizmaların bozunmasının, denitrifikasyon prosesinde çoğalma ile birlikte sürekli gerçekleştiği kabul edilir. Bu bozunmanın hızı birinci derece kinetik ifade ile gösterilebilmektedir. Bozunma prosesi iki farklı yaklaşım ile incelenmektedir. Bu yaklaşımlar ölüm yenilenme modeli ve içsel solunum modelidir.

İçsel solunum modeli yaklaşımında bozunma mekanizması içsel solunum prosesi ile açıklanmakta ve elektron alıcısı tüketiminin gerçekleştiği kabul edilmektedir. Elektron alıcısı tüketimi kabulü yapıldığı için içsel solunum modeline uygun bozunma hızı ifadesinde anoksik koşulları temsil edebilmek için düzeltme faktörü kullanılmalıdır. Anoksik koşullarda endojen solunum hızı düzeltme faktörü η_e , organizmaların endojen solunum hız katsayısı b_H olmak üzere içsel solunum hız denklemi aşağıda oluşturulmuştur.

$$\frac{dX_H}{dt} = -\eta_e b_H X_H \quad (2.54)$$

Yavaş Ayırışan Partiküler Organik Maddenin Hidrolizi

Denklem 2.52 ve Denklem 2.53’de, denitrifikasyon prosesinde söz konusu olan iki substratın tüketim hızlarını tanımlayan ifadelerde, denitrifikasyon hızının doğrudan substrat tüketim hızına bağlı olduğu görülmektedir. Kolay ayırışan organik maddenin karbon kaynağı olduğu durumlarda aerobik ve anoksik koşullarda çalıştırılan reaktörler izlendiğinde $\eta_g = 0.7 - 1.0$ aralığında bir düzeltme faktörü ile ilişkilendirilebilecek substrat tüketim hızları gözlemlenmektedir. Ancak yavaş ayırışan organik maddenin karbon kaynağı olarak kullanıldığı durumlarda anoksik ortamda substrat tüketim hızının aerobik ortamda gerçekleşen tüketim hızının çok altında kaldığı görülmektedir. Bu bilgi ışığında yavaş ayırışan organik maddenin, hidroliz aşamasından geçerek çoğalma mekanizmasında kullanılacağı kabulü altında, hidroliz hızının partiküler organik madde üzerinde anoksik çoğalma için hız kısıtlayıcı adım olacağı söylenebilir.

Bu tanımlardan yola çıkarak yavaş ayırışan substratın hidroliz hızı ifadesi, anoksik koşullarda hidroliz için düzeltme faktörü η_h , hidroliz hız katsayısı k_h ve partiküler substrat için yarı doygunluk sabiti K_x kullanılarak yazılabilir.

$$\frac{dX_s}{dt} = -\eta_h k_h \frac{X_s / X_H}{K_x + X_s / X_H} X_H \quad (2.55)$$

Denitrifikasyon Kinetiği Net İfadeler

Yukarıda ayrı ayrı incelenen denitrifikasyon kinetiğinde etkili prosesler sonucunda kritik parametreler için net değişim ifadeleri oluşturulabilir. Buna göre denitrifikasyon prosesinde heterotrofik biyokütlenin net değişim ifadesi aşağıdaki gibi yazılabilir.

$$\frac{dX_H}{dt} = \eta_g \mu X_H - \eta_E b_H X_H \quad (2.56)$$

Denklem 2.53’de verilen kolay ayırışan substratın tüketimi ve Denklem 2.55’de verilen yavaş ayırışan substratın hidrolizi ifadelerinden faydalananak denitrifikasyon

yapabilen heterotrof organizmaların çoğalma prosesinde substrat değişimi aşağıdaki şekilde yazılabilmektedir.

$$\frac{dS_s}{dt} = -\eta_g \frac{\mu_H}{Y_H} X_H + \eta_h k_H \frac{X_s / X_H}{K_x + X_s / X_H} X_H \quad (2.57)$$

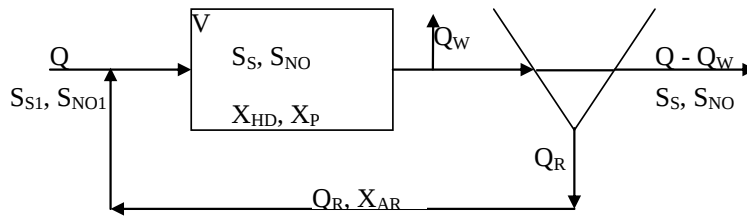
Denitrifikasyon prosesinde kolay ayrışan ve yavaş ayrışan organik madde gibi nitrat azotu da substrat olarak kullanıldığından, net nitrat tüketim hızının da belirlenmesi gereklidir. Net nitrat tüketim hızı ifadesi aşağıdaki gibi oluşturulabilir.

$$\frac{dS_{NO}}{dt} = -\frac{(1 - Y_H)}{2.86 Y_H} \eta_g \mu_H X_H - \frac{(1 - f_{XE})}{2.86} \eta_E b_H X_H \quad (2.58)$$

Denitrifikasyon prosesinin hızı ise birim biyokütle konsantrasyonu başına nitrat tüketim hızı ile ifade edilir. Aşağıda spesifik nitrat tüketim hızı, denitrifikasyon hızı ifadesi gösterilmiştir (Orhon ve Artan, 1994).

$$\frac{dS_{NO}}{dt X_H} = -\frac{(1 - Y_H)}{2.86 Y_H} \eta_g \mu_H - \frac{(1 - f_{XE})}{2.86} \eta_E b_H \quad (2.59)$$

2.4.2.3 Tam Karışımli Sistemlerde Denitrifikasyon Kinetiği



Şekil 2.3 Tam Karışımli Sistem

Anoksik, tam karışımli bir sistemde, kararlı hal durumu için anoksik tank hacmi V ve sistemden uzaklaştırılan günlük çamur miktarı P_{XHD} kullanılarak biyokütle kütle dengesi denklemi yazılırsa aşağıdaki ifade elde edilir.

$$-P_{XHD} + VX_{HD}(\mu_{HD} - b_{HD}) = 0 \quad (2.60)$$

Bu denklemde P_{XHD} ile belirtilen ve bir günde sistemden uzaklaştırılan biyokütle miktarını ifade eden terim aşağıdaki gibi hesaplanabilir.

$$P_{XHD} = Q_w X_{HD} \quad (2.61)$$

Çamur yaşı, sistemde tutulan biyokütlenin, birim zamanda üretilen biyokütle miktarına oranıdır. Bu tanımdan hareketle çamur yaşı aşağıdaki ifade ile hesaplanabilir.

$$\theta_x = \frac{V X_{HD}}{P_{XHD}} \quad (2.62)$$

$$\frac{1}{\theta_x} = \mu_{HD} - b_{HD} \quad (2.63)$$

Sistemde oluşan inert endojen biyokütlenin tek kaynağının denitrifikasyon gerçekleştiren heterotroflar olmadığı dikkate alınarak, sistemden uzaklaştırılan çamur yükünün inert fraksiyonu P_{XP} olacak şekilde aşağıdaki kütle dengesi kurulabilir.

$$V f_{XE} b_{HD} X_{HD} - P_{XP} = 0 \quad (2.64)$$

Karbon kaynağı için kurulacak benzer bir kütle dengesi aşağıdaki şekilde ifade edilecektir.

$$Q S_{SI} - Q S_S - V \frac{\mu_{HD}}{Y_{HD}} X_{HD} = 0 \quad (2.65)$$

Denklem 2.65’de verilen ifadeden faydalanarak anoksik reaktör hidrolik bekletme süresi θ_{HD} yardımıyla spesifik substrat kullanım hızı q_{HD} ’nin bulunması mümkündür.

$$q_{HD} = \frac{\mu_{HD}}{Y_{HD}} \quad (2.66)$$

$$q_{HD} = \frac{S_{SI} - S_S}{\theta_{HD} X_{HD}} \quad (2.67)$$

Anoksik reaktörün hidrolik bekletme süresi aşağıdaki denklem ile hesaplanabilir.

$$\theta_{HD} = \frac{V}{Q} \quad (2.68)$$

Denklem 2.67’de verilen ilişkiden faydalanarak denitrifikasyon gerçekleştiren heterotrofların miktarının belirlenmesi mümkündür.

$$X_{HD} = \frac{\theta_X}{\theta_{HD}} \frac{Y_{HD}(S_{SI} - S_S)}{(1 + b_{HD} \theta_X)} \quad (2.69)$$

Benzer şekilde, net dönüşüm oranının belirlenmesi de mümkündür.

$$Y_{ND} = \frac{Y_{HD}(1 + f_{XE} b_{HD} \theta_X)}{1 + b_{HD} \theta_X} \quad (2.70)$$

Anoksik çoğalmada elektron alıcısı nitrat azotu için kütle dengesi aşağıdaki gibi yazılabilir.

$$QS_{NOI} - QS_{NO} - VX_{HD} \left(\frac{1 - Y_{HD}}{2.86 Y_{HD}} \mu_{HD} + \frac{1 - f_{XE}}{2.86} b_{HD} \right) = 0 \quad (2.71)$$

Spesifik nitrat giderim hızı aşağıdaki şekilde tanımlanabilir.

$$U_D = \frac{S_{NOI} - S_{NO}}{\theta_{HD} X_{HD}} \quad (2.72)$$

Eğer Denklem 2.67’de verilen spesifik substrat giderim hızı ifadesi Denklem 2.71’de yerine yazılırsa, spesifik nitrat giderim hızı ifadesi aşağıdaki hale değişir.

$$\frac{S_{NOI} - S_{NO}}{\theta_{HD} X_{HD}} = \frac{1 - Y_{HD}}{2.86} q_{HD} + \frac{1 - f_{XE}}{2.86} b_{HD} \quad (2.73)$$

$$\frac{S_{NOI} - S_{NO}}{\theta_{HD} X_{HD}} = q_D + \frac{1 - f_{XE}}{2.86} b_{HD} \quad (2.74)$$

Anoksik koşullarda çoğalma hızını hem nitratin hem de organik maddenin etkilediği kabul edilmektedir. Ancak hangi etkinin hız kısıtlayıcı olduğu giriş akımında karbon azot konsantrasyonları oranına bağlı olarak değişiklik göstermektedir. Bu oran stokiyometrik gereksinimler ile karşılaştırılarak hız kısıtlayıcının belirlenmesi mümkün olmaktadır. Stokiyometrik oran, giderilen KOİ başına kullanılan nitrat azotu olarak tanımlanmaktadır. Denklem 2.73'ün spesifik substrat giderim hızının tanımlandığı Denklem 2.67'ye bölünmesi ile elde edilecek aşağıdaki ifade bu orana karşılık gelecektir (Orhon ve Artan, 1994).

$$\frac{S_{NOI} - S_{NO}}{S_{SI} - S_S} = \frac{1 - Y_{HD}}{2.86} + \frac{(1 - f_{XE}) b_{HD} Y_{HD}}{2.86 \mu_{HD}} \quad (2.75)$$

$$\frac{\Delta S_{NO}}{\Delta S_S} = \frac{1 - Y_{HD}}{2.86} + \frac{(1 - f_{XE}) b_{HD} Y_{HD} \theta_X}{2.86(1 + b_{HD} \theta_X)} \quad (2.76)$$

Denklem 2.76 ile verilen ifade denitrifikasyon potansiyeli olarak adlandırılmaktadır. Denitrifikasyon potansiyeli parametresi, denitrifikasyon prosesinin tasarımı ve işletilmesi açısından hayati önem taşır.

2.4.2.4 Denitrifikasyona Etki Eden Faktörler

Denitrifikasyonun Oksijen İhtiyacına Etkisi

Denitrifikasyon prosesi stokiometrik eşitliklerinden, tek çamurlu aktif çamur sistemlerinde toplam oksijen ihtiyacından bir miktar tasarruf sağlanabildiği görülmektedir. Nitrifikasyon için $4.57 \text{ g O}_2 / \text{g N}$ gerekirken, denitrifikasyonda $2.86 \text{ g O}_2 / \text{g N}$ geri kazanılacağından sistemin oksijen ihtiyacında %63'lük bir azalma söz konusu olacaktır. Nitrifikasyon için gereken oksijen miktarı toplam oksijen ihtiyacının yaklaşık %25-35'ini oluşturacağından biyolojik denitrifikasyonun gerçekleştiği sistemlerde toplam oksijen ihtiyacında yaklaşık %15-20'lik bir tasarruf gerçekleştirilecektir.

Denitrifikasyonun Alkaliniteye Etkisi

Nitrifikasyon prosesinde ortamdaki alkalinite tüketilmektedir. Denitrifikasyon prosesinde ise ortamın alkalinitesinin artması söz konusudur. Ekama ve Marais, (1984) 1 g nitratın denitrifikasyonu sırasında 3.57 g CaCO_3 alkalinitesi üretileceğini göstermiştir. Nitrifikasyon prosesinde ise 1 g amonyakın nitrifiye edilebilmesi için yaklaşık 7.14 g CaCO_3 alkalinitesinin tüketilmesi gereklidir. Elde edilmiş bu değerler, nitrifikasyon prosesinde kaybedilen alkalinitenin yarısının denitrifikasyon prosesinde geri kazanılacağını göstermektedir (Sözen, 1995).

3. ARDIŞIK KESİKLİ REAKTÖRLER

3.1 Ardışık Kesikli Reaktörlerin Kronolojik Gelişimi

Ardışık kesikli reaktör olarak düzenlenmiş atıksu arıtma prosesi oldukça uzun bir geçmişe sahiptir. Klasik tipte, sürekli aktif çamur tesislerinin bulunması da ardışık kesikli reaktörlerin ilk kullanılmaya başlandığı dönemde karşılaşılan yüksek maliyetler ve işletme problemleri sonucunda olmuştur. Pompaların, sürgülü vanaların ve havalandırıcıların tümüyle elle kontrol edilmesi zorunluluğunun getirdiği ek maliyet ve yanlış bağlantı riskleri, ardışık kesikli reaktörlerin uzun zaman boyunca kullanılmamasına neden olmuştur.

AKR sistemleri 70'li yılların başında işletme koşullarının tanımlanmasından sonra birçok ülkede uygulama alanı bulmuştur.

AKR'lerin konvansiyonel aktif çamur tesisleri karşısında avantajlarının gösterilmesi amacıyla çeşitli deneysel çalışmalar yürütülmüştür. Bu çalışmaların temel örneklerinden biri, doldurma ve reaksiyon sürelerinin oranlarının AKR sisteminde ve özellikle çamur çökeltme özelliği üzerindeki etkilerinin incelendiği çalışma olup çamur çökeltme özelliğinin doldurma ve reaksiyon süreleri oranından önemli ölçüde etkilendiği ve doldurma sırasındaki karıştırmanın uzatılmasının çamur hacim indeksinde (SVI) düşme sağlandığı belirtilmiştir. AKR'lerin debi ve konsantrasyon açısından bir dengeleme tankı olarak da rol oynadığı ve sürekli sistemlere nazaran daha küçük hacimlerde aynı ölçüde giderme verimi elde edilebildiği gözlemlenmiştir.

Aynı atıksu giderimi için sürekli bir aktif çamur sistemi ile bir AKR sistemi karşılaştırıldığında; karbon ve nutrient gideriminin yaklaşık aynı düzeyde olmasına karşılık AKR'de sürekli sisteme nazaran filament organizmaların oluşmadığını ve çökeltme özelliğinin çok daha iyi olduğu gözlenmiştir.

AKR sistemleri periyodik yapıları sayesinde sadece sürekli sistemlerle yapılabilecek arıtma alternatifleri yelpazesini genişletmektedirler. Ayrıca AKR sistemlerinin yatırım maliyetlerinin sürekli sistemlere göre daha düşük olduğu, işletme ve bakım maliyetlerinin ise yaklaşık aynı olduğu belirtilmektedir.

AKR'lerin evsel atıksulara uygulanması 1900'lere kadar gitmekle beraber, bu uygulamaların kabul edilmesi 1970'lerde olmuştur. Bunun nedeni gelişen teknoloji ile tesislerde mikroprosesör kontrollerinin kullanılmasıdır. Bunlar arasında pnömomatik, solenoid ve motorize valfler, seviye sensörleri, debi ölçerler ve otomatik zaman saatleri (timer) bulunmaktadır.

AKR sistemlerinin birçok avantajının işletme parametrelerinin esnek yapısından kaynaklandığı bilinmekle beraber bu avantajlar, daha sofistike ve karmaşık kontrol stratejileri gerektirdiğinden bir handikap olarak da görülmektedir. Ayrıca işletmedeki esnekliğin, prosesin anlaşılmasındaki bazı mekanistik esasları komplike hale getirebileceği belirtilmiştir.

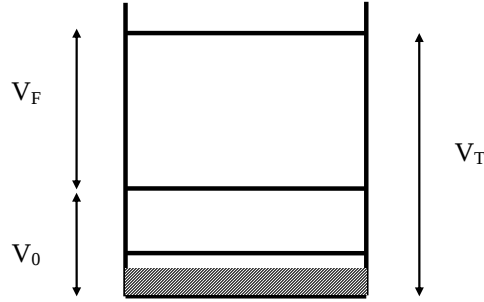
Uygun tasarım ve işletme şartlarında AKR sistemleri ile nitrifikasyon ve denitrifikasyonun da mümkün olduğu birçok araştırmacı tarafından deneysel olarak gözlenmiştir. Ayrıca uygun işletme koşullarının oluşturulması halinde AKR'lerin yüksek oranlarda karbon, azot ve fosfor içeren kuvvetli atıksuların arıtımında da başarılı sonuçlar verdiği ve yüksek azot ve fosfor giderme verimlerine ulaşılabildiği gösterilmiştir (Taşlı, 1996).

3.2 Ardışık Kesikli Reaktör (AKR) Sisteminin Tanımı

Ardışık kesikli reaktör prosesi çevrimsel çalışma düzenine sahiptir ve ana prensipleri yönüyle doldur ve boşalt (fill and draw) bazına dayalı olarak işletilen aktif çamur sistemleri olarak tanımlanabilir. Ardışık kesikli reaktör prosesi, bir tank içerisinde veya paralel işletilen reaktörler kullanılarak gerçekleştirilir.

Şekil 3.1'de tipik bir ardışık kesikli reaktör sistemi görülmektedir. Toplam reaktör hacmi, V_T , bir başlangıç hacmi, V_0 ve her çevrim başında reaktöre doldurulan ve çevrim sonunda boşaltılan hacim, V_F 'den oluşur. Sistem her çevrim sonunda ilk

hacim olan V_0 'a kadar boşaltılmakta ve bir sonraki çevrimin başlamasıyla birlikte sistem toplam hacim V_T 'ye ulaşınca kadar doldurulmaktadır.



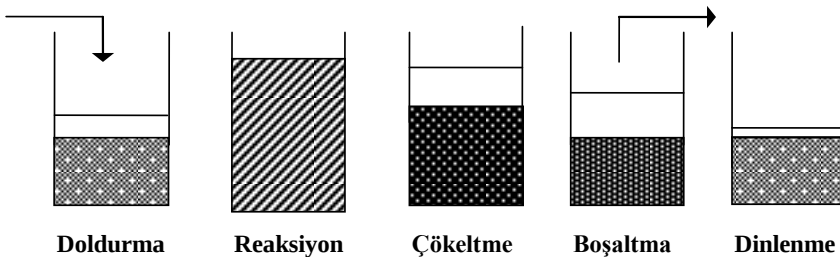
Şekil 3.1 Tipik Ardışık Kesikli Reaktör Sistemi

AKR sistemlerinin klasik aktif çamur sistemlerine göre avantajları aşağıdaki gibi özetlenebilir:

- Sistem doldurma işlemi sırasında dengeleme tankı fonksiyonu görerek hem pik debileri hem de şok yüklemeleri, çıkış kalitesinde bir bozulma olmaksızın tolere edebilir.
- Günlük veya mevsimsel atıksu yüküne bağlı olarak sistemdeki reaktör sayısı artırılabilir veya devreden çıkarılabilir.
- Çıkış suyu periyodik olarak deşarj edildiğinden atıksu, belirlenen çıkış limitlerini sağlayana dek çevrim süresi veya çevrim içi faz dağılımlarının fraksiyonları değiştirilmek suretiyle tankta tutulabilir.
- Sistemde reaksiyon ve çökeltme işlemleri aynı tankta gerçekleştiği için alandan tasarruf sağlanır.
- Atıksu debisinin projelendirilen değerin altında kaldığı durumlarda seviye tespit sensörleri yardımıyla havalandırma ve/veya karıştırma işlemleri için gereksiz güç kaybı engellenir.
- Biyokütlenin hidrolik koşullar nedeniyle reaktörden kaçması söz konusu değildir, istenildiği kadar reaktörde tutulabilir.

- Havalandırma ve çöktürme işlemlerinin aynı tank içerisinde gerçekleşiyor olması sayesinde çamur geri devir hattı ve pompa gibi gereksinimleri ortadan kaldırır.
- Katı – sıvı ayrımı ideal sakinliğe yakın bir ortamda gerçekleşir.
- Temel işletme fazlarının tamamlanması için seçilen toplam çevrim süresi fazlar arasında istenildiği gibi dağıtılabilir. Aynı işlemin konvansiyonel aktif çamur sistemlerinde yapılabilmesi, tank hacimlerinin sabit oluşu nedeniyle mümkün değildir.
- Alan yerine zamanla çalışma esnekliği sayesinde AKR'ler düşük enerji, fazla çamur ve insan gücüne dayalı çalıştırılabileceği gibi, yüksek enerji, az çamur ve insan gücüne dayalı bir sistem olarak da çalıştırılabilir (Taşlı, 1996).

Her çevrim kendi içerisinde çeşitli fazlardan oluşur. Tipik bir AKR tankında 5 temel işletme fazı bulunmaktadır. Şekil 3.2'de tipik bir ardışık kesikli reaktör sisteminde bulunan fazlar görülmektedir. Bu fazların ilki olan doldurma fazında, bir önceki çevrimden kalan çökelmiş çamur üzerine atıksu beslenerek karıştırılır. Doldurma fazından sonra biyokimyasal reaksiyonların gerçekleşebilmesi için gerekli zaman reaksiyon fazını oluşturur. Çökelme fazında reaktör içerisinde mikroorganizmaların çökerek berrak bir üst su oluşturmasına yetecek zaman ve durgun ortam sağlanır. Boşaltma fazında, çökelme fazında oluşan berrak üst su deşarj edilerek reaktörden uzaklaştırılır. Bu fazlardan sonra reaktör bir sonraki çevrimin başlamasına kadar dinlenme fazında bekler.



Şekil 3.2 Tipik Ardışık Kesikli Reaktör Çalışma Düzeni

Şekil 3.2'de tipik bir ardışık kesikli reaktör sisteminin çalışma düzeni verilmektedir. Bu çalışma düzeni bir çevrimi oluşturmaktadır ve her dinlenme fazından sonra takip

eden doldurma fazı başlamaktadır. Bu fazların süreleri değerlendirilerek çevrim süresi bulunabilir. Buna göre bir çevrimin toplam süresi, T_C , doldurma fazı süresi (Fill), T_F , reaksiyon fazı süresi (React), T_R , çökeltme fazı süresi (Settle), T_S , boşaltma fazı süresi (Draw), T_D ve dinlenme fazı süresi (Idle), T_I toplamı olarak belirlenebilmektedir.

$$T_C = T_F + T_R + T_S + T_D + T_I \quad (3.1)$$

Reaksiyon gerçekleşmediği kabul edilen çökeltme, boşaltma ve dinlendirme fazlarının süreleri toplamı T_{S+D+I} olarak yazılabilir.

$$T_C = T_F + T_R + T_{S+D+I} \quad (3.2)$$

3.3 AKR Fazlarında Uygulanabilecek Alternatifler

3.3.1 Doldurma Fazı

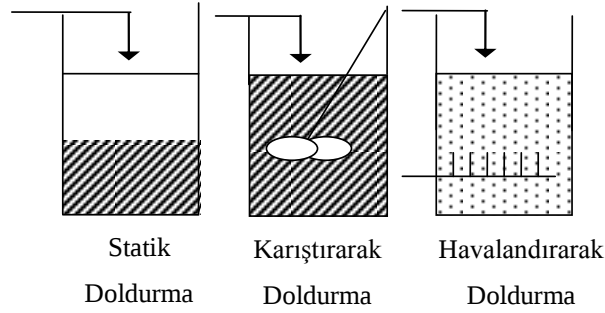
Toplam çevrim süresi; tek tanklı sistemlerde doldurma fazının başlangıcından dinlendirme fazının sonuna kadar, çok tanklı sistemlerde ise birinci tankın doldurma fazı başlangıcından, sonuncu tankın dinlendirme fazının tamamlanmasına kadar geçen süre olarak tanımlanır. Çok tanklı sistemler sürekli debileri karşılayacak şekilde ardışık olarak doldurulmaktadır. Burada kriter, bir tankın doldurması tamamlanmadan önce dolan tankı takip eden tankın boşaltma fazının sona ermesidir.

Ardışık kesikli reaktörlerde genellikle ilk hacim V_0 , toplam hacmin V_T en az %25'i ve en fazla %70'i kadar olmaktadır. V_0 hacmi hedeflenen yükleme, bekletme süresi ve organizmaların istenilen çökeltme özellikleri gibi birtakım faktörlere dayandırılarak belirlenir. Doldurma zamanı, T_F ise tankın hacmine, paralel tank sayısına ve debideki günlük değişimlerin büyüklüğüne bağlı olarak belirlenir.

Doldurma işlemi Şekil 3.3'te gösterilen üç şekilde gerçekleştirilebilir:

- Statik doldurma (karıştırma veya havalandırma olmaksızın)
- Karıştırarak doldurma
- Havalandırarak doldurma

Doldurma işleminin sona ermesi, tankın dolması ile seviye sensörünün devreye girmesi, doldurma süresinin sona ermesi veya takip edecek tankın boşaltma süresinin sona ermesi ile doldurma işlemine hazır hale gelmesi durumlarından biri ile olmaktadır.



Şekil 3.3 Ardışık Kesikli Reaktörler İçin Doldurma Alternatifleri

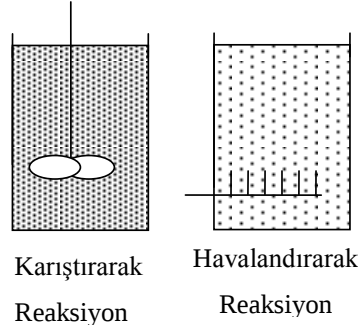
3.3.2 Reaksiyon Fazı

Doldurma sırasında başlayan reaksiyonlar reaksiyon fazı sırasında tamamlanır. Doldurma işleminde olduğu gibi reaksiyon periyodunun da istenilen oksijen konsantrasyonuna bağlı olarak Şekil 3.4'te gösterildiği gibi iki şekilde gerçekleştirilmesi mümkündür:

- Karıştırarak reaksiyon
- Havalandırarak reaksiyon

Reaksiyon boyunca su seviyesi en yüksek değerde kalır. Çamur yaşının kontrol edilmesi amacıyla çamur uzaklaştırılması reaksiyon fazı sırasında yapılabilir. Ardışık kesikli reaktörde çamur yaşı, hergün sistemden atılan çamur hacmi fraksiyonunun tersine eşit olacaktır.

Reaksiyon fazının sona ermesi, reaksiyon süresinin dolması veya takip eden tankın seviyesinin kontrolü ile yapılabilir.



Şekil 3.4 Ardışık Kesikli Reaktörler İçin Reaksiyon Alternatifleri

3.3.3 Çökeltme Fazı

AKR’lerde katıların sudan ayrılması ideal koşullara yakın bir durgun ortamda gerçekleşmektedir. Çökeltme tankın kendisinde gerçekleşmekte, sürekli sistemlerin aksine çamurun tanklar arasında geçişi sırasında giriş ve çıkış akımları gibi çamur ataletini bozabilecek durumlar meydana gelmemektedir. Çökeltme fazının tipik süresi 0.5 – 1.5 saat aralığında değişmektedir. Bu süre genel olarak çamur tabakasının boşaltma işlemi sırasında boşaltma yapan mekanizmanın altında kalması ve boşaltma bitinceye kadar yükselmemesi için yeterli olmaktadır. Çamur uzaklaştırma işlemi reaksiyon fazı sırasında değil de çökeltme fazı sırasında yapılırsa, çamurun reaksiyon fazındakinden daha yoğun olduğu dikkate alınmalıdır.

3.3.4 Boşaltma Fazı

Tankın sabit bir seviyesine monte edilmiş, debisi otomatik bir valf veya pompa ile düzenlenen bir sistem olabileceği gibi yüzeye ya da yüzeyin hemen altına monte edilen seviyesi ayarlı veya yüzen bir savakla da yapılabilir. Sabit konumlu boşaltma sistemleri sistemin esnekliğine kısıtlama getirdiği gerekçesiyle tavsiye edilmemektedir. Toplam çevrimin %5’i ile %30’u civarındaki değerlerde değişmektedir.

3.3.5 Dinlendirme Fazı

Boşaltma işleminin tamamlanması ile tank tekrar atıksu almaya hazırdır. Eğer tankın dolması için bir önceki tankın doldurma sırasında su seviyesinin belirlenen bir değere ulaşması gerekiyorsa, boşaltma ile doldurma arasında bir süre geçecektir. Bu süre dinlenme fazı olarak adlandırılmaktadır.

Sistemden çamur uzaklaştırma bu fazda da yapılabilir. Çamurun uzaklaştırılmasından sonra dinlenme fazı sırasında karıştırma ve/veya havalandırma işleminin başlatılıp başlatılmaması sistemin amacına göre değişebilmektedir.

Alternatif bir yöntem olarak boşaltma işleminin bitmesinden hemen sonra doldurma işleminin başlatılması sonucu dinlenme süresinin elimine edilmesi mümkün olmaktadır (Taşlı, 1996).

Çökelme, boşaltma ve dinlenme fazları süresinde reaktör içerisinde hiçbir biyokimyasal sürecin yer almadığı kabulü yapılmaktadır. Bunun dışında kalan çevrim süresi proses fazını oluşturmaktadır. Nutrient gideren ardışık kesikli reaktör sistemlerinde proses fazının süresi, T_p , karıştırma fazının süresi, T_M ve havalandırma fazının süresi, T_A toplamı olarak ifade edilebilir.

$$T_p = T_C - (T_{S+D+I}) \quad (3.3)$$

$$T_p = T_M + T_A \quad (3.4)$$

Havalandırma olmaksızın yürütülen karıştırma fazı, nitratin varlığına bağlı olarak anoksik veya anaerobik olabilir. Ardışık kesikli reaktör sistemlerinde doldurma süresi, T_F tüm çevrim süresini kapsayabileceği gibi çevrim süresinin çok küçük bir kısmını da oluşturabilir. Atıksu akımının sürekli olduğu durumlarda, doldurma süresinin çok kısa tutulması, dengeleme de yapılmaması durumunda, ihtiyaç duyulan reaktör sayısını çok arttıracaktır. İhtiyaç duyulacak reaktör sayısı bu nedenle toplam çevrim süresinin, doldurma süresine oranı ile belirlenebilir.

$$n = \frac{T_C}{T_F} \quad (3.5)$$

Ardışık kesikli reaktörlerde mikroorganizmaların çökelme süresi, üst su yüksekliğine ve ortamın durgunluğuna bağlıdır. Diğer yandan boşaltma fazının uzunluğu, boşaltılacak su miktarı ve boşaltma hızının fonksiyonudur. Dinlenme fazında ise ardışık kesikli reaktör'de hiçbir işlem yapılmamaktadır. Özellikle diğer fazların sürelerinde yapılabilecek değişikliklere olanak sağlaması açısından faydalı olmaktadır.

Havalandırma ve çökelme, sürekli sistemlerde birbirini izleyen hacimlerde gerçekleştirilirken, Ardışık Kesikli Reaktör prosesinde, aynı hacim içerisinde zaman sırası ile gerçekleştirilir. Ardışık Kesikli Reaktör'lerde reaktör hacminin boşaltılmasından önce aktif çamurun çökeliyor olması nedeniyle, boşaltılmadan reaktörde kalan hacim, V_0 ve doldurulan hacim, V_F arasındaki oranın, V_0 / V_F 'in sürekli sistemlerdeki çamur geri devir oranı ile benzerliği söz konusudur.

Ardışık kesikli reaktörlerin ilk aşamada karbon giderimi amacıyla kurularak daha ileriki aşamalarda işletmede yapılacak değişiklikler ile azot ve fosfor giderimine yönelik çalıştırılabilmeleri mümkündür.

4. AKR'LERDE AZOT GİDERİMİNİN ESASLARI

4.1 AKR İşletiminde Kullanılan Temel Büyüklükler ve Aralarındaki İlişkiler

Ardışık kesikli reaktörlerin esaslarının ve hesap yöntemlerinin daha kolay anlaşılabilmesi için sürekli sistemler ile karşılaştırmalı olarak incelenmesi uygun olacaktır. Uygun tasarım ve işletme alternatifleri çok fazla olmakla beraber AKR tasarımı aynı ana büyüklükleri, ilişkileri ve kütle dengelerini içermektedir.

4.1.1 Bekletme Süresi ve Hacim İlişkileri

Sürekli sistemlerin en temel boyutlandırma kriterlerinden olan hidrolik bekletme süresi, θ_h , reaktör hacmi V_T 'nin, o reaktöre giren atıksu debisine bölünmesi ile hesaplanabilir ve zaman boyutundadır.

$$\theta_h = \frac{V_T}{Q} \quad (4.1)$$

Ardışık kesikli reaktörlerde debi, her çevrimde, doldurma fazında reaktöre doldurulan atıksu hacmi, V_F 'in, günlük çevrim sayısı, m ile çarpımı olarak hesaplanabilmektedir.

$$Q = mV_F \quad (4.2)$$

Bu debi sürekli sistemler için yazılmış olan hidrolik bekletme süresi denkleminde yerine yazılırsa,

$$\theta_h = \frac{V_T}{mV_F} \quad (4.3)$$

Denklem 4.3'te gösterilen ardışık kesikli reaktörler için günlük çevrim sayısına bağlı hidrolik bekletme süresi denklemi elde edilmiş olur. Ardışık kesikli reaktörün bir çevriminin süresi, T_C , gün olarak,

$$T_C = \frac{1}{m} \quad (4.4)$$

şeklinde hesaplanabilir. Bu ifade hidrolik bekletme süresi denkleminde yerine yazılırsa,

$$\theta_h = \frac{V_T}{\frac{1}{T_C} V_F} \quad (4.5)$$

$$\theta_h = \frac{V_T}{V_F} T_C \quad (4.6)$$

denklemleri elde edilir. Ardışık kesikli reaktörde, reaktör hacmi, V_T 'nin, boşalmadan kalan ilk hacim, V_0 ve her çevrimde doldurulan hacim, V_F 'in toplamı olduğu bilindiğine göre, denklemde yerine yazılarak elde edilen,

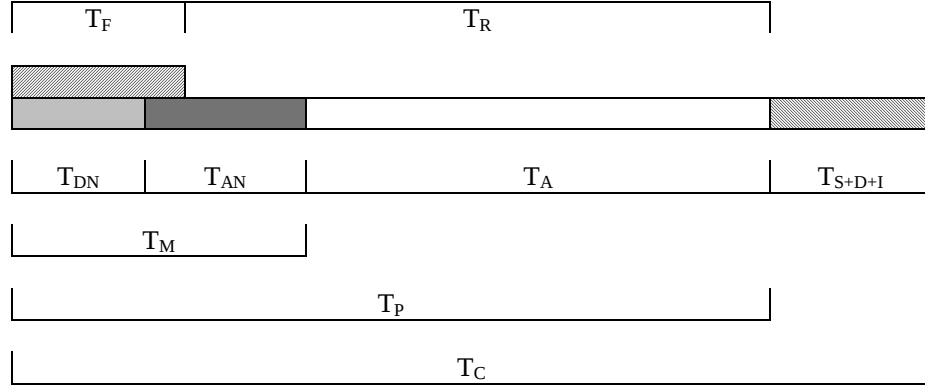
$$\theta_h = \frac{V_F + V_0}{V_F} T_C \quad (4.7)$$

$$\theta_h = \left(1 + \frac{V_0}{V_F} \right) T_C \quad (4.8)$$

denklemleri ile θ_h , V_0 / V_F ve T_C arasındaki temel ilişki belirlenmiş olur (Taşlı ve diğ., 2001).

