

İSTANBUL TEKNİK ÜNİVERSİTESİ ★ LİSANSÜSTÜ EĞİTİM ENSTİTÜSÜ

**ARALIKLI HAVALANDIRMA OPTİMİZASYONUyla KONVANSİYONEL
AKTİF ÇAMUR SİSTEMİNİN İLERİ BİYOLojİK ARITMAYA
DÖNÜŞTÜRÜLMESİ**

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Andaç ÖZHAN

Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı

Çevre Bilimleri Mühendisliği ve Yönetimi Programı

KASIM 2024

İSTANBUL TEKNİK ÜNİVERSİTESİ ★ LİSANSÜSTÜ EĞİTİM ENSTİTÜSÜ

**ARALIKLI HAVALANDIRMA OPTİMİZASYONUyla KONVANSİYONEL
AKTİF ÇAMUR SİSTEMİNİN İLERİ BİYOLojİK ARITMAYA
DÖNÜŞTÜRÜLMESİ**

YÜKSEK LİSANS TEZİ

**Andaç ÖZHAN
(501211702)**

Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı

Çevre Bilimleri Mühendisliği ve Yönetimi Programı

Tez Danışmanı: Prof. Dr. H. Güçlü İNSEL

KASIM 2024

ISTANBUL TECHNICAL UNIVERSITY ★ GRADUATE SCHOOL

**FULL SCALE UPGRADE OF CONVENTIONAL ACTIVATED SLUDGE
SYSTEM TO NUTRIENT REMOVAL PROCESS WITH INTERMITTENT
AERATION OPTIMIZATION**

M.Sc. THESIS

**Andaç ÖZHAN
(501211702)**

Department of Environmental Engineering

Environmental Sciences Engineering and Management Programme

Thesis Advisor: Prof. H. Güçlü İNSEL

NOVEMBER 2024

İTÜ, Lisansüstü Eğitim Enstitüsü'nün 501211702 numaralı Yüksek Lisans Öğrencisi Andaç ÖZHAN, ilgili yönetmeliklerin belirlediği gerekli tüm şartları yerine getirdikten sonra hazırladığı “ARALIKLI HAVALANDIRMA OPTİMİZASYONUyla KONVANSİYONEL AKTİF ÇAMUR SİSTEMİNİN İLERİ BİYOLojİK ARITMAYA DÖNÜŞTÜRÜLMESİ” başlıklı tezini aşağıda imzaları olan jüri önünde başarı ile sunmuştur.

Tez Danışmanı : **Prof. Dr. Hayrettin Güçlü İNSEL**
İstanbul Teknik Üniversitesi

Jüri Üyeleri : **Prof. Dr. Emine ÇOKGÖR**
İstanbul Teknik Üniversitesi

Prof. Dr. Nevin YAĞCI
Aydın Adnan Menderes Üniversitesi

Teslim Tarihi : 3 Ekim 2024
Savunma Tarihi : 4 Kasım 2024





Yol göstericim ve en iyi arkadaşım ağabeyime,



ÖNSÖZ

Bu çalışmanın hazırlanmasında bana yol gösteren, değerli yönlendirmeleri, eleştirileri ve motivasyonu ile sürece büyük katkı sağlayan tez danışmanım Prof. Dr. Güçlü İNSEL'e en derin teşekkürlerimi sunarım. Sizin rehberliğiniz olmadan bu çalışmanın bu seviyeye ulaşması mümkün olmazdı.

Aynı şekilde, tez sürecindeki değerli katkıları ve destekleri için Dr. Gökşin ÖZYILDIZ'a şükranlarımı sunarım. Sağladığınız rehberlik, çalışmanın kapsamını genişletmeme ve metodolojik yaklaşımımı derinleştirmeme büyük bir katkı sağlamıştır.

Bu süreçte her zaman yanımda olan ve bana güvenleriyle ilham veren sevgili annem ve babama, teşvikleri ve desteği için sonsuz teşekkür ederim. Sizlerin varlığı, bu çalışmanın tamamlanmasında en önemli motivasyon kaynaklarından biri olmuştur.

Son olarak, bu yoğun ve zorlu süreçte her zaman yanımda olan, sabrı ve anlayışıyla bana destek olan sevgilim Roza DOĞAN'a gönülden teşekkür ederim. Senin desteğin olmadan bu süreci dengeli bir şekilde yönetmek çok daha zor olurdu.

Bu tez, birçok kişinin katkılarıyla şekillenmiş ve onların emeklerine layık olmayı amaçlamaktadır. Çalışmamın, akademik topluluğa değerli bir katkı sunmasını içtenlikle temenni ederim.

Kasım 2024

Andaç ÖZHAN
(Çevre Mühendisi)



İÇİNDEKİLER

Sayfa

ÖNSÖZ	ix
İÇİNDEKİLER	xi
KISALTMALAR	xiii
SEMBOLLER	xv
ÇİZELGE LİSTESİ	xvii
ŞEKİL LİSTESİ	xix
ÖZET	xxi
SUMMARY	xxiii
1. GİRİŞ	1
2. ÇALIŞMANIN AMACI	3
3. LİTERATÜR ARAŞTIRMASI	5
3.1 Biyolojik Karbon, Azot ve Fosfor Gideriminin İlkeleri	5
3.1.1 Organik karbon giderimi	5
3.1.1.1 Proses stokiyometrisi ve kinetiği	6
3.1.1.2 Proses mikrobiyolojisi	7
3.1.1.3 Organik karbon giderimini etkileyen faktörler	8
3.1.2 Nitrifikasyon	10
3.1.2.1 Proses stokiyometrisi ve kinetiği	10
3.1.2.2 Proses mikrobiyolojisi	12
3.1.2.3 Nitrifikasyon prosesini etkileyen faktörler	13
3.1.3 Denitrifikasyon	15
3.1.3.1 Proses stokiyometrisi ve kinetiği	15
3.1.3.2 Proses mikrobiyolojisi	20
3.1.3.3 Denitrifikasyonu etkileyen faktörler	20
3.1.4 Fosfor giderimi	21
3.1.4.1 Proses stokiyometrisi ve kinetiği	23
3.1.4.2 Proses mikrobiyolojisi	26
3.1.4.3 Biyolojik aşırı fosfor giderimini etkileyen faktörler	27
3.2 Biyolojik Azot-Fosfor Gideren Konfigürasyonlar	32
3.2.1 Sürekli sistemler	32
3.2.1.1 A ² O prosesi	32
3.2.1.2 5 kademeli Bardenpho prosesi	33
3.2.1.3 Johannesburg (JHB) prosesi	34
3.2.1.4 University of Cape Town/Virginia Initiative Plant (UCT/VIP) prosesi/Modifiye UCT prosesi	35
3.2.1.5 Oksidasyon hendeği	36
3.2.1.6 Aralıklı havalandırma (Intermittent Aeration) prosesi	38
3.2.2 Kesikli Sistemler - Ardışık Kesikli Reaktör (AKR)	41
4. MATERYAL VE YÖNTEM	45
4.1 İncelenen Atıksu Arıtma Tesisi	45
4.2 Modelleme Çalışmaları	46

4.3 Analitik Yöntemler	47
5. SONUÇLAR VE TARTIŞMA	49
5.1 Mevcut Durum Analizi	49
5.2 Simülasyon Bazlı Tesis Optimizasyonu	51
5.3 Revizyon Sonrası Tesis Performansı	57
6. DEĞERLENDİRME VE ÖNERİLER.....	59
KAYNAKLAR.....	61
ÖZGEÇMİŞ.....	65



KISALTMALAR

AAT	: Atıksu Arıtma Tesisi
AKM	: Askıda Katı Madde
AKR	: Ardışık Kesikli Reaktör
AOB	: Amonyak Oksitleyici Bakteriler
ASM	: Aktif Çamur Modeli (Activated Sludge Model)
ATP	: Adenintrifosfat (Adenine Tri Phosphate)
BNR	: Biyolojik Besi Maddesi Giderimi (Biological Nutrient Removal)
BOİ	: Biyokimyasal Oksijen İhtiyacı
DGGE	: Denatüre Gradyan Jel Elektroforezi
EBPR	: Biyolojik Aşırı Fosfor Giderimi
EU	: Avrupa Birliği (European Union)
FISH	: Floresan In Situ Hibridizasyon
GAO	: Glikojen Depolayan Mikroorganizmalar
HRT	: Hidrolik Bekletme Süresi (Hydraulic Retention Time)
IR	: İçsel Geri Devir Oranı
IWA	: International Water Association
JHB	: Johannesburg
KOİ	: Kimyasal Oksijen İhtiyacı
MBR	: Membran Biyoreaktör
MLSS	: Askıda Aktif Çamur Konsantrasyonu
MUCT	: Modified UCT
NOB	: Nitrit Oksitleyen Bakteriler (Nitrite Oxidizing Bacteria)
NPDES	: National Pollutant Discharge Elimination System
NPR	: Nitrat Üretim Hızı
NTH	: Nitrat Tüketim Hızı
OHO	: Heterotrofik Bakteriler (Ordinary heterotrophs)
ORP	: Oksidasyon Redüksiyon Potansiyeli
OTH	: Oksijen Tüketim Hızı
PAO	: Fosfor Biriktiren Organizmalar
PHA	: Polihidroksialkanoat

SCADA	: Supervisory Control and Data Acquisition
SNDN	: Simültane Nitrifikasyon Denitrifikasyon
SRT	: Çamur Yaşı (Sludge Retention Time)
TKN	: Toplam Kjeldahl Azotu
TN	: Toplam Azot
TOK	: Toplam Organik Karbon
TP	: Toplam Fosfor
UAKM	: Uçucu Askıda Katı Madde
UCT/VIP	: University of Cape Town/Virginia Initiative
UV	: Ultraviyole
UYA	: Uçucu Yağ Asidi



SEMBOLLER

b_A	: Ototrofik ölüm hızı
b_H	: Heterotrofik ölüm hızı
C_I	: Biyolojik olarak ayrışamayan ya da inert KOİ
C_S	: Toplam biyolojik olarak ayrışabilir KOİ
C_T	: Toplam KOİ
f_X	: Heterotrofik biyokütlenin oksijen eşdeğeri
k_d	: Heterotrofik ölüm hızı
k_h	: Maksimum spesifik hidroliz hızı
K_h	: 1. derece hidroliz hız sabiti
K_N	: Hız kısıtlayıcı substratın yarı doyumluk sabiti
K_{NH}	: Amonyak azotu için yarı doyumluk sabiti
K_S	: Yarı doyumluk sabiti
K_X	: Hidroliz yarı doyumluk sabiti
μ_A	: Ototrofik spesifik çoğalma hızı
$\hat{\mu}_A$	: Ototrofik maksimum spesifik çoğalma hızı
μ_H	: Spesifik çoğalma hızı
$\hat{\mu}_H$	: Heterotrofik maksimum spesifik çoğalma hızı
m_X	: Birim debi başına reaktörde tutulan biyokütle miktarı
M_X	: Reaktörde tutulan biyokütle miktarı
M_{XH}	: Reaktörde tutulan aktif heterotrofik biyokütle miktarı
q	: Spesifik substrat giderim hızı
Q_W	: Fazla çamur debisi
P_X	: Günlük çamur üretimi
S	: Substrat konsantrasyonu
S_H	: Hızlı hidroliz olabilen KOİ
S_I	: Çözünmüş inert KOİ
S_{NH}	: Amonyak azotu konsantrasyonu
S_P	: Çözünmüş inert mikrobiyal ürünler
S_S	: Kolay ayrışabilir KOİ
S_T	: Toplam çözünmüş KOİ
X_A	: Ototrofik biyokütle konsantrasyonu
X_e	: Çıkış biyokütle konsantrasyonu
X_H	: Heterotrofik biyokütle konsantrasyonu
X_I	: Partiküler inert KOİ
X_P	: Partiküler inert mikrobiyal ürünler
X_R	: Geri devir akımındaki biyokütle konsantrasyonu
X_S	: Yavaş hidroliz olabilen organik madde
X_T	: Toplam partiküler KOİ
Y_A	: Ototrofik dönüşüm oranı
Y_H	: Heterotrofik dönüşüm oranı
Y_{NH}	: Gözlenen dönüşüm oranı
Y_{SP}	: Çözünmüş inert mikrobiyal ürün dönüşüm oranı
θ_h	: Hidrolik bekletme süresi

θ_x : Çamur yaşı



ÇİZELGE LİSTESİ

Sayfa

Çizelge 3.1 : Ağırlık bazında farklı bileşenlerin teorik KOİ değerleri (Lopez-Vazquez, Brdjanovic, Gijzen, & Hooijmans, 2009).	7
Çizelge 3.2 : Biyolojik süreçlerin sıcaklık sınıflandırması.....	9
Çizelge 3.3 : Evsel atıksularda toplam fosfor deşarj standartlarını sağlamak için gereken proses kombinasyonları.	22
Çizelge 3.4 : Proses sıcaklığındaki düşüşün Bio-P üzerindeki etkisi.	27
Çizelge 4.1 : KAA Y Tablo 1 deşarj limitleri.....	46
Çizelge 4.2 : KAA Y Tablo 2 deşarj limitleri.....	46
Çizelge 5.1 : Atıksu arıtma tesisi giriş atıksu karakterizasyonu.	49
Çizelge 5.2 : Mevcut durum arıtma tesisi çıkış konsantrasyonları.....	51
Çizelge 5.3 : Çevrim süresi 2,9 saat olması durumunda çıkış konsantrasyonları.....	52
Çizelge 5.4 : Çevrim süresi 0,7 saat olması durumunda çıkış konsantrasyonları.....	53
Çizelge 5.5 : Çevrim süresi 0,7 saat, aerobik fraksiyonun 0,5 olması durumunda çıkış konsantrasyonları.	55
Çizelge 5.6 : Revizyon sonrası atıksu arıtma tesisi çıkış atıksu konsantrasyonları...	57



ŞEKİL LİSTESİ

Sayfa

Şekil 3.1: Post anoksik tek çamurlu biyolojik azot giderim sistemi (Henze, Loosdrecht, Ekama, & Brdjanovic, 2008).	16
Şekil 3.2: Modifiye Ludzack-Ettinger tek çamurlu biyolojik azot giderim sistemi (Henze ve diğ., 2008).	16
Şekil 3.3: 4 kademeli Bardenpho tek çamur biyolojik azot giderim sistemi (Henze ve diğ., 2008).	17
Şekil 3.4 : UYA, PO ₄ , Poli-P, PHA ve PHA'nın değişimini gösteren şematik diyagram glikojen (Henze ve diğ., 2008).	23
Şekil 3.5 : A ² O prosesi şematik gösterimi (İnsel ve diğ., 2022).	33
Şekil 3.6 : 5 kademeli Bardenpho prosesi şematik gösterimi (İnsel ve diğ., 2022)...	34
Şekil 3.7 : Johannesburg prosesi şematik gösterimi (İnsel ve diğ., 2022).	35
Şekil 3.8 : Modifiye UCT prosesi şematik gösterimi (İnsel ve diğ., 2022).	35
Şekil 3.9 : Oksidasyon hendeği prosesinin şematik diyagramı (Bodur, 2021).	36
Şekil 3.10 : Bardenpho prosesinin şematik diyagramı (Bodur, 2021).	38
Şekil 3.11 : Karusel havuzlarda ölçüler.	38
Şekil 3.12 : Aerobik fraksiyonun çıkış azot konsantrasyonuna etkisi (Batchelor, 1983).	40
Şekil 3.13: Aerobik fraksiyonun çıkış azot bileşenlerine etkisi (Hanhan ve diğ., 2011).	41
Şekil 4.1 : İncelenen tesis görüntüsü.	45
Şekil 4.2 : Sumo Wastewater Process Simulator programı kullanıcı arayüzü.	46
Şekil 5.1 : Mevcut durum analizi simülasyon akım diyagramı (Dynamita, 2022)...	49
Şekil 5.2 : Mevcut durumda çıkış KOİ konsantrasyonları.	50
Şekil 5.3 : Mevcut durumda çıkış azot konsantrasyonları.	50
Şekil 5.4 : Mevcut durumda çıkış fosfor konsantrasyonları.	50
Şekil 5.5 : Aralıklı havalandırma optimizasyonu simülasyon akım diyagramı (Dynamita, 2022).	52
Şekil 5.6 : Çevrim süresi 2,9 saat durumunda çevrim süresince çözünmüş oksijen konsantrasyonu ve NTH değişimi.	53
Şekil 5.7 : Çevrim süresi 0,7 saat durumunda çevrim süresince çözünmüş oksijen konsantrasyonu ve NTH değişimi.	54
Şekil 5.8 : Revizyon sonrası çıkış KOİ konsantrasyonları.	55
Şekil 5.9 : Revizyon sonrası çıkış azot konsantrasyonları.	56
Şekil 5.10 : Revizyon sonrası çıkış fosfor konsantrasyonları.	57



ARALIKLI HAVALANDIRMA OPTİMİZASYONUyla KONVANSİYONEL AKTİF ÇAMUR SİSTEMİNİN İLERİ BİYOLOJİK ARITMAYA DÖNÜŞTÜRÜLMESİ

ÖZET

Atıksu arıtma tesisleri, sürdürülebilir çevre ve ekosistemlerin korunması açısından kritik bir role sahiptir. Özellikle artan nüfus, sanayileşme ve kentleşme gibi faktörler, atıksuların doğru şekilde arıtılmasını her zamankinden daha önemli hale getirmiştir. Doğrudan alıcı ortamlara deşarj edilen atıksular, su ekosistemlerinde ciddi sorunlara yol açabilir. Örneğin, ötrifikasyon yani su kaynaklarında aşırı alg büyümesi, oksijen seviyesini düşürür ve su ekosistemini tehlikeye atar.