4.1.2 Proses Tanımları: Bir Çevrim Boyunca Fazlar ve Süreleri

Nutrient gideren ardışık kesikli reaktörlerde bir çevrimi meydana getiren olası fazlar anoksik, anaerobik ve aerobik fazlardır. Bu fazlar bir çevrime ait zaman çizelgesi üzerinde gösterilebilir (Artan ve diğ., 2001a).



Şekil 4.1 Nutrient Gideren Ardışık Kesikli Reaktörlerde Bir Çevrimi Oluşturan Olası Fazların Dağılımı

Çizelgeden de görüleceği gibi toplam çevrim süresi, T_C bir çevrimin başlangıcından bir sonraki çevrimin başlangıcına kadar geçen süredir. Ardışık kesikli reaktörlerde bulunan fazların en basit ayrımı, doldurma ve reaksiyon fazları şeklinde yapılabilir. Bu iki fazın süreleri sırasıyla T_F ve T_R olarak gösterilir. Karıştırma fazı süresi, T_M , anoksik faz süresi, T_{DN} ve eğer sistemde mevcutsa anaerobik faz süresi, T_{AN} , toplamına eşittir.

$$T_M = T_{DN} + T_{AN} \quad (4.9)$$

Eğer anoksik periyodun ardından bir anaerobik periyod söz konusu olmuyorsa, karıştırma fazı süresi, anoksik periyod süresine eşit olacaktır.

$$T_M = T_{DN} \quad (4.10)$$

Toplam proses süresi, karıştırma fazı süresi, T_M , ve havalandırma fazı süresi, T_A 'nın toplamına eşittir.

$$T_p = T_M + T_A \quad (4.11)$$

Karıştırma fazı süresi kendisini oluşturan periyodların süreleri cinsinden yazılırsa, anaerobik periyodun mevcut olması durumunda,

$$T_p = T_{DN} + T_{AN} + T_A \quad (4.12)$$

ifadesi ve anaerobik periyod mevcut değilse,

$$T_p = T_{DN} + T_A \quad (4.13)$$

ifadesi elde edilir.

Yine çevrim süresi çizelgesinden görülebildiği gibi, toplam çevrim süresi, proses süresinden çökelme, deşarj ve dinlendirme süreleri toplamı, T_{S+D+I} uzunluğundadır.

$$T_C = T_p + T_{S+D+I} \quad (4.14)$$

$$T_C = (T_{DN} + T_{AN} + T_A) + T_{S+D+I} \quad (4.15)$$

4.1.3 Çamur Yaşı İfadeleri

Ardışık kesikli reaktörlerde, biyokütlenin tüm çevrim boyunca aktif olabildiği kabulü ile toplam çamur yaşı, θ_x , reaktörün toplam hacmi, V_T , biyokütle konsantrasyonu, X , ve sistemden çökelmeden önce, tam karışımdan uzaklaştırılan çamur hacmi, V_{sl} , kullanılarak hesaplanabilir.

$$\theta_x = \frac{V_T X}{V_{sl} X} \quad (4.16)$$

Ardışık kesikli reaktörlerde, sürekli sistemleri oluşturan reaktörlerden farklı olarak, aynı reaktör hacmi içerisinde çeşitli fazların zamana bağlı olarak ardışık işlediği bilinmektedir. Buradan hareketle, biyolojik değişimlerin tüm çevrim süresi boyunca değil, sadece proses fazında gerçekleştiği söylenebilir. Ardışık kesikli reaktörler için

çamur yaşının yerini tutabilecek bir ifade olarak etkin çamur yaşı, θ_{XE} kullanılmaktadır. Bir çevrimin etkin süresi, T_E heterotrofik büyüme ve içsel solunum proseslerinin gerçekleştiği aerobik ve anoksik sürelerin toplamıdır. Anaerobik süre boyunca bu iki prosesin gerçekleşmediği kabul edilmektedir. Etkin süre ifadesi proses süresi, T_p , anaerobik süre, T_{AN} , anoksik süre, T_{DN} ve aerobik süre, T_A cinsinden yazılırsa aşağıdaki denklemler elde edilir.

$$T_E = T_p - T_{AN} \quad (4.17)$$

$$T_E = T_{DN} + T_A \quad (4.18)$$

Sistemde anaerobik periyod bulunmuyorsa etkin süre proses süresine eşit olacaktır,

$$T_E = T_{DN} + T_A = T_p \quad (4.19)$$

Etkin çamur yaşı ifadesi çamur yaşı, θ_x , etkin süre, T_E , çevrim süresi, T_C kullanılarak yazılırsa aşağıdaki denklem elde edilir (Artan ve diğ.,2001a).

$$\theta_{XE} = \theta_x \frac{T_E}{T_C} \quad (4.20)$$

Etkin sürenin, toplam çevrim süresinden anaerobik faz, T_{AN} ve çökelme, deşarj süreleri toplamı, T_{S+D+I} kadar kısa olduğu bilgisi ışığında,

$$\theta_{XE} = \theta_x \frac{T_C - T_{AN} - T_{S+D+I}}{T_C} \quad (4.21)$$

ifadesi oluşturulabilir.

Çevrimde anaerobik periyod bulunmaması durumunda etkin çamur yaşı ifadesi Denklem 4.21 yeniden yazılırsa,

$$\theta_{XE} = \theta_x \frac{T_C - T_{S+D+I}}{T_C} \quad (4.22)$$

$$\theta_{XE} = \theta_x \frac{T_P}{T_C} \quad (4.23)$$

şeklinde de ifade edilebilir.

Etkin çamur yaşı ifadesine benzer şekilde, nitrifikasyon prosesi için önem taşıyan aerobik çamur yaşı, θ_{XA} da çevrim içerisinde ototrofik büyümenin gerçekleştiği tek periyod olan havalandırma periyodu süresi, T_A kullanılarak yazılabilir (Artan ve diğ., 2001a)

$$\theta_{XA} = \theta_x \frac{T_A}{T_C} \quad (4.24)$$

Proses süresinin, karıştırma ve havalandırma periyodları sürelerinin toplamına eşit olduğu bilinmektedir. Buna göre, karıştırma süresinin toplam proses süresine oranı,

$$\frac{T_M}{T_P} = \frac{T_M}{T_M + T_A} \quad (4.25)$$

şeklinde ve anaerobik periyod varsa,

$$\frac{T_M}{T_P} = \frac{T_{DN} + T_{AN}}{T_{DN} + T_{AN} + T_A} \quad (4.26)$$

ifadeleri ile hesaplanabilir. Eğer çevrim boyunca anaerobik periyod bulunmuyorsa Denklem 4.26'nın yeniden yazılması ile aşağıdaki ifade elde edilir.

$$\frac{T_M}{T_P} = \frac{T_{DN}}{T_{DN} + T_A} \quad (4.27)$$

Anoksik ve aerobik fazların süreleri toplamının etkin süreyi, T_E , oluşturduğu gözönünde bulundurularak anaerobik periyod olmaması hali için Denklem 4.27 aşağıdaki şekilde yazılabilir,

$$\frac{T_M}{T_P} = \frac{T_{DN}}{T_E} \quad (4.28)$$

Çevrim boyunca anaerobik faz olmadığı kabulü ile çamur yaşı, θ_x etkin ve aerobik çamur yaşları cinsinden ayrı ayrı yazılırsa,

$$\theta_x = \theta_{XE} \frac{T_C}{T_P} \quad (4.29)$$

$$\theta_x = \theta_{XA} \frac{T_C}{T_A} \quad (4.30)$$

ifadeleri elde edilir.

Denklem 4.29 ve Denklem 4.30'da verilen ifadelerin eşitliğinden faydalanarak etkin çamur yaşı, aerobik çamur yaşı cinsinden yazılırsa aşağıdaki denklem bulunur (Artan ve diğ., 2001b).

$$\theta_{XE} = \frac{\theta_{XA}}{\frac{T_A}{T_P}} = \frac{\theta_{XA}}{1 - \frac{T_M}{T_P}} \quad (4.31)$$

4.1.4 Çamur Miktarı ve Reaktör Hacim Fraksiyonları

Ardışık kesikli reaktörler için tasarım sistematığı sürekli sistemlere benzer temeller üzerine oturtulabilmektedir. Kararlı hal ardışık kesikli reaktör sistemleri, tasarım ve işletme olasılıkları çok fazla olmasına karşın aynı kütle dengeleri, özgün kısıtlamalar ile birlikte geçerliliğini korumaktadır.

Sürekli sistemlerde reaktör tankı hacminin hesabında askıda katı madde konsantrasyonunun seçilmesi gerekmektedir. Bu konsantrasyon aynı zamanda katı

madde yüklemesini belirlediği için hem çöktürme hem de reaksiyon tanklarının maliyetlerinin optimizasyonu açısından önemlidir. Sürekli sistemlerde geri devir akımında elde edilebilecek katı madde konsantrasyonu, $X_{TSS,R}$, çamur hacim indeksinin ve çöktürme tankının karakteristik yoğunlaştırma özelliğinin bir fonksiyonudur. Seçilen askıda katı madde konsantrasyonu, çamur geri devir oranı ve çamur hacim indeksi arasındaki ilişki aşağıdaki şekilde yazılabilir.

$$X_{TSS} = \frac{R}{1+R} X_{TSS,R} \quad (4.32)$$

Askıda katı madde konsantrasyonu için seçilmesi tavsiye edilen aralığın 2500 – 4500 mg/l olduğu dikkate alınırsa, çamur geri devir oranının genellikle 1'den küçük olacağı görülebilir. Azot gideren sürekli akış önde denitrifikasyon sistemlerinde, daha büyük nitrat geri devri gerekli olduğu durumlarda, gerekli nitrat içsel geri devir sayesinde, çöktürme tankının katı madde yüklemesine zarar verilmeden, sağlanabilmektedir.

Diğer taraftan ardışık kesikli reaktörler çevrimsel işletilen tek tank aktif çamur sistemleri olduğundan sürekli sistemlerin aksine ayrı bir çöktürme tankları yoktur. Bu tek tank işletmesi çeşitli avantajların yanında bazı dezavantajlar da getirmektedir. Örneğin, ardışık kesikli reaktör sistemlerinde içsel geri devir olanağı bulunmayışı nedeniyle nitrat geri devrini aktif çamur geri devrinden ayırmak mümkün olmamaktadır. Buna karşılık ardışık kesikli reaktörlerde geri devir, V_0 / V_F oranı ile belirlendiği için, ek maliyet söz konusu olmaksızın, sürekli sistemde kullanılan toplam geri devir oranına karşılık gelen değerler sağlanabilmektedir.

Ardışık kesikli reaktörlerin tasarım ve işletilmesinde bir diğer önemli ilişki, V_0 / V_F oranı ile T_C ve diğer sistem çamur özellikleri arasında kurulacak bağlantılardır. Bu ilişkinin ifadesinde aktif çamur ve çamur bekletme süresinin basit stokiyometrisinden faydalanılabilir. Gözlenen dönüşüm oranı, Y_N , debi, Q ve biyolojik olarak ayrışabilen çözünmüş organik madde konsantrasyonu, C_{S1} , cinsinden yazılırsa, reaktördeki toplam biyokütle miktarı, M_X , hesaplanabilir (Artan ve diğ., 2001b).

$$M_X = Y_N Q C_{S1} \theta_X \quad (4.33)$$

Veya etkili çamur yaşı ifadesi kullanılarak,

$$M_X = Y_N Q C_{SI} \theta_{XE} \frac{T_C}{T_p} \quad (4.34)$$

ifadeleri ile çamurun çökeldikten sonra kaplayacağı toplam hacim, V_{SL} seçilen bir çamur hacim indeksi, SVI , ve toplam biyokütle miktarı kullanılarak aşağıdaki şekilde hesaplanabilir.

$$V_{SL} = M_X SVI * 10^{-6} \quad (4.35)$$

Denklem 4.33 ifadesi, Denklem 4.35’de yerine konularak,

$$V_{SL} = Y_N Q C_{SI} \theta_X SVI * 10^{-6} \quad (4.36)$$

elde edilir.

Ardışık kesikli reaktör tasarımı yapılırken, hesaplanan çökelmiş çamur hacmi, V_{SL} arzu edilen etkin çamur yaşının sağlanabilmesi ve sistemden çamur kaçışının engellenmesi için seçilmesi gereken minimum hacimdir ve boşaltılmadan kalan ilk hacim, V_0 ’a bir güvenlik faktörü ile eşit kabul edilebilir. Ardışık kesikli reaktörler için tanımlanan debi ifadesi, günlük çevrim sayısı, m , ve doldurma hacmi, V_F , ifadelerinden yararlanılarak, ilk hacim ve doldurma hacmi arasındaki ilişki V_0 / V_F oranı yazılabilir,

$$V_0 = Y_N m V_F C_{SI} \theta_X SVI * 10^{-6} \quad (4.37)$$

$$\frac{V_0}{V_F} = m Y_N C_{SI} \theta_X SVI * 10^{-6} \quad (4.38)$$

Çamur hacim indeksine uygun şekilde seçilen ve çökelmiş çamur üzerinde yeterli bir üst faz oluşumunu sağlayacak $X_{TSS,R}$ değeri kullanılarak V_0 / V_F oranı aşağıdaki şekilde de ifade edilebilir (Artan ve diğ, 2001a).

$$\frac{V_0}{V_F} = mY_N C_{SI} \frac{\theta_X}{X_{TSS,R}} \quad (4.39)$$

Bu ifadede çevrim sayısı m , toplam çevrim süresi, T_C , çamur yaşı, θ_X , etkin çamur yaşı, θ_{XE} , cinsinden yazılırsa,

$$\frac{V_0}{V_F} = \frac{24}{T_C} Y_N C_{SI} \frac{\theta_{XE}}{X_{TSS,R}} \frac{T_C}{T_E} \quad (4.40)$$

denklemleri elde edilir. Buradan etkin süre, T_E çekilirse aşağıdaki ifade bulunur.

$$T_E = \frac{\theta_{XE} Y_N C_{SI}}{\left(\frac{V_0}{V_F}\right) X_{TSS,R}} 24 \quad (4.41)$$

Denklemler 4.14, Denklemler 4.17 ve Denklem 4.41'den hareketle toplam çevrim süresi, T_C yazılabilir.

$$T_C = T_E + T_{AN} + T_{S+D+I} \quad (4.42)$$

$$T_C = \frac{\theta_{XE} Y_N C_{SI}}{\left(\frac{V_0}{V_F}\right) X_{TSS,R}} 24 + T_{AN} + T_{S+D+I} \quad (4.43)$$

Ardışık kesikli reaktörün toplam hacmi, V_T , boşaltmadan sonraki ilk hacim, V_0 ve doldurma hacmi, V_F cinsinden ifade edilebilir.

$$V_T = V_F + V_0 \quad (4.44)$$

Denklemler 4.37 eşitliğinden yararlanılarak toplam hacim,

$$V_T = V_F (1 + mY_N C_{SI} \theta_X SVI * 10^{-6}) \quad (4.45)$$

şeklinde de ifade edilebilir.

İlk hacim ve toplam hacim arasındaki ilişki, V_0 / V_F oranı, ilk hacim ve doldurma hacmi cinsinden ifade edilebilir.

$$\frac{V_0}{V_T} = \frac{V_0}{V_0 + V_F} \quad (4.46)$$

Aynı ifade ilk hacim ve doldurulan hacim arasındaki ilişki, V_0 / V_F oranı cinsinden de yazılabilir.

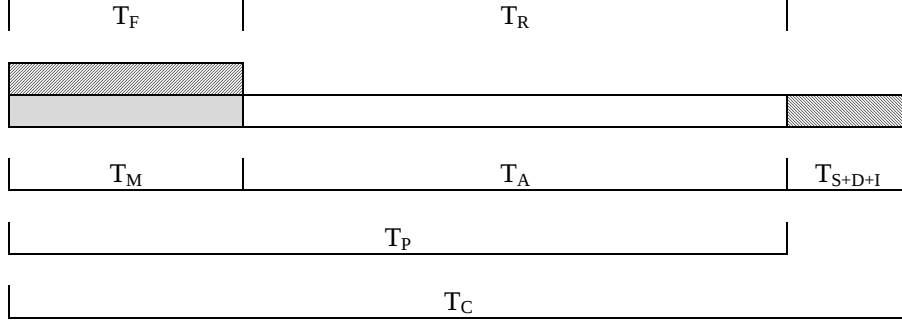
$$\frac{V_0}{V_T} = \frac{V_0 / V_F}{\frac{V_0 + V_F}{V_F}} = \frac{V_0 / V_F}{1 + V_0 / V_F} \quad (4.47)$$

4.2 Azot Giderimi için Ardışık Kesikli Reaktör Tasarımı

4.2.1. Önde Denitrifikasyon Sistemleri

Ardışık kesikli reaktörlerde etkili besi maddesi giderimi ototrofların çamur yaşı, θ_{XA} 'nın ve heteretrofların çamur yaşı, θ_{XE} 'nin uygun seçilmesine bağlıdır. Ototroflar için çamur yaşı seçilirken, atıksuyun kritik sıcaklığında tam nitrifikasyon gerçekleşmesine imkan sağlayacak minimum aerobik çamur yaşından bir güvenlik faktörü kadar büyük alınması uygundur. Heteretroflar için çamur yaşı seçiminde ise sistemin nitrifikasyon kapasitesi, N_{OX} ve denitrifikasyon kapasitesi, N_{DP} önemli kavramlardır.

Aşağıda bir zaman çizelgesi üzerinde önde denitrifikasyon gerçekleştirilen bir ardışık kesikli reaktörün bir çevrimini oluşturan fazlar gösterilmektedir.



Şekil 4.2 Önde Denitrifikasyon AKR Sisteminde Bir Çevrimi Oluşturan Fazlar

4.2.1.1 Nitrifikasyon Kapasitesi

Nitrifikasyon kapasitesi, sisteme atıksu ile giren biyolojik olarak ayrışabilir amonyak formlarının oksitlenmiş azot formlarına çevrilmesini sağlayan nitrifikasyon prosesi ile dönüştürülebilecek amonyak azotundan oluşacak oksitlenmiş azot miktarının ölçüsüdür.

Nitrifikasyon prosesinde, bir miktar azot giderimi, biyokütlenin çoğalması sırasında, yeni hücre oluşumu için gerekli miktarda azotun ortamdan alınması şeklinde gerçekleşir. Çoğalma prosesi ile giderilen azot miktarının, N_X , Denklem 2.34’de verilen ifadeden hareketle, gözlenen dönüşüm oranının hesaplanabileceği ifade $Y_H / (1 + b_H \theta_X)$ yerine gözlenen dönüşüm oranı Y_{NH} ve biyolojik olarak giderilen substrat konsantrasyonu ifadesi $(S_1 - S)$ yerine giriş atıksu toplam organik madde içeriği, C_{TI} , ve bu organik içeriğin biyolojik olarak ayrışabilen fraksiyonu, f_{CS} , yazılırsa, aşağıdaki şekilde hesaplanması mümkündür.

$$N_X = i_{NBM} Y_{NH} f_{CS} C_{TI}$$

Sistemin nitrifikasyon kapasitesinin hesaplanmasında Denklem 2.37’de verilen ifadede, giriş amonyak azotu konsantrasyonu, sistem giriş atıksu kompozisyonunda bulunan amonyak ve oksitlenmiş formlardaki azot miktarının, yine atıksu kompozisyonunda bulunan azotun organik formlarını da içeren toplam kjeldahl

azotuna oranı olan, f_{NS} ve toplam kjeldahl azotu konsantrasyonu, C_{TKN1} , cinsinden yazılırsa aşağıdaki ifade elde edilir.

$$N_{OX} = f_{NS} C_{TKN1} - N_X - S_{NH}$$

Çoğalma sırasında yeni hücre oluşumunda kullanılan azot ve reaktör çıkışında bulunan amonyak dışında kullanılan azot nitrifikasyon prosesine girmektedir.

4.2.1.2 Denitrifikasyon Kapasitesi

Oksitlenmiş azot formlarının zararsız azot gazına çevrilerek atmosfere verilmesini sağlayan denitrifikasyon prosesi ile giderilebilecek azot miktarının ölçüsü denitrifikasyon kapasitesidir. Sürekli sistemler için denitrifikasyon potansiyelini gösteren ifade Denklem 2.76'da gösterilmiştir. Bu ifadenin ardışık kesikli reaktörlerin işletme koşullarına uyarlanması gereklidir. Ardışık kesikli reaktörde tek çamur kullanılmaktadır ve denitrifikasyon çevrimin sadece bir kısmında gerçekleşmektedir. Bu fraksiyon f_{DN} olarak kabul edilirse, denitrifikasyon potansiyeli ifadesi aşağıdaki şekilde yazılabilir.

$$N_{DP} = f_{DN} \eta \frac{O_{RH}}{2.86Q} \quad (4.48)$$

Bu ifadede O_{RH} heterotrof organizmaların oksijen ihtiyacını göstermektedir. Oksijen ihtiyacının aşağıdaki denklem ile belirlenmesi mümkündür.

$$O_{RH} = (1 - Y_{NH}) Q C_{SI} \quad (4.49)$$

Ardışık kesikli reaktörde, toplam etkin süre T_E boyunca sadece T_{DN} ile gösterilen zaman aralığında gerçekleşmektedir. Karıştırma periyodunda anaerobik bölge oluşmadığı kabulü ile Denklem 4.10'a uygun olarak denitrifikasyon gerçekleşen süre için karıştırma periyodu süresi, T_M , Denklem 4.13'e uygun olarak da etkin süre için toplam proses süresi, T_p , kullanmak yanlış olmayacaktır. Buna göre Denklem 4.48'de verilen denitrifikasyon potansiyeli eşitliğinde oksijen ihtiyacı yerine

Denklem 4.49'da verilen formül yazılırsa aşağıdaki denitrifikasyon potansiyeli ifadesi elde edilir.

$$N_{DP} = \frac{T_M}{T_p} \eta (1 - Y_{NH}) \frac{C_{SI}}{2.86} \quad (4.50)$$

Bu ifadede gözlenen dönüşüm oranı, denitrifikasyon prosesinde heterotrofların çoğalma ve bozunma proseslerinin etkisinin birlikte hesaplanmasını sağlamaktadır. Denklem 4.51'de verilen denklem yardımıyla, denitrifikasyon potansiyeli ifadesinin çoğalma ve bozunma proseslerini içeren iki terim halinde yazmak mümkün olacaktır.

$$Y_{NH} = \frac{1 + f_{XE} b_H \theta_{XE}}{1 + b_H \theta_{XE}} Y_H \quad (4.51)$$

Gözlenen dönüşüm oranı, dönüşüm oranı cinsinden yerine yazılarak aşağıdaki eşitlik elde edilir.

$$N_{DP} = \frac{T_M}{T_p} \eta \left(1 - \frac{1 + f_{XE} b_H \theta_{XE}}{1 + b_H \theta_{XE}} Y_H \right) \frac{C_{SI}}{2.86} \quad (4.52)$$

$$N_{DP} = \frac{T_M}{T_p} \eta \left(\frac{1 + b_H \theta_{XE} - Y_H - f_{XE} Y_H b_H \theta_{XE}}{1 + b_H \theta_{XE}} \right) \frac{C_{SI}}{2.86} \quad (4.53)$$

$$N_{DP} = \frac{T_M}{T_p} \eta \left(\frac{(1 - Y_H)(1 + b_H \theta_{XE}) + (1 - f_{XE}) b_H \theta_{XE} Y_H}{1 + b_H \theta_{XE}} \right) \frac{C_{SI}}{2.86} \quad (4.54)$$

Denklem 4.54 düzenlenerek elde edilen aşağıdaki ifade, sürekli sistemler için denitrifikasyon potansiyelini gösteren Denklem 2.76 ile benzer şekilde gruplanmıştır.

$$N_{DP} = \frac{T_M}{T_p} \eta \left((1 - Y_H) + \frac{(1 - f_{XE}) b_H \theta_{XE} Y_H}{1 + b_H \theta_{XE}} \right) \frac{C_{SI}}{2.86} \quad (4.55)$$

Eğer ardışık kesikli reaktörün beslenmesi sadece anoksik periyod boyunca gerçekleşiyorsa denitrifikasyon potansiyeli artar. Bu artış, kolay ayrışan substrat

üzerinde çoğalmanın sadece anoksik periyod boyunca gerçekleşmesine olanak tanınmasından kaynaklanmaktadır. Kolay ayrışan substrattan geri kalan kısım tüm çevrim boyunca kullanılacağından, sürekli doldurma yapılmasına benzer şekilde, anoksik periyod boyunca belirli bir fraksiyonu kullanılabilecektir. Bu durum için aşağıdaki kütle dengesi kurulabilir.

$$2.86QN_{DP} = \eta O_{RHSS} + \eta(O_{RH} - O_{RHSS})\frac{T_M}{T_p} \quad (4.56)$$

Bu kütle dengesi denkleminin sağ tarafını düzenlersek aşağıdaki ifade elde edilir.

$$2.86QN_{DP} = \eta\left(1 - \frac{T_M}{T_p}\right)O_{RHSS} + \eta\frac{T_M}{T_p}O_{RH} \quad (4.57)$$

Denklem 4.19'da verilen eşitlikten faydalanarak yukarıdaki ifade yeniden yazılabilir.

$$2.86QN_{DP} = \frac{T_A}{T_p}\eta O_{RHSS} + \frac{T_M}{T_p}\eta O_{RH} \quad (4.58)$$

Kolay ayrışan substrat üzerinde gerçekleşen prosesler için heterotrofların oksijen ihtiyacı aşağıdaki ifade ile hesaplanabilir.

$$O_{RHSS} = (1 - Y_H)QS_{Si} \quad (4.59)$$

Denklem 4.49'da ve Denklem 4.59'da verilen oksijen ihtiyacı ifadeleri Denklem 4.58'de yerine yazılırsa aşağıdaki denitrifikasyon potansiyeli eşitliğini elde etmek mümkündür.

$$N_{DP} = \frac{T_A}{T_p}\eta(1 - Y_H)\frac{S_{Si}}{2.86} + \frac{T_M}{T_p}\eta(1 - Y_{NH})\frac{C_{Si}}{2.86} \quad (4.60)$$

Elde edilen denitrifikasyon potansiyeli ifadesi, gözlenen dönüşüm oranının Denklem 4.51'den faydalanarak yerine yazılması ile yeniden düzenlenebilir.

$$N_{DP} = \frac{T_A}{T_p} \eta (1 - Y_H) \frac{S_{SI}}{2.86} + \frac{T_M}{T_p} \eta \left(1 - \frac{1 + f_{XE} b_H \theta_{XE}}{1 + b_H \theta_{XE}} Y_H \right) \frac{C_{SI}}{2.86} \quad (4.61)$$

$$N_{DP} = \frac{T_A}{T_p} \eta (1 - Y_H) \frac{S_{SI}}{2.86} + \frac{T_M}{T_p} \eta \left(\frac{1 + b_H \theta_{XE} - Y_H - Y_H f_{XE} b_H \theta_{XE}}{1 + b_H \theta_{XE}} \right) \frac{C_{SI}}{2.86} \quad (4.62)$$

$$N_{DP} = \frac{T_A}{T_p} \eta (1 - Y_H) \frac{S_{SI}}{2.86} + \frac{T_M}{T_p} \eta \left((1 - Y_H) + \frac{(1 - f_{XE}) b_H \theta_{XE} Y_H}{1 + b_H \theta_{XE}} \right) \frac{(S_{SI} + X_{SI})}{2.86} \quad (4.63)$$

$$N_{DP} = \frac{T_A}{T_p} \eta (1 - Y_H) \frac{S_{SI}}{2.86} + \frac{T_M}{T_p} \eta (1 - Y_H) \frac{S_{SI}}{2.86} + \frac{T_M}{T_p} \eta (1 - Y_H) \frac{X_{SI}}{2.86} + \frac{T_M}{T_p} \eta \left(\frac{(1 - f_{XE}) b_H \theta_{XE} Y_H}{1 + b_H \theta_{XE}} \right) \frac{(S_{SI} + X_{SI})}{2.86} \quad (4.64)$$

Denklem 4.19'dan yararlanarak ardışık kesikli reaktörde sadece anoksik bölgede atıksu beslemesi gerçekleştirilmesi halinde denitrifikasyon potansiyelinin hesaplanmasını sağlayan ifade en sade haliyle yazılabilir.

$$N_{DP} = \eta (1 - Y_H) \frac{S_{SI}}{2.86} + \frac{T_M}{T_p} \eta (1 - Y_H) \frac{X_{SI}}{2.86} + \frac{T_M}{T_p} \eta \frac{(1 - f_{XE}) b_H \theta_{XE} Y_H}{1 + b_H \theta_{XE}} \frac{C_{SI}}{2.86} \quad (4.65)$$

Buna göre önde denitrifikasyon gerçekleştiren bir ardışık kesikli reaktör sisteminin denitrifikasyon kapasitesi, toplam KOİ'nin biyolojik olarak kolay ayrışabilen fraksiyonu, f_{SS} , biyolojik olarak yavaş ayrışabilen fraksiyonu, f_{XS} ve bu iki fraksiyonun toplamı olan biyolojik ayrışabilir KOİ fraksiyonu, f_{CS} ,cinsinden yazılması halinde aşağıdaki ifade ile belirlenebilmektedir (Artan N. ve diğ., 2001b).

$$N_{DP} = (1 - Y_H) f_{SS} \frac{C_{T1}}{2.86} + \frac{T_M}{T_p} \eta (1 - Y_H) f_{XS} \frac{C_{T1}}{2.86} + \frac{T_M}{T_p} \eta (1 - f_{XE}) b_H \theta_{XE} \frac{Y_H}{1 + b_H \theta_{XE}} f_{CS} \frac{C_{T1}}{2.86} \quad (4.66)$$

Önde denitrifikasyon ardışık kesikli reaktörlerinde geri devir, V_0 / V_F oranının seçilmesi sırasında denitrifikasyon prosesinde kullanılabilir azot miktarının, belirlenen denitrifikasyon kapasitesine eşit veya yüksek olması durumunda, sistem denitrifikasyon potansiyeli kısıtlı olarak işletilmektedir. Bu durumda geri devir oranına bağlı olarak denitrifikasyona giren oksitlenmiş azot konsantrasyonunun sadece denitrifikasyon kapasitesinin elverdiği ölçüde giderilmesi mümkün olmaktadır. Reaktör çıkışında oksitlenmiş azot konsantrasyonu, S_{NO} , nitrifikasyon kapasitesi, N_{OX} 'den, denitrifikasyon kapasitesinin elverdiği miktarda giderilebilen oksitlenmiş azot konsantrasyonu, N_{DP} , kadar küçük olacaktır. Sistemin denitrifikasyon potansiyeli kısıtlı işletiliyor olması durumunda reaktör çıkışında oksitlenmiş azot konsantrasyonu Denklem 4.67'de verilen ifade ile hesaplanabilmektedir.

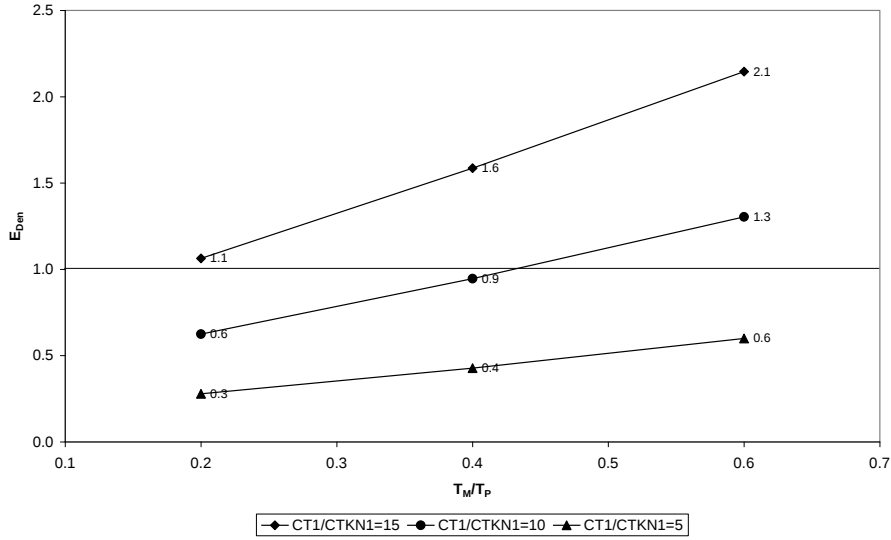
$$S_{NO} = N_{OX} - N_{DP} \quad (4.67)$$

Aynı koşullarda maksimum azot giderim verimi denitrifikasyon potansiyelinin elverdiği kadar olacak ve verim ifadesi giderilebilen oksitlenmiş azot konsantrasyonunun, nitrifikasyon potansiyeli ile belirlenen toplam oksitlenmiş azot konsantrasyonuna oranına eşit olacaktır. Buna göre denitrifikasyon potansiyeli kısıtlı bir sistemde verim ifadesi Denklem 4.66 ve 4.2.1.1 başlığı altında, Denklem 2.37'den türetilen N_{OX} ifadesi düzenlenerek $E_{Den} = N_{DP} / N_{OX}$ ifadesi C_{T1} / C_{TKN1} oranına bağlı olarak aşağıdaki gibi olacaktır.

$$E_{Den} = \frac{C_{T1}}{C_{TKN1}} \frac{\left(\frac{(1 - Y_H)f_{SS}}{2.86} + \frac{T_M}{T_p} \frac{\eta(1 - Y_H)f_{XS}}{2.86} + \frac{T_M}{T_p} \frac{\eta(1 - f_{XE})b_H\theta_{XE}Y_Hf_{CS}}{(1 + b_H\theta_{XE})2.86} \right)}{\left(f_{NS} - i_{NBM}Y_{NH}f_{CS} \frac{C_{T1}}{C_{TKN1}} \right)} \quad (4.68)$$

Farklı giriş KOI / TKN oranları kullanılarak çamur yaşı 5 gün olan ve biyolojik olarak ayrışabilen organik madde miktarının toplam organik madde içeriğe oranının, f_{NS} , 0.8, kolay ayrışabilen organik madde miktarının toplam organik madde içeriğine oranının, f_{SS} , 0.2 ve biyolojik olarak ayrışabilen azot fraksiyonu, f_{CN} , 0.95 olan atıksu özellikleri ile beslenen bir AKR'de önde denitrifikasyon sistemi ile elde

edilebilecek verimler Denklem 4.68 yardımıyla hesaplanmış olup Şekil 4.3’de verilmektedir.



Şekil 4.3 Ardışık Kesikli Reaktörde Önde Denitrifikasyon Sistemi İçin Aerobik Çamur Yaşı, θ_{XA} , 5 Gün Olması Durumunda Giderim Veriminin T_M/T_P Oranı ile Değişimi

Şekil 4.3 incelendiğinde KOI/TKN oranı ve T_M/T_P oranının artması ile denitrifikasyon veriminin arttığı görülmektedir. Verimin 1’in üzerinde olduğu durumlarda, tüm nitrat denitrifikasyonla giderildikten sonra ortam anaerobik olmakta ve anaerobik koşullar altında sistemin biyolojik aşırı fosfor giderimi potansiyeline sahip olacağı görülmektedir.