Benzer şekilde, müsilaj (deniz salyası) problemi, deniz ekosistemlerini olumsuz etkileyen bir başka önemli sorundur. Bu tür problemlerin temelinde genellikle atıksularla alıcı ortamlara taşınan azot ve fosfor gibi besin maddeleri bulunmaktadır. Bu durumun önüne geçebilmek için, Çevre, Şehircilik ve İklim Değişikliği Bakanlığı, tüm atıksu arıtma tesislerinin azot ve fosfor giderimini sağlayan ileri teknolojilerle donatılmasını önermekte ve bu yönde çalışmalar yürütmektedir. Bu dönüşüm, yalnızca çevresel problemlerin azaltılmasına katkı sağlamakla kalmaz, aynı zamanda sürdürülebilir kalkınma hedeflerine ulaşmada da önemli bir adım olarak kabul edilmektedir.

Konvansiyonel aktif çamur sistemleri, 20. yüzyılın başlarında keşfedilmesinden bu yana atıksu arıtma teknolojilerinin temelini oluşturmuştur. Bu sistemler, ilk olarak münferit evlerde kullanılan küçük ölçekli arıtma sistemleri olarak geliştirilmiştir. Ancak zamanla, artan nüfus yoğunluğu ve sanayileşme ile birlikte daha büyük ölçekli, toplu kullanım alanlarına hitap eden atıksu arıtma tesislerine evrilmiştir. Günümüzde aktif çamur sistemleri, hem evsel hem de endüstriyel atıksuların arıtımında yaygın olarak kullanılan en etkili yöntemlerden biri olarak kabul edilmektedir. Bu sistemler, organik kirlilik yükünün azaltılması ve zararlı mikroorganizmaların kontrol altına alınması gibi işlevleriyle, su kalitesinin korunmasına büyük katkı sağlamaktadır. Teknolojideki ilerlemeler sayesinde, konvansiyonel sistemlere biyolojik, kimyasal ve fiziksel arıtma süreçleri entegre edilerek daha verimli ve sürdürülebilir çözümler sunulmaktadır. Bu gelişmeler, çevresel kirliliğin önlenmesinde önemli bir araç haline gelmiştir.

Mevcut durumda Türkiye’de büyük ölçekli tesislerin neredeyse tamamı karbon gideriminin yanında besi maddesi giderimi yapan ileri biyolojik atıksu arıtma tesisleri olarak planlanmaktadır. Bu sistemler atıksudaki karbon azot ve fosforun biyolojik olarak giderimini sağlamaktadır.

Biyolojik azot fosfor giderimini sağlayan bir çok sistem konfigürasyonu bulunmaktadır. Bu konfigürasyonlara örnek olarak; A2O (Anaerobik/Anoksik-Oksik), 5 kademeli Bardenpho, Johannesburg ve Modifiye UCT (Universty of Capetown) örnekleri verilebilir. Bu tip konfigürasyonlarda nitrat geri devri, çamur geri devir hatları gibi büyük maliyet gerektiren pompa sistemleri bulunmaktadır.

Küçük yerleşim bölgeleri ve yazlık bölgelerde dengesiz atıksu miktarları, değişken giriş atıksu konsantrasyonları sebebiyle sürekli ve büyük ölçekli sistemlerin kullanımı tercih edilmemektedir. Büyük ölçekli yatırımlar ile azot fosfor giderimini sağlayacak tasarımlar hem işletmesel olarak problem çıkarmakta, hem de ekonomik olarak mümkün olmamaktadır. Tüm bu nedenler doğrultusunda bu bölgelerde oluşan atıksular modüler ve yalnızca karbon giderimini amaçlayan paket arıtma mantığını benimseyen tesisler ile arıtılmaktadır.

Büyük ölçekli uygulamalarının yanında aralıklı havalandırma sistemleri, bu tip bölgelerde konvansiyonel aktif çamur sistemlerine ekonomik bir alternatif olarak karşımıza çıkmaktadır. Aralıklı havalandırma sistemleri havalandırmayı açıp kapatmak sureti ile aynı havuzda ardışık aerobik ve anoksik periyotlar yaratılarak nitrifikasyon ve denitrifikasyon yolu ile azot gidermek için tasarlanmış bir prosestir. Sistemin başında veya çamur geri devri üzerinde anaerobik koşullar oluşturarak Biyolojik Aşırı Fosfor Giderimi elde etmek de mümkün olabilir. Seçilen çevrim süresinin aerobik fazında, çıkış akımında nitrat yükselirken anoksik koşullarda da amonyak konsantrasyonu havalandırma başlayınca kadar yükselecektir. Çıkış akımında toplam azotun fraksiyonları belli bir aralıkta dalgalanırken toplam azot için standartları sağlayacak şekilde tasarım yapılabilir. Bu tasarımların proses verimlerinin incelenebilmesi için modelleme çalışmaları ile optimizasyon gerekmektedir.

Bu çalışmada küçük yerleşim bölgesinde bulunan ve yalnızca karbon giderimine çalışan modüler tip konvansiyonel aktif çamur sisteminin tesis bazlı modelleme yaklaşımıyla aralıklı havalandırma sistemine dönüştürülmesi incelenmiştir. Yapılan modelleme çalışmaları sonrasında 30 dakikalık çevrim süresinde 20 dakika havalandırma açık/10 dakika havalandırma kapalı olmak üzere çalıştırılan aktif çamur tesisi azot giderimini başarılı bir şekilde gerçekleştirilirken bir yandan da sisteme verilen hava miktarı azaltılarak tesisin elektrik ihtiyacının düşürülmesi, dolayısıyla karbon ayak izinin azaltılması hedeflenmiştir.

Bununla beraber, revizyon öncesi tesiste bulunan dengeleme tankı, tanka mikser ilaveleri yapılarak anaerobik havuza dönüştürülmüş ve tesisin çamur geri devir hattı bu tanka yönlendirilmiştir. Bu sayede tesiste 1,65 saat bekletme süresi bulunan Bio-P havuzu ile fosfor giderimi amaçlanmıştır.

Yapılan modelleme çalışmaları, tesiste çıkış toplam azot ve toplam fosfor konsantrasyonlarının Kentsel Atıksuların Arıtımı Yönetmeliği Tablo 2’de belirtilen sırasıyla 15 mg N/L ve 2 mg P/L deşarj standartlarını sağladığını göstermiştir.

Modelleme çalışmalarının sonuçları ile birlikte, mevcut tesiste önerilen revizyonlar gerçekleştirilmiştir. Gerçek tesisten alınan çıkış numuneleri, modelleme çalışmalarının sonuçları ile uyumlu olarak çıkış toplam azot ve toplam fosfor için sırasıyla 11 mg N/L ve 1 mg P/L olarak ölçülmüştür.

Çalışma sonrasında aralıklı havalandırma sistemlerinin organik karbonu gideren konvansiyonel aktif çamur sistemlerinin BNR’a dönüştürülmesinde minimum yatırım ile kullanılabileceği ortaya çıkmıştır. Fakat bu sistemlerin oksijen konsantrasyonu ve çevrim süresi ile aerobik fraksiyon optimizasyonları için dinamik simülasyon yapılması mutlak derecede önem arz etmektedir. Dinamik modelleme sayesinde içsel geri devir ile azot giderimi ve simultane nitrifikasyon-denitrifikasyon azot giderimi oranı optimize edilebilmektedir.

FULL SCALE UPGRADE OF CONVENTIONAL ACTIVATED SLUDGE SYSTEM TO NUTRIENT REMOVAL PROCESS WITH INTERMITTENT AERATION OPTIMIZATION

SUMMARY

Wastewater treatment plants have a critical role in terms of sustainable environment and protection of ecosystems. Especially factors such as increasing population, industrialization and urbanization have made the proper treatment of wastewater more important than ever. Wastewater discharged directly into receiving environments can cause serious problems in aquatic ecosystems. For example, eutrophication, the excessive growth of algae in water bodies, reduces oxygen levels and endangers the aquatic ecosystem.

Similarly, mucilage problem is another major problem that negatively affects marine ecosystems. Nutrients such as nitrogen and phosphorus, which are usually discharged to receiving environments with urban wastewater, are at the origin of such problems. In order to prevent this situation, the Ministry of Environment, Urbanization and Climate Change recommends that all wastewater treatment plants should be equipped with advanced technologies for nitrogen and phosphorus removal. This transformation not only contributes to reducing environmental problems, but is also recognized as an important step in achieving sustainable development goals.

Conventional activated sludge systems have formed the basis of wastewater treatment technologies since their discovery in the early 20th century. They were first developed as small-scale treatment systems for individual households. However, over time, with increasing population density and industrialization, they have evolved into larger-scale, mass-use wastewater treatment plants. Today, activated sludge systems are widely recognized as one of the most effective methods for the treatment of both domestic and industrial wastewater. These systems contribute greatly to the protection of water quality by reducing the organic pollution load and controlling harmful microorganisms. With the advances in technology, more efficient and sustainable solutions are offered by integrating biological, chemical and physical treatment processes into conventional systems. These developments have become an important tool in preventing environmental pollution.

Currently, nearly all large-scale wastewater treatment plants in Turkey are designed as advanced biological treatment facilities that address nutrient removal in addition to carbon removal. This approach aligns with the country's commitment to mitigating environmental issues such as eutrophication and water pollution in receiving bodies. These advanced treatment systems utilize biological processes to effectively remove carbon, nitrogen, and phosphorus from wastewater, ensuring compliance with stringent discharge standards and contributing to the preservation of aquatic ecosystems.

Various system configurations have been developed to facilitate biological nutrient removal, each tailored to specific treatment objectives and wastewater characteristics. Prominent among these are configurations such as the A2O (Anaerobic/Anoxic-Oxic), 5-stage Bardenpho, Johannesburg, and Modified UCT (University of Cape Town) systems. These systems employ a combination of anaerobic, anoxic, and aerobic zones, strategically sequenced to optimize the removal of nitrogen and phosphorus while maintaining energy and resource efficiency.

A critical feature of these configurations is the inclusion of nitrate recirculation and sludge recirculation lines, which enhance the efficiency of nitrogen and phosphorus removal. However, the implementation of these features comes with significant operational and capital costs. These costs are associated with the energy demands for pumping and mixing, as well as the need for precise monitoring and control systems to maintain the delicate balance required for effective biological processes. Despite these challenges, the adoption of such advanced configurations is a necessary investment to achieve sustainable wastewater management and to protect water resources for future generations.

In small settlements and communities, continuous and large-scale systems are not preferred due to unstable wastewater quantities and variable influent wastewater concentrations. Designs that provide nitrogen and phosphorus removal with large-scale investments are operationally problematic and economically infeasible. For these reasons, wastewater in these regions is treated with modular plants adopting package treatment logic, focusing solely on carbon removal.

In addition to large-scale applications, intermittent aeration systems are an economical alternative to conventional activated sludge systems in such regions. Intermittent aeration systems remove nitrogen through nitrification and denitrification by creating successive aerobic and anoxic periods in the same basin by opening and closing the aeration. Biological enhanced phosphorus removal is possible by creating anaerobic conditions at the beginning of the system or on sludge recirculation. During the aerobic phase, nitrate levels increase in the effluent stream, while ammonia concentration increases during anoxic conditions until aeration resumes. Despite fluctuations in total nitrogen fractions in the effluent, designs can meet total nitrogen standards through optimization with modeling studies.

This study investigates the conversion of a modular-type conventional activated sludge system, located in a small residential area and designed only for carbon removal, to an intermittent aeration system using a plant-based modeling approach. In the first part of the study, plant-based steady-state simulations of the existing system were performed using the plant's average influent characterization, calculating effluent total nitrogen and total phosphorus concentrations. Steady-state simulations showed the plant already meets effluent COD standards. However, the average effluent total nitrogen concentration was 25 mg N/L, and the total phosphorus concentration was 2.5 mg P/L. These results indicate that the existing system does not meet the discharge criteria of 15 mg N/L for total nitrogen and 2 mg P/L for total phosphorus as specified in the Urban Wastewater Treatment Regulation in Turkey.

In the second part of the study, optimization of the plant with an intermittent aeration system was studied. Simulations were performed using different aeration times and recirculation rates. Scenario analyses were conducted regarding effluent concentrations with higher nitrogen and phosphorus loads and different plant operation

schemes. These modeling studies aimed to determine the most economical operation scheme that meets discharge standards.

After the modeling studies, the activated sludge plant, operated with 20 minutes of aeration on/10 minutes of aeration off in a 30-minute cycle time, successfully realized nitrogen removal. This operation reduced the amount of air supplied to the system, lowered the electricity requirement, and decreased the carbon footprint. Additionally, the equalization tank in the plant was converted into an anaerobic basin by adding mixers, and the sludge recirculation line was directed to this tank. This Bio-P tank, with a hydraulic retention time of 1.65 hours, aimed to enhance phosphorus removal.

Modeling studies showed that the effluent total nitrogen and total phosphorus concentrations met the discharge standards of 15 mg N/L and 2 mg P/L, respectively, as specified in Table 2 of the Urban Wastewater Treatment Regulation in Turkey. Following the proposed revisions based on the modeling results, effluent samples from the actual plant measured 11 mg N/L and 1 mg P/L for effluent total nitrogen and total phosphorus, respectively, aligning with the modeling study results.





1. GİRİŞ

Atıksu arıtma tesisleri sürdürülebilir çevre ve sürdürülebilir ekosistemler için çok büyük önem arz etmektedir. Günümüzde alıcı ortamlarda karşılaşılan ötrifikasyon, müsilaç gibi problemlerin çoğu deşarj edilen azot ve fosfor besli maddelerinden kaynaklanmaktadır. Bu sebeple Çevre, Şehircilik ve İklim Değişikliği Bakanlığı tarafından tüm atıksu arıtma tesislerinin, azot, fosfor gideren sistemlere dönüştürülmesi önerilmektedir.

Konvansiyonel aktif çamur sistemlerinin 20. yüzyılın başındaki keşfinden itibaren münferit evler için kurulmuş küçük paket arıtma sistemlerinden kalabalık alanlara hizmet veren büyük ölçekli atıksu arıtma tesislerine kadar evsel ve endüstriyel birçok uygulaması bulunmaktadır.

Mevcut durumda Türkiye’de büyük ölçekli tesislerin neredeyse tamamı karbon gideriminin yanında besli maddesi giderimi yapan ileri biyolojik atıksu arıtma tesisleri olarak planlanmaktadır. Bu sistemler atıksudaki karbon azot ve fosforun biyolojik olarak giderimini sağlamaktadır. Biyolojik azot fosfor giderimini sağlayan bir çok sistem konfigürasyonu bulunmaktadır. Bu konfigürasyonlara örnek olarak; A²O (Anaerobik/Anoksik-Oksik), 5 kademeli Bardenpho, Johannesburg ve Modifiye UCT (Universty of Capetown) örnekleri verilebilir. Bu tip konfigürasyonlarda nitrat geri devri, çamur geri devir hatları gibi büyük maliyet gerektiren pompa sistemleri bulunmaktadır.

Küçük yerleşim bölgeleri ve yazlık bölgelerde dengesiz atıksu miktarları, değişken giriş atıksu konsantrasyonları sebebiyle sürekli ve büyük ölçekli sistemlerin kullanımı tercih edilmemektedir. Büyük ölçekli yatırımlar ile azot fosfor giderimini sağlayacak tasarımlar hem işletmesel olarak problem çıkarmakta, hem de ekonomik olarak mümkün olmamaktadır. Tüm bu nedenler doğrultusunda bu bölgelerde oluşan atıksular modüler ve yalnızca karbon giderimini amaçlayan paket arıtma mantığını benimseyen tesisler ile arıtılmaktadır.

Büyük ölçekli uygulamalarının yanında aralıklı havalandırma sistemleri, bu tip bölgelerde konvansiyonel aktif çamur sistemlerine ekonomik bir alternatif olarak

karşımıza çıkmaktadır. Aralıklı havalandırma sistemleri havalandırmayı açıp kapatmak sureti ile aynı havuzda ardışık aerobik ve anoksik periyotlar yaratılarak nitrifikasyon ve denitrifikasyon yolu ile azot gidermek için tasarlanmış bir prosestir. Sistemin başında veya çamur geri devri üzerinde anaerobik koşullar oluşturarak Biyolojik Aşırı Fosfor Giderimi elde etmek de mümkün olabilir. Seçilen çevrim süresinin aerobik fazında, çıkış akımında nitrat yükselirken anoksik koşullarda da amonyak konsantrasyonu havalandırma başlayıncaya kadar yükselecektir. Çıkış akımında toplam azotun fraksiyonları belli bir aralıkta dalgalanırken toplam azot için standartları sağlayacak şekilde tasarım yapılabilir. Bu tasarımların proses verimlerinin incelenebilmesi için modelleme çalışmaları ile optimizasyon gerekmektedir.