Denitrifikasyon prosesi ile giderilebilecek en yüksek oksitlenmiş azot miktarının denitrifikasyon potansiyeli ile sınırlanıyor olmasına karşılık nitrifikasyon ile oluşturulan oksitlenmiş azot türleri sadece geri devir oranının elverdiği ölçüde bu prosese girebilmektedir. Buna göre denitrifikasyonda kullanılabilir azot miktarını geri devir oranı, V_0/V_F belirlemektedir. İçsel geri devir söz konusu olmayan ardışık kesikli reaktörlerde, boşaltıldıktan sonra kalan ilk hacim, V_0 , içerisinde kalan azot denitrifikasyon prosesindeki kullanılabilir azot miktarı olmaktadır. Aşağıdaki ifade geri devir oranı, kullanılabilir oksitlenmiş azot, N_A , ve reaktör çıkışında oksitlenmiş azot, S_{NO} , arasındaki ilişkiyi tanımlamaktadır.

$$N_A = \frac{V_0}{V_F} S_{NO} \quad (4.69)$$

Geri devir ile denitrifikasyon prosesinde kullanılabilir oksitlenmiş azot miktarının denitrifikasyon kapasitesinden küçük olması durumunda, $N_A < N_{DP}$, reaktör çıkışında oksitlenmiş azot konsantrasyonu, S_{NO} nitirifikasyon kapasitesi, N_{OX} 'den, denitrifikasyonda kullanılabilir oksitlenmiş azot konsantrasyonu, N_A kadar küçük olacaktır. Buna göre çıkış oksitlenmiş azot konsantrasyonu aşağıdaki ifade ile hesaplanabilmektedir.

$$S_{NO} = N_{OX} - N_A \quad (4.70)$$

Denklem 4.69'da verilen ifadeden N_A Denklem 4.70'de yerine yazılırsa aşağıdaki ifadeler elde edilir.

$$S_{NO} = N_{OX} - \frac{V_0}{V_F} S_{NO} \quad (4.71)$$

$$S_{NO} + \frac{V_0}{V_F} S_{NO} = N_{OX} \quad (4.72)$$

$$S_{NO} \left(1 + \frac{V_0}{V_F} \right) = N_{OX} \quad (4.73)$$

$$S_{NO} = \frac{N_{OX}}{\left(1 + \frac{V_0}{V_F} \right)} \quad (4.74)$$

Geri devir kısıtlı işletilen sistemlerde, azot giderim veriminin artırılması için geri devir oranının artırılması olanağı mevcuttur. Ancak geri devir oranının artırılması ile denitrifikasyonda kullanılabilir oksitlenmiş azot konsantrasyonunun denitrifikasyon potansiyelinin üzerine çıkması ile bu potansiyelden daha fazla giderim yapılamayacağından sonsuz bir giderimin mümkün olmadığına da dikkat

edilmelidir. Farklı atıksu karakterlerinde değişik karıştırma süresi oranları, T_M/T_P , kullanılarak günlük çevrim sayısının seçilebileceği uygun aralık için hesaplanan geri devir oranları Ek A’da Şekil A.1’den Şekil A.6’ya kadar verilmiştir.

Önde denitrifikasyon ardışık kesikli reaktör sistemlerinde geri devir oranının seçiminde bir diğer kısıtlayıcı etken, sürekli sistemlerde seçilen çamur geri devir oranlarından daha büyük oranların seçilerek hidrolik bekletme süresinin olabildiğince küçük tutulmasının hedeflenmesidir. Ancak zayıf kirlilikte atıksu karakterlerinde ve düşük etkin çamur yaşlarında sistemin geri devir oranı önde denitrifikasyon sistemlerinde olduğu gibi 3 – 4 aralığında yüksek bir değer seçilirse, toplam çevrim süresi çok küçük bulunabilir. 4 saatten kısa çevrim süreleri, zamanın büyük kısmı çökelme ve deşarj için kullanılacağından pratik olmayacaktır. Geri devir oranının mühendislik açısından uygun olmayacak seviyelere yükseltilmesi ekonomik ve uygulama zorluğu açısından problemlere yol açacaktır.

Toplam çevrim süresinin çok küçük seçilememesi gerekliliğinden hareketle uygun çevrim süreleri için farklı atıksu karakterlerinde ve T_M/T_P oranlarında geri devir oranının hidrolik bekletme süresi (HRT) ile ilişkisini gösteren şekiller Ek A’da Şekil A.7’den Şekil A.14’e kadar verilmektedir. Bu ilişkileri gösteren özet tablo Tablo 4.1’de görölmektedir.

Tablo 4.1 Uygun Çevrim Süreleri ve Farklı Atıksu Karakterleri İçin Geri Devir Oranı Hidrolik Bekletme Süresi İlişkileri

A=10	$\theta_{XA}=5$ gün	Çevrim Sayısı (n)	8	0.23	10.50	C=0.06	250 mg/l	1.50	12.00	0.50	12.00	C=0.50	500 mg/l	3.00	24.00	0.80	19.30	C=0.07	50 mg/l	1.50	20.00
A=10	..	Çevrim Sayısı (n)	4.68	0.09	9.54	0.80	10.02	0.07	14.20	0.07	14.20	1.00	14.00	3.05	23.75	2.06	19.01	3.05	23.75	5.02	33.22
			4.68	0.25	9.00	0.62	10.00	0.60	14.00	0.60	14.00	2.00	14.00	5.00	24.00	3.75	19.00	5.00	24.00	7.50	34.00
			4.68	0.63	6.50	0.83	7.33	1.25	9.00	1.25	9.00	1.67	10.67	2.50	14.00	1.88	11.50	2.50	14.00	3.75	19.00
			4.68	0.94	HRT	0.71	HRT	1.07	HRT	1.07	HRT	1.07	HRT	2.04	HRT	1.61	HRT	2.04	HRT	3.21	HRT
				V _F	(saat)	V _F	(saat)	V _F	(saat)	V _F	(saat)	V _F	(saat)	V _F	(saat)	V _F	(saat)	V _F	(saat)	V _F	(saat)

Geri devir oranının kısıtlı olduğu durumlarda ise ardışık kesikli reaktör sisteminde giderim verimi, denitrifikasyon ile giderilebilecek kullanılabilir oksitlenmiş azot konsantrasyonunun, nitrifikasyon potansiyeli ile belirlenen toplam oksitlenmiş azot konsantrasyonuna oranına eşit olacaktır. Buna göre geri devir kısıtlı bir sistemde verim ifadesi aşağıdaki gibi olacaktır.

$$E_{\text{Den}} = \frac{N_A}{N_{\text{OX}}} \quad (4.75)$$

Denklem 4.69'dan N_A ve Denklem 4.74'den N_{OX} Denklem 4.75'da yerine geri devir oranı ve reaktör çıkışında oksitlenmiş azot konsantrasyonu cinsinden yazılırsa ifade geri devir oranları cinsinden aşağıdaki şekilde elde edilir.

$$E_{\text{Den}} = \frac{(V_0 / V_F) S_{\text{NO}}}{(1 + V_0 / V_F) S_{\text{NO}}} \quad (4.76)$$

Bu ifade basitleştirilirse,

$$E_{\text{Den}} = \frac{V_0 / V_F}{(V_0 + V_F) / V_F} \quad (4.77)$$

denklemini elde edilir.

Bu denklem basitleştirilerek,

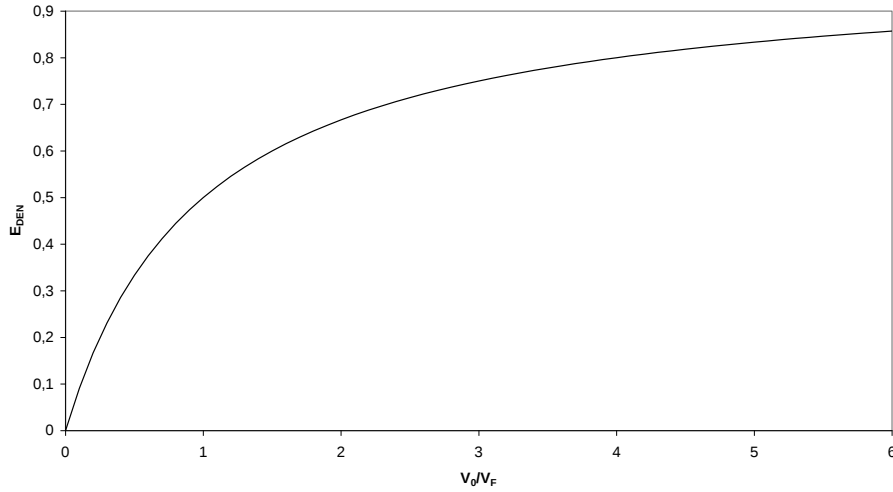
$$E_{\text{Den}} = \frac{V_0}{V_0 + V_F} \quad (4.78)$$

elde edilir.

Ardışık kesikli reaktörlerin hacim ilişkilerini gösteren Denklem 4.46'dan yararlanılarak giderim verimi boşaltılmayan ilk hacim, V_0 ve toplam hacim, V_T cinsinden yazılabilir.

$$E_{\text{Den}} = \frac{V_0}{V_T} \quad (4.79)$$

Bu ifadelerden hareketle geri devir oranının artırılması yoluyla verim ifadesini oluşturan ilk hacim toplam hacim oranının da arttırılabileceği, böylece giderim veriminin yükseltilebileceği sonucuna varılmaktadır. Ancak geri devir oranının uygun değer aralığında alınması ile karşılık gelen ilk hacim toplam hacim değerleri hesaplanırsa aşağıdaki grafik elde edilir.



Şekil 4.4 Azot Giderim Veriminin Uygun Geri Devir Oranı Aralığında Değişimi

Grafikten de görülebileceği gibi geri devir oranının artışı karşısında denitrifikasyon verimi ifadesi, (V_0 / V_T) oranı azalan eğimle artış göstermekte ve maksimum %85 civarında bir değere ulaşabilmektedir. Sonuç olarak geri devir oranının ne kadar arttırıldığından bağımsız olarak elde edilebilecek verim değeri sınırlıdır.

Ardışık kesikli reaktörlerde yukarıda belirtilen esaslar doğrultusunda önde denitrifikasyon sistemlerinde iki farklı durum söz konusu olmaktadır: $N_A < N_{DP}$ veya $N_{DP} < N_A$. Bunlardan ilki sistemin geri devir kısıtlı yada N_A kısıtlı olarak işletilmesi durumu olup burada verim Denklem 4.69 – Denklem 4.79 ve Şekil 4.4’de belirtildiği şekilde hesaplanacaktır. Diğer yandan atıksuyun KOİ/TKN oranına ve bu sistemdeki karıştırma süresi oranına bağlı olarak denitrifikasyon potansiyelinin

düşük olduğu durumlar sistemin N_{DP} kısıtlı çalışması olup, verim, geri devir oranının artmasından bağımsız olarak Denklem 4.68'den hesaplanacaktır.

Atıksuyun KOI/TKN oranına bağlı olarak farklı çevrim süreleri ve T_M/T_P oranlarında sistemin hangi şartlarda çalıştığı ve elde edilebilecek verimlerin karşılaştırılması Tablo 4.2'de verilmektedir.

Tablo 4.2'den görüleceği üzere KOI/TKN oranının 5 ve T_M/T_P oranının 0.2 gibi nispeten düşük olduğu durumlarda, substratın elverdiği denitrifikasyon potansiyeli sınırlı kaldığı için geri devir oranı artırılarak kullanılabilir nitrat konsantrasyonunun artırılması ile verim yükseltilememekte ve maksimum giderim verimi çamur yaşının, $\theta_x = 5$ gün olması durumunda %28, $\theta_x = 10$ gün olması durumunda %29 oranına ulaşabilmektedir.

Öte yandan yine Tablo 4.2'den görüleceği üzere KOI/TKN oranının 15 ve T_M/T_P oranının 0.6 gibi yüksek olduğu durumlarda, substratın elverdiği denitrifikasyon potansiyeli yüksek olmakta ancak geri devir oranı artırılarak elde edilecek kullanılabilir nitrat konsantrasyonu bu potansiyelin tümünü kullanabilecek seviyelere ulaşamamaktadır. Bu durumda maksimum giderim verimi substratın olanak sağladığı yüksek değerlere karşılık, çamur yaşının, $\theta_x = 5$ gün olması durumunda ancak %71, $\theta_x = 10$ gün olması durumunda ise ancak %83 oranına ulaşabilmektedir.

Tablo 4.2 $C_{T1}=500$ ve Çamur Yaşı 5 ve 10 gün için $T_M/T_P=0.2$ ve 0.6 'da Geri Devir Oranı Verim İlişkileri

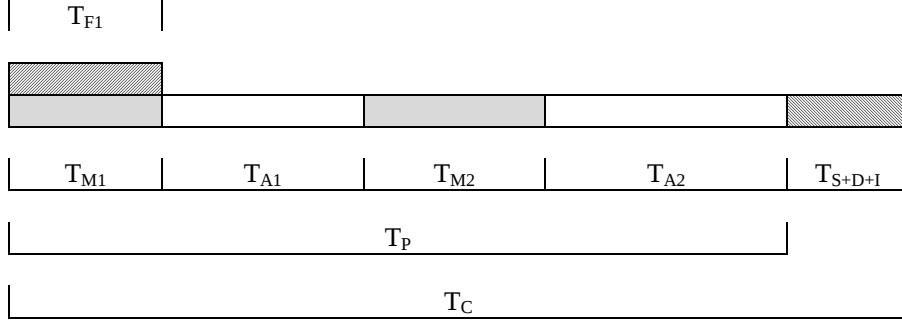
m T _C			θ _X = 5 gün, C _{TI} = 500											θ _X = 10 gün, C _{TI} = 500											
			$\frac{V_0}{V_F}$ $\frac{V_0}{V_T}$		C _{TI} /C _{TKN1}			$\frac{V_0}{V_F}$ $\frac{V_0}{V_T}$	C _{TI} /C _{TKN1}			$\frac{V_0}{V_F}$ $\frac{V_0}{V_T}$		C _{TI} /C _{TKN1}			$\frac{V_0}{V_F}$ $\frac{V_0}{V_T}$	C _{TI} /C _{TKN1}							
					5	10	15		5	10	15			5	10	15									
			$\frac{V_0}{V_F}$	$\frac{V_0}{V_T}$	E = N _{DP} /N _{OX}				$\frac{V_0}{V_F}$	$\frac{V_0}{V_T}$	E = N _{DP} /N _{OX}				$\frac{V_0}{V_F}$	$\frac{V_0}{V_T}$	E = N _{DP} /N _{OX}								
3	8	T _M /T _P = 0.2	0.54	0.35	0.28	0.63	1.07	T _M /T _P = 0.6	1.07	0.52	0.60	1.30	2.15	T _M /T _P = 0.2	1.07	0.52	0.29	0.64	1.05	T _M /T _P = 0.6	2.14	0.68	0.64	1.36	2.18
4	6		0.75	0.43	0.28	0.63	1.07		1.50	0.60	0.60	1.30	2.15		1.50	0.60	0.29	0.64	1.05		3.00	0.75	0.64	1.36	2.18
5	4.8		0.99	0.50	0.28	0.63	1.07		1.97	0.66	0.60	1.30	2.15		1.97	0.66	0.29	0.64	1.05		3.95	0.80	0.64	1.36	2.18
6	4		1.25	0.56	0.28	0.63	1.07		2.50	0.71	0.60	1.30	2.15		2.50	0.71	0.29	0.64	1.05		5.00	0.83	0.64	1.36	2.18

KOI/TKN oranının yüksek olması denitrifikasyon potansiyelinin de yüksek olmasını sağlamaktadır. Bu gibi durumlarda önde denitrifikasyon ardışık kesikli reaktör sisteminin azot giderim verimi, geri devir ile anoksik periyoda giren kullanılabilir nitrata bağlı olacaktır. Ancak yukarıda kısıtlamalarından bahsedilen çevrim süresi, T_C , ve geri devir oranı, V_0/V_F , ilişkisi göz önünde bulundurulursa uygun çevrim süresinin sağlanacağı geri devir oranı seçildiğinde, mevcut denitrifikasyon kapasitesinin kullanılabilir nitratin düşük olması nedeniyle tamamıyla kullanılamaması söz konusu olacaktır. Buradan hareketle denitrifikasyon kapasitesinin kullanılmadan israf edildiği söylenebilir. Sadece V_0/V_F oranının arttırılması ile $N_A = N_{DP}$ koşulunun sağlanamadığı bu gibi durumlarda, bu israfın önüne geçilerek, denitrifikasyon kapasitesinin mümkün olduğunca kullanılabilmesi yani sistemin $N_A = N_{DP}$ durumuna gelmesi için sisteme ikinci bir karıştırma bölgesi ilavesi yapılması veya ikili doldurma karıştırma yapılacak şekilde tasarlanması mümkündür.

Söz konusu alternatif işletme koşulları ile giderme veriminin arttırılması ve optimum işletme koşullarının belirlenmesi ile ilgili geliştirilen bu yöntem ve hesaplamalar ileriki bölümlerde detaylı olarak açıklanacaktır.

4.2.2 Önde Denitrifikasyon+İkinci Karıştırma Bölgesi İlavesi

İkili karıştırma periyodu şeklindeki işletim denitrifikasyon kapasitesinin kullanımını arttırmak üzere ikinci karıştırma ve havalandırma periyodu setinin aynı çevrime eklenmesi ile gerçekleştirilir. Aşağıda bir zaman çizelgesi üzerinde ikili karıştırma şeklinde işletilecek ardışık kesikli reaktörün bir çevrimini oluşturan fazlar gösterilmektedir.



Şekil 4.5 İkinci Karıştırma Periyodu Eklendikten Sonra Ardışık Kesikli Reaktörün Bir Çevrimine Ait Fazların Dağılımı

Önde denitrifikasyon ardışık kesikli reaktör sistemlerinde, karıştırma gerçekleştirilen anoksik fazın tüm proses süresi içerisindeki fraksiyonunun belirlenmesinde kullanılan oran, T_M/T_P ikili karıştırma şeklinde işletilen bir ardışık kesikli reaktör sisteminde iki farklı fraksiyon, T_{M1}/T_P ve T_{M2}/T_P olarak kullanılmaktadır. Bu iki fraksiyonun toplamı T_M/T_P oranını oluşturmaktadır. Benzer şekilde havalandırma da T_{A1} ve T_{A2} sürelerince gerçekleştirilmektedir.

Bu işletme şeklinde ilk havalandırma fazında oluşacak nitrat konsantrasyonu, N_{A1} , ikinci karıştırma periyodunda kullanılabilir nitrat haline gelmektedir. Böylece ikinci bir denitrifikasyon periyodu sayesinde ek nitrat giderimi mümkün olmaktadır. Diğer yandan ikili karıştırma sisteminde de içsel geri devrin mümkün olmayışı nedeniyle tam denitrifikasyon mümkün olmamaktadır. Birinci denitrifikasyon bölgesinde kullanılabilir nitrat, N_{A2} , geri devir oranına ve çıkış nitrat konsantrasyonuna bağlıdır.

İkili karıştırma periyodu şeklinde işletilen ardışık kesikli reaktörlere atıksu beslemesi sadece birinci karıştırma periyodu boyunca gerçekleştirildiğinden, ikinci karıştırma periyodunda anoksik fazın denitrifikasyon potansiyeli, bu potansiyelin sadece içsel solunumdan kaynaklandığı kabulü ile Denklem 4.66'dan hareketle aşağıdaki şekilde yazılabilir.

$$N_{DP2} = \frac{T_{M2}}{T_P} \eta (1 - f_{XE}) b_H \theta_{XE} \frac{Y_H}{1 + b_H \theta_{XE}} f_{CS} \frac{C_{T1}}{2.86} \quad (4.80)$$

Birinci karıştırma periyodundaki denitrifikasyon potansiyeli, N_{DP1} ise bu periyoda atıksu beslemesi gerçekleştirildiğinden aşağıdaki gibi yazılabilir.

$$N_{DP1} = (1 - Y_H) f_{SS} \frac{C_{T1}}{2.86} + \frac{T_{M1}}{T_p} \eta (1 - Y_H) f_{XS} \frac{C_{T1}}{2.86} + \frac{T_{M1}}{T_p} \eta (1 - f_{XE}) b_H \theta_{XE} \frac{Y_H}{1 + b_H \theta_{XE}} f_{CS} \frac{C_{T1}}{2.86} \quad (4.81)$$

Bu durumda ikinci anoksik faz için Denklem 4.80 ile belirlenen denitrifikasyon potansiyeli, N_{DP2} ilk havalandırma fazında üretilen nitrata giderilebilecek kadar büyük olmayacaktır. Bu sayede sistem çıkışında nitrat konsantrasyonu, S_{NO} , da çok düşük olmayacaktır. Birinci karıştırma periyodundaki denitrifikasyon potansiyelinin, N_{DP1} , geri devir ile bu periyoda giren kullanılabilir nitrata, N_{A2} , tamamını gidermeye yeterli olması halinde ikinci anoksik fazda giderilebilecek nitrat miktarı ikinci anoksik fazın denitrifikasyon kapasitesi, N_{DP2} ile sınırlı olacaktır. Denitrifikasyon kapasitesi sınırlı halde çıkış nitrat konsantrasyonu aşağıdaki denklemle hesaplanabilir.

$$S_{NO} = N_{OX} - N_{A2} - N_{DP2} \quad (4.82)$$

İkinci havalandırma periyodunda oluşan ve geri devir ile birinci anoksik faza giren kullanılabilir nitrat miktarı, N_{A2} , çıkış nitrat konsantrasyonu, S_{NO} ve geri devir oranı, V_0 / V_F cinsinden yerine yazılırsa aşağıdaki denklem elde edilir.

$$S_{NO} = N_{OX} - \frac{V_0}{V_F} S_{NO} - N_{DP2} \quad (4.83)$$

Bu ifade düzenlenirse sistem çıkışında nitrat konsantrasyonu aşağıdaki şekilde hesaplanabilecektir.

$$S_{NO} = \frac{N_{OX} - N_{DP2}}{1 + \frac{V_0}{V_F}} \quad (4.84)$$

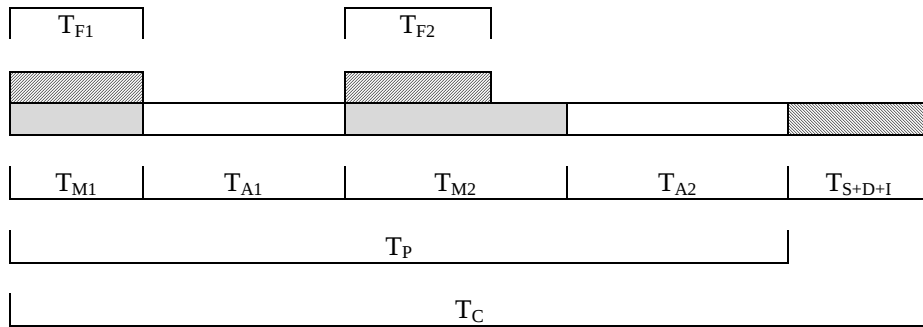
Diğer yandan çıkış nitrat konsantrasyonunun çok küçük olması, geri devir ile sağlanan ilk anoksik faz için kullanılabilir nitrat miktarının yetersiz kalacağı düşüncesi ile istenilen bir durum değildir. Geri devir ile birinci anoksik faza döndürülen kullanılabilir nitrat miktarı birinci anoksik fazdaki denitrifikasyon potansiyelinin, N_{DP1} tümünü tüketemeyeceğinden birinci anoksik fazdan sonra anaerobik bir faz oluşması söz konusu olmaktadır. Bu anaerobik faz boyunca biyolojik aşırı fosfor giderimi (BAFG) potansiyeli oluşabilmektedir. Bu potansiyel nicelik olarak birinci anoksik fazın denitrifikasyon potansiyeli, N_{DP1} ile yine bu faza geri devir ile giren kullanılabilir nitrat konsantrasyonu, N_{A2} 'nin farkı olarak tahmin edilebilmektedir.

Ancak ikili karıştırma periyodu ile tasarımı gerçekleştirilen ardışık kesikli reaktör sisteminde fosfor giderimi amaçlanmıyorsa, denitrifikasyon potansiyelinin daha verimli kullanılabilmesi amacıyla sistemin atıksu beslemesinin iki anoksik fazda da gerçekleştirilmesi ikinci fazda atıksu beslemesi yapılmayan duruma göre daha avantajlı olacaktır.

Bir sonraki bölümde bu alternatif işletme koşulu değerlendirilmektedir.

4.2.3 İkili Doldurma ve Karıştırma

Bu işletme koşulunda sisteme atıksu beslemesi iki anoksik fazda da gerçekleştirilmektedir. Aşağıda bir zaman çizelgesi üzerinde ikili doldurma karıştırma şeklinde işletilecek ardışık kesikli reaktörün bir çevrimini oluşturan fazlar gösterilmektedir.



Şekil 4.6 İkinci Karıştırma Bölgesi İlave Edilen Ardışık Kesikli Reaktöre Bu Karıştırma Sırasında da Atıksu Beslenmesi Durumunda Fazların Dağılımı

Şekil 4.6'dan da görüleceği üzere ikinci karıştırma bölgesinin ilave edildiği önde denitrifikasyon ardışık kesikli reaktör sistemindeki karıştırma periyodlarına, $(T_{M1} + T_{M2} = T_M)$ benzer şekilde ikili doldurma gerçekleştirilmesi durumunda her bir karıştırma periyodundaki atıksu besleme süreleri $(T_{F1} + T_{F2} = T_F)$ oluşacaktır.

İkinci doldurma süresinin, T_{F2} toplam doldurma süresine, T_F ve doldurma hacminin, V_{F2} toplam beslenen atıksu hacmine, V_F oranlarının aynı olduğu varsayımıyla ikinci doldurma fraksiyonu, β aşağıdaki şekilde tanımlanmıştır.

$$\beta = \frac{V_{F2}}{V_F} = \frac{T_{F2}}{T_F} \quad (4.85)$$

$$1 - \beta = \frac{V_{F1}}{V_F} = \frac{T_{F1}}{T_F} \quad (4.86)$$

Reaktöre doldurulan atıksu hacimleri doğrudan sisteme beslenen amonyak miktarını da belirlemektedir. Bu nedenle çıkış amonyak konsantrasyonunun minimum olası değerlere düşürülmesi için amonyak miktarı ile orantılı havalandırma periyodu süresi seçmek gerekmektedir. Birinci ve ikinci havalandırma periyodu süreleri, T_{A1} ve T_{A2} 'nin, toplam aerobik faz süresine oranlarını aşağıdaki şekilde ifade etmek mümkündür.

$$\frac{T_{A2}}{T_A} = \beta \quad (4.87)$$

$$\frac{T_{A1}}{T_A} = 1 - \beta \quad (4.88)$$

Bu durumda ikinci anoksik bölgeye toplam atıksuyun β oranı ile belirlenen miktarının beslenmesi söz konusu olduğundan ikinci anoksik fazdaki denitrifikasyon potansiyeli, doldurmasız ikinci karıştırma yapılan ardışık kesikli reaktörde Denklem 4.80 ile hesaplanan, sadece içsel solunumdan kaynaklanan denitrifikasyon kapasitesi değerinden daha büyük olacaktır. İkinci anoksik bölgedeki denitrifikasyon

potansiyeli, N_{DP2} ikinci karıştırma periyodunun toplam proses süresine oranı ve ikinci anoksik fazda beslenen atıksu hacminin reaktöre doldurulan toplam atıksu hacmine oranı (β) kullanılarak, tekli doldurma karıştırma ile önde denitrifikasyon gerçekleştirilen ardışık kesikli reaktör sistemleri için Denklem 4.66'da verilen denitrifikasyon potansiyeli ifadesine benzer şekilde aşağıdaki denklemle hesaplanabilir.

$$N_{DP2} = \beta(1 - Y_H)f_{SS} \frac{C_{T1}}{2.86} + \frac{T_{M2}}{T_p} \eta \beta(1 - Y_H)f_{XS} \frac{C_{T1}}{2.86} + \frac{T_{M2}}{T_p} \eta(1 - f_{XE})b_H \theta_{XE} \frac{Y_H}{1 + b_H \theta_{XE}} f_{CS} \frac{C_{T1}}{2.86} \quad (4.89)$$

Birinci bölgedeki denitrifikasyon potansiyeli ise ikinci karıştırma bölgesi ilave edilen önde denitrifikasyon sistemi için Denklem 4.81'de belirtilen ifadenin atıksuyun birinci anoksik faza ilave edilen miktarı kadar $(1 - \beta)$ olacaktır ve aşağıdaki denklemle hesaplanabilecektir.

$$N_{DP1} = (1 - \beta)(1 - Y_H)f_{SS} \frac{C_{T1}}{2.86} + \frac{T_{M1}}{T_p} \eta(1 - \beta)(1 - Y_H)f_{XS} \frac{C_{T1}}{2.86} + \frac{T_{M1}}{T_p} \eta(1 - f_{XE})b_H \theta_{XE} \frac{Y_H}{1 + b_H \theta_{XE}} f_{CS} \frac{C_{T1}}{2.86} \quad (4.90)$$

Her iki anoksik faz için kullanılabilir nitrat miktarının da ayrı ayrı belirlenmesi mümkündür. İkinci anoksik fazda kullanılabilir nitrat miktarı, birinci havalandırma periyodu boyunca amonyağın oksitlenmesi ile oluşması mümkün olan nitrat miktarı ile hesaplanmaktadır. Bir çevrim boyunca gerçekleştirilen havalandırma periyodu süresince oluşturulabilecek nitrat miktarının ölçüsü nitrifikasyon kapasitesi, N_{OX} olarak tanımlanmaktadır. Buradan hareketle ilk havalandırma periyodunda kullanılabilir nitrat, Denklem 4.88 ile tanımlanan bu periyodun süresinin toplam havalandırma süresine oranına ve toplam nitrifikasyon kapasitesine bağlı olarak aşağıdaki ifade ile hesaplanabilmektedir.

$$N_{A1} = (1 - \beta)N_{OX} \quad (4.91)$$

Birinci anoksik fazda kullanılabilir nitrat miktarı ise ikinci karıştırma bölgesi ilave edilen önde denitrifikasyon ardışık kesikli reaktörler için bahsedildiği gibi geri devir oranına ve çıkış nitrat konsantrasyonuna bağlı olarak aşağıdaki denklemle hesaplanabilecektir.

$$N_{A2} = \frac{V_0}{V_F} S_{NO} \quad (4.92)$$

Birinci ve ikinci anoksik periyodların denitrifikasyon kapasitelerinin aynı periyodlarda kullanılabilir nitrat miktarlarına eşit veya büyük olması durumunda ($N_{DP1} \geq N_{A2}$, $N_{DP2} \geq N_{A1}$), reaktör çıkışında nitrat konsantrasyonu; sistemin toplam nitrifikasyon kapasitesine, kullanılabilir nitrat miktarlarına bağlı olacak ve aşağıdaki ifade ile hesaplanabilecektir.

$$S_{NO} = N_{OX} - N_{A2} - N_{A1} \quad (4.93)$$

Bu ifadede Denklem 4.91'den yararlanılarak N_{A1} ve Denklem 4.92'dan yararlanılarak N_{A2} yerine yazılırsa aşağıdaki ifade elde edilir.

$$S_{NO} = N_{OX} - \frac{V_0}{V_F} S_{NO} - (1 - \beta) N_{OX} \quad (4.94)$$

Yukarıdaki denklemin düzenlenmesi ile sistem çıkışında nitrat konsantrasyonu ifadesi nitrifikasyon kapasitesi, β oranı ve geri devir oranı cinsinden aşağıdaki şekilde yazılabilir.

$$S_{NO} = \beta \frac{N_{OX}}{1 + \frac{V_0}{V_F}} \quad (4.95)$$

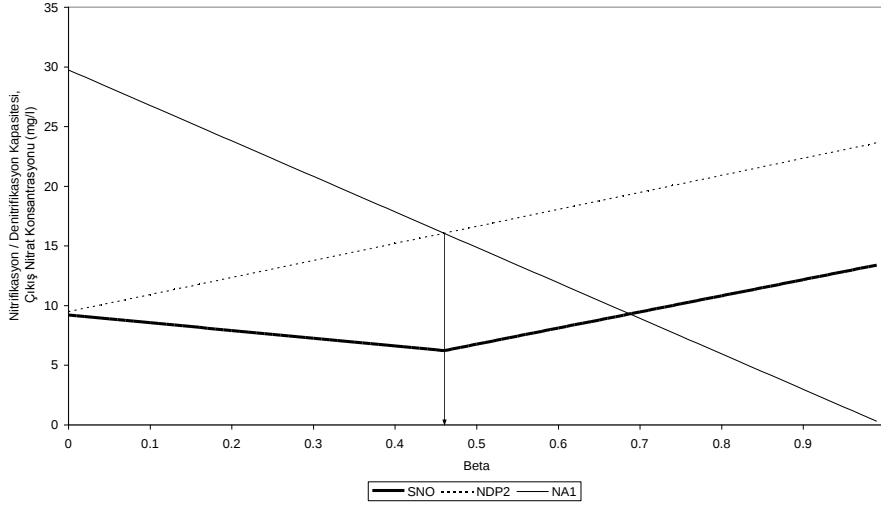
Tekli doldurma önde denitrifikasyon sistemleri için Denklem 4.74'de verilen çıkış nitrat konsantrasyonu ifadesi ile Denklem 4.95 karşılaştırılırsa, β oranının 1'den küçük olması nedeniyle, çıkış nitrat konsantrasyonu değerinin, nitrifikasyon

kapasitesinin ve geri devir oranının aynı kalması durumunda ikili doldurma periyodu ile işletilen ardışık kesikli reaktör için daha küçük çıktığı görülmektedir.

Denitrifikasyon kapasiteleri ve kullanılabilir nitrat miktarları karşılaştırıldığında bir diğer kritik durumun ilk havalandırma periyodunda oluşacak kullanılabilir nitratın ikinci anoksik fazın denitrifikasyon potansiyelinden büyük olması olduğu söylenebilir. Bu durumda ikinci anoksik fazda giderilebilecek nitrat miktarı, ikinci anoksik fazın denitrifikasyon kapasitesi, N_{DP2} ile sınırlı olacak ve çıkış nitrat konsantrasyonu doldurmasız ikinci karıştırma periyodu ilave edilmiş önde denitrifikasyon ardışık kesikli reaktör sisteminde Denklem 4.84’de gösterildiği gibi hesaplanacaktır. Bu durumda sistem çıkış nitrat konsantrasyonu önde denitrifikasyon ardışık kesikli reaktörler için çıkış nitrat konsantrasyonunu veren Denklem 4.74 ile karşılaştırılırsa elde edilen sonucun daha küçük olduğu görülebilir. Diğer yandan ikili doldurmalı karıştırma periyodu ilave edilmiş önde denitrifikasyon sistemlerinde çıkış nitrat konsantrasyonunu veren Denklem 4.95 ile yapılan karşılaştırmada, ikili doldurma yapılması halinde çıkış nitrat değerinin daha da küçük olacağı sonucuna varılabilir.

İkinci anoksik fazın denitrifikasyon kapasitesi sınırlı olduğu durum için, aynı nitritasyon kapasitesi ve geri devir oranı için daha büyük çıkış nitrat konsantrasyonları elde edilebileceği de görülebilmektedir.

Denklem 4.95’den görülebileceği gibi β küçüldükçe çıkış nitrat konsantrasyonu da düşecektir. Ancak anoksik periyodlar için denitrifikasyon kapasitesi ifadeleri Denklem 4.89 ve Denklem 4.90’dan da görülebileceği gibi denitrifikasyon kapasiteleri atıksu beslemesi hacim fraksiyonu, β ve karıştırma periyodu sürelerinin fraksiyonlarına bağlıdır. Bu şartlarda çıkış nitrat konsantrasyonu β ile azalmakta ve denitrifikasyon potansiyeli artmaktadır. Şekil 4.7’de, giriş atıksu özellikleri $C_{T1} = 260 \text{ mg/l}$, $C_{TKN1} = 35 \text{ mg/l}$ ve AKR tasarım parametreleri $T_C = 4 \text{ saat}$, $T_M / T_P = 0.6$, $V_0 / V_F = 1.2$, aerobik çamur yaşı, $\theta_{XA} = 6 \text{ gün}$ ve dönüşüm oranı, $Y_H = 0.63$ olarak seçilen bir sistemde $N_{DP2} = N_{A1}$ koşulunu sağlayan β değerinin çıkış nitrat konsantrasyonunu minimum yapan tek bir optimum β değeri olduğu görülmektedir.



Şekil 4.7 Denitrifikasyon Kapasitesi İle Kullanılabilir Nitrat ve Çıkış Nitrat Konsantrasyonu Grafiği Üzerinde Optimum β Değerinin Konumu

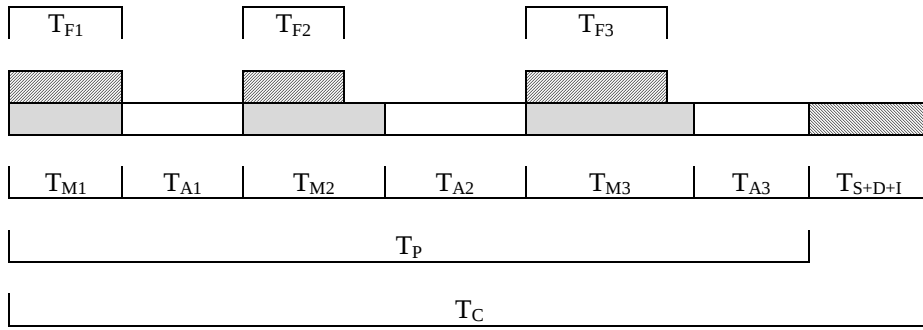
Bu optimum giderimin elde edildiği β değerinin birinci anoksik periyod için denitrifikasyon kapasitesi ifadesi Denklem 4.90 ve aynı anoksik periyod için kullanılabilir nitrat miktarı ifadesi Denklem 4.92'nin eşitliği ile ikinci anoksik periyod için denitrifikasyon kapasitesi ifadesi Denklem 4.89 ve aynı anoksik periyod için kullanılabilir nitrat miktarı ifadesi Denklem 4.91'in eşitliklerinin alt alta yazılarak çözülmesi ile hesaplanması mümkün olmaktadır. Bu β değeri kullanılarak, anoksik fazların denitrifikasyon kapasitesinin hesaplanmasını sağlayan Denklem 4.89 ve Denklem 4.90'dan, denitrifikasyon kapasitelerinin kullanılabilir nitrat miktarlarına eşit veya daha büyük olmasını sağlayacak T_{M1}/T_p ve T_{M2}/T_p oranları hesaplanabilmektedir. Denklemi sağlayan bir β oranı ve uygun T_{M1}/T_p ve T_{M2}/T_p oranları bulunması halinde elde edilen sistem tasarımı uygulanabilmektedir. İkili doldurma karıştırma alternatifi ile uygulanabilir bir tasarım bulunması halinde, denitrifikasyon kapasitesini daha verimli kullanmak mümkün olmadığından üçlü veya çoklu doldurma karıştırma alternatiflerinin denenmesi gerekmemektedir.

Eğer denklemleri sağlayan bir β değeri bulunamıyorsa veya elde edilen β değeri ile yapılan hesaplarda T_{M1}/T_p veya T_{M2}/T_p oranlarından biri sıfıra eşit veya küçük bulunuyorsa, tasarımı yapılmak istenen sisteme ikili doldurma karıştırma

alternatifinin uygulanamadığı sonucuna varılır. Bu durumda üçlü doldurma karıştırma alternatifinin kullanılabileceği söylenebilir.

4.2.4 Üçlü Doldurma ve Karıştırma

Bu işletme koşulunda sisteme ilave edilen üçüncü bir karıştırma periyodu sayesinde üçüncü anoksik bölge oluşturulur. Sisteme atıksu beslemesi her üç anoksik fazda da gerçekleştirilir. Aşağıda üçüncü karıştırma doldurma ilave edilmiş bir ardışık kesikli reaktörün bir çevrimini oluşturan fazlar gösterilmektedir.



Şekil 4.8 Üçüncü Karıştırma Doldurma Bölgesi İlave Edilen Ardışık Kesikli Reaktörde Fazların Dağılımı

Şekil 4.8’den de görüleceği gibi ikili karıştırmada olduğu gibi sistemin ayrı ayrı karıştırma sürelerinin toplamı toplam karıştırma süresini oluşturmaktadır ($T_{M1} + T_{M2} + T_{M3} = T_M$). Benzer şekilde doldurma sürelerinin toplamı sisteme toplam atıksu besleme süresini oluşturmaktadır ($T_{F1} + T_{F2} + T_{F3} = T_F$).

Üçüncü doldurma süresinin, T_{F3} , toplam doldurma süresine, T_F , ve doldurma hacminin, V_{F3} , toplam beslenen atıksu hacmine, V_F , oranlarının aynı olduğu varsayımıyla üçüncü doldurma fraksiyonu, β , ikili doldurma gerçekleştirilen alternatife benzer şekilde tanımlanmıştır.

$$\beta = \frac{V_{F3}}{V_F} = \frac{T_{F3}}{T_F} \quad (4.96)$$

Üçlü doldurma alternatifinde ilk iki doldurma periyodunun süreleri ise geri kalan doldurma süresinin yarı yarıya paylaşılması ile elde edilmektedir.

$$\frac{(1-\beta)}{2} = \frac{V_{F1}}{V_F} = \frac{V_{F2}}{V_F} = \frac{T_{F1}}{T_F} = \frac{T_{F2}}{T_F} \quad (4.97)$$

Reaktöre doldurulan atıksu hacimleri doğrudan sisteme beslenen amonyak miktarını da belirlediğinden ikili doldurma karıştırma alternatifine benzer şekilde üçlü doldurma karıştırma alternatifinde de çıkış amonyak konsantrasyonunun minimum olabilmesi için amonyak miktarı ile orantılı havalandırma periyodu süresi seçmek gerekmektedir. Bu gereksinim çerçevesinde üç havalandırma periyodu sürelerinin toplam aerobik faz süresine oranlarını aşağıdaki şekilde ifade etmek mümkündür.

$$\frac{T_{A3}}{T_A} = \beta \quad (4.98)$$

$$\frac{T_{A1}}{T_A} = \frac{T_{A2}}{T_A} = \frac{1-\beta}{2} \quad (4.99)$$

Bu durumda üçüncü ve son anoksik faza toplam atıksu hacminin β oranı ile belirlenen miktarının beslenmesi söz konusu olduğundan bu fazda oluşacak denitrifikasyon potansiyeli, ikili doldurma karıştırma alternatifinde ikinci anoksik faz için denitrifikasyon potansiyelini ifade eden Denklem 4.89'a benzer şekilde, β 'ya ve üçüncü karıştırma periyodu süresinin toplam proses süresine oranına bağlı olarak aşağıdaki denklem ile hesaplanabilecektir.

$$N_{DP3} = \beta(1 - Y_H) f_{SS} \frac{C_{T1}}{2.86} + \frac{T_{M3}}{T_p} \eta \beta (1 - Y_H) f_{XS} \frac{C_{T1}}{2.86} + \frac{T_{M3}}{T_p} \eta (1 - f_{XE}) b_H \theta_{XE} \frac{Y_H}{1 + b_H \theta_{XE}} f_{CS} \frac{C_{T1}}{2.86} \quad (4.100)$$

Birinci ve ikinci anoksik fazlarda oluşacak denitrifikasyon potansiyelleri ise birbirine eşit ve atıksu hacminin bu fazlarda doldurulan fraksiyonu ile Denklem 4.97'de belirtildiği gibi ilişkili olacaktır. Bu denitrifikasyon potansiyelleri beslenen atıksu fraksiyonlarına ve söz konusu karıştırma periyodlarının toplam proses süresine oranlarına bağlı olarak aşağıdaki denklemler yardımıyla hesaplanabilecektir.

$$N_{DP1} = \frac{(1-\beta)}{2}(1-Y_H)f_{SS}\frac{C_{T1}}{2.86} + \frac{T_{M1}}{T_p}\eta\frac{(1-\beta)}{2}(1-Y_H)f_{XS}\frac{C_{T1}}{2.86} + \frac{T_{M1}}{T_p}\eta(1-f_{XE})b_H\theta_{XE}\frac{Y_H}{1+b_H\theta_{XE}}f_{CS}\frac{C_{T1}}{2.86} \quad (4.101)$$

$$N_{DP2} = \frac{(1-\beta)}{2}(1-Y_H)f_{SS}\frac{C_{T1}}{2.86} + \frac{T_{M2}}{T_p}\eta\frac{(1-\beta)}{2}(1-Y_H)f_{XS}\frac{C_{T1}}{2.86} + \frac{T_{M2}}{T_p}\eta(1-f_{XE})b_H\theta_{XE}\frac{Y_H}{1+b_H\theta_{XE}}f_{CS}\frac{C_{T1}}{2.86} \quad (4.102)$$

Her üç faz için kullanılabilir nitrat miktarlarının da ayrı ayrı belirlenmesi mümkündür. İkinci anoksik fazda kullanılabilir nitrat miktarı birinci havalandırma periyodu boyunca amonyağın oksitlenmesi ile oluşması mümkün olan nitrat miktarı ile hesaplanabilmektedir. Benzer şekilde üçüncü anoksik fazda kullanılabilir nitrat miktarı da ikinci havalandırma periyodu boyunca oluşan nitrat miktarı ile hesaplanabilmektedir. Bir çevrim boyunca gerçekleştirilen toplam havalandırma periyodu süresince oluşturulabilecek nitrat miktarının ölçüsü nitrifikasyon kapasitesi, N_{OX} olarak tanımlanmıştır. Buradan hareketle ilk ve ikinci havalandırma periyodlarında oluşacak nitrat, Denklem 4.99 ile tanımlanan bu periyodların sürelerinin toplam havalandırma periyodu süresine oranına ve toplam nitrifikasyon kapasitesine bağlı olarak aşağıdaki denklemler ile hesaplanabilmektedir.

$$N_{A1} = \frac{(1-\beta)}{2}N_{OX} \quad (4.103)$$

$$N_{A2} = \frac{(1-\beta)}{2}N_{OX} \quad (4.104)$$

Birinci anoksik fazda kullanılabilir nitrat miktarı ise ikili doldurma karıştırma sistem alternatifi için Denklem 4.92’da tanımlanan ifadeye benzer şekilde hesaplanabilmektedir.

$$N_{A3} = \frac{V_0}{V_F}S_{NO} \quad (4.105)$$

Üç anoksik periyodun denitrifikasyon kapasitelerinin aynı periyotlarda kullanılabilir nitrat miktarlarına eşit veya büyük olması durumunda ($N_{DP1} \geq N_{A3}, N_{DP2} \geq N_{A1}, N_{DP3} \geq N_{A2}$) reaktör çıkışında nitrat konsantrasyonu, sistemin toplam nitrifikasyon kapasitesine ve kullanılabilir nitrat miktarlarına bağlı olarak aşağıdaki denklem ile hesaplanabilecektir.

$$S_{NO} = N_{OX} - N_{A3} - N_{A2} - N_{A1} \quad (4.106)$$

Bu ifadede Denklem 4.103'den yararlanılarak N_{A1} , Denklem 4.104'den yararlanılarak N_{A2} ve Denklem 4.105'den yararlanılarak N_{A3} yerine yazılırsa aşağıdaki ifade elde edilir.

$$S_{NO} = N_{OX} - \frac{V_0}{V_F} S_{NO} - \frac{(1-\beta)}{2} N_{OX} - \frac{(1-\beta)}{2} N_{OX} \quad (4.107)$$

Denklem 4.107'nin basitleştirilmesi ile aşağıdaki denklem yazılabilir.

$$S_{NO} = N_{OX} - \frac{V_0}{V_F} S_{NO} - (1-\beta) N_{OX} \quad (4.108)$$

Denklem 4.108'in düzenlenmesi ile sistem çıkışında nitrat konsantrasyonu ifadesi nitrifikasyon kapasitesi, β oranı ve geri devir oranı cinsinden, ikili doldurma karıştırma alternatifi için verilen Denklem 4.95'e benzer şekilde aşağıdaki gibi yazılabilir.

$$S_{NO} = \beta \frac{N_{OX}}{1 + \frac{V_0}{V_F}} \quad (4.109)$$

Üçlü doldurma karıştırma ardışık kesikli reaktör alternatifinin tasarımında da ikili doldurma karıştırma alternatifi tasarımına benzer şekilde öncelikle üçüncü doldurma karıştırma bölgesinde atıksu besleme süresinin toplam atıksu besleme süresine oranı olan β hesaplanmalıdır. Ancak $N_{DP1} = N_{A3}$, $N_{DP2} = N_{A1}$ ve $N_{DP3} = N_{A2}$ için denklem sisteminin çözülerek optimum β değerinin bulunması zor olacağından üçlü

doldurma karıştırma alternatifinin değerlendirilmesi için çıkış nitrat konsantrasyonu tahmini yapılarak sonuca iteratif olarak yaklaşılmaktadır. Bu durumda üçlü doldurma alternatifi için çıkışta arzu edilen nitrat konsantrasyonu seçilerek uygun β değeri Denklem 4.109'dan hesaplanır ve bu β değeri kullanılarak öncelikle Denklem 4.100 yardımıyla üçüncü anoksik periyod denitrifikasyon kapasitesini ve Denklem 4.104 yardımıyla aynı anoksik periyod için kullanılabilir nitrat miktarı hesaplanır. Elde edilen iki değer birbirine eşitlenerek üçüncü anoksik periyod için T_{M3}/T_p oranı hesaplanır.

Bu noktadan itibaren sistem tasarımı için iteratif hesapların yapılabileceği iki farklı yolun izlenmesi mümkündür. Bu yollardan birincisinde, T_{M3}/T_p oranının hesaplanmasında izlenen yöntemle benzer şekilde, Denklem 4.102 ve Denklem 4.103 kullanılarak ikinci anoksik periyod için T_{M2}/T_p oranı hesaplanır. Bu iki oran ve sistemin toplam karıştırma süresi proses süresi oranı T_M/T_p kullanılarak Denklem 4.110'da görüldüğü gibi T_{M1}/T_p hesaplanır.

$$\frac{T_{M1}}{T_p} = \frac{T_M}{T_p} - \left(\frac{T_{M2}}{T_p} + \frac{T_{M3}}{T_p} \right) \quad (4.110)$$

Hesapların gerçekleştirilmesinde izlenebilecek ikinci yol ise bulunan T_{M3}/T_p oranı ve seçilen T_M/T_p oranına uygun olarak geriye kalan karıştırma süresi oranının ilk iki karıştırma bölgesi için eşit olarak dağıtılmasıdır. Buna göre birbirine eşit T_{M1}/T_p , T_{M2}/T_p oranları Denklem 4.111 yardımıyla hesaplanır.

$$\frac{T_{M1}}{T_p} = \frac{T_{M2}}{T_p} = \left(\frac{T_M}{T_p} - \frac{T_{M3}}{T_p} \right) / 2 \quad (4.111)$$

Elde edilen bu oran Denklem 4.102 ve Denklem 4.103 kullanılarak ikinci anoksik periyod için $N_{DP2} = N_{A1}$ optimum durum hesaplarının gerçekleştirilmesinde kullanılır ve doldurma süresi oranı β_2 elde edilir. β ve β_2 oranlarından yararlanılarak birinci bölge için doldurma süresi oranı β_1 Denklem 4.112 ile verilen hesap sonucunda bulunur.

$$\beta_1 = 1 - (\beta + \beta_2) \quad (4.112)$$

Her iki hesap yöntemi de bir yaklaşıma dayalı olarak gerçekleştirildiği için, yapılan hesapların kontrol edilmesi gerekmektedir. Hesapların birinci yöntem ile gerçekleştirildiği durumda, ikinci ve üçüncü anoksik periyodlar için elde edilen karıştırma süresi proses süresi oranları doğrudan denitrifikasyon kapasitelerinin kullanılabilir nitrat miktarları ile eşitlenmesi ile hesaplandığından optimum değerler elde edilmektedir. Diğer taraftan birinci anoksik periyod için hesaplanan T_{M1}/T_p değeri bir yaklaşımdan elde edilmiştir ve denitrifikasyon kapasitesinin hesaplanarak kullanılabilir nitrat miktarı ile karşılaştırılması ve kontrol edilmesi gereklidir. Hesapların ikinci yöntem izlenerek gerçekleştirilmesi durumunda ise ikinci ve üçüncü doldurma süreleri için elde edilen β_2 ve β değerleri doğrudan hesaplandığından optimum koşulları ifade etmektedir. Diğer taraftan birinci doldurma periyodu için hesaplanan β_1 değeri bir yaklaşımdan elde edilmiştir ve denitrifikasyon kapasitesinin hesaplanarak kullanılabilir nitrat miktarı ile karşılaştırılması ve kontrol edilmesi gereklidir.

Bu kontrol sonucunda birinci anoksik periyod için denitrifikasyon kapasitesinin aynı anoksik periyotta kullanılabilir nitrat miktarına eşit olduğu görülürse, elde edilen karıştırma süresi proses süresi oranlarının ve β oranlarının optimum giderimin sağlandığı koşulları temsil ettiği söylenebilir. Kontrol sonucunda birinci anoksik periyod için denitrifikasyon kapasitesi aynı anoksik periyod için kullanılabilir nitrat miktarından fazla bulunuyorsa, elde edilen karıştırma süresi proses süresi oranları ve β değerleri üçlü doldurma alternatifinde uygulanabilir değerlerdir ancak sistemin denitrifikasyon kapasitesi tümüyle kullanılamamaktadır. Farklı oranlar ile daha düşük çıkış konsantrasyonlarına ulaşılması mümkündür. Kontrol sonucunda birinci anoksik periyod için denitrifikasyon kapasitesinin aynı anoksik periyod için kullanılabilir nitrat miktarından küçük bulunması ise sistemin denitrifikasyon kapasitesi kısıtlı çalıştığını göstermektedir. Bu oranlar ile üçlü doldurma alternatifinin uygulanması mümkün değildir. Farklı çıkış nitrat konsantrasyonları ile denemeler yapılarak üçlü doldurma alternatifinin uygulanabildiği değerler aranmalıdır.

Bu tez kapsamında önde denitrifikasyon, ikili ve üçlü doldurma alternatifleri için analitik hesap ve çözüm yöntemlerine yer verilmiştir. Bu amaçlarla uygun doldurma ve karıştırma süreleri oranlarının belirlenmesi için yöntem geliştirilmiştir. Daha sonra tasarım için bu yöntemin uygulanmasını daha da pratik hale getirebilmek için bir bilgisayar programı geliştirilmiştir.

Takip eden 5. Bölüm’de 4. Bölüm’de sözü edilen hesaplama yöntemine dair bir örnek tasarım gerçekleştirilecek ve bu tasarım için belirlenen değerler model simülasyonlarından elde edilen sonuçlar ile karşılaştırılarak değerlendirilmesi yapılacaktır.

5. AZOT GİDERİMİ İÇİN ARDIŞIK KESİKLİ REAKTÖR TASARIM ALTERNATİFLERİ: SAYISAL UYGULAMA

5.1 Tasarım İçin Seçilen Atıksu ve Sistem Özellikleri

Azot giderimi için ardışık kesikli reaktör tasarımı yapılabilmesi için öncelikle sistemin ve azot giderimi yapılacak atıksu karakterinin belirlenmesi gereklidir. Tablo 5.1, seçilen atıksu karakterizasyonunu tanımlamakta, Tablo 5.2’de KOİ fraksiyonları, Tablo 5.3’de kullanılan kinetik ve stokiyometrik katsayılar verilmektedir. Tablo 5.4 ise sistem tasarımı için seçilen kriterleri özetlemektedir. Bu kriterlerin seçilmesinde sistemin sağlaması gereken çeşitli şartlar göz önüne alınmıştır. Örneğin aerobik çamur yaşı çok küçük seçilmeyerek nitrifikasyon prosesinin verimli işleyebilmesi, yeterli büyüklükte toplam karıştırma süresi proses süresi oranı seçilerek denitrifikasyon kapasitesinin ihtiyaç duyulan miktarda tutulması sağlanmıştır. Atıksuyun sisteme besleneceği doldurma süresi ise toplam proses süresinin üçte biri olacak şekilde alınmıştır. Bu tasarım parametreleri daha önce yapılan çalışmalara uygun olarak belirlenmiştir.

Tablo 5.1 Seçilen Atıksu Karakterizasyonu

Parametre	Değer (mg/l)
Toplam KOİ (C_{T1})	260
Toplam Kjeldahl Azot (C_{TKN1})	35
Toplam Fosfor (C_{TP})	10

Tablo 5.2 Seçilen Atıksu İçin KOİ Fraksiyonları

KOİ Fraksiyon	Değer
f_{XI}	0.096
f_{XS}	0.60
f_{CS}	0.80
f_{SS}	0.20

Tablo 5.3 Seçilen Aktif Çamur İçin Kinetik ve Stokiyometrik Katsayılar

Parametre	Birim	Değer
Y_H	g KOİ / g KOİ	0.63
b_H	Gün ⁻¹	0.15
f_{XE}	-	0.20
$i_{TSS,COD}$	-	1
i_{NBM}	g N / g KOİ	0.06
η	-	0.80

Tablo 5.4 Sistem Tasarımı İçin Seçilen Kriterler

Parametre	Birim	Değer
θ_{XA}	gün	6
T_F	saat	1.8
T_M / T_P	-	0.6
m	Çevrim/gün	6
T_{S+D+I}	saat	1

Aşağıda; seçilen bu değerlerin kullanılması ile önde denitrifikasyon, ikili doldurma ve karıştırma, üçlü doldurma ve karıştırma alternatifleri ile sistemden elde edilebilecek azot giderme verimleri karşılaştırılacaktır.

5.2 Önde Denitrifikasyon Ardışık Kesikli Reaktör Sistemi Tasarımı

Aerobik çamur yaşı seçilmiş olan reaktörün Denklem 4.31’de, seçilen karıştırma ve proses periyodları sürelerinin oranı yazılarak efektif çamur yaşı hesaplanabilir.

$$\theta_{XE} = \frac{\theta_{XA}}{\frac{T_A}{T_P}} = \frac{\theta_{XA}}{1 - \frac{T_M}{T_P}} = \frac{6 \text{ gün}}{1 - 0.6} = \frac{6 \text{ gün}}{0.4}$$

$$\theta_{XE} = 15 \text{ gün}$$

Bu durumda sistemin toplam çamur yaşının denklem 4.29'da çevrim süresi, proses süresi ve efektif çamur yaşı değerlerinin kullanılması ile aşağıdaki gibi hesaplanması mümkündür.

$$\theta_x = \theta_{XE} \frac{T_C}{T_p} = 15 \text{ gün} * \frac{4}{3}$$

$$\theta_x = 20 \text{ gün}$$

Sistemin çevrim süresi Denklem 4.4 ile günlük çevrim sayısına bağlı olarak hesaplanabilir.

$$T_C = \frac{1}{m} = \frac{1 \text{ gün}}{6 \text{ çevrim / gün}} * 24 \text{ saat / gün}$$

$$T_C = 4 \text{ saat}$$

Sistemde anoksik bölgeden sonra anaerobik bölge oluşmadığı kabulü ile proses süresi, Denklem 4.14'de çevrim süresi ve çökeltme, boşaltma ve dinlendirme sürelerinin toplamı kullanılarak hesaplanabilir.

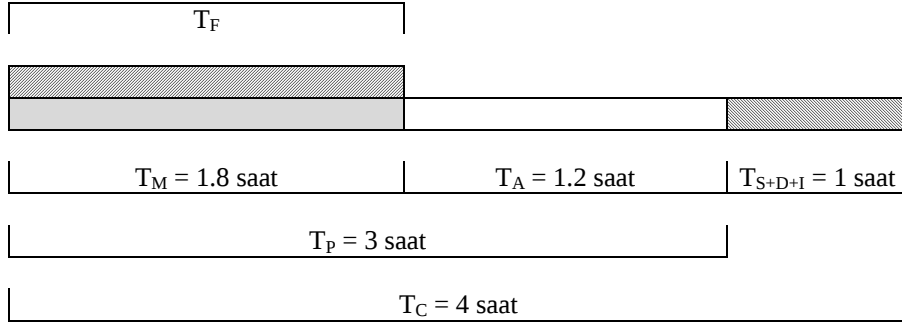
$$T_C = T_p + T_{S+D+I}$$

$$4 \text{ saat} = T_p + 1 \text{ saat}$$

$$T_p = 3 \text{ saat}$$

Tablo 5.4'de 0.6 olarak seçilen karıştırma periyodu oranı kullanılarak karıştırma süresi 1.8 saat ve havalandırma süresi de $3 - 1.8 = 1.2$ saat olarak bulunmaktadır. Çevrim içi faz dağılımı bu şekilde belirlenen kesikli reaktöre ait çizelge Şekil 5.1'de görülmektedir. Sistem önde denitrifikasyon sistemi olarak tasarlandığından doldurma

periyodunun en çok karıştırma periyodu uzunluğunda tutulması gerekmektedir. Daha kısa sürede doldurma yapılması da mümkündür.



Şekil 5.1 Önde Denitrifikasyon Sisteminde Bir Çevrimi Oluşturan Fazlar

Çevrim içi faz dağılımları yukarıdaki şekilde belirlenen sistemde azot giderme veriminin belirlenmesi için nitrifikasyon ve denitrifikasyon kapasitelerinin hesaplanması ve geri devir oranının bu kapasitenin ne kadarının kullanımına izin verdiğinin belirlenmesi gerekmektedir. Bu amaçla sırasıyla aşağıdaki hesaplar yapılmalıdır:

Hesaplarda kullanılacak biyokütlenin net dönüşüm oranı hesaplanmalıdır. Net dönüşüm oranı Denklem 4.51’de tanımlanan denklem kullanılarak aşağıdaki şekilde hesaplanacaktır.

$$Y_{NH} = \frac{1 + f_{XE} b_H \theta_{XE}}{1 + b_H \theta_{XE}} Y_H = \frac{1 + 0.2 * 0.15 * 15}{1 + 0.15 * 15} * 0.63$$

$$Y_{NH} = 0.28 \text{ g KOİ / g KOİ}$$

Çoğalma prosesi ile biyokütle bünyesine alınarak giderilecek olan azot miktarı Denklem 2. 34 yardımıyla hesaplanabilir.

$$N_X = i_{NBM} Y_{NH} f_{CS} C_{T1} = 0.06 * 0.28 * 0.80 * 260$$

$$N_X = 3.49 \text{ mg / l N}$$

Sistemin nitrifikasyon kapasitesinin hesaplanması için Denklem 2.37 kullanılabilir.

$$N_{OX} = f_{NS} C_{TKNI} - N_X - S_{NH} = \underline{0.95 * 35 \text{ mg/lN} - 3.49 \text{ mg/l}}$$

$$N_{OX} = 29.76 \text{ mg/l}$$

Sistemin denitrifikasyon kapasitesinin Denklem 4.66 ile hesaplanabilir.

$$\begin{aligned} N_{DP} = & (1 - 0.63) * 0.20 * \frac{260}{2.86} \\ & + 0.6 * 0.8 * (1 - 0.63) * 0.6 * \frac{260}{2.86} \\ & + 0.6 * 0.6 * (1 - 0.2) * 0.15 * 15 * \frac{0.63}{1 + 0.15 * 15} * 0.2 * \frac{260}{2.86} \end{aligned}$$

$$N_{DP} = 6.72 + 9.69 + 12.18$$

$$N_{DP} = 28.59 \text{ mg/l}$$

Bu sistemde denitrifikasyon potansiyelinin tümüyle kullanılması durumunda elde edilebilecek olan çıkış nitrat değeri denitrifikasyon ve nitrifikasyon kapasitelerinden Denklem 4.67 ile aşağıdaki gibi hesaplanabilir.

$$S_{NO} = N_{OX} - N_{DP} = \underline{29.76 - 28.59}$$

$$S_{NO} = 1.17 \text{ mg/l}$$

Ancak bu çıkış nitrat değerine inilebilmesi için sistemde geri devir ile denitrifikasyonda kullanılabilir nitrat miktarını arttırmak gereklidir. Bu ancak geri devir oranının arttırılması ile mümkün olabilecektir. Geri devir oranının çok yüksek seçilmesi 4. Bölüm'de anlatılan nedenlerle istenmeyen bir durum olduğundan pratikte bu çıkış değerini elde etmek mümkün olmayacaktır.

Sistemde tutulması gereken aktif çamurun kaplayacağı hacim göz önünde tutularak seçilmesi gereken minimum geri devir oranı Denklem 4.38 kullanılarak hesaplanabilir. Hesaplarda çamur hacim indeksi 150 ml/mg olarak kabul edilmiştir. Yine bu hesaplamada oluşan çamurun kaplayacağı alan hesabında kullanılmak üzere KOİ cinsinden hesaplanan net dönüşüm oranının askıda katı madde cinsine çevrilmesi ve girişteki inert KOİ fraksiyonunun da çamur oluşumuna katkısının hesaba katılmasıyla dönüşüm oranı

$$Y_N = i_{TSSCOD} (f_{CS} Y_{NH} + f_{XI}) = 1 * (0.80 * 0.28 + 0.096)$$

$$Y_N = 0.32 \text{ g TSS/g KOİ}$$

olarak bulunarak geri devir oranı hesabında kullanılmıştır. Geri devir oranı Denklem 4.38 yardımıyla hesaplanabilir.

$$\frac{V_0}{V_F} = m Y_N C_{SI} \theta_X S V I * 10^{-6} = 6 * 0.32 * 0.80 * 260 * 20 * 150 * 10^{-6}$$

$$\frac{V_0}{V_F} = 1.198 \cong 1.2$$

Geri devir oranı 1.2 için, sistemde geri devir ile denitrifikasyona girecek kullanılabilir nitrat miktarı Denklem 4.69 ve Denklem 4.74 yardımı ile hesaplanabilir.

$$N_A = N_{OX} * \frac{\frac{V_0}{V_F}}{\left(1 + \frac{V_0}{V_F}\right)} = 29.76 * \frac{1.2}{(1 + 1.2)}$$

$$N_A = 16.23 \text{ mg/l}$$

Denitrifikasyon periyoduna giren kullanılabilir nitrat miktarı ile denitrifikasyon kapasitesi karşılaştırıldığında, sistemin bu nitrati tümüyle denitrifikasyonda

kullanabilecek potansiyelinin olduğu sonucuna varılabilir($NDP > N_A$). Bu nedenle sistemde denitrifikasyon prosesi ile azot gazına çevrilecek olan nitrat miktarı kullanılabilir nitrat miktarı kadar olacaktır. Sistem geri devir kısıtlı olarak çalışmaktadır. Sistem çıkışında elde edilecek nitrat konsantrasyonu nitrifikasyon kapasitesi ve kullanılabilir nitrat miktarı ile Denklem 4.70 kullanılarak hesaplanabilir.

$$S_{NO} = N_{OX} - N_A = \underline{29.76 - 16.23}$$

$$S_{NO} = 13.53 \text{ mg/l}$$

Bu durumda önde denitrifikasyon kullanılarak ulaşılabilecek maksimum verim geri devir oranına bağlı olarak % 60 civarında olacaktır. Verimin artırılması için 4. Bölümde açıklandığı üzere ikili doldurma alternatifi ile denitrifikasyon potansiyelinin daha etkili kullanımının sağlanması mümkün olup aynı sistem için ikili doldurma – karıştırma alternatifi aşağıda açıklanmaktadır.

5.3 İkili Doldurma Karıştırma Ardışık Kesikli Reaktör Sistemi Tasarımı

İkili doldurma - karıştırma alternatifi için öncelikle sistemde; bir çevrim içerisinde ikinci doldurma bölgesinde beslenen atıksu hacminin, beslenen toplam atıksu hacmine oranı olan β değerinin bulunması gereklidir. Böyle bir sistemde optimum beta değerinin bulunduğu noktanın, anoksik fazlardaki denitrifikasyon kapasitelerinin kullanılabilir nitrat miktarları ile eşit olduğu durumda bulunabileceği de 4. Bölüm’de belirtilmişti. Bu optimum durumda beta değerini hesaplamak üzere Denklem 4.89’da T_{M2} / T_p ve β oranlarına bağlı olarak verilen, ikinci anoksik faza ait denitrifikasyon kapasitesi ile Denklem 4.91’de tanımlanan bu fazda kullanılabilir nitrat miktarı ifadelerin eşitliği ve Denklem 4.90’da T_{M1} / T_p ve β oranlarına bağlı olarak verilen, birinci anoksik faza ait denitrifikasyon kapasitesi ile Denklem 4.92’de tanımlanan bu fazda kullanılabilir nitrat miktarı ifadelerinin eşitliğinden faydalanılması mümkündür. Denklem 4.92’de çıkış nitrat konsantrasyonu değeri bilinmediğinden, bu değer yerine Denklem 4.95’de tanımlanan, nitrifikasyon kapasitesine, β ’ya ve geri devir oranına bağlı ifade yazılabilir.

$$N_{DP2} = \beta * (1 - 0.63) * 0.20 * \frac{260}{2.86} + \frac{T_{M2}}{T_p} * 0.80 * \beta * (1 - 0.63) * 0.60 * \frac{260}{2.86} +$$

$$\frac{T_{M2}}{T_p} * 0.80 * (1 - 0.20) * 0.15 * 15 * \frac{0.63}{1 + 0.15 * 15} * 0.80 * \frac{260}{2.86}$$

$$N_{A1} = (1 - \beta) N_{OX}$$

$$N_{A1} = (1 - \beta) * 29.76$$

$$N_{DP1} = (1 - \beta) (1 - 0.63) * 0.20 * \frac{260}{2.86} + \frac{T_{M1}}{T_p} * 0.80 * (1 - \beta) (1 - 0.63) * 0.60 * \frac{260}{2.86} +$$

$$\frac{T_{M1}}{T_p} * 0.80 * (1 - 0.20) * 0.15 * 15 * \frac{0.63}{1 + 0.15 * 15} * 0.80 * \frac{260}{2.86}$$

$$N_{A2} = \frac{V_0}{V_F} S_{NO}$$

$$N_{A2} = 1.2 * \beta * \frac{29.76}{1 + 1.2}$$

$N_{DP1} = N_{A2}$ ifadesinden T_{M1}/T_p değeri β cinsinden bulunarak $N_{DP2} = N_{A1}$ ifadesinde $T_{M2}/T_p = T_M/T_p - T_{M1}/T_p$ ilişkisinden yararlanarak T_{M2}/T_p yerine yazılırsa denklem sisteminden β 'nın çözülmesi mümkün olmaktadır. Seçilen değerler kullanılarak bu çözüm gerçekleştirildiğinde β değeri 0.46 olarak bulunmuştur.