2. ÇALIŞMANIN AMACI

Bu çalışmanın amacı, küçük bir yerleşim alanında sadece karbon giderimi için çalışan modüler tip konvansiyonel bir aktif çamur sisteminin, aralıklı havalandırma sistemi ile tesis bazlı modelleme yaklaşımı kullanılarak dönüştürülmesinin incelenmesidir. Bu dönüşümle, mevcut sistemin toplam azot ve fosfor giderimi sağlayacak şekilde optimize edilmesi ve deşarj standartlarını karşılayacak en ekonomik işletme şemasının belirlenmesi hedeflenmektedir.

Çalışmanın hedefleri arasında, mevcut sistemin tesis bazlı kararlı hal simülasyonlarını kullanarak çıkış kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ), toplam azot (TN) ve toplam fosfor (TP) belirlenmesi ve bu sonuçlar doğrultusunda aralıklı havalandırma sistemi ile optimize edilmesi yer almaktadır. Bu bağlamda, farklı havalandırma süreleri ve geri devir oranlarının simülasyonları gerçekleştirilerek, çeşitli işletme senaryoları analiz edilecektir.

Ayrıca, bu çalışma kapsamında aralıklı havalandırma sisteminin tasarımı, işletme koşulları ve performansının optimize edilmesi için kapsamlı modelleme ve senaryo analizleri yapılacaktır. Bu analizler, hem azot hem de fosfor giderimi sağlayacak şekilde sistemin en uygun işletme parametrelerini belirlemeyi ve enerji verimliliğini artırmayı hedeflemektedir. Bu tür bir dönüşüm, küçük yerleşim yerlerinde sürdürülebilir atıksu arıtma çözümlerine yönelik önemli bir adım olarak değerlendirilmektedir.

Sonuç olarak, çalışmanın amacı, mevcut modüler tip aktif çamur sistemlerinin aralıklı havalandırma sistemleri ile dönüştürülmesi yoluyla daha verimli ve sürdürülebilir atıksu arıtma çözümleri geliştirmektir. Bu hedef doğrultusunda yapılacak modelleme ve optimizasyon çalışmaları, hem çevresel hem de ekonomik açıdan fayda sağlamayı amaçlamaktadır.



3. LİTERATÜR ARAŞTIRMASI

3.1 Biyolojik Karbon, Azot ve Fosfor Gideriminin İlkeleri

Atıksu, insanlar tarafından tüketilen ve fiziksel ve/veya kimyasal olarak değişikliğe uğramış su olarak tanımlanır. Suyun yalnızca fiziksel parametreleri değişmişse, örneğin soğutma suyu olarak kullanıldıktan sonra sıcaklık artmışsa, alıcı ortamlara deşarj edilmeden evvel yapılacak işlem sadece başlangıç sıcaklığına kadar soğutmak olabilir. Ancak suyun çözünebilir veya çözünemez organik veya inorganik maddelerle kirlenmesi durumunda mekanik, kimyasal ve/veya biyolojik arıtmanın bir kombinasyonu gerekebilir (Jördening ve Winter, 2006). Biyolojik olarak parçalanabilir maddeler içeriyorsa, analiz ve çevresel kontrol yeterliyse neredeyse tüm atıksuları biyolojik olarak arıtmak mümkündür. Biyolojik arıtmanın amaçları aşağıdaki gibi özetlenebilir (Christian, 2006; Metcalf ve diğ., 2004).

- Alıcı ortamlara deşarj edilen organik madde miktarını kısıtlamak, çözünmüş ve partiküler biyolojik olarak parçalanabilir bileşenleri kabul edilebilir son ürünlere dönüştürerek alıcı ortamda mikroorganizma büyümesine engel olmak,
- Deşarj edilen organik madde sebebiyle alıcı ortamda tükenecek çözünmüş oksijen miktarını, askıda bulunan ve çökelemeyen kolloidal katıları yakalayıp biyolojik bir flok veya biyofilm içine dahil ederek sınırlandırmak,
- Fosfor ve azot gibi besin maddelerini dönüştürerek ötrofikasyonu önlemek,
- Sudaki patojenlerin sayısını azaltarak insan sağlığını korumak için dezenfeksiyonu sağlamak,
- Bazı eser organik bileşenleri ve bileşikleri gidermek.

3.1.1 Organik karbon giderimi

Havalandırma sistemi kullanılarak atıksu arıtımı 1900'lü yılların başlarına dayanmaktadır (Arden ve Lockett, 1914). O yıllardan beri biyolojik atıksu arıtımı, evsel ve endüstriyel deşarjlarından kaynaklanan alıcı ortamda çözünmüş oksijenin tükenmesini engellemek için öncelikli olarak organik bileşenleri gidermek için

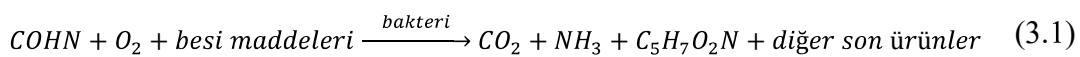
kullanılmaktadır. Aynı zamanda koloidal ve askıda katı maddelerin giderilmesi, katı maddelerin birikmesini ve alıcı ortamda uygunsuz koşulların oluşmasını önlemek için büyük önem arz etmektedir. Alıcı ortama deşarj edilen patojenik organizmaların konsantrasyonunun azaltılması da öncelikli bir konudur (Metcalf ve diğ., 2004).

3.1.1.1 Proses stokiyometrisi ve kinetiği

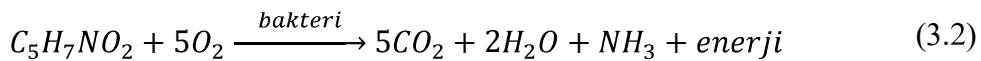
Organik madde giderimi için aerobik askıda büyüyen sistemler veya bağlı (sabit film) büyüyen arıtma sistemleri kullanılır ve her ikisi için de atıksu ile heterotrofik mikroorganizmalar arasında oksijen ve besi maddeleri ile yeterli temas süresi gerektirir. Organik maddenin yarısından fazlası ilk biyolojik alım sırasında oksitlenir ve geri kalanı içsel solunum ile daha fazla oksitlenebilen yeni biyokütle olarak absorbe edilir. Her iki süreç için de her gün üretilen fazla biyokütle, düzgün çalışma ve performansı sürdürmek için uzaklaştırılır (Metcalf ve diğ., 2004).

Organik madde dönüşümü, Denklem (3.1) ve (3.2) gösterilen stokiyometriye sahip karışık bakteri kültürleri tarafından gerçekleştirilir. COHN atıksuda bulunan organik maddeyi temsil etmektedir. Denklem (3.2) bize tüm bakteri hücrelerinin oksitlenmesi durumunda, hücrelerin KOİ değerinin UAKM bazında hücre konsantrasyonunun 1,42 katına eşit olduğunu göstermektedir ($5 \cdot 32 / 113 = 1,42$) (Metcalf ve diğ., 2004). Bir dizi bileşiğin teorik KOİ değerleri Çizelge 3.1 ile sunulmuştur (Henze ve diğ., 2008).

Oksidasyon ve sentez:



İçsel solunum:



Aerobik biyolojik oksidasyon için spesifik büyüme oranı Monod kinetiğine dayanmaktadır (Denklem (3.3)). Aerobik büyüme için proses hızı, spesifik büyüme hızının heterotrofik mikroorganizma konsantrasyonu ile çarpılmasıyla elde edilir. Karbon kaynağının giderim oranı dönüşüm oranı (YH) ile ilişkilidir (Denklem (3.4) ve Denklem (3.5)).

$$\mu_H = \hat{\mu}_H \cdot \frac{S_S}{K_S + S_S} \quad (3.3)$$

μ_H : Spesifik çoğalma hızı (gün⁻¹)

$\hat{\mu}_H$: Maksimum spesifik çoğalma hızı (gün⁻¹)

K_S : Yarı doygunluk sabiti (mg KOİ/L)

S_S : Substrat konsantrasyonu (mg KOİ/L)

Çizelge 3.1 : Ağırlık bazında farklı bileşenlerin teorik KOİ değerleri (Lopez-Vazquez, Brdjanovic, Gijzen, & Hooijmans, 2009).