Bu β oranı kullanılarak ardışık kesikli reaktörün bir çevrimine ait fazların dağılımı hesaplanabilir. Yukarıdaki ifadelerin eşitliklerinden yazılan T_{M1}/T_p ve T_{M2}/T_p oranları ve sistemin toplam proses süresinin 3 saat olduğu bilgisi ile karıştırma periyodlarının süreleri aşağıdaki gibi hesaplanmıştır.

$$\frac{T_{M1}}{T_p} = 0.13 \Rightarrow T_{M1} = 0.40 \text{ saat}$$

$$\frac{T_{M2}}{T_P} = 0.47 \rightarrow T_{M2} = 1.4 \text{ saat}$$

Denklem 4.85 ve Denklem 4.86'dan yararlanarak doldurma sürelerinin oranları ve toplam doldurma süresi 1.3 saat seçilmesi durumunda doldurma süreleri aşağıdaki gibi yazılabilir.

$$\beta = \frac{V_{F2}}{V_F} = \frac{T_{F2}}{T_F}$$

$$1 - \beta = \frac{V_{F1}}{V_F} = \frac{T_{F1}}{T_F}$$

$$\frac{T_{F2}}{T_F} = 0.46 \rightarrow T_{F2} = 0.46 * 1.3$$

$$T_{F2} = 0.6 \text{ saat}$$

$$T_{F1} = 1.3 - 0.6 = \underline{0.7 \text{ saat}}$$

Sistemin toplam proses süresi ve toplam karıştırma periyodu süresi bilindiğine göre toplam havalandırma periyodu süresi de Denklem 4.11 kullanılarak hesaplanabilir.

$$T_A = 3 - 1.8 = \underline{1.2 \text{ saat}}$$

Denklem 4.87 ve Denklem 4.88'den yararlanarak havalandırma periyodu sürelerinin oranları ve toplam havalandırma periyodu süresi kullanılarak havalandırma periyodu süreleri hesaplanabilir.

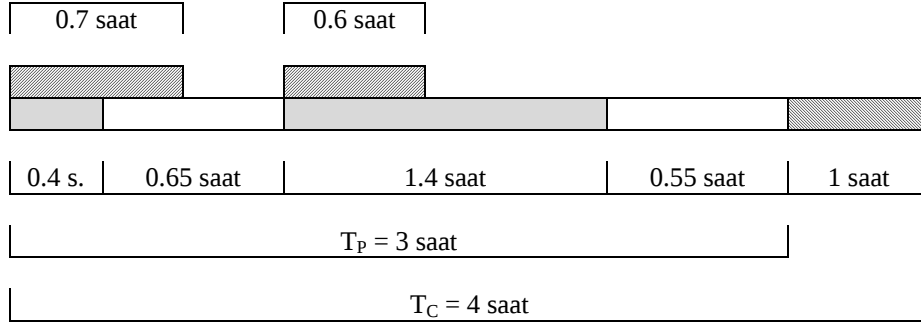
$$\frac{T_{A2}}{T_A} = \beta$$

$$\frac{T_{A1}}{T_A} = 1 - \beta$$

$$\frac{T_{A2}}{T_A} = 0.46 \Rightarrow T_{A2} = 0.55 \text{ saat}$$

$$T_{A1} = 1.2 - 0.55 = \underline{0.65 \text{ saat}}$$

Çevrime ait faz dağılımı verilerinin kullanılması ikili doldurma karıştırma sistemine ait faz dağılım çizelgesinin oluşturulmasını sağlamaktadır. Tasarlanan ardışık kesikli reaktöre ait bu çizelge Şekil 5.2’de görülmektedir.



Şekil 5.2 İkinci Karıştırma Bölgesi İlave Edilen Ardışık Kesikli Reaktöre Bu Karıştırma Sırasında da Atıksu Beslenmesi Durumunda Fazların Dağılımı

Bu sistem tasarımı ile elde edilebilecek çıkış nitrat konsantrasyonu Denklem 4.95 ile tanımlanan şekilde hesaplanabilir.

$$S_{NO} = \beta \frac{N_{OX}}{1 + \frac{V_0}{V_F}} = 0.46 * \frac{29.74}{1 + 1.2}$$

$$S_{NO} = 6.22 \text{ mg/l}$$

5.4 Üçlü Doldurma Karıştırma Ardışık Kesikli Reaktör Sistemi Tasarımı

Üçlü doldurma karıştırma ardışık kesikli reaktör sistemi alternatifini tasarımının gerçekleştirilebilmesi için önde denitrifikasyon sistemi veya ikili doldurma karıştırma alternatifini ile optimum giderim sağlanamayan atıksu koşullarının kabul edilmesi gereklidir. Giriş atıksu KOİ konsantrasyonu 260 mg/l için yukarıda çözülen sistem ikili doldurma karıştırma alternatifini ile optimum giderimi sağlamaktadır. Kullanılmadan kalan denitrifikasyon kapasitesi kalmadığından daha ideal koşullardan bahsetmek mümkün değildir. Bu durum dikkate alınarak üçlü doldurma alternatifinin yukarıdaki sistemden sadece daha büyük denitrifikasyon kapasitesine sahip olması halinde üçlü doldurma karıştırma alternatifinin uygulanabileceği belirlenmiştir. Bu amaçla atıksu karakterizasyonunda değişiklik yapılarak C_T / C_{TKN} oranını arttırmak için giriş KOİ konsantrasyonu 300 mg/l olarak yeniden belirlenmiştir. Bu değer için önde denitrifikasyon ve ikili doldurma karıştırma alternatifini hesapları gerçekleştirilmiştir. Hesaplar sonucunda önde denitrifikasyon sistemi için nitrifikasyon kapasitesi $N_{OX} = 29.20 \text{ mg/l}$, denitrifikasyon kapasitesi $N_{DP} = 32.99 \text{ mg/l}$, minimum geri devir oranı $V_0 / V_F = 1.4$ ve bu minimum geri devir oranı için anoksik periyotta kullanılabilir nitrat miktarı $N_A = 17.03 \text{ mg/l}$ olarak hesaplanmıştır. Önde denitrifikasyon sistemi kullanılabilir nitrat kısıtlı olarak çalışmaktadır. İkili doldurma karıştırma alternatifini için yapılan hesaplar sonucunda uygulanabilir bir durum bulunamamıştır. Ancak birinci anoksik periyod için karıştırma süresi proses süresi oranının $T_{M1} / T_p = 0$ olması durumunda denklem çözümü sonuç vermektedir. Pratikte uygulanamayacak bu durumda çıkış nitrat konsantrasyonu, üçlü doldurma karıştırma alternatifinde iterasyon ile yapılacak hesaplara fikir vermesi açısından, hesaplanmıştır. Hesap sonucunda bu fiktif çıkış konsantrasyonu $S_{NO} = 3.84 \text{ mg/l}$ olarak bulunmuştur.

Üçlü doldurma karıştırma ardışık kesikli reaktör alternatifinin tasarımında da ikili doldurma karıştırma alternatifini tasarımına benzer şekilde öncelikle üçüncü doldurma karıştırma bölgesinde atıksu besleme süresinin toplam atıksu besleme süresine oranı olan β hesaplanmalıdır. Ancak $N_{DP1} = N_{A3}$, $N_{DP2} = N_{A1}$ ve $N_{DP3} = N_{A2}$ denklem sisteminin optimum β değeri için çözülmesi zor olacağından üçlü doldurma

karıştırma alternatifinin değerlendirilmesi için çıkış nitrat konsantrasyonu tahmini yapılarak sonuca iteratif olarak yaklaşılmaktadır. Bu noktadan sonra 4. Bölüm’de bahsi geçen iki çözüm yaklaşımından birinin uygulanması mümkündür. Öncelikle birinci çözüm yaklaşımı değerlendirilecektir. Bu durumda uygulanamayan ikili doldurma alternatifi için elde edilen $S_{NO} = 3.84 \text{ mg/l}$ değerinden yola çıkarak β ’nın hesaplanması için Denklem 4.109’da verilen ifadeden faydalanarak β hesaplanmıştır.

$$\beta = \frac{S_{NO} * \left(1 + \frac{V_0}{V_F}\right)}{N_{OX}} = 0.30$$

Bu β değeri üç doldurma karıştırma bölgesinden üçüncü anoksik faz için yazılan Denklem 4.100 denitrifikasyon kapasitesi ve aynı anoksik faz için yazılan Denklem 4.104 kullanılabilir nitrat miktarı, ifadelerinde yerine yazılarak bu anoksik faza ait karıştırma süresi proses süresi oranı T_{M3}/T_p hesaplanmıştır.

$$N_{DP3} = \beta * (1 - 0.63) * 0.20 * \frac{300}{2.86} + \frac{T_{M3}}{T_p} * 0.80 * (1 - 0.63) * \frac{(1 - \beta)}{2} * 0.60 * \frac{300}{2.86} + \frac{T_{M3}}{T_p} * 0.80 * 0.15 * 15 * \frac{0.63}{1 + 0.15 * 15} * 0.80 * \frac{300}{2.86}$$

$$N_{A2} = \frac{(1 - \beta)}{2} N_{OX}$$

$$N_{A2} = \frac{(1 - \beta)}{2} * 29.20$$

Benzer işlemler ikinci anoksik faz için yazılan Denklem 4.102 denitrifikasyon kapasitesi ve aynı anoksik faz için yazılan Denklem 4.103 kullanılabilir nitrat miktarı ifadelerinde gerçekleştirilerek bu anoksik faz için karıştırma süresi proses süresi oranı, T_{M2}/T_p bulunmuştur.

$$N_{DP2} = \frac{(1-\beta)}{2} * (1-0.63) * 0.20 * \frac{300}{2.86} + \frac{T_{M2}}{T_p} * 0.80 * (1-0.63) * \frac{(1-\beta)}{2} * 0.60 * \frac{300}{2.86} + \frac{T_{M2}}{T_p} * 0.80 * 0.15 * 15 * \frac{0.63}{1+0.15*15} * 0.80 * \frac{300}{2.86}$$

$$N_{A1} = \frac{(1-\beta)}{2} N_{OX}$$

$$N_{A1} = \frac{(1-\beta)}{2} * 29.20$$

Sistemin toplam karıştırma süresi proses süresi oranı bilindiğinden bu orandan ikinci ve üçüncü anoksik periyodların oranları toplamı çıkartılarak birinci anoksik periyoda ait karıştırma süresi proses süresi oranı, T_{M1}/T_p bulunmuştur.

$$\frac{T_{M1}}{T_p} = \frac{T_M}{T_p} - \left(\frac{T_{M2}}{T_p} + \frac{T_{M3}}{T_p} \right)$$

Elde edilen değerlerden, ikinci ve üçüncü anoksik periyodlara ait karıştırma süresi proses süresi oranları doğrudan denklemlerin çözülmesi ile bulunduğuundan, sadece birinci anoksik periyod için elde edilen karıştırma süresi proses süresi oranının Denklem 4.101 denitrifikasyon kapasitesi ve Denklem 4.105 kullanılabilir nitrat miktarı denklemlerinde yerine yazılarak kontrol edilmesi gereklidir.

$$N_{DP1} = \frac{(1-\beta)}{2} * (1-0.63) * 0.20 * \frac{300}{2.86} + \frac{T_{M1}}{T_p} * 0.80 * (1-0.63) * \frac{(1-\beta)}{2} * 0.60 * \frac{300}{2.86} + \frac{T_{M1}}{T_p} * 0.80 * 0.15 * 15 * \frac{0.63}{1+0.15*15} * 0.80 * \frac{300}{2.86}$$

$$N_{A3} = \frac{V_0}{V_F} S_{NO}$$

$$N_{A3} = 1.2 * \beta * \frac{29.20}{1+1.2}$$

Yapılan hesaplar sonucunda seçilen çıkış nitrat konsantrasyonu için üçlü doldurma alternatifinin uygulanabileceği görülmüştür. Ancak birinci anoksik periyod için elde edilen denitrifikasyon kapasitesi değeri aynı anoksik periyotta kullanılabilir nitrat miktarından fazladır. Bu durum elde edilen koşulların üçlü doldurma alternatifi ile elde edilebilecek optimum koşullar olmadığını, denitrifikasyon kapasitesinin tümüyle kullanılmadığını göstermektedir. Aynı adımların izlendiği ve daha küçük nitrat konsantrasyonlarının kullanıldığı hesaplar sonucunda $S_{NO} = 3.71 \text{ mg/l}$ için birinci anoksik periyotta kullanılabilir nitrat miktarının denitrifikasyon kapasitesi ile eşitlendiği görülmüştür. İterasyon sonucu $S_{NO} = 3.71 \text{ mg/l}$ değerinin $N_{DP1} = N_{A3}$, $N_{DP2} = N_{A1}$ ve $N_{DP3} = N_{A2}$ şartlarını sağlayan minimum çıkış nitrat konsantrasyonu olduğu bulunmuştur.

Üçlü doldurma karıştırma alternatifi ile optimum giderim sağlanan bu koşullarda $\beta = 0.30$ olarak bulunmuştur. Hesaplar sırasında T_{M1}/T_p , T_{M2}/T_p ve T_{M3}/T_p değerleri belirlenmiştir. Aşağıda hesap sonucunda bulunan karıştırma süresi proses süresi oranları ve proses süresinin 3 saat olduğu sistemde karşılık gelen karıştırma periyodu süreleri görülmektedir.

$$\frac{T_{M1}}{T_p} = 0.08 \Rightarrow T_{M1} = 0.24 \text{ saat}$$

$$\frac{T_{M2}}{T_p} = 0.25 \Rightarrow T_{M2} = 0.75 \text{ saat}$$

$$\frac{T_{M3}}{T_p} = 0.27 \Rightarrow T_{M3} = 0.81 \text{ saat}$$

Denklemler sisteminden hesaplanan β değerinin, Denklem 4.96'da gösterildiği gibi sistemin üçüncü doldurma periyodu süresinin toplam doldurma periyodu süresine oranı olduğu bilinmektedir. Denklem 4.96 ve Denklem 4.97'den hareketle, üç doldurma periyodu süresinin de oranları ve toplam doldurma periyodu süresinin 1.3 saat olduğu kabulü altında tüm doldurma periyodlarının süreleri hesaplanabilir.

$$\beta = \frac{V_{F3}}{V_F} = \frac{T_{F3}}{T_F}$$

$$\frac{(1-\beta)}{2} = \frac{V_{F1}}{V_F} = \frac{V_{F2}}{V_F} = \frac{T_{F1}}{T_F} = \frac{T_{F2}}{T_F}$$

$$\frac{T_{F3}}{T_F} = 0.30 \Rightarrow T_{F3} = 0.22 \text{ saat}$$

$$\frac{T_{F1}}{T_F} = \frac{T_{F2}}{T_F} = 0.35$$

Birinci anoksik periyoda karşılık gelen doldurma süresinin karıştırma süresinden büyük olmasını engellemek için $T_F = 0.7 \text{ saat}$ olarak alınırsa birinci ve ikinci doldurma periyodu süreleri aşağıdaki gibi bulunur.

$$T_{F1} = T_{F2} = 0.24 \text{ saat}$$

Sistemin toplam proses süresi ve toplam karıştırma periyodu süresi bilindiğine göre toplam havalandırma periyodu süresi de Denklem 4.11 kullanılarak hesaplanabilir.

$$T_P = T_M + T_A$$

$$T_A = 3 - 1.8 = \underline{1.2 \text{ saat}}$$

Sistemin havalandırma periyodu sürelerinin oranları Denklem 4.98 ve Denklem 4.99 yardımıyla ve toplam havalandırma periyodu süresi kullanılarak tüm havalandırma periyodlarının süreleri hesaplanabilir.

$$\frac{T_{A3}}{T_A} = \beta$$

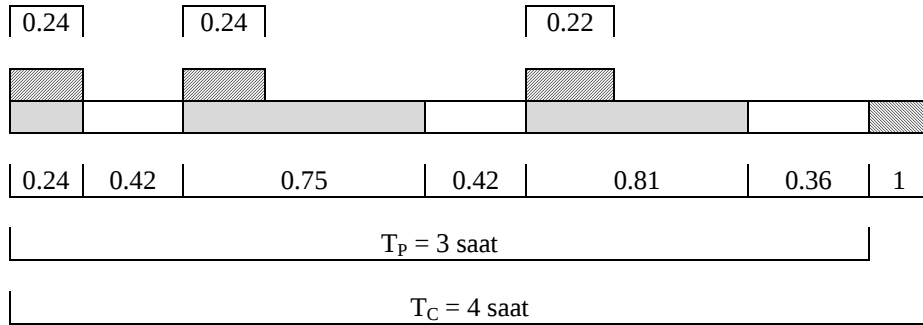
$$\frac{T_{A3}}{T_A} = 0.30 \Rightarrow T_{A3} = 0.36 \text{ saat}$$

$$\frac{T_{A1}}{T_A} = \frac{T_{A2}}{T_A} = \frac{1-\beta}{2}$$

$$\frac{T_{A1}}{T_A} = \frac{T_{A2}}{T_A} = 0.35$$

$$T_{A1} = T_{A2} = 0.42 \text{ saat}$$

Çevrime ait faz dağılımı verilerinin kullanılması üçlü doldurma karıştırma sistemine ait faz dağılım çizelgesinin oluşturulmasını sağlamaktadır. Tasarlanan ardışık kesikli reaktöre ait bu çizelge Şekil 5.3’de görülmektedir.



Şekil 5.3 Üçüncü Karıştırma Bölgesi İlave Edilen Ardışık Kesikli Reaktöre Bu Karıştırma Sırasında da Atıksu Beslenmesi Durumunda Fazların Dağılımı: Birinci Tasarım Yaklaşımı
(Şekildeki tüm değerler saat birimindedir)

Üçlü anoksik periyodların kullanıldığı sistemin tasarımında kullanılabilecek diğer yaklaşım kullanılarak gerçekleştirilen hesaplar ise aşağıda görülmektedir. Birinci yaklaşım yönteminde hesaplanan T_{M3}/T_P ve β değeri aynen kullanılmaktadır. Ancak bu yaklaşımda $T_{M1}/T_P = T_{M2}/T_P$ kabulü ile hesaplar gerçekleştirilmektedir.

$$\frac{T_{M1}}{T_P} = \frac{T_{M2}}{T_P} = \left(\frac{T_{M1}}{T_P} - \frac{T_{M3}}{T_P} \right) / 2 = 0.17$$

Bu karıştırma süresi oranları uyarınca hesaplanan anoksik periyod süreleri aşağıdaki gibi olmaktadır.

$$\frac{T_{M1}}{T_p} = 0.17 \rightarrow T_{M1} = 0.51 \text{ saat}$$

$$\frac{T_{M2}}{T_p} = 0.17 \rightarrow T_{M2} = 0.51 \text{ saat}$$

$$\frac{T_{M3}}{T_p} = 0.27 \rightarrow T_{M3} = 0.81 \text{ saat}$$

Birinci ve ikinci anoksik periyodlar için $N_{DP1} = N_{A3}$, $N_{DP2} = N_{A1}$ denklemleri yazılarak birinci doldurma süresi oranı, β_1 ve ikinci doldurma süresi oranı, β_2 hesaplanabilir.

$$\beta_1 = 0.12$$

$$\beta_2 = 0.58$$

$$\beta_3 = 0.30$$

Bu oranları kullanarak tüm doldurma periyodu sürelerini hesaplayabilmek için, ikinci anoksik periyotta doldurma süresi karıştırma süresinden büyük olmayacak şekilde doldurma süresi $T_F = 0.88$ saat olarak seçilmiştir. Buna göre her üç doldurma periyodunun süreleri aşağıdaki gibi hesaplanabilir.

$$\frac{T_{F1}}{T_F} = 0.12 \rightarrow T_{F1} = 0.11 \text{ saat}$$

$$\frac{T_{F2}}{T_F} = 0.58 \rightarrow T_{F2} = 0.51 \text{ saat}$$

$$\frac{T_{F3}}{T_F} = 0.30 \rightarrow T_{F1} = 0.26 \text{ saat}$$

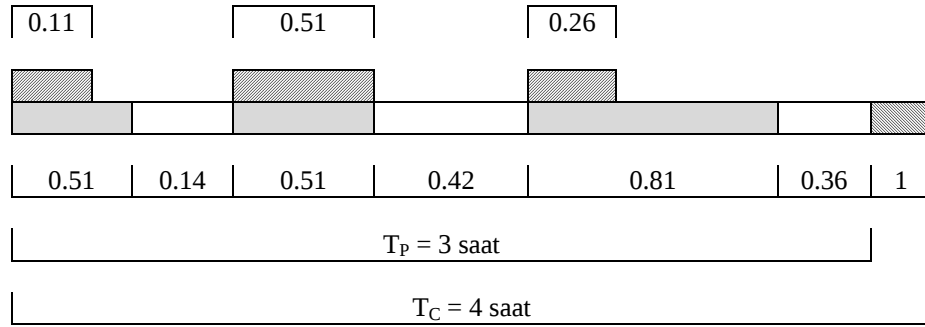
Sistemin toplam havalandırma süresi kullanılarak tüm havalandırma süreleri hesaplanabilir.

$$\frac{T_{A1}}{T_A} = 0.12 \rightarrow T_{A1} = 0.14 \text{ saat}$$

$$\frac{T_{A2}}{T_A} = 0.58 \rightarrow T_{A2} = 0.70 \text{ saat}$$

$$\frac{T_{A3}}{T_A} = 0.30 \rightarrow T_{A1} = 0.36 \text{ saat}$$

Çevrime ait faz dağılımı verilerinin kullanılması, ikinci yaklaşım yöntemi ile tasarlanan üçlü doldurma karıştırma sistemine ait faz dağılım çizelgesinin oluşturulmasını sağlamaktadır. Ardışık kesikli reaktöre ait bu çizelge Şekil 5.4’de görülmektedir.



Şekil 5.4 Üçüncü Karıştırma Bölgesi İlave Edilen Ardışık Kesikli Reaktöre Bu Karıştırma Sırasında da Atıksu Beslenmesi Durumunda Fazların Dağılımı: İkinci Tasarım Yaklaşımı
(Şekildeki tüm değerler saat birimindedir)

5.2, 5.3 ve 5.4 başlıkları altında, tasarlanan üç ardışık kesikli reaktörde azot giderimi sisteminin çıkışında elde edilebilecek nitrat değerleri karşılaştırıldığında çoklu anoksik periyodların tek anoksik periyoda göre daha düşük çıkış konsantrasyonlarına ulaşabildiği görülmektedir. Anoksik periyod sayısı arttırıldıkça giderim veriminin de paralel olarak arttığı gözlenmektedir.

5.5 Elde Edilen Sonuçların Bilgisayar Simülasyonları İle Karşılaştırılması

Yukarıda gerçekleştirilen tüm hesaplar stokiyometrik denklemler kullanılarak 4. Bölüm’de oluşturulan hesap yönteminin sayısal uygulamasından oluşmaktadır. Yapılan bu stokiyometrik esaslı hesapların, gerçeği temsil edeceğine güvenilebilen matematik simülasyonlar ile sağlamasının yapılarak karar verilmesi mümkündür. Bu amaçla “IAWQ Task Group on Mathematical Modelling for Design and Operation of Biological Wastewater Treatment Processes” tarafından hazırlanmış Aktif Çamur Modeli ASM 2d’nin tanımladığı, Tablo 5.5’de gösterilen proses ifadelerinin, kinetik ve stokiyometrik katsayıların AquaSim bilgisayar programında yazılması ve tasarımı yapılan üç farklı işletme koşulunu temsil edilecek şekilde simülasyonların çalıştırılması gerçekleştirilmiştir. Tüm simülasyonlarda yukarıda gerçekleştirilen sayısal uygulamalar için kullanılan sistem ve atıksu özellikleri aynen kullanılmıştır.

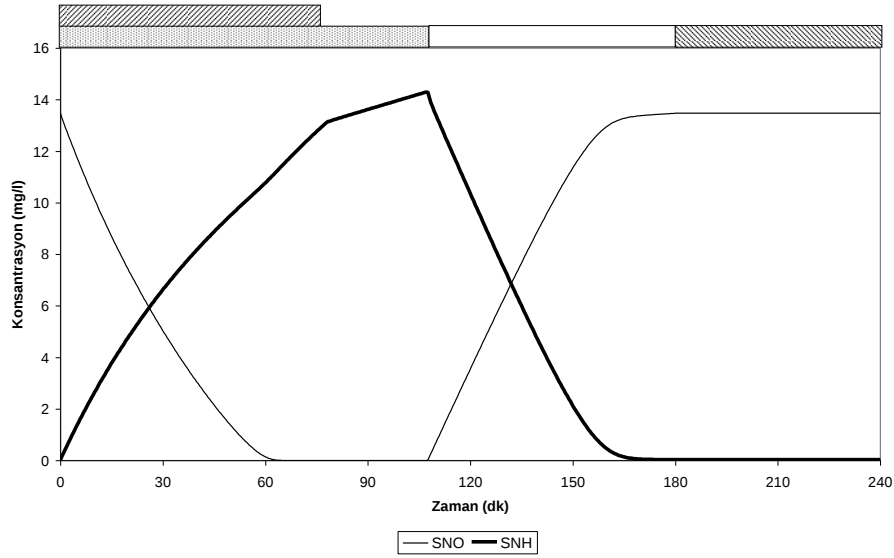
Tablo 5.5 IAWQ Task Group on Mathematical Modelling for Design and Operation of Biological Wastewater Treatment Processes
Aktif Çamur Modeli ASM 2d Proses İfadeleri

i	Proses	Proses hızı eşitliği $\rho_i, \rho_i \geq 0$ [ML ⁻³ T ⁻¹]
Hidroliz Prosesleri		
1	Aerobik Hidroliz	$K_h \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{X_s / X_H}{K_X + X_s / X_H} \cdot X_H$
2	Anoksik hidroliz	$K_h \cdot \eta_{NO_3} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{X_s / X_H}{K_X + X_s / X_H} \cdot X_H$
3	Anaerobik hidroliz	$K_h \cdot \eta_{NO_3} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{X_s / X_H}{K_X + X_s / X_H} \cdot X_H$
Heterotrofik Organizmalar: X_H .		
4	S_F üzerinde çoğalma	$\bar{\mu}_H \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_F}{K_F + S_F} \cdot \frac{S_F}{S_F + S_A} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_H$
5	S_A üzerinde çoğalma	$\bar{\mu}_H \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_A}{K_A + S_A} \cdot \frac{S_A}{S_F + S_A} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_H$
6	S_F ile denitrifikasyon	$\bar{\mu}_H \cdot \eta_{NO_3} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{S_F}{K_F + S_F} \cdot \frac{S_F}{S_F + S_A} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_H$
7	S_A ile denitrifikasyon	$\bar{\mu}_H \cdot \eta_{NO_3} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{S_A}{K_A + S_A} \cdot \frac{S_A}{S_F + S_A} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_H$
8	Fermantasyon	$q_{fe} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{K_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{S_F}{K_F + S_F} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_H$
9	Liz	$b_H \cdot X_H$

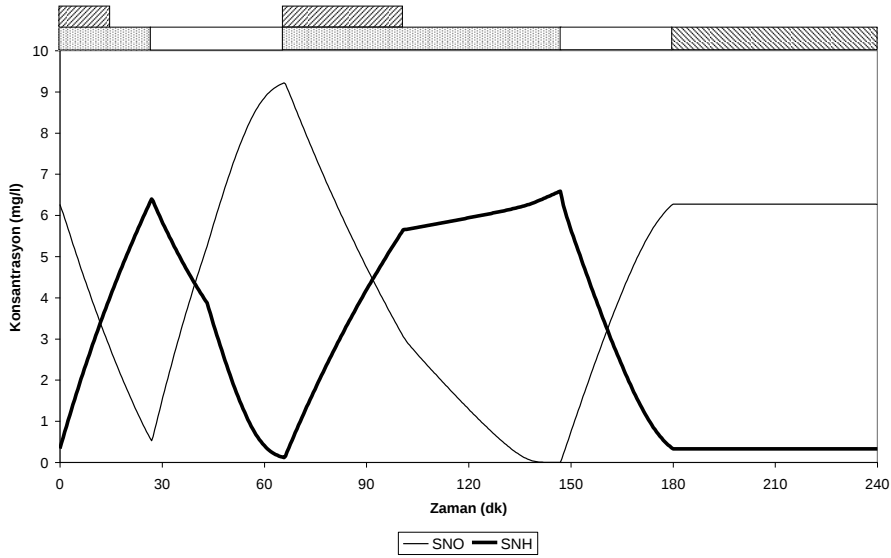
Tablo 5.5'in devamı

Fosfor biriktiren organizmalar(PAO):X _{PAO} .	
10 X _{PHA} 'nın depolanması	$q_{PHA} \cdot \frac{S_A}{K_A + S_A} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{X_{PP} / X_{PAO}}{K_{PP} + X_{PP} / X_{PAO}} \cdot X_{PAO}$
11 X _{pp} 'nin aerobik depolanması	$q_{PP} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_{PS} + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{X_{PHA} / X_{PAO}}{K_{PHA} + X_{PHA} / X_{PAO}} \cdot \frac{K_{MAX} - X_{PP} / X_{PAO}}{K_{IPP} + K_{MAX} - X_{PP} / X_{PAO}} \cdot X_{PAO}$
12 X _{pp} 'nin anoksik depolanması	$\rho_{12} = \rho_{11} \cdot \eta_{NO_3} \cdot \frac{K_{O_2}}{S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}}$
13 X _{PHA} üzerinde aerobik çoğalma	$\mu_{PAO} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{X_{PHA} / X_{PAO}}{K_{PHA} + X_{PHA} / X_{PAO}} \cdot X_{PAO}$
14 X _{PHA} üzerinde anoksik çoğalma	$\rho_{14} = \rho_{13} \cdot \eta_{NO_3} \cdot \frac{K_{O_2}}{S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}}$
15 X _{PAO} 'nun lizi	$b_{PAO} \cdot X_{PAO} \cdot S_{ALK} / (K_{ALK} + S_{ALK})$
16 X _{pp} 'nin lizi	$b_{PP} \cdot X_{PP} \cdot S_{ALK} / (K_{ALK} + S_{ALK})$
17 X _{PHA} 'nın lizi	$b_{PHA} \cdot X_{PHA} \cdot S_{ALK} / (K_{ALK} + S_{ALK})$
Nitrifikasyon Organizmaları (Ototrofik Organizmalar):X _{AUT} .	
18 X _{AUT} 'un aerobik çoğalması	$\mu_{AUT} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_{AUT}$
19 X _{AUT} 'un lizi	$b_{AUT} \cdot X_{AUT}$

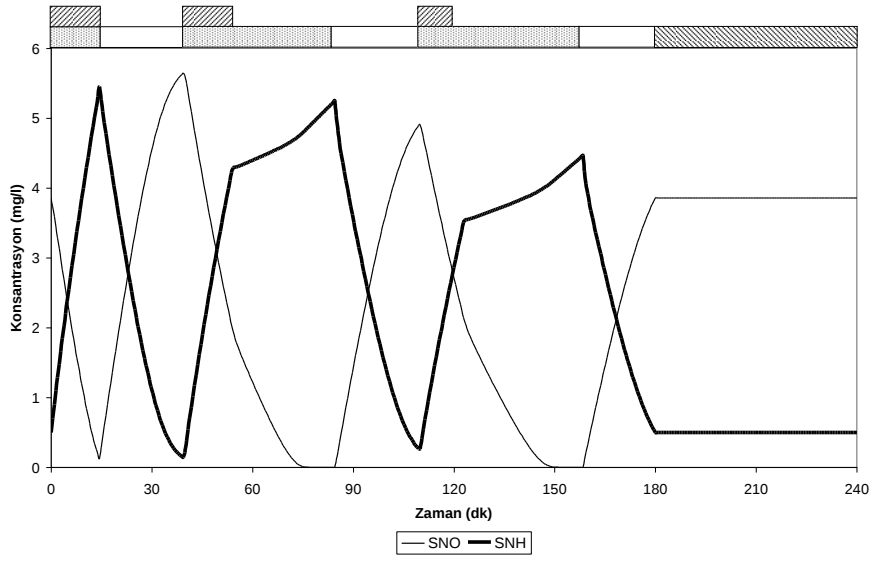
Simülasyonlar sistemlerin dengeye geleceği bir zaman boyunca çalıştırılmış, denge koşulları oluştuktan sonra ardışık kesikli reaktörlerin bir çevrimi boyunca gerçekleşen olaylar yüksek hassasiyetle çalıştırılarak veriler grafikleri üzerinde toplanmıştır. Aşağıda her işletme koşulu için elde edilen grafikler görülmektedir.



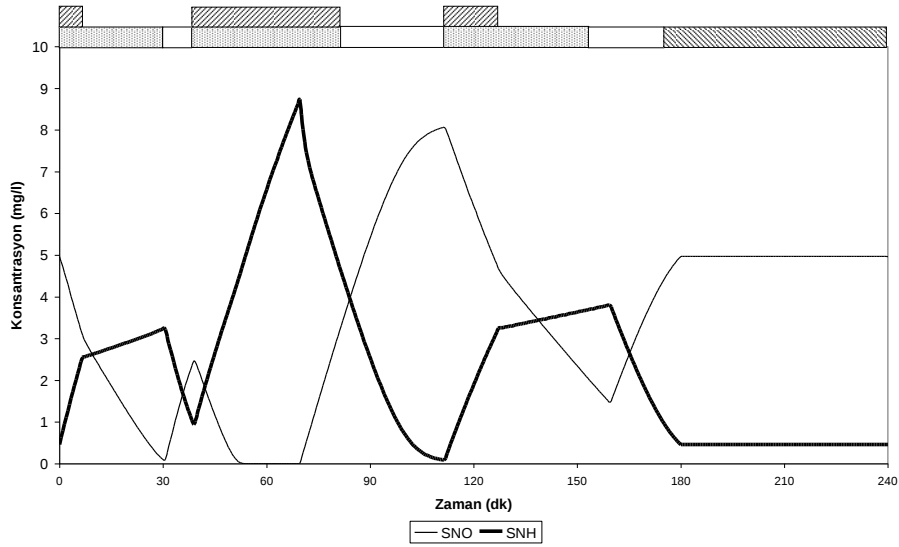
Şekil 5.5 Önde Denitrifikasyon Ardışık Kesikli Reaktör Sistemi



Şekil 5.6 İkili Doldurma Karıştırma Ardışık Kesikli Reaktör Sistemi



Şekil 5.7 Üçlü Doldurma Karıştırma Ardışık Kesikli Reaktör Sistemi:
Birinci Tasarım Yaklaşımı



Şekil 5.8 Üçlü Doldurma Karıştırma Ardışık Kesikli Reaktör Sistemi:
İkinci Tasarım Yaklaşımı

Şekil 5.5'de görüldüğü gibi simülasyon sonucunda önde denitrifikasyon sistemi çıkışında nitrat konsantrasyonunun $S_{NO} = 13.5 \text{ mg/l}$ olmuştur. Bu değer gerçekleştirilen stokiyometrik hesaplar ile bulunan değer ile uyum içerisindedir.

Şekil 5.6’da görülen ikili doldurma karıştırma gerçekleştirilen ardışık kesikli reaktöre ait bir çevrimin simülasyonunda sistem çıkışında nitrat konsantrasyonu $S_{NO} = 6.33 \text{ mg/l}$ olarak bulunmuştur. Stokiyometrik hesaplar sonucunda elde edilen çıkış konsantrasyonu (6.22 mg/l) ile bu simülasyon sonucu karşılaştırıldığında uyum içerisinde oldukları görülmektedir.

Şekil 5.7 ve Şekil 5.8 ile verilen üçlü doldurma karıştırma gerçekleştirilen ardışık kesikli reaktör sistemlerinin simülasyonlarında ise çıkışta nitrat konsantrasyonu birinci tasarım yaklaşımı için $S_{NO} = 3.85 \text{ mg/l}$ ve ikinci tasarım yaklaşımı için $S_{NO} = 4.96 \text{ mg/l}$ olarak bulunmuştur. Stokiyometrik hesaplar sonucunda elde edilen çıkış nitrat konsantrasyonu değeri $S_{NO} = 3.71 \text{ mg/l}$ simülasyon sonucunda bulunan bu değerler ile yeterli yakınlıktadır.

Her üç durum için elde edilen bu sonuçlara bağlı olarak azot gideren ardışık kesikli reaktörlerin tasarlanmasında model kullanımı gereksizdir. Stokiyometrik hesaplamalarla sonuca ulaşmak mümkün olmaktadır. Stokiyometrik hesap yönteminin güvenilirliği nedeniyle hesapları ve tasarım aşamasını daha da kolaylaştırmak modellere başvurma gereksinimini daha da azaltacaktır. Bu amaçla stokiyometrik hesapları gerçekleştirerek adım adım tasarımın yapılmasına yardımcı olacak bir bilgisayar programı yazılmıştır. Bu bilgisayar programı ile ilgili ayrıntılı bilgi takip eden 6. Bölüm’de verilmektedir. Bununla birlikte stokiyometrik hesapların model simülasyonları ile yakın sonuçlar vermesinden hareketle, önde denitrifikasyon sistemlerinin davranışlarının daha kesin izlenebilmesi amacıyla bir laboratuvar çalışması yürütülmüştür. Bu laboratuvar çalışmasının kapsamı ve elde edilen sonuçlar 7. Bölüm’de incelenmektedir.

6. AKR'LERDE AZOT GİDERİMİ OPTİMİZASYONU: BİLGİSAYAR PROGRAMI

6.1 Giriş

4. Bölüm'de incelenen ardışık kesikli reaktörlerde azot giderimi için optimizasyon yaklaşımının verdiği sonuçlar, 5. Bölüm'de sayısal bir uygulamanın, uluslararası kabul gören aktif çamur modeli ASM 2d'nin tanımladığı prosesler kullanılarak işletilen bilgisayar simülasyonu ile karşılaştırılması sayesinde, gerçeğe yakın değerler üretmesi açısından sınanmıştır.

Yapılan bu sınama, nitrifikasyon ve denitrifikasyon için sürekli sistemlerde yazılan kütle dengesi denklemlerinin ardışık kesikli reaktöre uygulanması ve farklı işletme alternatiflerine uyarlanması sonucunda elde edilen yöntemin sağlıklı sonuçlar ürettiğini göstermiştir. Tanımlanan yöntem, diferansiyel denklemlerin prosesler için çözülmesi ile gerçekleştirilen bilgisayar simülasyonları ile karşılaştırıldığında hesaplanması nispeten kolay bir denklemler dizisi oluşturmaktadır. Ancak özellikle sistem tasarım parametrelerinin çok sayıda olduğu dikkate alınırsa optimum sistemin tasarlanması için hesapların tekrar edilmesi zorunluluğu doğmaktadır. Bu durum hem zaman alıcı olmakta hem de hata yapılması olasılığı artmaktadır. Tanımlanan hesap yönteminin pratikliğinin korunabilmesi ve hesapların daha hızlı gerçekleştirilebilmesi açısından denklemlerin çözümlerini gerçekleştirecek bir bilgisayar programı geliştirilmesi uygun görülmüştür.

6.2 Yazılımın Geliştirilmesi

Programın kullanım kolaylığı sağlanması ve kullanıcı ile etkileşimli olabilmesi açısından adım adım verileri alan ve işleyen yapıda olması kararlaştırılmıştır. Yazılımın geliştirilmesinde Microsoft Visual Basic 6.0 (VB6) kullanılmıştır. VB6 nesne temelli programlamanın rahatlığı ile BASIC dilinin kolaylığını biraraya

getirmektedir. Özellikle iş uygulamaları geliştirilmesinde önemli rol oynayan Visual Basic, bu tip uygulamalarda geliştirme süresini kısaltmakta ve proje maliyetlerini aşağıya çekmektedir.

AKR'lerde azot giderimi optimizasyonu için hesap sistematığını uygulayacak olan programın geliştirilmesi kullanıcı ile gerçekleştirilmesi planlanan etkileşim yöntemine uygun olarak gerçekleştirilmiştir. Bu amaçla kullanıcıdan, tasarlanacak sistem için gerekli verilerin alındığı ve hesap sonuçlarının gösterildiği diyalog kutuları tasarlanmıştır. Diyalog kutuları arasında geçiş “İleri >” ve “< Geri” seçenekleri ile gerçekleştirilmektedir. Böylece, daha önceki adımlarda girilmiş olan değerlerin kısmen veya tamamen değiştirilerek yeniden hesaba katılması mümkün olmaktadır. Ancak tanımlanan verilerin sistem için kritik değerlere etkisinin anında görülmesi ve uygun duruma karar verilmesi gerektiği hallerde diyalog kutuları arasında geçiş yapmak zaman kaybına yol açacağından bu gibi durumlarda diyalog kutuları interaktif olarak tasarlanmıştır.

Programda, verilerin tutulması çoğunlukla yaratılan veri yapıları aracılığıyla gerçekleştirilmiştir. Hesapların tümünde kesirli kısım bulunması nedeniyle Single veri tipi kullanılmıştır. Single veri tipi tek incelikli kayan nokta hesaplarında kullanılan bir veri tipidir. Gerçekleştirilecek hesaplarda Single tipinin sağlayacağı hassasiyette ondalık kısım gerekmemesine rağmen, 4 ondalık hane sağlayan Currency veri tipinin yavaş oluşu seçimi etkilemiştir.

6.3 Yazılımın Kullanılması

Yazılım çalıştırıldığında kullanıcıdan ardışık kesikli reaktör sistemi tasarım kriterleri, atıksu karakteri ve aktif çamur özelliklerinin alındığı diyalog kutusu açılır. Şekil 6.1'de görüntüsü verilen bu diyalog kutusunda; giriş atıksu toplam KOİ konsantrasyonu, KOİ fraksiyonları, giriş atıksu Toplam Kjeldahl Azotu (TKN), azotun biyolojik olarak ayrışabilen fraksiyonu, aerobik çamur yaşı, içsel solunum hız katsayısı, anoksik fazlar için düzeltme katsayısı, ardışık kesikli reaktör çevrim süresi, karıştırma proses süresi oranı, çökelme, boşaltma ve dinlenme süreleri toplamı gibi tasarım ile ilgili hesaplarda kullanılacak detaylı bilgiler alınmaktadır.

Atıksu, Aktif Çamur ve Ardışık Kesikli Reaktör Özellikleri

C_{T1}	260 mg/l	C_{TKN1}	35 mg/l
SVI	150 ml/g	T_C	4 saat
T_M / T_P	0.6	θ_{XA}	6 gün
Y_H	0.63 g KOİ/g KOİ	i_{xb}	0.06 g N/g KOİ
f_{ss}	0.2	f_{xs}	0.6
f_{xi}	0.096	i_{TSSCOD}	1 g TSS/g KOİ
f_{Ns}	0.95	f_E	0.20
η	0.80	b_H	0.15 1/gün
T_{S+D+I}	1 saat		

Çıkış < Geri İleri >

Şekil 6.1 Atıksu, Aktif Çamur ve AKR Özellikleri Veri Giriş Diyalog Kutusu

“İleri >” seçilerek ikinci diyalog kutusuna geçilmektedir. Şekil 6.2’de gösterilen bu diyalog kutusu, sistemin önde denitrifikasyon sistemi olarak işletilmesi durumunda elde edilecek nitrifikasyon ve denitrifikasyon kapasiteleri ile bunlara bağlı olarak azot giderim verimini göstermektedir. Bu amaçla yazılım, KOİ’nin kolay ayrışan çözünmüş ve yavaş ayrışan partiküler kısımlarından toplam ayrışabilir KOİ fraksiyonunu hesaplar. AKR için verilen karıştırma proses süreleri oranından hareketle çamur yaşını ve etkin çamur yaşını bulur. Gözlenen dönüşüm oranını, çoğalma prosesi ile biyokütle bünyesine alınan azot miktarını ve nitrifikasyon kapasitesini 4.Bölüm’de izlenen yöntemlere uygun olarak hesaplar. Denitrifikasyon kapasitesi hesabını da gerçekleştirdikten sonra ilgili verilerle diyalog kutusunu doldurur, giriş atıksu kompozisyonu için organik madde toplam kjeldahl azotu oranını, çamur yaşı ve etkin çamur yaşı değerlerini, gözlenen dönüşüm oranını, çoğalma prosesi ile biyokütle bünyesine alınan azot miktarını, nitrifikasyon kapasitesini, denitrifikasyon kapasitesini, hesaplanan denitrifikasyon kapasitesi

tümüyle kullanılabilecek olsa elde edilebilecek çıkış azot konsantrasyonunu, önde denitrifikasyon sistemi için denitrifikasyon kapasitesi nitrifikasyon kapasitesi oranını, seçilen işletme koşulları için minimum geri devir oranını, bu geri devir oranı ile denitrifikasyonda kullanılabılır nitrat miktarını, hesaplayarak gösterir.

Önde Denitrifikasyon Verimi Hesap Sonuçları

T_M / T_P 0.6 C_{T1} / C_{TKN1} 7.43

θ_{XE} 15.00 θ_X 20.00

Y_{NH} 0.28 g KOI / g KOI N_X 3.51

NO_X 29.74 mg/l N_{DP} 28.60 mg/l

$N - N_{OX_DP}$ 1.15 mg/l N / N_{DP_OX} 0.96

V_O / V_F 1.2 N_A 16.22 mg/l

S_{NO} 13.52 mg/l

Sistem kullanılabılır nitrat kısıtlı olarak çalışmaktadır. Çoklu doldurma ile optimizasyonun denenmesi mümkündür.

Verim Grafiği Hazırla >

Çıkış < Geri İkili >

Şekil 6.2 Önde Denitrifikasyon Verimi Hesap Sonuçları Diyalog Kutusu: Kullanılabılır Nitrat Miktarı Kısıtlı Durum

Bu adımda çıkış nitrat konsantrasyonu açısından iki farklı diyalog kutusu olasılığı mevcuttur. İlk olasılık Şekil 6.2’de görüldüğü gibi kullanılabılır nitrat miktarının, N_A , denitrifikasyon kapasitesinden, N_{DP} , küçük olduğu durumdur $N_A < N_{DP}$. Denitrifikasyon kapasitesinin tümünün kullanılamadığı bu durumda kullanılabılır nitrat miktarı kısıtlı durum için geçerli olan $S_{NO} = N_{OX} - N_A$ denklemi ile çıkış nitrat konsantrasyonu belirlenmektedir. Bu koşulların geçerli olduğu durumlarda optimum denitrifikasyon kapasitesi kullanımı için çoklu doldurma alternatiflerinin denenmesi amacıyla bir sonraki adıma geçilmesi mümkündür.

Şekil 6.3'te görülebilecek ikinci diyalog kutusu olasılığı ise birinci durumun aksine denitrifikasyon kapasitesinin, N_{DP} , kullanılabilir nitrat miktarından, N_A , küçük olduğu hallerde, $N_{DP} < N_A$, oluşturulan diyalog kutusudur. Bu şartlarda sistemin denitrifikasyon kapasitesinin daha verimli kullanılması mümkün olmadığından çoklu doldurma alternatiflerinin denenmesine gerek kalmamaktadır. Bu koşullar altında sistemin önde denitrifikasyon için işletilmesi halinde tüm denitrifikasyon kapasitesinin kullanıldığı sonucundan hareketle çıkış nitrat konsantrasyonu denitrifikasyon kapasitesinin sınırlı olduğu durum için geçerli olan $S_{NO} = N_{OX} - N_{DP}$ denkleminde yararlanılarak hesaplanır.

Önde Denitrifikasyon Verimi Hesap Sonuçları

T_M / T_P 0.6 C_{T1} / C_{TKN1} 4.33

θ_{XE} 15.00 θ_X 20.00

Y_{NH} 0.28 g KOI / g KOI N_X 3.51

NO_X 53.49 mg/l N_{DP} 28.60 mg/l

$N - N_{OX_DP}$ 24.90 mg/l N / N_{DP_OX} 0.53

V_O / V_F 1.2 N_A 29.18 mg/l

S_{NO} 24.90 mg/l

Sistem denitrifikasyon kapasitesi kısıtlı olarak çalışmaktadır.Çoklu doldurma ile optimizasyon mümkün değildir.

Verim Grafiği Hazırla >

Çıkış < Geri İkili >

Şekil 6.3 Önde Denitrifikasyon Verimi Hesap Sonuçları Diyalog Kutusu:
Denitrifikasyon Kapasitesi Kısıtlı Durum

Söz konusu hesaplamaların yapıldığı ilgili diyalog kutusunda görülen geri devir oranının arttırılarak denitrifikasyon kapasitesinin daha verimli kullanılması pratik olmadığından, hesaplanan minimum geri devir oranının sadece belirli bir aralıkta değiştirilmesine izin verilmektedir.

Şekil 6.2’de belirtilen durumun oluşması halinde diyalog kutusunda “İkili >” düğmesine basılarak ikili doldurma karıştırma gerçekleştirilmesi alternatifi için optimum giderim koşulları için $N_{DP1} = N_{A2}$ ve $N_{DP2} = N_{A1}$ denklemleri yazılarak çözülmektedir. Çözümün yapılabilmesi için β ’ya bağlı ikinci derece denklemin çözülebilmesi gereklidir. Bu ikinci derece denklemin öncelikle diskriminantı hesaplanarak reel köklerin olup olmadığı kontrol edilmektedir. Reel kök bulunamayışı durumunda sistemin ikili doldurma alternatifi ile optimum koşullara getirilmesinin mümkün olmadığı sonucuna varılır ve Şekil 6.4’te gösterilen diyalog kutusu oluşturulur.

Şekil 6.4 İkili Doldurma Alternatifi Sonuçları Diyalog Kutusu:
Denklemler Çözümünde Reel Köklerin Olmadığı Durum

Reel kök bulunması durumunda bu kökler hesaplanarak irdelenmektedir. Öncelikle β değerinin pozitif olması gerektiği dikkate alınarak köklerden birinin negatif olması durumunda pozitif olan kök hesaplarda kullanılmaktadır. Eğer köklerin her ikisi de

pozitif bulunursa hesaplarda kullanılacak β değerinin seçilebilmesi için Şekil 6.5’de gösterilen diyalog kutusu açılmaktadır.

Şekil 6.5 Hesaplarda Kullanılacak β Değeri Seçimi Diyalog Kutusu

Şekil 6.6’da gösterilen diyalog kutusunda, karıştırma süresi proses süresi oranları T_{M1}/T_P ve T_{M2}/T_P , birinci anoksik bölge denitrifikasyon kapasitesi N_{DP1} , ikinci anoksik bölge denitrifikasyon kapasitesi N_{DP2} , ikini anoksik periyotta kullanılabilir nitrat konsantrasyonu, N_{A1} , birinci anoksik periyotta kullanılabilir nitrat miktarı, N_{A2} ve ikili doldurma alternatifi ile elde edilebilecek çıkış nitrat konsantrasyonu S_{NO} hesaplanarak gösterilmektedir.

Şekil 6.6 İkili Doldurma Alternatifi Sonuçları Diyalog Kutusu: Denitrifikasyon Kapasitesinin Optimum Kullanıldığı Durum

Şekil 6.6’da gösterilen ikili doldurma alternatifi ile denitrifikasyon kapasitesinin optimum kullanımının mümkün olduğu durumlarda, üçlü doldurma alternatifinin denenmesi daha uygun koşulların bulunamayacak olması nedeniyle gerekmemektedir. Üçlü doldurma alternatifi ancak ikili doldurma alternatifi ile optimizasyon gerçekleştirilememişse uygulanabilmektedir. İkili doldurma karıştırma alternatifi için yapılan hesaplarda Şekil 6.4’te gösterilen ikinci derece denklemin çözümünde reel kökler bulunamaması halinde veya Şekil 6.7’de gösterilen denklemin kökü olan β değeri için gerçekleştirilen hesaplarda birinci karıştırma bölgesine ait karıştırma süresi, proses süresi oranının, T_{M1}/T_p , negatif veya sıfır çıkması sonucunda, denitrifikasyon kapasitesinin verimli kullanılabilmesi amacıyla bu doldurma alternatifinin optimum koşulları sağlamadığı sonucuna varılmaktadır ve her iki halde de üçlü doldurma alternatifinin denenebilmesi amacıyla bir sonraki adıma geçilebilmektedir.

İkili Doldurmalı Karıştırma için Denklemler Çözümü

β	0.16	Optimum Beta Grafiği	
T_{M1}/T_p	-0.11	T_{M2}/T_p	0.71
N_{DP1}	2.86	N_{DP2}	23.86
N_{A2}	2.86	N_{A1}	23.86
S_{NO}	1.68		

Denitrifikasyon kapasitesi ikili doldurma alternatifi ile optimum kullanılamamaktadır. Üçlü doldurma alternatifinin denenmesi gereklidir.

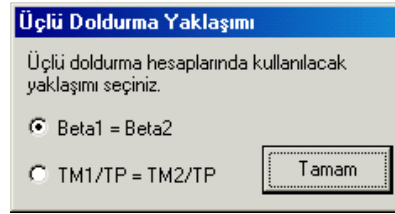
Çıkış < Geri Üçlü >

Şekil 6.7 İkili Doldurma Alternatifi Sonuçları Diyalog Kutusu: Denitrifikasyon Kapasitesinin Optimum Kullanılamadığı Durum

T_{M1}/T_p oranının negatif veya sıfır çıkması durumu matematiksel olarak incelendiğinde programın $N_{DP1} = N_{A2}$ eşitliğinin sağlanması için hesap yaptığı durumda N_{DP1} denkleminin T_{M1}/T_p oranından bağımsız tek teriminin bu bölgede N_{A2} değerinden büyük olması olarak açıklanabilir. Program birinci karıştırma

bölgesi süresinin proses süresine oranının negatif veya sıfır olduğu durumda da hesapları gerçekleştirerek pratik uygulaması olamayacak bu durum için, Şekil 6.7’de görülebileceği gibi, çıkış nitrat konsantrasyonu hesaplamaktadır. Bu çıkış nitrat konsantrasyonu üçlü doldurma alternatifi için denklem çözümü yerine iteratif yaklaşım yöntemi kullanıldığı için programa sağlanması gereken çıkış nitrat konsantrasyonuna bir yaklaşım yapılabilmesi amacıyla kullanılmaktadır.

İkili doldurma alternatifinin optimum koşulları sağlayamadığı Şekil 6.4 ve Şekil 6.7’de görülen durumlarda, ikili doldurma hesap sonuçları diyalog kutusunda “Üçlü >” düğmesine basılarak üçlü doldurma alternatifinin 4. Bölüm’de bahsedilen yöntemlerden hangisi ile hesaplanacağını seçildiği, Şekil 6.8’de gösterilen diyalog kutusuna geçilir.



Şekil 6.8 Üçlü Doldurma Alternatifi Hesabı İçin Yöntem Seçimi Diyalog Kutusu

Şekil 6.8’de gösterilen bu diyalog kutusunda “ $TM1/TP = TM2/TP$ ” seçeneğinin işaretlenerek “Tamam” düğmesine basılması halinde, üçlü doldurma alternatifi hesapları birinci ve ikinci anoksik periyod için karıştırma sürelerinin eşitliği kabulü ile gerçekleştirilmektedir. “ $Beta1 = Beta2$ ” seçeneğinin seçilerek “Tamam” düğmesine basılması halinde ise hesapların gerçekleştirilmesinde birinci ve ikinci anoksik periyodlar için doldurma süreleri oranlarının eşitliği kabulü kullanılacaktır. Hesaplarda kullanılacak yöntem seçildikten sonra “Tamam” düğmesine basılarak, Şekil 6.9’da gösterilen diyalog kutusuna geçilmektedir.

Şekil 6.9’da gösterilen çıkış nitrat konsantrasyonunun sorgulandığı diyalog kutusunda, üçlü doldurma alternatifi için iteratif hesapların gerçekleştirilebilmesine olanak sağlayan çıkış nitrat konsantrasyonunun girilmesi gerekmektedir.

Çıkışta Sağlanması İstenen SNO

Çıkışta sağlanmasını istediğiniz SNO değerini giriniz.

S_{NO}

Şekil 6.9 Üçlü Doldurma Alternatifi İteratif Hesabı İçin Çıkış Nitrat Konsantrasyonu Girişi Diyalog Kutusu

Şekil 6.9’da gösterilen diyalog kutusuna çıkış nitrat konsantrasyonu ikili doldurma alternatifinde elde edilen değer dikkate alınarak girilmelidir. “Tamam” düğmesine basıldığında Şekil 6.10’da gösterilen, üçlü doldurma alternatifi için hesaplamaların gerçekleştirildiği ve β oranlarının, birinci, ikinci ve üçüncü anoksik periyotlarda kullanılabilir nitrat miktarlarının, birinci ikinci ve üçüncü bölgeler için karıştırma süresi proses süresi oranlarının ve her üç bölge için hesaplanan denitrifikasyon kapasitesi değerlerinin gösterildiği diyalog kutusu açılmaktadır.

Üçlü Doldurma Karıştırma Hesap Sonuçları (Beta1 = Beta2)

β_1	0.35	β_2	0.35	β	0.30
NA ₃	5.19 mg/l	NA ₁	10.15 mg/l	NA ₂	10.15 mg/l
T _{M1} / T _P	0.08	T _{M2} / T _P	0.25	T _{M3} / T _P	0.27
NDP ₁	5.19 mg/l	NDP ₂	10.15 mg/l	NDP ₃	10.15 mg/l
		S _{NO}	3.71		

Seçilen çıkış nitrat konsantrasyonu için üçlü doldurma alternatifi ile denitrifikasyon kapasitesi optimum kullanılabilmektedir.

Şekil 6.10 Üçlü Doldurma Alternatifi Hesap Sonuçları Diyalog Kutusu:
Denitrifikasyon Kapasitesinin Optimum Kullanıldığı Durum ($\beta_1 = \beta_2$ Kabulü)

Eşit karıştırma süreleri kabulü ile üçlü doldurma alternatifi için iteratif hesapların gerçekleştirilmesine Beta değerinin hesaplanması ile başlanmaktadır. Elde edilen bu değer kullanılarak birinci ve ikinci doldurma periyotlarına ait, birbirine eşit β_1 ve β_2 oranları ile anoksik periyotlarda kullanılabilir nitrat miktarları hesaplanmaktadır.

Üçüncü anoksik periyodun denitrifikasyon kapasitesi, N_{DP3} ve bu periyotta kullanılabilir nitrat miktarı, N_{A2} kullanılarak bu anoksik periyod için karıştırma süresi proses süresi oranı, T_{M3}/T_P , hesaplanmaktadır. Eğer uygun T_{M3}/T_P değeri bulunursa diğer karıştırma süresi proses süresi oranları da hesaplanarak gösterilmektedir. Hesaplanan bu oranlar kullanılarak elde edilen denitrifikasyon kapasiteleri de hesaplanarak gösterilmektedir. Tüm denitrifikasyon kapasitelerinin aynı anoksik periyodlar için kullanılabilir nitrat miktarlarına, Şekil 6.10'da görüldüğü gibi eşit olması durumunda üçlü doldurma alternatifi optimum koşullar için uygulanabilmektedir.

Şekil 6.11'de görülebileceği gibi birinci anoksik bölge için denitrifikasyon kapasitesi, N_{DP1} , aynı anoksik periyotta kullanılabilir nitrat miktarından, N_{A3} , küçük ise üçlü doldurma alternatifi ile optimum koşulların seçilen çıkış nitrat konsantrasyonu yaklaşımı ile sağlanamadığı sonucuna varılmaktadır. Bu durumda “Yeni Çıkış Nitrat Yaklaşımı” düğmesine basılarak yeni bir çıkış nitrat konsantrasyonu yaklaşımı seçilmelidir.

Üçlü Doldurma Karıştırma Hesap Sonuçları (Beta1 = Beta2)

β_1	0.38	β_2	0.38	β	0.25
NA_3	4.20 mg/l	NA_1	11.00 mg/l	NA_2	11.00 mg/l
T_{M1}/T_P	0.01	T_{M2}/T_P	0.27	T_{M3}/T_P	0.32
NDP_1	3.24 mg/l	NDP_2	11.00 mg/l	NDP_3	11.00 mg/l
S_{NO}				3	

Üçlü doldurma alternatifi seçilen çıkış nitrat konsantrasyonu ile uygulanamamaktadır. Daha büyük çıkış nitrat konsantrasyonu yaklaşımı ile uygulanabilir çözümler bulunabilir.

Şekil 6.11 Üçlü Doldurma Alternatifi Hesap Sonuçları Diyalog Kutusu:
Denitrifikasyon Kapasitesinin Optimum Kullanıldığı Koşulların Bulunamadığı
Uygulanamayan Durum ($\beta_1 = \beta_2$ Kabulü)

Üçlü doldurma alternatifi için gerçekleştirilen hesaplardan elde edilebilecek diğer olası sonuç ise Şekil 6.12'de görüldüğü gibi, birinci anoksik bölge için

denitrifikasyon kapasitesinin, N_{DP1} , aynı anoksik periyotta kullanılabilir nitrat miktarından, N_{A3} , büyük olması durumudur. Bu durumda birinci anoksik bölgenin denitrifikasyon kapasitesinin tümüyle kullanılamadığı, elde edilen şartların amaçlanan optimum koşulları ifade etmediği söylenebilir. Bu amaçla “Yeni Çıkış Nitrat Yaklaşımı” düğmesine basılarak daha küçük bir çıkış nitrat konsantrasyonu yaklaşımı seçilebilir. Birkaç deneme yapılarak sistemin üçlü doldurma alternatifi ile arzulanan optimum giderimi sağladığı çıkış nitrat konsantrasyonu değeri Şekil 6.9’da görüldüğü gibi bulunabilir.

Üçlü Doldurma Karıştırma Hesap Sonuçları (Beta1 = Beta2)

β_1	0.25	β_2	0.25	β	0.49
NA_3	8.40 mg/l	NA_1	7.40 mg/l	NA_2	7.40 mg/l
T_{M1} / T_P	0.30	T_{M2} / T_P	0.19	T_{M3} / T_P	0.11
NDP_1	10.34 mg/l	NDP_2	7.40 mg/l	NDP_3	7.40 mg/l
		S_{NO}	6		

Üçlü doldurma alternatifi seçilen çıkış nitrat konsantrasyonu ile uygulanabilmektedir ancak denitrifikasyon kapasitesi optimum kullanılamamaktadır. Daha küçük çıkış nitrat konsantrasyonu yaklaşımı ile daha optimum çözümler elde edilebilir.

Yeni Çıkış Nitrat Yaklaşımı Çıkış < Geri İleri >

Şekil 6.12 Üçlü Doldurma Alternatifi Hesap Sonuçları Diyalog Kutusu:
Denitrifikasyon Kapasitesinin Optimum Kullanıldığı Koşulların Bulunamadığı
Uygulanabilir Durum ($\beta_1 = \beta_2$ Kabulü)

Şekil 6.8’de gösterilen diyalog kutusunda, eşit karıştırma süresi oranları ile hesap yöntemi seçilmesi durumunda ise öncelikle seçilen çıkış nitrat konsantrasyonuna bağlı olarak uygun β oranı ve her üç anoksik periyod için kullanılabilir nitrat miktarları hesaplanmaktadır. Hesaplanan bu β oranı ve üçüncü anoksik periyod için kullanılabilir nitrat miktarının denitrifikasyon kapasitesine eşitliği denkleminde T_{M3} / T_P oranı hesaplanmaktadır. Daha sonra üçüncü anoksik periyod için elde edilen T_{M3} / T_P ve sistem için seçilen T_M / T_P oranı kullanılarak birbirine eşit T_{M1} / T_P ve T_{M2} / T_P oranları hesaplanmaktadır. Elde edilen bu oranlar kullanılarak iki anoksik periyod için ayrı ayrı elde edilen ve doldurma süresi oranlarına bağlı denitrifikasyon

kapasitesi ifadeleri, aynı anoksik periyotlarda kullanılabilir nitrat miktarlarına eşitlenerek β_1 ve β_2 oranları hesaplanmaktadır. Hesaplanan tüm değerler optimum koşulların sağlanması durumunda Şekil 6.13’de gösterilen diyalog kutusunda gösterilmektedir.

Üçlü Doldurma Karıştırma Hesap Sonuçları (TM1/TP = TM2/TP)					
β_1	0.12	β_2	0.58	β	0.30
NA_3	5.19 mg/l	NA_1	10.15 mg/l	NA_2	10.15 mg/l
T_{M1} / T_P	0.17	T_{M2} / T_P	0.17	T_{M3} / T_P	0.27
NDP_1	5.19 mg/l	NDP_2	10.15 mg/l	NDP_3	10.15 mg/l
		S_{NO}	3.71		
Seçilen çıkış nitrat konsantrasyonu için üçlü doldurma alternatifi ile denitrifikasyon kapasitesi optimum kullanılabilmektedir.					
Yeni Çıkış Nitrat Yaklaşımı		Çıkış	< Geri	İleri >	

Şekil 6.13 Üçlü Doldurma Alternatifi Hesap Sonuçları Diyalog Kutusu:
Denitrifikasyon Kapasitesinin Optimum Kullanıldığı Durum
($T_{M1} / T_P = T_{M2} / T_P$ Kabulü)

Şekil 6.14’de gösterilen diyalog kutusu ilk hesap yaklaşımında benzer şekilde, N_{DP1} ’in, N_{A3} ’den küçük olduğu, optimum koşulların sağlanamadığı durumun gösterildiği diyalog kutusudur. Bu durumlarda “Yeni Çıkış Nitrat Yaklaşımı” düğmesine basılarak yeni bir çıkış nitrat konsantrasyonu yaklaşımı seçilmelidir.

Yine ilk hesap yöntemine benzer şekilde, N_{DP1} ’in, N_{A3} ’den büyük olduğu denitrifikasyon kapasitesinin tümüyle kullanılamadığı durumlarda elde edilen sonuç Şekil 6.15’de gösterilen diyalog kutusunda verilmektedir.

Üçlü Doldurma Karıştırma Hesap Sonuçları (TM1/TP = TM2/TP)

β_1	-0.42	β_2	1.20	β	0.22
NA ₃	3.60 mg/l	NA ₁	11.57 mg/l	NA ₂	11.57 mg/l
T _{M1} / T _P	0.09	T _{M2} / T _P	0.09	T _{M3} / T _P	0.42
NDP ₁	-1.60 mg/l	NDP ₂	11.57 mg/l	NDP ₃	11.57 mg/l
S _{NO}				3	

Üçlü doldurma alternatifi seçilen çıkış nitrat konsantrasyonu ile uygulanamamaktadır. Daha büyük çıkış nitrat konsantrasyonu yaklaşımı ile uygulanabilir çözümler bulunabilir.

Yeni Çıkış Nitrat Yaklaşımı Çıkış < Geri İleri >

Şekil 6.14 Üçlü Doldurma Alternatifi Hesap Sonuçları Diyalog Kutusu:
Denitrifikasyon Kapasitesinin Optimum Kullanıldığı Koşulların Bulunamadığı
Uygulanamayan Durum ($T_{M1}/T_P = T_{M2}/T_P$ Kabulü)

Üçlü Doldurma Karıştırma Hesap Sonuçları (TM1/TP = TM2/TP)

β_1	0.28	β_2	0.31	β	0.41
NA ₃	7.00 mg/l	NA ₁	8.60 mg/l	NA ₂	8.60 mg/l
T _{M1} / T _P	0.21	T _{M2} / T _P	0.21	T _{M3} / T _P	0.17
NDP ₁	8.28 mg/l	NDP ₂	8.60 mg/l	NDP ₃	8.60 mg/l
S _{NO}				5	

Üçlü doldurma alternatifi seçilen çıkış nitrat konsantrasyonu ile uygulanabilmektedir ancak denitrifikasyon kapasitesi optimum kullanılamamaktadır. Daha küçük çıkış nitrat konsantrasyonu yaklaşımı ile daha optimum çözümler elde edilebilir.

Yeni Çıkış Nitrat Yaklaşımı Çıkış < Geri İleri >

Şekil 6.15 Üçlü Doldurma Alternatifi Hesap Sonuçları Diyalog Kutusu:
Denitrifikasyon Kapasitesinin Optimum Kullanıldığı Koşulların Bulunamadığı
Uygulanabilir Durum ($T_{M1}/T_P = T_{M2}/T_P$ Kabulü)

Program sayesinde üç adımda hesaplamalar gerçekleştirilerek önde denitrifikasyon, ikili doldurma karıştırma ve üçlü doldurma karıştırma azot giderim sistemi alternatiflerine ait hesaplar yukarıda izlenen sıra ile gerçekleştirilmektedir. Program tasarım için izlenen bu adımların yanı sıra Şekil 6.2’de görülebilen “Verim Grafiği

Hazırla” ve Şekil 6.6’da görülebilen “Optimum Beta Grafiği” düğmeleri ile iki ek fonksiyona dallanılmasını sağlamaktadır.

Bu fonksiyonlardan ilki belirli bir aralıkta kalan karıştırma periyodu süresi proses süresi oranlarına karşılık gelen önde denitrifikasyon sistemi verim grafiklerinin çizilmesini ve bu yolla farklı atıksu kompozisyonlarının değerlendirilmesini ve karşılaştırılmasını kolaylaştırmaktadır. Bu işlevin gerçekleştirilmesi için Şekil 6.16’da görülen biri hesaplarda kullanılan atıksu kompozisyonunu ve diğer ikisi farklı atıksu kompozisyonlarını temsil edecek KOİ / TKN oranlarının kullanıcıdan alındığı diyalog kutusu kullanılmaktadır. Tüm değerler doldurulduktan sonra “Verileri Gönder” düğmesine basılması halinde tanımlanan her üç KOİ / TKN oranı için karıştırma periyodu süresi proses süresi oranının 0.1 – 0.6 aralığında 0.1 arttırmalarla tüm değerleri için önde denitrifikasyon verimi değeri hesaplanmaktadır. Çıktının kayıt edilebilmesi ve grafiğin kolaylıkla oluşturulabilmesi amacıyla sonuçların bir tablo halinde Microsoft Excel’e gönderilmesi uygun görülmüştür. Bu nedenle bu fonksiyonun kullanılabilmesi için yazılımın işletildiği sistemde Microsoft Excel’in yüklenmiş olması gereklidir.