Bileşik	Kimyasal formül	Ağırlık (g/mol)	C (%)	N (%)	P (%)	Teo.KOİ (g/mol)	KOİ/UAKM (g/g)
Biyokütle	$C_5H_7O_2n$	113	53	12	0	160	1,42
	$C_5H_7O_2NP_{1/12}$	113	52	12	2,2	160	1,42
	$C_{60}H_{87}O_{23}N_{12}P$	1343	52	12	2,3	1960	1,46
	$C_6H_{7,7}O_{2,3}N$	131	55	11	0	193	1,48
	$C_{18}H_{19}O_9N$	393	55	4	0	560	1,42
	$C_{41,3}H_{64,6}O_{18,8}N_{7,04}$	960	50	10	3,1	1369	1,43
	$C_4H_6O_2$	86	56	0	0	144	1,67
Organik substratlar							
Kazein	$C_8H_{12}O_3N_2$	184	52	15	0	256	1,39
Glukoz	$C_6H_{12}O_6$	180	40	0	0	192	1,07
Asetat	$C_2H_4O_2$	60	40	0	0	64	1,07
Propiyonat	$C_3H_6O_2$	74	49	0	0	112	1,51
Bütirat	$C_4H_8O_2$	88	55	0	0	160	1,82
Metan	CH_4	16	75	0	0	64	4,00

Heterotrofik mikrobiyal ölüm hızı matematiksel olarak biyokütle konsantrasyonuna göre birinci dereceden bir hız ifadesiyle tanımlanır (Denklem (3.5)).

$$\frac{dX_H}{dt} = \mu_H \cdot X_H \quad (3.4)$$

$$\frac{dS_S}{dt} = -\frac{\mu_H}{Y_H} \cdot X_H = -\frac{\hat{\mu}_H}{Y_H} \cdot \frac{S_S}{K_S + S_S} \cdot X_H \quad (3.5)$$

3.1.1.2 Proses mikrobiyolojisi

Aerobik askıda ve bağlı büyüyen arıtma sistemleri, organik madde giderimi için geniş bir mikroorganizma dizisi içerir. Bu mikroorganizmalar tarafından hücre dışı biyopolimerler üretilerek biyolojik floklar veya biyofilmler oluşturulur. Bu biyolojik

floklar ve biyofilmler yerçekimi veya membran ayırma yoluyla arıtılmış çıkış suyundan ayrılabilir (Metcalf ve diğ., 2004). Aktif çamur sistemlerinde ve biyofilmlerde protozoalar, nematodlar ve rotiferler gibi çok hücreli organizmalar bulunur. Özellikle protozoalar serbest bakterileri ve kolloidal partikülleri tüketerek atıksu arıtımına katkıda bulunurlar. Toksik maddelere karşı hassas bir yapıda olduklarından, varlıkları sorunsuz ve istikrarlı bir proses işleyişinin iyi bir göstergesidir (Metcalf ve diğ., 2004). Proses yüklerine ve çevresel koşullara bağlı olarak aktif çamur proseslerinde istenmeyen mikroorganizmalar da bulunabilir. Bu mikroorganizmalar çamur kabarma ve köpürme problemlerine neden olabilir (Metcalf ve diğ., 2004).

3.1.1.3 Organik karbon giderimini etkileyen faktörler

pH

Karbon giderimi için pH değerinin 6 ila 9 arasında tolere edilebilir olduğu belirtilmektedir, ancak nötr pH değerinin daha iyi performans için optimum olduğu belirtilmektedir (Metcalf ve diğ., 2004).

Oksijen ve besi maddesi gereksinimleri

Aerobik biyolojik oksidasyon süreci, mikroorganizmaların ihtiyaçlarını karşılamak için oksijen ve besi maddelerine ihtiyaç duymaktadır. Hız sınırlayıcı koşullara neden olmamak için besi maddeleri ve oksijen konsantrasyonları, yarı doygunluk konsantrasyonlarının (K_{O_2}) üzerinde konsantrasyonlara sahip olmalıdır. Oksijen için K_{O_2} değeri genellikle 1 mg/L'den çok daha azdır ve hız kısıtlayıcı olmaması için çözülmüş oksijen konsantrasyonu 2 mg/L'den yüksek tutulmalıdır. Besi maddeleri (azot, fosfor, demir, sülfür, eser bileşenler vb.) için literatür değerleri oldukça düşük olup 1 mg/L'nin altında kalmaktadır (Metcalf ve diğ., 2004).

Sıcaklık

Atıksuyun sıcaklığı, evsel ve endüstriyel faaliyetlerden gelen sıcak su ilavesi nedeniyle genellikle yerel su kaynağından daha yüksektir. Suyun özgül ısısı havanınkinden çok daha yüksek olduğundan, gözlemlenen atıksu sıcaklıkları yılın büyük bölümünde yerel hava sıcaklıklarından daha yüksektir ve yalnızca en sıcak yaz aylarında daha düşüktür. Coğrafi konuma bağlı olarak, Amerika Birleşik Devletleri'nde atık suyun yıllık ortalama sıcaklığı 3 ila 27°C arasında değişmektedir; 15,6°C temsili bir değerdir.

Afrika ve Orta Doğu'daki ülkeler için 30 ila 35°C kadar yüksek sıcaklıklar rapor edilmektedir (Metcalf ve diğ., 2004).

Suyun sıcaklığı, kimyasal ve biyokimyasal reaksiyonlar ve bunların reaksiyon hızları, sucul yaşam ve suyun faydalı kullanımlar için uygunluğu üzerindeki etkileri nedeniyle çok önemli bir parametredir. Buna ek olarak, oksijen sıcak suda soğuk suya göre daha az çözünür. Sıcaklık artışına eşlik eden biyokimyasal reaksiyon hızındaki artış, yüzey sularında bulunan oksijen miktarındaki azalma ile birleştiğinde, yaz aylarında çözünmüş oksijen konsantrasyonlarında ciddi azalmalara neden olabilir. Ayrıca sıcaklıktaki ani bir değişimin sucul yaşamda yüksek oranda ölümle sonuçlanabileceği de bilinmelidir (Metcalf ve diğ., 2004).

Sıcaklık ve pH gibi çevresel koşullar mikroorganizmaların seçimi, hayatta kalması ve çoğalması üzerinde önemli bir etkiye sahiptir. Genel olarak, belirli bir mikroorganizma için optimum çoğalma oldukça dar bir sıcaklık ve pH aralığında gerçekleşir, ancak çoğu mikroorganizma çok daha geniş sınırlar içinde hayatta kalabilir. Optimumun altındaki sıcaklıklar tipik olarak çoğalma hızı üzerinde optimumun üzerindeki sıcaklıklardan daha önemli bir etkiye sahiptir; optimum sıcaklığa ulaşılan kadar sıcaklıktaki yaklaşık her 10°C'lik artışla çoğalma hızlarının iki katına çıktığı gözlemlenmiştir. Belirli bir tür için normal aralığın üzerindeki sıcaklıklarda, temel enzimler yok olur ve organizma hayatta kalamayabilir (Metcalf ve diğ., 2004; Rittmann ve MacCarty, 2001).

Bakteriler için en optimum sıcaklık aralığına göre psikrofilik, mezofilik, termofilik veya hipertermofilik olarak sınıflandırılabilir. Bu kategorilerin her birindeki mikroorganizmalar için tipik sıcaklık aralıkları Çizelge 3.2 ile sunulmuştur Rittmann ve MacCarty, 2001).

Çizelge 3.2 : Biyolojik süreçlerin sıcaklık sınıflandırması.

Tip	Çoğalma için Normal Sıcaklık Aralığı
Psikrofilik	-5 ile 20
Mezofilik	8 ile 45
Termofilik	40 ile 70
Hipertermofilik	65 ile 110

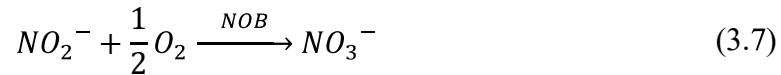
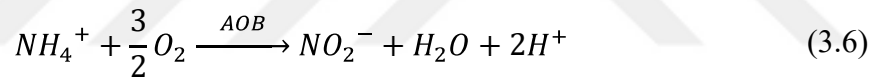
3.1.2 Nitrifikasyon

Mikroorganizmalar tarafından aerobik ortamda amonyağın önce nitrite daha sonra nitrate oksitlenmesi biyolojik nitrifikasyon olarak adlandırılır. Nitrifikasyonu gerçekleştiren mikroorganizmalar karbon kaynağı olarak inorganik karbonu (karbondioksit), enerji kaynağı olarak da inorganik azotu kullanan ototrof bakterilerdir.

3.1.2.1 Proses stokiyometrisi ve kinetiği

Nitrifikasyon reaksiyonları ototrofik mikroorganizmaların farklı türleri ile iki adımda gerçekleşmektedir. İlk adımda amonyak oksitleyen bakteriler (AOB) tarafından amonyak nitrite yükseltgenirken, ikinci adımda nitrit oksitleyen bakteriler (NOB) nitriti nitrate dönüştürür. Nitrifikasyon bakterileri amonyağı sadece sentez enerjisi gereksinimleri için değil, aynı zamanda hücre kütlesi azot gereksinimlerinin sentezi için de kullanırlar, ancak bu miktar ihmal edilebilir bir kısımdır ve basitleştirme amacıyla kararlı durum modellerinde göz ardı edilmiştir.