Önde Denitrifikasyon Verim Değerlendirme Grafiği

Hesapları yapılan durumda

C T1 260 mg/l C TKN1 35 mg/l

Grafiğe aktarılabacak diğer C ve C değerleri

C T1 mg/l C TKN1 mg/l

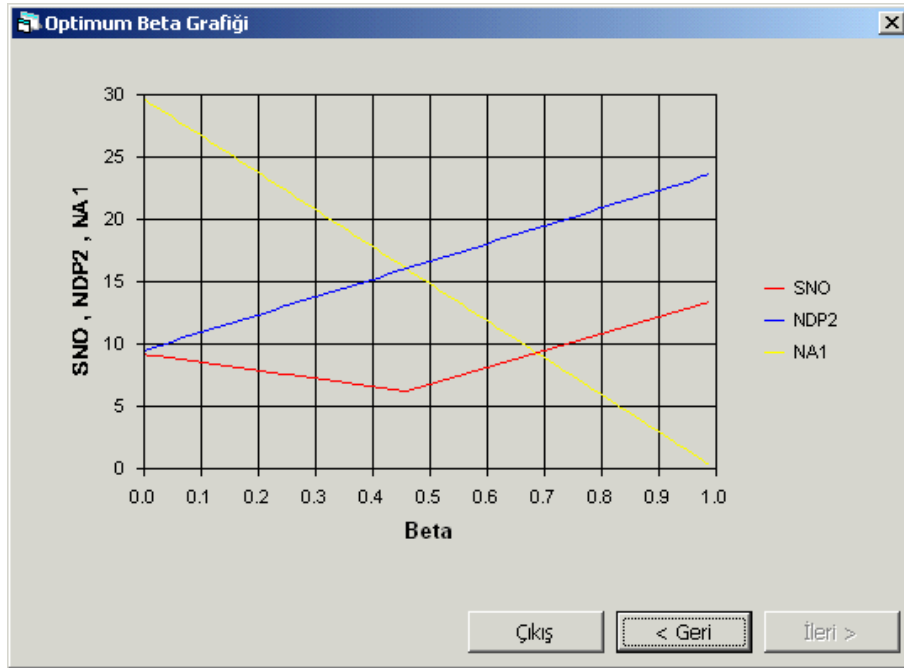
C T1 mg/l C TKN1 mg/l

Verileri Gönder

Çıkış < Geri İleri >

Şekil 6.16 Üç Farklı Atıksu Kompozisyonu İçin Önde Denitrifikasyon Sistemi Verim Karşılaştırma Grafik Hazırlığı Diyalog Kutusu

Diğer ek fonksiyon ise ikili doldurma karıştırma alternatifinin uygulanabildiği durumlarda kullanılabilir. Bu fonksiyon Şekil 6.17’de görülen diyalog kutusu içerisinde, sistemin farklı β oranları için N_{DP2} , N_{A1} ve S_{NO} değerlerini hesaplayarak bir grafik üzerinde göstermektedir. Bu grafikte ikili doldurma karıştırma alternatifi için hesaplanan optimum β değeri görselleştirilmektedir. Şekil 6.17’de görülen diyalog kutusu ilk görüntülediğinde bir mesaj kutusu ile grafiğin oluşturulmasında kullanılan verilerin Excel’e gönderilmesi olanağı sunulmaktadır.



Şekil 6.17 İkili Doldurma Alternatifinin Sağlandığı Durumlar İçin Optimum Beta Grafiği

Bu bölüm kapsamında, 4. Bölüm’de ardışık kesikli reaktörlerde azot gideriminin optimizasyonunun yapılmasını sağlayan ve sistem tasarımının gerçekleştirilmesinde kullanılmak üzere geliştirilmiş, stokiyometrik hesap yöntemlerinin bütün halinde kullanıldığı bir bilgisayar programı incelenmiştir. Bu yazılım, azot giderim optimizasyonu amacıyla önde denitrifikasyon veya çoklu doldurma alternatiflerinin tasarım ölçütlerinin süratle belirlenebileceği bir ortam oluşturmaktadır. Programda, seçilen atıksu karakteristikleri ve sistem temel tasarım parametreleri ışığında önde denitrifikasyon, ikili doldurma ve üçlü doldurma alternatiflerine ait hesaplar

gerçekleştirilerek sonuçlar kullanıcıya sunulmaktadır. Bu sayede, elde edilen tasarım sonuçlarının yorumlanmasında kolaylık sağlanmaktadır.

7. DENEYSEL ÇALIŞMA

7.1 Deneysel Düzenek

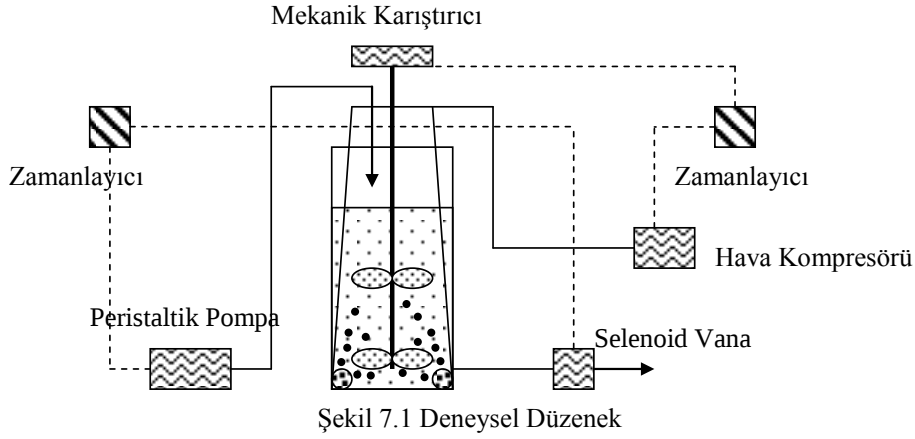
Deneylerde toplam kullanılabilir hacmi 9 lt olan laboratuvar ölçekli bir AKR kullanılmıştır. Şekil 7.1’de şematik gösterimi verilen sistemde reaktör hacmini oluşturan silindirik tankın yanısıra, karıştırma ve havalandırma periyodlarını kontrol eden zamanlayıcı, doldurma ve boşaltma periyodlarını kontrol eden zamanlayıcı, sisteme atıksu beslenmesinde kullanılan peristaltik pompa, reaktörün boşaltılmasını sağlayan selenoid vana, sistemin karıştırılmasını sağlayan elektrik motorlu devir ayarlı karıştırıcı, havalandırma periyodunda sisteme gerekli havanın basılmasını sağlayan kompresör, pH değerini sürekli izleyen pH kontrolör ve sistemin pH’sının düşmesi durumunda kontrolör ile tetiklenen dozaj pompası bulunmaktadır.

Reaktör, belirlenen işletme koşullarına uygun olarak peristaltik pompa ile beslenmektedir. Peristaltik pompa Watson – Marlow marka, dijital debi ayarlı pompadır ve doldurma / boşaltma zamanlayıcısı kontrolünde çalışmaktadır. Pompa, belirlenen doldurma süresinde, seçilen doldurma hacmini dolduracak debi ayarlanarak çalıştırılmaktadır.

Reaktör, sistemin seçilen işletme koşullarına uygun olarak ilk hacim değerine kadar boşaltılmasını sağlayacak seviyeden açılan bir delikten bağlanan hortum sayesinde selenoid vana ile boşaltılmaktadır. Selenoid vana akım beslendiği zaman açılmaktadır ve doldurma / boşaltma zamanlayıcısı kontrolünde çalışmaktadır. Çalışma sırasında, vananın periyodik olarak temizlenmesi ile gerçekleştirilecek çamur kaçışının yol açabileceği tıkanma engellenmiştir. Bu sayede reaktörün ilk hacime kadar boşaltılması için gerekli süre 10 dakikadan kısa olmaktadır.

Reaktörün karıştırma periyodu boyunca karıştırılması, devir ayarlı elektrik motoru sayesinde gerçekleştirilmektedir. Motorun döndürdüğü milin üzerine reaktörün iki farklı derinliğinde karıştırma sağlayacak şekilde iki pervane monte edilmiştir.

Karıştırıcının devrinin ayarlanmasında, sistemde karıştırma periyodu boyunca çamurun çökmesini engelleyecek ancak oluşan yumakların parçalanmasına neden olmayacak bir devir seçilmesine özen gösterilmiştir. Karıştırıcı, karıştırma / havalandırma zamanlayıcısı kontrolünde çalışmaktadır.



Reaktörün havalandırma periyodu boyunca havalandırılmasını hava kompresörü sağlamaktadır. Sistemin havalandırılması için seçilen kompresör bir akvaryum havalandırıcısıdır ve hava reaktörün tabanına yakın yerleştirilen difüzörler sayesinde reaktöre verilmektedir. Kompresörün çalıştırılmasında hava debisinin, havalandırma periyodu boyunca yeterli karıştırmayı sağlayacak miktarda olmasına dikkat edilmiştir. Böylece sistemde hem gerekli çözünmüş oksijen konsantrasyonu değerleri elde edilebilmekte hem de çamurun çökmesi engellenmektedir. Çökme ve dinlendirme periyodları boyunca, reaktör tabanında biriken çamurun difüzörleri tıkanması nedeniyle verimli havalandırmanın sürekli sağlanabilmesi için difüzörlerin periyodik olarak temizlenmesi ve değiştirilmesi gerekmektedir. Havalandırıcı kompresör, karıştırma / havalandırma zamanlayıcısı kontrolünde çalışmaktadır.

Reaktörün doğal ve doğal olmayan pH değişiklikleri karşısında korunmasını sağlamak ve nötr pH değerlerine yakın aralıkta çalışmasını sağlamak için pH kontrolör ve dozaj pompası kullanılmaktadır. pH kontrolör ölçümü, reaktör hacmi içerisine, sürekli dolu olacak seviyeye kadar daldırılmış bir pH probu sayesinde gerçekleştirmektedir. Dozaj pompasının bastığı NaOH debisinin, basma sıklığının ve kontrolörün tetikleme gerçekleştireceği alt ve üst pH değerlerinin ayarlanmasında pH

probenun değişikliklere tepki süresi ve kontrolörün dozaj pompasını tetiklemesinde meydana gelen gecikmeler dikkate alınmıştır.

7.2 Atıksu Özellikleri

Reaktör, tüm çalışma boyunca sentetik atıksu ile beslenmiştir. Sentetik atıksu hazırlanmasında karbonlu organik madde kaynağı olarak asetat kullanılmıştır. Atıksu için belirlenen azot ve fosfor içeriğı hazırlanan Sol. A solüsyonu, mikroorganizmal yaşamın sürebilmesi için gerekli eser besi maddeleri ise hazırlanan Sol B solüsyonu kullanılarak sağlanmaktadır.

Tüm çalışma boyunca atıksu KOİ konsantrasyonu $C_T = 200 - 300 \text{ mg/l}$ aralığında olacak şekilde tutulmuştur ve bu KOİ konsantrasyonunu sağlayacak asetat günlük olarak hazırlanan besleme çözeltisi içerisine katılmıştır. Sisteme beslenecek atıksuyun azot içeriğı 60 mg/l TKN olarak seçilmiştir. Sol A hazırlanırken azot içeriğı sadece NH_4Cl 'den oluşacak şekilde hesap gerçekleştirilmiştir. Sol A günlük olarak hazırlanan besleme çözeltisine her litre için 2 ml olacak şekilde ilave edilmiştir. Yine Sol A bünyesinde bulunan K_2HPO_4 ve KH_2PO_4 hem fosfor içeriğini oluşturmaktadır hem de tampon vazifesi görmektedir.

Reaktörde biyolojik arıtmayı gerçekleştirecek olan biyokütlenin eser besi maddesi ihtiyacını karşılayan Sol B ise standart çözelti olarak hazırlanmıştır ve magnezyum, demir, mangan, çinko ve kalsiyum içermektedir. Sol B günlük olarak hazırlanan besleme çözeltisine her litre için 2 ml olacak şekilde ilave edilmiştir. Tablo 7.1'de Sol A ve Tablo 7.2'de Sol B hazırlanırken 1 litre içerisinde çözölen madde miktarları verilmiştir.

Tablo 7.1 Sol A'nın İçeriğini Oluşturan Kimyasallar

Kimyasal	1 litre Sol A'da Çözülen Miktar (g)
NH_4Cl	229
K_2HPO_4	34
KH_2PO_4	17.5

Tablo 7.2 Sol B'nin İçeriğini Oluşturan Kimyasallar

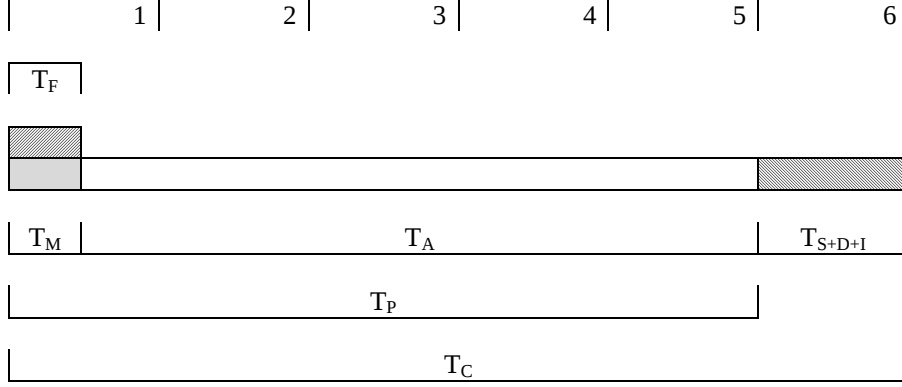
Kimyasal	1 litre Sol B'da Çözülen Miktar (g)
$\text{MgSO}_4 \cdot 7(\text{H}_2\text{O})$	15
$\text{FeSO}_4 \cdot 7(\text{H}_2\text{O})$	0.5
$\text{MnSO}_4(\text{H}_2\text{O})$	0.3
$\text{ZnSO}_4 \cdot 7(\text{H}_2\text{O})$	0.5
CaCl_2	2

7.3 İşletme Koşulları

Tüm işletme koşullarının seçilmesinde önceden yapılmış çalışmalar dikkate alınmıştır (Artan ve diğ., 1999).

7.3.1 Alıştırma Periyodu

Başlangıç periyodunda, laboratuvardaki ardışık kesikli reaktör, nitrifikasyon ve denitrifikasyon proseslerinin başlayabilmesi ve aktif çamurun atıksu karakterine ve işletme koşullarına uyum sağlayabilmesi amacıyla anoksik bölge ile karşılaştırıldığında oldukça uzun havalandırma süresi ile çalıştırılmıştır. Bu amaçla zamanlayıcılar reaktörün yarım saat boyunca karıştırılarak doldurulmasını ve daha sonra dört buçuk saat havalandırılmasını sağlayacak şekilde ayarlanmıştır. Altı saatlik çevrim süresinin geriye kalan bir saati içerisinde çamurun çökeltilmesi, bir sonraki çevrimde doldurulacak arıtılmış hacmin boşaltılması ve reaktörün durgun olarak bir sonraki çevrimi beklemesi gerçekleştirilmektedir.



Şekil 7.2 Başlangıç Periyodunda AKR İşletme Koşulları

$$T_F = 0.5 \text{ saat}$$

$$T_M = 0.5 \text{ saat}$$

$$T_A = 4.5 \text{ saat}$$

$$T_S = 0.5 \text{ saat}$$

$$T_{D+I} = 0.5 \text{ saat}$$

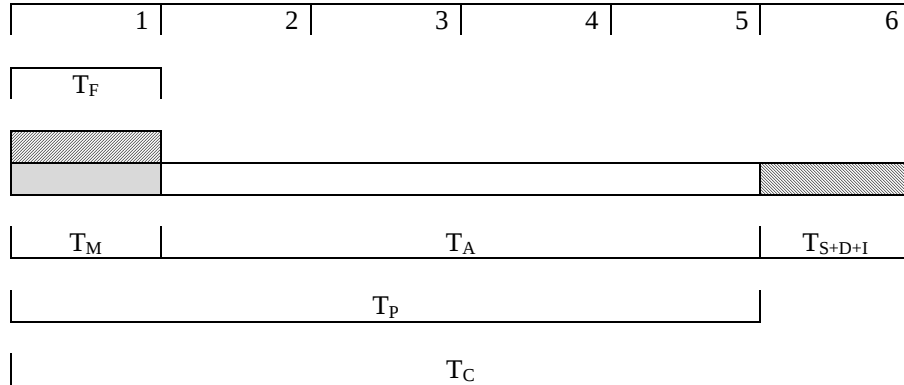
Başlangıç işletme koşullarında reaktörün kullanılan deşarj çıkışı, boşaltma sonunda reaktör içerisinde kalacak hacim V_0 4000 ml olacak şekilde bağlanmıştır. çevrim başlangıcında mekanik karıştırıcı ve peristaltik pompa çalışmakta ve reaktör yarım saat boyunca doldurulmaktadır. Ardışık kesikli reaktör peristaltik pompa aracılığıyla yarım saatte hedeflenen V_T hacmi olan 8000 ml'ye ulaşacak şekilde 115 ml/dakika debi ile doldurulmuştur.

Doldurma işleminin tamamlanmasından sonra ardışık kesikli reaktör bir kompresörden sağlanan hava ile difüzörler sayesinde havalandırılmaktadır. Havalandırma işlemi nitrifikasyon prosesinde ihtiyaç duyulan çözünmüş oksijen

seviyesinin sağlanması ve reaktörün tam karışım halinde kalması şartları sağlanacak şekilde yeterli hava debisi ile gerçekleştirilmektedir. Reaktörden, belirlenen çamur yaşının sabit tutulabilmesi amacıyla, havalandırma periyodu sırasında günde 1 litre çamur atılmıştır. Başlangıç koşullarında zamanlayıcı ile 4.5 saat olarak ayarlanan havalandırma süresinin ardından 30 dakika boyunca reaktörde hiçbir işlem gerçekleşmemektedir. Bu süre içerisinde ideale yakın durgun ortam sağlanmaktadır. Böylece boşaltma işleminin başlamasından önce çamur çökelmekte ve duru üst faz elde edilmektedir. 30 dakikalık çökeltme süresinden sonra selenoid vana zamanlayıcı ile açılmaktadır. 5 – 10 dakika içerisinde boşalan reaktör bir sonraki çevrimde doldurulmaya hazır halde dinlendirme fazında beklemektedir

7.3.2 Set I İşletme Koşulları

Başlangıç koşullarında işletilen reaktörün, aktif çamurun nitirifikasyon ve denitrifikasyon proseslerini gerçekleştirmeye başlamasından sonra işletme koşulları değiştirilmiştir. Karıştırılarak doldurma gerçekleşen 30 dakikalık süre 1 saate uzatılmıştır. Bu değişiklik ile denitrifikasyonun gerçekleştiği süre uzatılarak azot giderim veriminin yükseltilmesi hedeflenmiştir.



Şekil 7.3 Set I Periyodunda AKR İşletme Koşulları

$$T_F = 1 \text{ saat}$$

$$T_M = 1 \text{ saat}$$

$$T_A = 4 \text{ saat}$$

$$T_s = 0.5 \text{ saat}$$

$$T_{D+I} = 0.5 \text{ saat}$$

Başlangıç periyodunda 30 dakikada gerçekleştirilen doldurma işlemi yeni işletme koşullarında 1 saate yükseltilmiştir. İşletme koşullarında gerçekleştirilen bu değişikliğe paralel olarak reaktörün doldurulan V_F hacmi de, peristaltik pompanın debisinin 33.5 ml/dakika olarak ayarlanması ile 4000 ml'den 2000 ml'ye düşürülmüştür.

$$V_0 = 4 \text{ litre}$$

$$V_F = 2 \text{ litre}$$

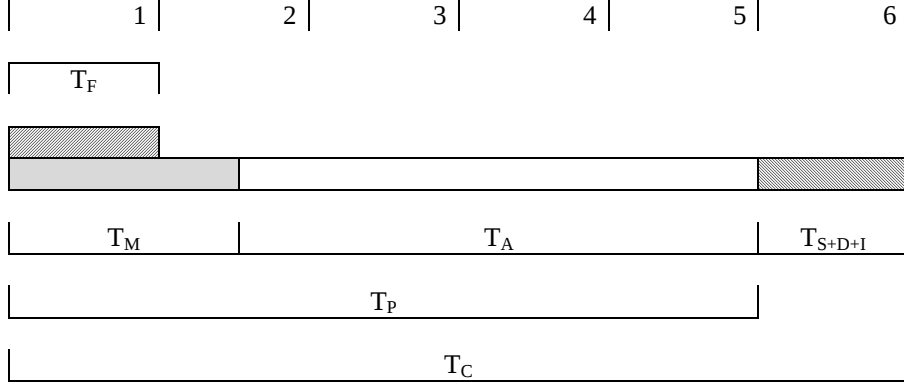
$$V_T = 6 \text{ litre}$$

Set I için seçilen bu hacimler sonucu geri devir oranı;

$$\frac{V_0}{V_F} = \frac{4}{2} = 2 \text{ olmaktadır.}$$

7.3.3 Set II İşletme Koşulları

Set I süresince karıştırılarak doldurma gerçekleştirilen 60 dakikalık süre 90 dakikaya uzatılmıştır. Bu değişiklik ile denitrifikasyonun gerçekleştiği süre uzatılarak azot giderim veriminin yükseltilmesi hedeflenmiştir.



Şekil 7.4 Set II Periyodunda AKR İşletme Koşulları

$$T_F = 1 \text{ saat}$$

$$T_M = 1.5 \text{ saat}$$

$$T_A = 3.5 \text{ saat}$$

$$T_S = 0.5 \text{ saat}$$

$$T_{D+I} = 0.5 \text{ saat}$$

7.4 DeneySEL Sonuçlar

7.4.1 Alıştırma Periyodu

Alıştırma periyodunda, ardışık kesikli reaktör kararlı denge haline gelene kadar 30 gün süreyle alıştırma periyodu işletme koşullarında işletilmiştir. Bu sayede nitrifikasyonun başlaması sağlanmıştır. Yapılan günlük izlemelerde sistem çıkışında nitrat konsantrasyonunun 25 mg/l civarında sabit kaldığı gözlemlendiğinde, sistemde nitrifikasyonun gerçekleştiği ve kararlı denge haline ulaşıldığına karar verilmiştir.

Bundan sonra denitrifikasyon prosesinin çalışabilmesi için havalandırma süresinin daha uzun olduğu Set I işletme koşullarına geçilmiştir.

7.4.2 Set I

Sistem Set I için işletme koşulları seçilirken aşağıdaki hesaplamalar gerçekleştirilmiştir.

Seçilen işletme koşullarında karıştırma periyodu boyunca nitratin tüketildiği ancak anaerobik bölge oluşmadığı kabul edilmiştir bu nedenle gerçekleştirilecek hesaplarda, $T_{AN} = 0$ saat olarak alınmıştır. Denitrifikasyon ise karıştırma periyodu boyunca gerçekleştirilmekte, karıştırma sona erdikten hemen sonra havalandırma periyodu başlamaktadır. Bu nedenle denitrifikasyon prosesinin gerçekleştiği süre karıştırma periyodu süresine eşit olacaktır.

$$T_{DN} = 1 \text{ saat}$$

Laboratuvar uygulamasından beklenen nitrifikasyon kapasitesi, denitrifikasyon kapasitesi ve kullanılabilir azot miktarı Bölüm 4 ile verilen formülasyona uygun ve Bölüm 5’de çözölen örneğe benzer şekilde hesaplanmıştır. Yapılan hesap sonucunda sistemin etkin çamur yaşı, $\theta_{XE} = 10$ gün olarak bulunmuştur.

Nitrifikasyon prosesi için önem taşıyan aerobik çamur yaşı, $\theta_{XA} = 8$ gün olarak hesaplanmıştır.

Biyokütle için dönüşüm oranı, $Y_H = 0.63 \frac{\text{g cellCOD}}{\text{g COD}}$ olarak kabul edilirse,

$$b_H = 0.15 \text{ gün}^{-1} \text{ ve } f_E = 0.20 \text{ için gözlenen dönüşüm oranı, } Y_{NH} = 0.33 \frac{\text{g cellCOD}}{\text{g COD}}$$

olmaktadır.

Buna göre nitrifikasyon kapasitesi için hesaplanması gereken çoğalma prosesinde biyokütle bünyesine alınan azot miktarı, $N_X = 4.4 \text{ mg/l}$ olarak hesaplanmıştır. Bu değer kullanılarak, sistemin nitrifikasyon kapasitesi hesap sonucunda, $N_{OX} = 55.6 \text{ mg/l}$ bulunmuştur.

Denitrifikasyon kapasitesi ifadesinde kullanılan T_M/T_P oranı seçilen işletme koşullarında 0.2 olmaktadır. Seçilen besleme çözeltisi bileşimi için C_{T1}/C_{TKN1} oranı 5 olmaktadır. Asetat tümüyle kolay ayrışan substrat olduğu için $f_{CS} = f_{SS} = 1$ olarak alınmıştır. Denitrifikasyon kapasitesi hesap sonucunda, $N_{DP} = 33.6 \text{ mg/l}$ olarak bulunmuştur.

Sistemde denitrifikasyon periyodunda kullanılabilir nitrat miktarı hesaplanarak, $N_A = 37 \text{ mg/l}$ olduğu bulunmuştur.

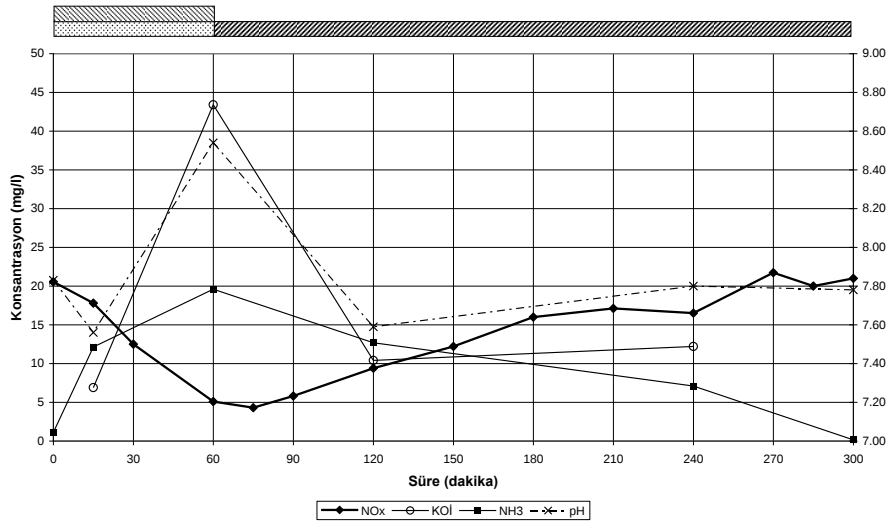
Elde edilen değerler incelendiğinde denitrifikasyon kapasitesinin denitrifikasyonda kullanılabilir nitrat miktarından küçük olduğu görülmektedir ($N_{DP} < N_A$). Buna göre sistemin denitrifikasyon kapasitesi kısıtlı çalıştığı söylenebilir. Denitrifikasyon kapasitesi kısıtlı durum için çıkış nitrat konsantrasyonu ifadesinden faydalanarak $S_{NO} = 55.6 - 33.6 = 22 \text{ mg/l}$ olarak hesaplanabilir.

Set I için seçilen işletme koşullarında sistemin kararlı denge haline geldiği belirlenene kadar yapılan günlük izlemelerin ardından çevrim boyunca nitrat, amonyak ve organik madde miktarında meydana gelen değişimlerin izlenmesi için çevrim içi analiz gerçekleştirilmiştir. Çevrim başlamadan önce hazırlanan besleme çözeltisinde ve çevrim süresince sistemde kritik değişimlerin meydana gelebileceği zaman dilimlerinde 15 dakika aralıklarla, diğer zaman dilimlerinde 30 dakika aralıklarla alınan numunelerde nitrat, amonyak ve KOİ analizleri yapılmıştır. Numuneler alınırken pH kontrolörden izlenen pH değerleri de not edilmiştir. Yapılan bu analizler sonucunda elde edilen konsantrasyon değerleri Tablo 7.3’de verilmiştir.

Tablo 7.3 Set I Çevrim İçi Analiz Sonuçları

Zaman (dk)	NO _x (mg/l)	KOİ (mg/l)	NH ₃ (mg/l)	pH
Atıksu	-----	221,38	59	-----
0	20,55		1,1	7,83
15	17,8	6,9	12,13	7,56
30	12,5			
60	5,1	43,4	19,6	8,54
75	4,3			
90	5,8			
120	9,4	10,4	12,69	7,59
150	12,2			
180	16			
210	17,12			
240	16,5	12,2	7,09	7,80
270	21,72			
285	20			
300	21		0,15	7,78

Tablo 7.3’de verilen bu analiz sonuçları Şekil 7.5’de zaman – konsantrasyon grafiği üzerinde gösterilmiştir.



Şekil 7.5 Set I Çevrim İçi Analiz Sonuçları

Tablo 7.3 incelendiğinde hazırlanan sentetik besleme çözeltisinin KOİ konsantrasyonunun hedeflenen aralıkta kaldığı ve 220 mg/l civarında olduğu görülmektedir. Yine sentetik besleme çözeltisi amonyak konsantrasyonunun seçilen değer 60 mg/l civarında bulunduğu görülmektedir.

Şekil 7.5 incelendiğinde çevrim başlangıcında sistem çıkışında amonyak konsantrasyonunun çok düşük olduğu, aynı anda gerçekleştirilen oksitlenmiş azot analizinde 20 mg/l civarında nitrat bulunduğu görülmektedir. Sistem girişinde söz konusu olan nitrat konsantrasyonu, sistem çıkışında V_0 ilk hacmi içerisinde kalan nitrat konsantrasyonudur. Denitrifikasyon gerçekleşen karıştırma periyodunda 15. dakikada nitrat konsantrasyonu 17.8 mg/l'ye düşmektedir. 30. dakikada yapılan analiz 12.5 mg/l ve denitrifikasyon sonunda 60. dakikada yapılan analiz sistemde 5.2 mg/l nitrat bulunduğunu göstermektedir. Buna göre denitrifikasyon ile gerçekleştirilen nitrat giderimi başlangıçta 20 mg/l civarında olan nitrat konsantrasyonunun 5 mg/l'ye kadar düşmesini sağlamaktadır.

Karıştırma periyodu sona erdikten sonra havalandırma periyodu başlamaktadır. Havalandırma periyodu boyunca sistem nitrifikasyona çalışmaktadır. Nitrifikasyon sırasında beklenen değişimlere paralel olarak amonyak azotunun nitrata dönüştürülerek azaldığı ve nitrat konsantrasyonunun arttığı yapılan analizlerle belirlenmiştir. Buna göre havalandırma periyodunun başladığı 60. dakikada sistemde 5.2 mg/l olarak ölçülen nitrat konsantrasyonu 120. dakikada 9.4 mg/l, 180. dakikada 16 mg/l ve 300. dakikada 21 mg/l değerlerine ulaşmaktadır. Bu değer yukarıda formüller yardımıyla hesaplanan sistem çıkışında nitrat konsantrasyonu değeri 22 mg/l ile uyumludur. Nitrattaki artışa paralel olarak havalandırma periyodu başında 19.6 mg/l olarak belirlenen amonyak konsantrasyonu nitrifikasyon prosesi süresince azalmaktadır. Yapılan analizlerde amonyak konsantrasyonları 120. dakikada 12.7 mg/l, 240. dakikada 7.1 mg/l olarak belirlenmiştir. Nitrifikasyon prosesi sonunda 300. dakikada amonyak konsantrasyonu sıfıra yakın değer almaktadır.

Sistemde denitrifikasyon prosesinin gerçekleştiği karıştırma periyodu sonunda sistemde nitrat kalıyor olması sistemin denitrifikasyon potansiyelinin artırılarak tüm nitratin giderilebileceği durumun araştırılması gereğini ortaya çıkarmıştır. Bu amaçla sistemde denitrifikasyon gerçekleşen karıştırma periyodu süresi 30 dakika uzatılmıştır.

7.4.3 Set II

Set I işletme koşullarında karıştırma periyodu sonunda nitratin tükenmediği görülmektedir. Bu nedenle Set II’de denitrifikasyon gerçekleştirilen karıştırma periyodu süresinin uzatılması uygun bulunmuştur. Ancak gerçekleştirilen bu uzatmanın nitratin ancak bitmesini sağlayacağı, anaerobik bölge oluşmayacağı kabul edilmiştir. Bu nedenle gerçekleştirilecek hesaplarda, $T_{AN} = 0$ saat olarak alınmıştır.

Set I’e benzer şekilde Set II için seçilen işletme koşullarında da karıştırma sona erdikten hemen sonra havalandırma periyodu başlamaktadır. Bu nedenle denitrifikasyon prosesinin gerçekleştiği süre karıştırma periyodu süresine eşit olacaktır.

$$T_{DN} = 1.5 \text{ saat}$$

Set II için seçilen işletme koşullarında, Set I için geçerli olan ilk hacim, doldurulan hacim değerleri ve havalandırma periyodunda tam karışımdan uzaklaştırılan çamur miktarı, çamur yaşının sabit kalması için değiştirilmemiştir. Buna göre çamur yaşı, $\theta_x = 12$ gün olmaktadır.

Sistemin etkin süresi ve çamur yaşı değişmediği için etkin çamur yaşı Set I ile aynı olmaktadır, $\theta_{XE} = 10$ gün .

Nitrifikasyon prosesi için önem taşıyan aerobik çamur yaşı değeri de etkin çamur yaşı değerine benzer şekilde, Set II için havalandırma periyodu süresinde yapılan değişiklik dikkate alınarak hesaplanmıştır ve $\theta_{XA} = 7$ gün olarak belirlenmiştir.

Set I için seçilen dönüşüm oranı ve hesaplanan gözlenen dönüşüm oranı değerleri Set II için de geçerlidir.

$$Y_H = 0.63 \frac{\text{g cellCOD}}{\text{g COD}}$$

$$Y_{NH} = 0.33 \frac{\text{g cellCOD}}{\text{g COD}}$$

Nitrifikasyon prosesinde çoğalma sırasında biyokütle bünyesine alınacak olan azot miktarı Set II için seçilen işletme koşullarında, $N_x = 4.6 \text{ mg/l}$ olarak hesaplanmıştır. Bu değer kullanılarak hesaplanan nitrifikasyon kapasitesi, $N_{ox} = 55.4 \text{ mg/l}$ bulunmuştur.

Set II işletme koşulları için denitrifikasyon kapasitesi ifadesinde kullanılan T_M/T_p oranı 0.3 olmaktadır. Asetat tümüyle kolay ayrışan substrat olduğu için $f_{cs} = f_{ss} = 1$ olarak alınmıştır. Denitrifikasyon kapasitesi hesap sonucunda, $N_{dp} = 37.2 \text{ mg/l}$ olarak bulunmuştur.

Sistemde denitrifikasyon periyodunda kullanılabilir nitrat miktarı hesaplanarak, $N_A = 37 \text{ mg/l}$ olduğu belirlenmiştir.

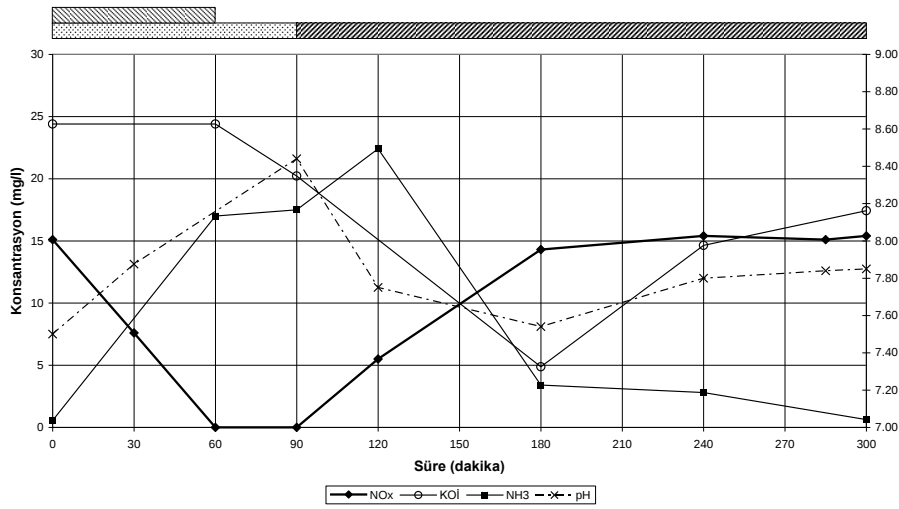
Elde edilen değerler incelendiğinde denitrifikasyonda kullanılabilir nitrat miktarının denitrifikasyon kapasitesinden küçük olduğu görülmektedir ($N_A < N_{dp}$). Buna göre sistemin geri devir kısıtlı çalıştığı söylenebilir. Geri devir kısıtlı durum için tanımlanan çıkış nitrat konsantrasyonu ifadesinden hareketle çıkış nitrat konsantrasyonu $S_{NO} = 55.4 - 37 = 18.4 \text{ mg/l}$ olarak hesaplanabilir.