Nitrifikasyon prosesinin stokiyometrik redoks reaksiyonları aşağıda gösterilmiştir.



Her iki reaksiyon için oksijen ihtiyacı $3/2 \cdot 32/14=3,43$ mg O_2 /mg N ve $1/2 \cdot 32/14=1,14$ mg O_2 /mg N olmak üzere toplamda 4,57 mg O_2 /mg N olarak hesaplanabilir. Amonyak azotu aynı zamanda biyokütle sentezinde kullanıldığından, gerçekte amonyağın nitrate oksidasyonunda oksijen ihtiyacı daha düşüktür ve bu değer 4,3 mg O_2 /mg N değerlerine kadar düşmektedir (Henze ve diğ., 2008; Orhon ve Artan, 1994).

Nitrifikasyon bakterilerinin çoğalma kinetiği ile ilgili iki varsayım vardır: (i) Nitrifikasyon kinetiği AOB'lerin kinetik davranışına indirgenir. Amonyagın nitrite dönüşüm oranı, nitritin nitrate dönüştürölme oranından çok daha yavaştır. Oluşan herhangi bir nitrit hemen nitrate dönüştürölmemektedir. Dolayısıyla sınırlayıcı adım amonyağın nitrite dönüşümü olduğundan AOB'lerin amonyağı doğrudan nitrate dönüştürdüğü varsayılır. (ii) Nitrifikasyon hızı, Downing ve diğ. (1964) tarafından gösterilen Monod denklemi açısından formüle edilebilir (Henze ve diğ., 2008). Monod

reaksiyonu, üretilen organizma kütlelerinin kullanılan amonyağın sabit bir fraksiyonu olduğunu (Denklem (3.8)) ve spesifik gelişim hızının mevcut substratların konsantrasyonuyla ilişkili olduğunu gösterir (Denklem (3.10)).

$$M\Delta X_A = Y_A \cdot M\Delta S_{NH_4} \quad (3.8)$$

$M\Delta X_A$: Üretilen nitrifikasyon bakterisi kütlesi (mg UAKM)

$M\Delta S_{NH_4}$: Kullanılan amonyak kütlesi (mg N)

Y_A : Nitrifikasyon bakterileri için dönüşüm oranı (mg UAKM/mg N)

Yukarıdaki denklem, bir t zaman aralığındaki değişimler alınarak ve değişimlerin çok küçük olduğu varsayılarak yazılabilir.

$$\frac{dX_A}{dt} = Y_A \cdot \left[-\frac{dS_{NH_4}}{dt} \right] \quad (3.9)$$

Monod tarafından geliştirilen eşitlik Denklem (3.10) ile gösterilmiştir.

$$\mu_A = \hat{\mu}_A \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \quad (3.10)$$

μ_A : Amonyak konsantrasyonunda spesifik büyüme oranı (gün⁻¹)

K_{NH_4} : Amonyak azotu için yarı doygunluk sabiti (mg/L)

S_{NH_4} : Amonyak azotu konsantrasyonu (mg/L)

Nitrifikasyon kinetik sabitleri (μ_A ve K_{NH_4}) sıcaklığa duyarlıdır, bu nedenle sıcaklığa bağlı olan sembollerde ek olarak T alt simgesi kullanılmıştır. Büyüme hızı, spesifik büyüme hızı ve AOB konsantrasyonunun (X_A) çarpımı ile ifade edilebilir.

Denklem (3.9) ve Denklem (3.10) birleştirilirse, amonyak dönüşüm oranı bulunabilir.

$$\frac{dS_{NH_4}}{dt} = \frac{1}{Y_A} \cdot \frac{\hat{\mu}_{AT} S_{NH_4}}{K_{NH_4T} + S_{NH_4}} \cdot X_A \quad (3.11)$$

Kararlı durum modelinde nitrifikasyon sürecinin stokiyometrik olduğu kabul edildiğinden, nitrat oluşum oranının amonyak dönüşüm oranına eşit olduğu varsayılmaktadır:

$$\frac{dS_{NO_3}}{dt} = \frac{dS_{NH_4}}{dt} = -\frac{1}{Y_A} \cdot \frac{\hat{\mu}_{AT} S_{NH_4}}{K_{NH_4T} + S_{NH_4}} \cdot X_A \quad (3.12)$$

buradaki;

S_{NO_3} : Nitrat konsantrasyonu (mg NO₃-N/L)

Nitrifikasyon için oksijen ihtiyacı, amonyak dönüşümünün stokiyometrik gereksinimi Denklem (3.13)'e dayanmaktadır.

$$OI_n = 4,57 \cdot \frac{dS_{NH_4}}{dt} = 4,57 \cdot \frac{dS_{NO_3}}{dt} \quad (3.13)$$

Nitrifikasyonun büyüme kinetiği Downing ve diğ. (1964) tarafından Monod kinetiğinden uyarlanmıştır (Henze, Loosdrecht, Ekama, & Brdjanovic, 2008). Büyüme sınırlayan besi maddesi konsantrasyonları açısından biyolojik süreçler, dönüşüm oranı (Y_A), maksimum spesifik büyüme hızı ($\hat{\mu}_A$) ve yarı doygunluk katsayısı (K_{NH_4}) gerektiren Monod kinetiği ile ifade edilir.

İşsel solunum prosesi, bir biyokütle dış substratını tamamen kullandığında ve biyokütlesini kaybettiğinde oksijen kullanımı olarak ifade edilebilir. Heterotrofik ve ototrofik organizmalar farklı işsel solunum hızlarına sahiptir ($b_{H_{20}} = 0,24 \text{ gün}^{-1}$, $b_{A_{20}} = 0,04 \text{ gün}^{-1}$). Ototrofik ölüm prosesi Denklem (3.14) ile ifade edilir.

$$\frac{dX_A}{dt} = -b_{AT} \cdot X_A \quad (3.14)$$

b_{AT} : T°C'de ototrofik ölüm hızı (gün^{-1})

3.1.2.2 Proses mikrobiyolojisi

Nitrosomonas haricinde; *Nitrosococcus*, *Nitrosopira*, *Nitrosovibrio* ve *Nitrosolobus* AOB'ler olarak bilinir ve genetik olarak çeşitlilik gösterirler. Proteobakterilerin beta alt bölümünde birbirleriyle ilişkili olarak bilinmektedirler (Ritmann ve MacCarty, 2001; Teske ve diğ., 1994). AOB'lere benzer şekilde, NOB'lerin en ünlü bakterisi *Nitrobacter* olarak bilinmekteydi, ancak moleküler tekniklerin *Nitrospira*'nın atıksu arıtma proseslerinde baskın nitrit oksitleyiciler olarak tespit edilmesiyle bunun yanlış olduğu kanıtlanmıştır (Ritmann ve MacCarty, 2001). Bu bakterilere ilaveten *Nitrospina*, *Nitrococcus* ve *Nitrocytis* olarak bilinen NOB'ler de vardır.

3.1.2.3 Nitrifikasyon prosesini etkileyen faktörler

Atıksu karakterizasyonu

Atıksu karakterizasyonu, içerebileceği inhibitör bileşikler sebebiyle nitrifikasyon sürecini olumsuz etkileyebilir. Maksimum spesifik büyüme hızı sabiti ($\hat{\mu}_{A_T}$) oldukça atıksu spesifik olup, bir miktar endüstriyel katkıya sahip kentsel atıksu genellikle $\hat{\mu}_{A_T}$ değerini düşürür. 20°C için $\hat{\mu}_{A_{20}}$ değerleri 0,30 ila 0,75 gün⁻¹ aralığında değişir. Bu farklar nitrifikasyon için minimum çamur yaşını etkiler. En uygun tasarımı gerçekleştirebilmek için $\hat{\mu}_{A_T}$ 'nin bir deneysel yöntemler yardımıyla tayin edilmesi önemlidir (Henze ve diğ., 2008).

$b_{A_{20}}$ 'nin etkisi büyüme hızına göre küçüktür, bu nedenle tüm kentsel atıksular için bu sabit olarak alınabilir ($b_{A_{20}}=0.04$ gün⁻¹) (Henze ve diğ., 2008).