Set I işletme koşullarından sonra Set II için seçilen işletme koşullarına geçilmiştir. Bu koşullarda sistemin kararlı denge haline geldiği belirlenene kadar yapılan günlük izlemelerin ardından çevrim boyunca nitrat, amonyak ve organik madde miktarında meydana gelen değişimlerin izlenmesi için çevrim içi analiz gerçekleştirilmiştir. Çevrim başlamadan önce hazırlanan besleme çözeltilisinde ve çevrim süresince sistemde kritik değişimlerin meydana gelebileceği zaman dilimlerinde 15 dakika aralıklarla, diğer zaman dilimlerinde 30 dakika aralıklarla alınan numunelerde nitrat, amonyak ve KOİ analizleri yapılmıştır. Numuneler alınırken pH kontrolörden izlenen pH değerleri de not edilmiştir. Yapılan bu analizler sonucunda elde edilen konsantrasyon değerleri Tablo 7.4’de verilmiştir.

Tablo 7.4 Set II Çevrim İçi Analiz Sonuçları

Zaman (dk)	N _{OX} (mg/l)	KOİ (mg/l)	NH ₃ (mg/l)	pH
Atıksu	-----	230	61	-----
0	15.1	24	0.56	7.50
30	7.6			7.88
60	0	24	17	8.25
90	0	20	17.5	8.44
120	5.5		22.4	7.75
180	14.3	4	3.4	7.54
240	15.4	14	2.8	7.80
285	15.1			7.84
300	15.4	17	0.63	7.85

Tablo 7.4’de verilen bu analiz sonuçları Şekil 7.6’da zaman – konsantrasyon grafiği üzerinde gösterilmiştir.



Şekil 7.6 Set II Çevrim İçi Analiz Sonuçları

Tablo 7.4 incelendiğinde hazırlanan sentetik besleme çözeltisinden alınan numunelerde gerçekleştirilen analizlerde KOİ konsantrasyonunun seçilen aralıkta kaldığı ve 230 mg/l olduğu, amonyak konsantrasyonunun besleme için seçilen amonyak içeriğine yakın değerinde 61 mg/l olduğu görülmektedir.

Şekil 7.6 incelendiğinde ise çevrim başlangıcında sistemde amonyak konsantrasyonunun çok düşük olduğu görülmektedir. Çevrim başlangıcında nitrat

konsantrasyonu bir diğ er deyişle sistem çıkışında V_0 boşaltılmayan hacmi içerisinde kalan nitrat konsantrasyonunun 15 mg/l civarında olduğu belirlenmiştir. Set I'de 21 mg/l olarak belirlenmiş olan bu değer d şş  göstermiştir. Nitrat konsantrasyonu karıştırma periyodu boyunca izlenmiştir. Bu izleme sonuçlarına göre denitrifikasyon periyodunun 30. Dakikasında 7.6 mg/l değerine düştüğü, 90 dakikalık karıştırma periyodu sonunda ise tamamen giderildiği belirlenmiştir. Böylece denitrifikasyon kapasitesinin arttırılması için sistemin karıştırma süresinin arttırılması sayesinde nitrat gideriminde artış sağlanmıştır.

Nitrifikasyon prosesinin gerçekleştiği 90 ile 300. dakikalar arasında gerçekleştirilen sistem izlemeleri havalandırma periyodu başında 0 mg/l olan nitratın nitrifikasyon prosesi ile 120. dakikada 5.5 mg/l, 180. dakikada 14.3 mg/l ve sistem çıkışında 300. dakikada 15.4 mg/l değerine ulaştığını göstermiştir. Nitrifikasyon prosesinde giderilen amonyak ise 90. dakikada proses başlangıcında belirlenen 17.5 mg/l konsantrasyonundan 180. dakikada 3.4 mg/l, 240. dakikada 2.8 mg/l değerine düşmüştür. 300. dakikada sistem çıkışında amonyak konsantrasyonunun çok düşük olduğu belirlenmiştir.

8. DEĞERLENDİRME ve SONUÇLAR

Bu çalışmada, ardışık kesikli reaktörlerde biyolojik azot giderimi işletme alternatifleri değerlendirilerek, önde denitrifikasyon sistemlerinde istenilen verimin elde edilememesi durumunda uygulanabilecek alternatif işletme koşulları incelenmiştir. Özellikle KOİ/TKN oranı yüksek atıksularda elde edilen ve önde denitrifikasyon sistemlerinde geri devir oranının pratikte kısıtlı seçilebilmesi nedeniyle tümüyle kullanılamayan yüksek denitrifikasyon kapasitelerinin daha verimli kullanılabildiği gösterilmiştir. Bu çerçevede ardışık kesikli reaktörlerin, işletme koşullarında sunduğu esneklik, bu esneklikten faydalanarak aynı tank içerisinde birden fazla anoksik periyod ve aerobik bölgenin yaratılması sayesinde elde edilen sonuçlar tartışılmıştır. Çoklu doldurma alternatifine ihtiyaç duyulan ve duyulmayan durumlar ayrımsanmıştır.

Tüm işletme koşulları için sistem ile ilgili temel hesapların yapılmasında kullanılabilecek stokiyometrik hesap yöntemi geliştirilmiştir. Bu hesap yöntemi ile elde edilen sonuçlar, ASM 2d aktif çamur modeli matematik simülasyonlarından elde edilen sonuçlar ile karşılaştırılarak sınanmıştır. Bu karşılaştırma, stokiyometrik hesaplar ile elde edilen verilerin matematik simülasyonlardan elde edilen veriler ile bağdaştığını göstermiştir. Matematik simülasyonlara nazaran çok daha kolay ve özel araç gereksizinin gerçekleştirilebilecek bu stokiyometrik hesapların daha da pratik gerçekleştirilebilmesi için Microsoft Visual Basic ile bir uygulama geliştirilmiştir. Bu uygulama sayesinde önde denitrifikasyon, ikili doldurma ve üçlü doldurma alternatiflerinin hesapları kısa sürede yapılabilmektedir. Özellikle üçlü doldurma alternatifinde, denklem sisteminin denitrifikasyon kapasitesinin optimum kullanıldığı işletme koşulları için çözülemediği, hesapların bir yaklaşım yöntemi ile yapılabildiği durumda, hesapların bilgisayarda gerçekleştiriliyor olması zamandan tasarruf sağlamaktadır. Ayrıca, bilgisayar programı konunun çok örnek olasılığı ile deneme yapılarak incelenmesine imkan vermektedir.

Deneysel çalışmada öncelikle stokiyometrik yöntem yaklaşımı ile hesapları gerçekleştirilen iki farklı işletme koşulunda ardışık kesikli reaktör sentetik atıksu beslemesi ile önde denitrifikasyon şartlarında sistemi işletilmiştir. İlk işletme koşullarında karıştırma süresinin kısa oluşu nedeniyle elde edilen denitrifikasyon kapasitesinin tümüyle kullanılamadığı görülmüştür. Daha sonra karıştırma periyodu süresi uzatılarak denitrifikasyon kapasitesinin tümüyle kullanılması sağlanmıştır. Bu sayede ilk durumda 21 mg/l olan çıkış nitrat konsantrasyonu ikinci işletme koşulunda 15 mg/l'ye düşmüştür.

Çalışma sonucunda elde edilen bilgiler aşağıdaki gibi özetlenebilir;

Biyolojik azot gideriminde geri devir oranı, denitrifikasyon kapasitesi, nitrifikasyon kapasitesi ve kullanılabilir nitrat önemli parametrelerdir. Denitrifikasyon kapasitesinin olabildiğince verimli kullanılması gereklidir. Bu amaçla, önde denitrifikasyon sisteminin istenilen verimi sağlayamadığı durumlarda çoklu doldurma alternatifleri ile optimizasyon yapılabilir

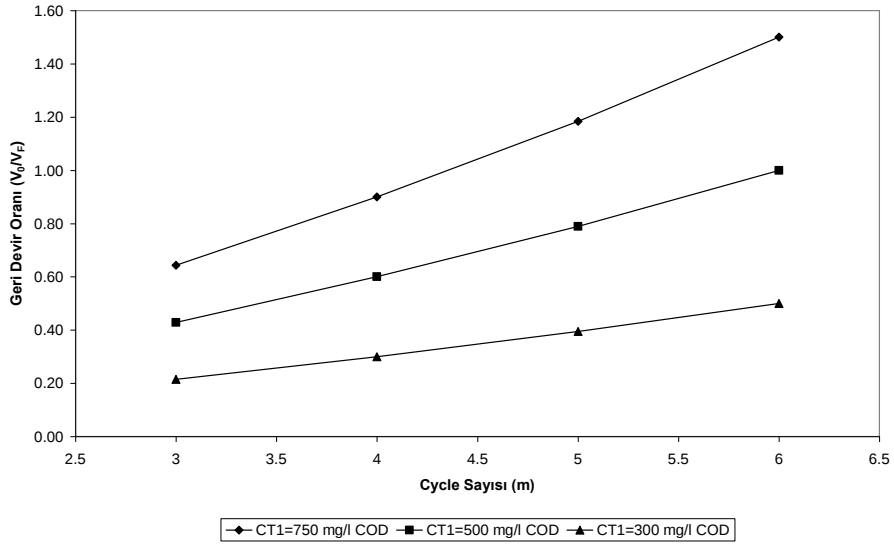
Önde denitrifikasyon, ikili ve üçlü doldurma alternatifleri için bir stokiyometrik hesap yöntemi geliştirilmiştir. Bu hesap yöntemi kullanılarak elde edilen sonuçlar ASM 2d model simülasyonları ve deneysel çalışma sonuçları ile uyumludur.

KAYNAKLAR

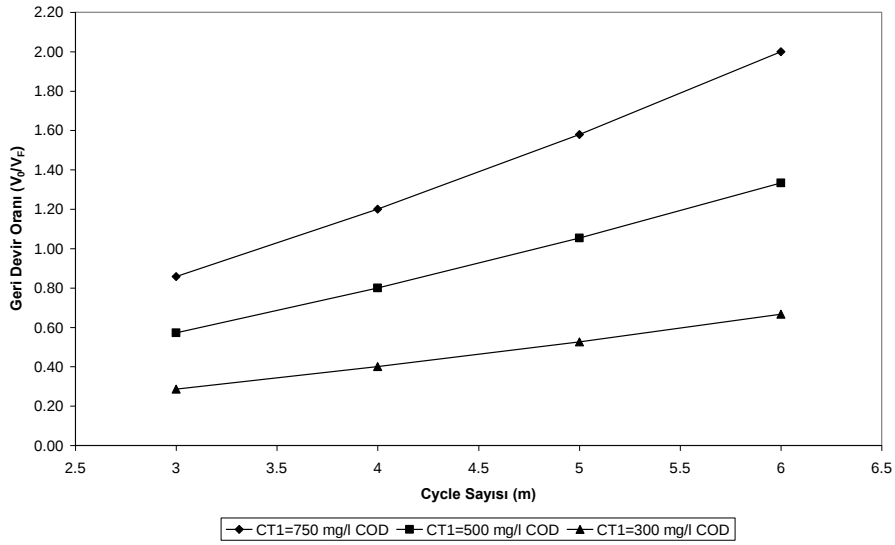
- APHA**, 1998. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 20th Edition, American Public Health Association, Washington, DC.
- Artan, N., Taşlı, R., Özgür, N., Görgün, E.**, 1999. Biyolojik Azot ve Fosfor Gideren Aktif Çamur Sistemlerinin Tasarım İşletme ve Kontrol Esaslarının Belirlenmesi, İ.T.Ü. Araştırma Fonu.
- Artan, N., Orhon, D., Taşlı, R.**, 2001a. Design of SBR Systems for Nutrient Removal from Wastewaters Subject to Seasonal Fluctuations, Proceeding, Third Black Sea International Conference – Environmental Protection Technologies for Coastal Areas, 6 – 8 Haziran 2001, Varna – Bulgaristan.
- Artan, N., Wilderer, P., Orhon, D., Morgenroth, E., Özgür, N.**, 2001b. The Mechanism and Design of Sequencing Batch Reactor Systems for Nutrient Removal – The State of the Art, *Wat. Sci. and Tech.*, 43(3), 53 – 60
- Orhon, D., Artan, N.**, 1994. Modelling of Activated Sludge Systems, Technomic Publishing, Lancaster, USA.
- Reichert P.**, 1994. AQUASIM - A Tool for Simulation and Data Analysis of Aquatic Systems. *Wat. Sci. Tech.*, 30, 2, 21-30.
- Sözen, S.**, 1995. Nitrifikasyon-Denitrifikasyon Kinetiğinin Deneysel Karakterizasyonu, Doktora Tezi, İ.T.Ü. Fen Bilimleri Enstitüsü.
- Taşlı, R.**, 1996. Ardışık Kesikli Reaktörlerde Biyolojik Aşırı Fosfor Giderimi, Doktora Tezi, İ.T.Ü. Fen Bilimleri Enstitüsü.
- Taşlı, R., Artan, N., Orhon D.**, 2001. Retrofitting SBR Systems to Nutrient Removal in Sensitive Tourist Areas, *Wat. Sci. and Tech.*, 44, 121 – 128

EKLER

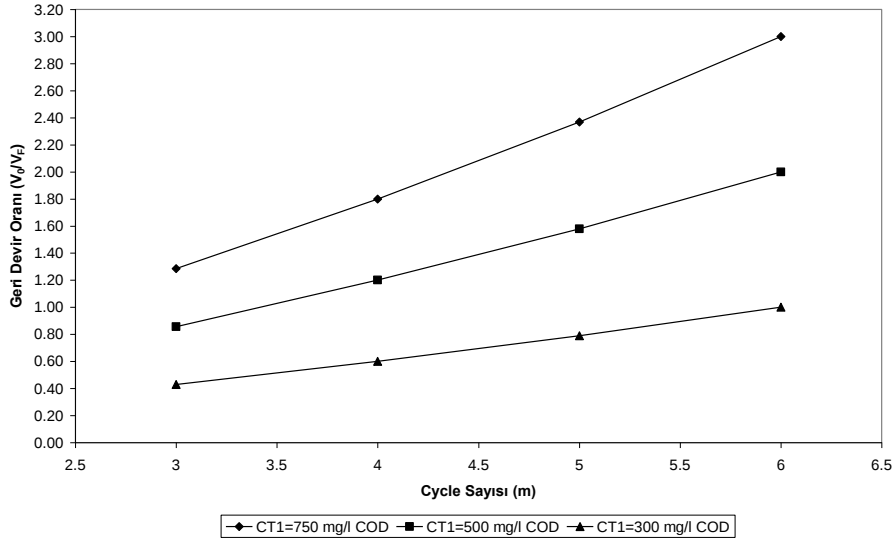
EK A



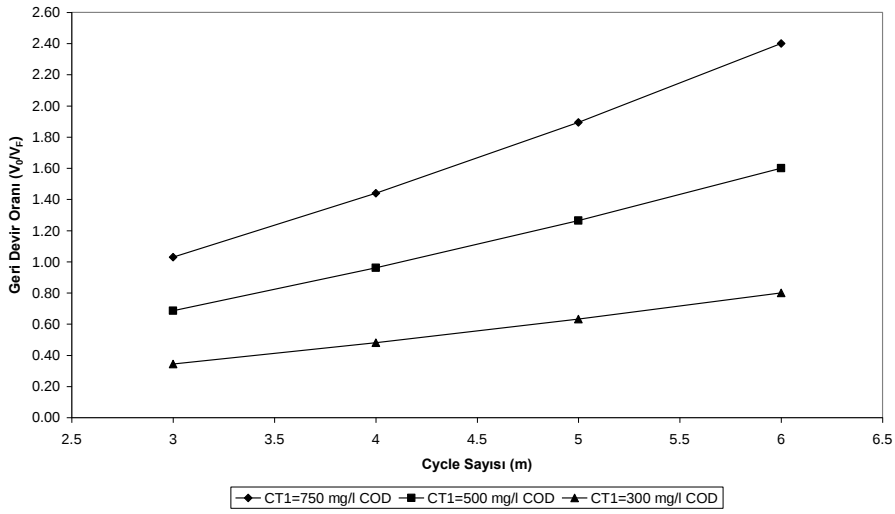
Şekil A.1 Farklı Atıksu Karakterlerinde $\theta_{XA} = 5$ gün ve $T_M / T_P = 0.2$ İçin Uygun Günlük Çevrim Sayısı Değerlerine Karşılık Gelen Geri Devir Oranı Değerleri



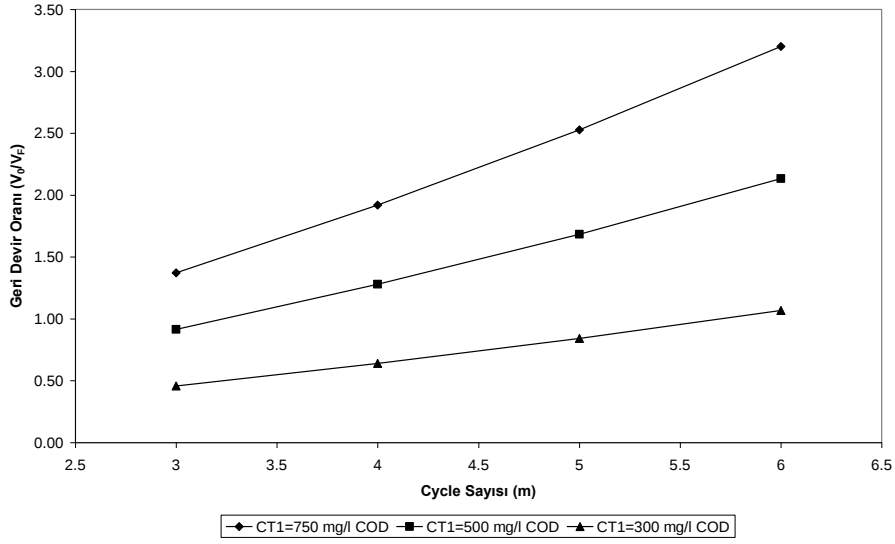
Şekil A.2 Farklı Atıksu Karakterlerinde $\theta_{XA} = 5$ gün ve $T_M / T_P = 0.4$ İçin Uygun Günlük Çevrim Sayısı Değerlerine Karşılık Gelen Geri Devir Oranı Değerleri



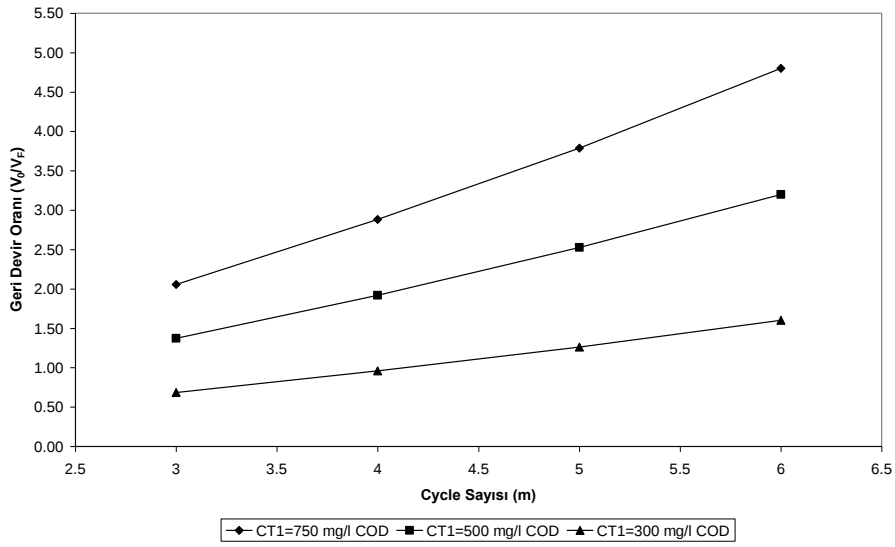
Şekil A.3 Farklı Atıksu Karakterlerinde $\theta_{XA} = 5$ gün ve $T_M / T_p = 0.6$ İçin Uygun Günlük Çevrim Sayısı Değerlerine Karşılık Gelen Geri Devir Oranı Değerleri



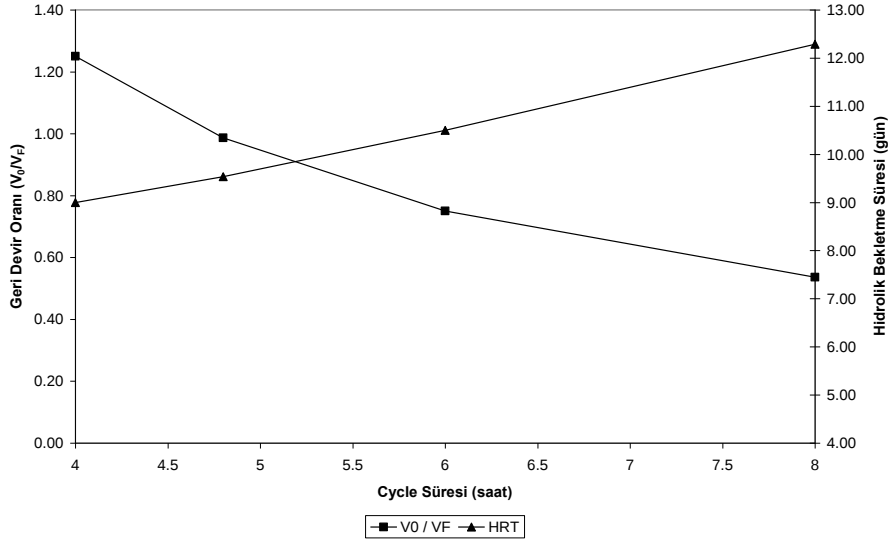
Şekil A.4 Farklı Atıksu Karakterlerinde $\theta_{XA} = 8$ gün ve $T_M / T_p = 0.2$ İçin Uygun Günlük Çevrim Sayısı Değerlerine Karşılık Gelen Geri Devir Oranı Değerleri



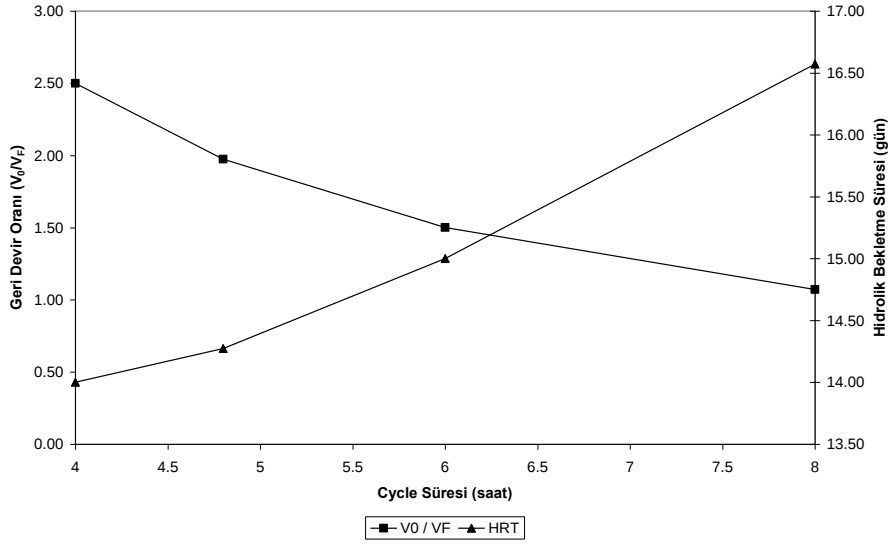
Şekil A.5 Farklı Atıksu Karakterlerinde $\theta_{XA} = 8$ gün ve $T_M / T_p = 0.4$ İçin Uygun Günlük Çevrim Sayısı Değerlerine Karşılık Gelen Geri Devir Oranı Değerleri



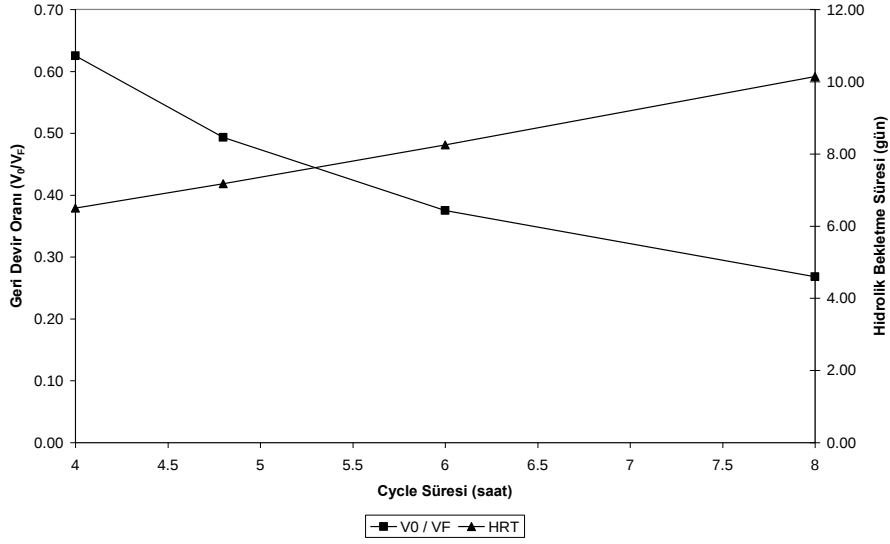
Şekil A.6 Farklı Atıksu Karakterlerinde $\theta_{XA} = 8$ gün ve $T_M / T_p = 0.6$ İçin Uygun Günlük Çevrim Sayısı Değerlerine Karşılık Gelen Geri Devir Oranı Değerleri



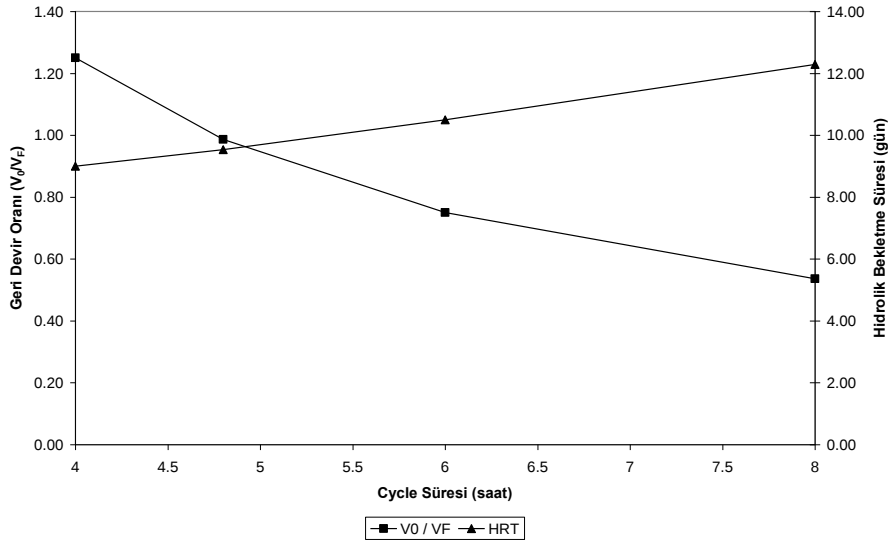
Şekil A.7 $KOİ = 500 \text{ mg/l}$, $\theta_{XA} = 5 \text{ gün}$ ve $T_M/T_P = 0.2$ İçin Geri Devir Oranının Hidrolik Bekletme Süresi İle İlişkisi



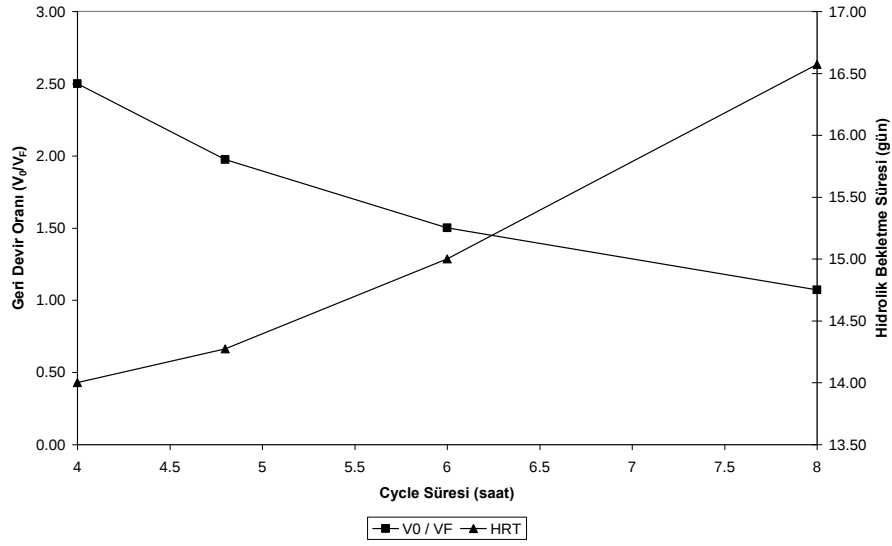
Şekil A.8 $KOİ = 500 \text{ mg/l}$, $\theta_{XA} = 5 \text{ gün}$ ve $T_M/T_P = 0.6$ İçin Geri Devir Oranının Hidrolik Bekletme Süresi İle İlişkisi



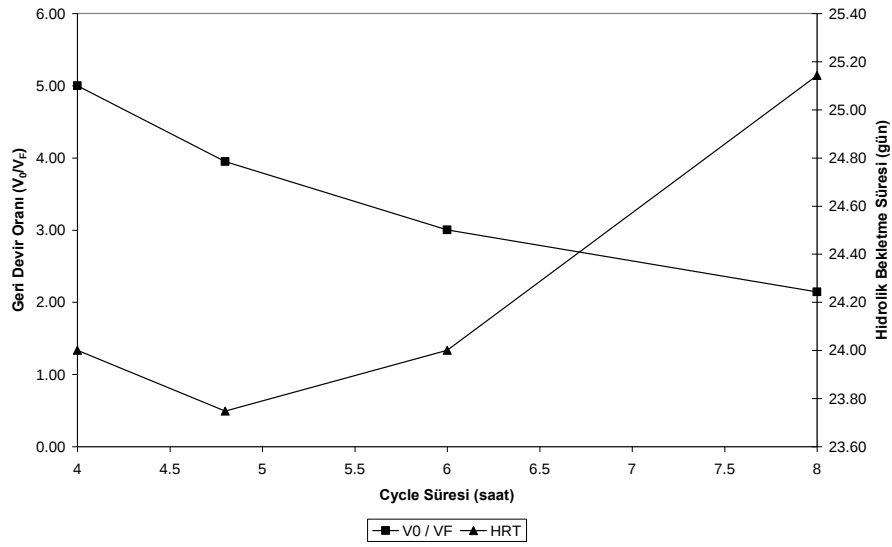
Şekil A.9 $KOİ = 250 \text{ mg/l}$, $\theta_{XA} = 5 \text{ gün}$ ve $T_M/T_P = 0.2$ İçin Geri Devir Oranının Hidrolik Bekletme Süresi İle İlişkisi



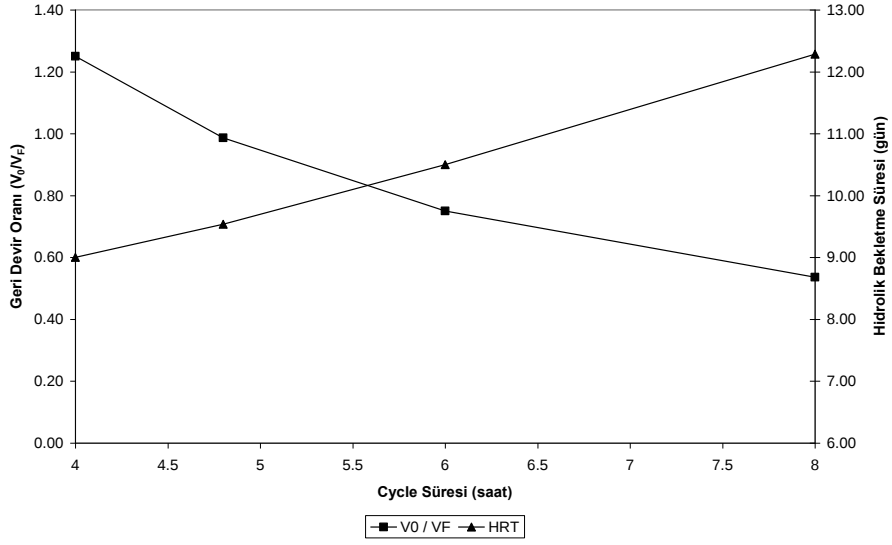
Şekil A.10 $KOİ = 250 \text{ mg/l}$, $\theta_{XA} = 5 \text{ gün}$ ve $T_M/T_P = 0.6$ İçin Geri Devir Oranının Hidrolik Bekletme Süresi İle İlişkisi



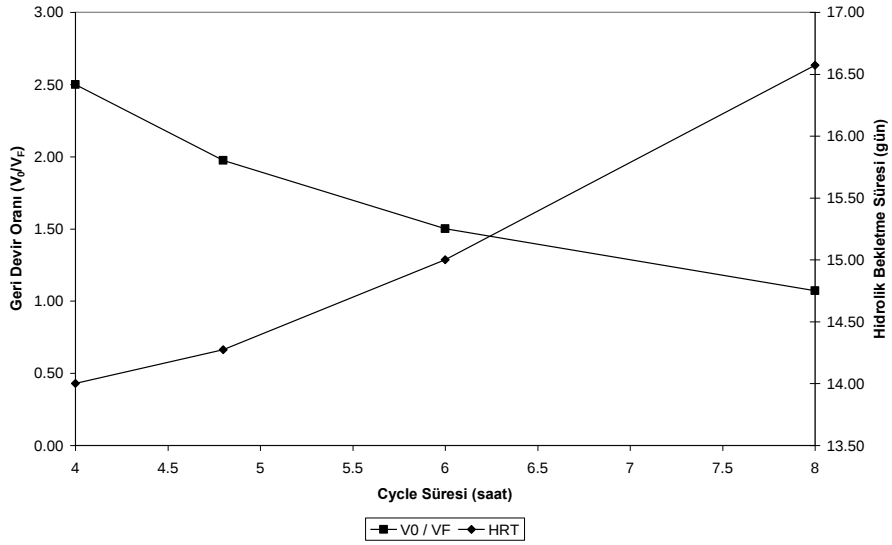
Şekil A.11 $KOİ = 500 \text{ mg/l}$, $\theta_{XA} = 10 \text{ gün}$ ve $T_M / T_p = 0.2$ İçin Geri Devir Oranının Hidrolik Bekletme Süresi İle İlişkisi



Şekil A.12 $KOİ = 500 \text{ mg/l}$, $\theta_{XA} = 10 \text{ gün}$ ve $T_M / T_p = 0.6$ İçin Geri Devir Oranının Hidrolik Bekletme Süresi İle İlişkisi



Şekil A.13 $KOİ = 250 \text{ mg/l}$, $\theta_{XA} = 10 \text{ gün}$ ve $T_M/T_P = 0.2$ İçin Geri Devir Oranının Hidrolik Bekletme Süresi İle İlişkisi



Şekil A.14 $KOİ = 250 \text{ mg/l}$, $\theta_{XA} = 10 \text{ gün}$ ve $T_M/T_P = 0.6$ İçin Geri Devir Oranının Hidrolik Bekletme Süresi İle İlişkisi

EK B

6. Bölüm’de tanıtılan bilgisayar programı ekli diskettedir.

ÖZGEÇMİŞ

Ömer Ödül Kanberoğlu, 1978 yılında İstanbul’da doğdu. 1995 yılında, Özel Eyüboğlu Anadolu Lisesi’nden mezun oldu ve aynı yıl İstanbul Teknik Üniversitesi İnşaat Fakültesi Çevre Mühendisliği Bölümü’nde lisans öğrenimine başladı. 1999 yılında buradaki lisans öğrenimini tamamladıktan sonra yine aynı üniversitede Fen Bilimleri Enstitüsü Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı’nda yüksek lisans programına başladı. Halen Fen Bilimleri Enstitüsünde yüksek lisans öğrenimini sürdürmektedir.