Sıcaklık

$\hat{\mu}_{A_T}$; K_{NH_4T} ; b_{A_T} kinetik sabitlerinin duyarlılığı Denklem (3.17) ile ifade edilir, böylece her 6°C'lik artış bu kinetik sabitlerin değerlerini iki katına çıkarır. Bununla birlikte, b_{A_T} 'deki değişim heterotrofik organizmalarla ile aynıdır (Henze ve diğ., 2008).

$$\hat{\mu}_{A_T} = \hat{\mu}_{A_{20}} \cdot (\theta_n)^{(T-20)} \quad (3.15)$$

$$K_{NH_4T} = K_{NH_4_{20}} \cdot (\theta_n)^{(T-20)} \quad (3.16)$$

$$b_{A_T} = b_{A_{20}} \cdot (\theta_b)^{(T-20)} \quad (3.17)$$

Denklem (3.15), Denklem (3.16) ve Denklem (3.17)'deki;

θ_n : Nitrifikasyon için sıcaklık duyarlılığı = 1,123

θ_b : AOB'ler için içsel solunum sıcaklık duyarlılığı = 1,029

olarak kullanılabilir.

Havalandırılmamış (ölü) bölgeler ve çözünmüş oksijen konsantrasyonu

Reaktördeki havasız (ölü) bölgeler nitrifikasyon prosesini etkileyen önemli bir faktördür çünkü AOB'ler zorunlu aerob olup sadece aerobik koşullar altında çoğalabilirlerken, içsel solunum hem aerobik hem de havasız koşullar altında meydana gelmektedir (Henze ve diğ., 2008).

Çözünmüş oksijen konsantrasyonu 33 mg/L'ye kadar nitrifikasyon oranlarını önemli ölçüde etkilemez, ancak düşük oksijen konsantrasyonları nitrifikasyon oranını azaltır. Stenstorm ve Poduska (1980) tarafından çözünmüş oksijenin nitrifikasyon üzerindeki etkisini ölçmek için aşağıdaki formül önerilmiştir.

$$\mu_{A_o} = \hat{\mu}_{A_o} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \quad (3.18)$$

buradaki;

S_{O_2} : Sudaki oksijen konsantrasyonu (mg O₂/L)

K_{O_2} : Yarı doyumluk sabiti (mg O₂/L)

$\hat{\mu}_{A_o}$: Maksimum spesifik çoğalma hızı (gün⁻¹)

μ_{A_o} : Oksijen konsantrasyonundaki spesifik çoğalma hızı (gün⁻¹)

Çözünmüş oksijen yarı doyumluk sabiti 0,3 ila 2 mg O₂/L arasında değişmektedir. K_{O_2} 'nin daha geniş aralığı hem su ortamındaki hem de biyolojik flok içindeki çözünmüş oksijen farkına göre değişkenlik göstermektedir. Değer, flok boyutuna, karıştırma yoğunluğuna ve flok içine oksijen difüzyon hızına bağlı olarak değişmektedir. Tam ölçekli büyük bir reaktörde tam karışım sağlamak mümkün olmadığından, çözünmüş oksijen reaktör hacmi boyunca da değişmektedir. Nitrifikasyonda gecikmeyi önlemek için kabarcık havalandırmalı nitrifikasyon reaktörlerinde K_{O_2} değeri için genellikle 2 mg O₂/L kullanılmaktadır.

Ani debi ve yük değişimleri

Debi ve yükteki ani değişimlerin nitrifikasyonu negatif yönde etkilediği bilinmektedir. Bu sebeple nitrifikasyon verimi düşmekte ve nitrifikasyon yapan bakteriler maksimum çalışma hızında olsalar bile ani yükleme durumunda tüm amonyağı oksitlemek mümkün olamamaktadır. Günlük değişken debi sebebiyle sistemdeki nitrifikasyon yapan bakterilerin çamur kütleindeki oranı azalabilir (Henze ve diğ., 2008).

Alkalinite ve pH

Maksimum spesifik çoğalma hızı reaktördeki pH değerinden oldukça etkilenmektedir. pH değeri 8,5'in üzerindeyken hidroksil iyonlarının aktivitesi, 7'nin altındayken ise hidrojen iyonları inhibitör etki göstermektedir. Stokiyometrik reaksiyonlar (Denklem

(3.7)) nitrifikasyonun hidrojen iyonlarını serbest bıraktığını ve alkaliniteyi azalttığını göstermektedir. Her 1 mg $\text{NH}_4\text{-N}$ nitrifikasyonu için 7,14 mg CaCO_3 alkalinitesi tüketilir (Henze ve diğ., 2008). Alkalinite CaCO_3 olarak 40 mg/L'nin altına düştüğünde pH düşük seviyelere inmekte, bu da nitrifikasyon veriminin düşmesine ve çamur kabarmasına neden olmaktadır (Jenkins ve diğ., 1993).

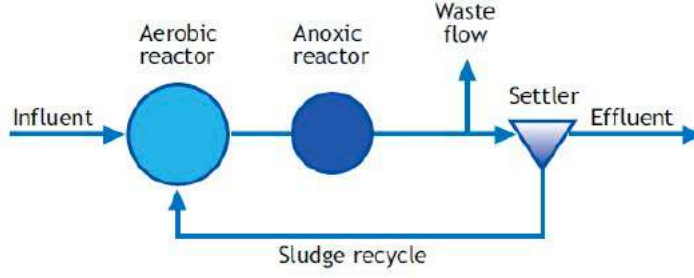
3.1.3 Denitrifikasyon

Biyolojik denitrifikasyon, nitratın nitrik oksit (NO), nitroz oksit (N_2O) ve azot gazına (N_2) biyokimyasal olarak redüksiyona uğratılması olarak adlandırılmaktadır. Bu süreç, suda çözünebilir azot formlarını, çevreye ciddi bir zararı olmayan çözünmez gaz formlarına dönüştürmektedir (Metcalf ve diğ., 2004; Orhon ve Artan, 1994).

Tam azot gideriminin söz konusu olduğu durumlarda nitrifikasyon prosesi denitrifikasyonun gerçekleşmesi için elzemdir. Tropikal bölgelerde dahi azot giderimi gerekmeseyse bile reaktöre anoksik bölgelerin dahil edilerek denitrifikasyon prosesinin uygulanması önerilmektedir. Bu uygulamanın sebebi, sistemin çamur yaşı düşük olsa bile atıksu sıcaklıklarının 25-30°C'yi aşabildiği yerlerde nitrifikasyonun kaçınılmaz olarak gerçekleşmesidir. Ayrıca, nitrifikasyon için minimum çamur yaşını artırmak, oksijen ihtiyacını azaltmak, alkaliniteyi geri kazanmak ve ikincil çökeltme tankının tabanındaki denitrifikasyon nedeniyle çamur flotasyonu ve çıkış suyunda yüksek KOİ riskini azaltmak için üretilen yüksek miktardaki nitratı denitrifiye etmek için sisteme küçük de olsa bir anoksik alan dahil etmek yararlıdır (Henze ve diğ., 2008).

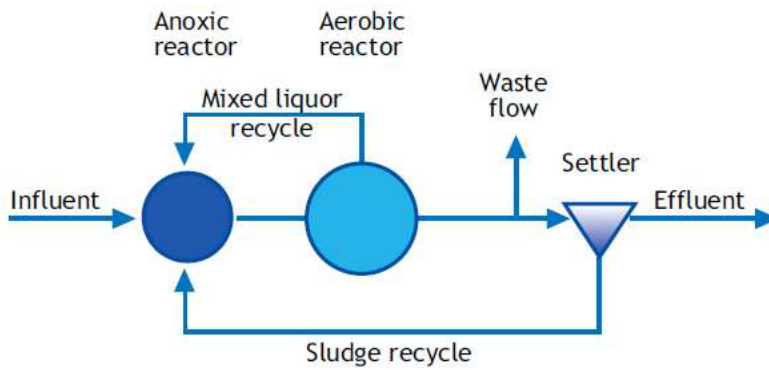
3.1.3.1 Proses stokiyometrisi ve kinetiği

Anoksik reaktörün sistemdeki konumu azot giderimi için kullanılan süreci değiştirir. Anoksik reaktör aerobik tanktan sonra ikinci bir tank olarak kullanıldığında, proses post/postanoksik denitrifikasyon olarak adlandırılır (Şekil 3.1). Bu süreçte aerobik reaktör tam nitrifikasyon sağlayacak kadar büyük tutulur. Bir sonraki reaktörde denitrifikasyon, içsel solunumdan elde edilen elektron vericisi kullanılarak gerçekleşir. Süreç enerji için sadece içsel solunuma bağlıysa, reaksiyon hızları yavaştır, bu nedenle genellikle harici karbon kaynakları tercih edilir (örneğin metanol, asetat, melas vb.) (Henze ve diğ., 2008; Metcalf ve diğ., 2004). Teorik olarak azotun tamamen giderilmesi mümkün olsa da, anaerobik reaktörde ölüm ve hidroliz nedeniyle açığa çıkan amonyak sebebiyle son çökeltme tankından önce yeniden havalandırma ile önerilmektedir.

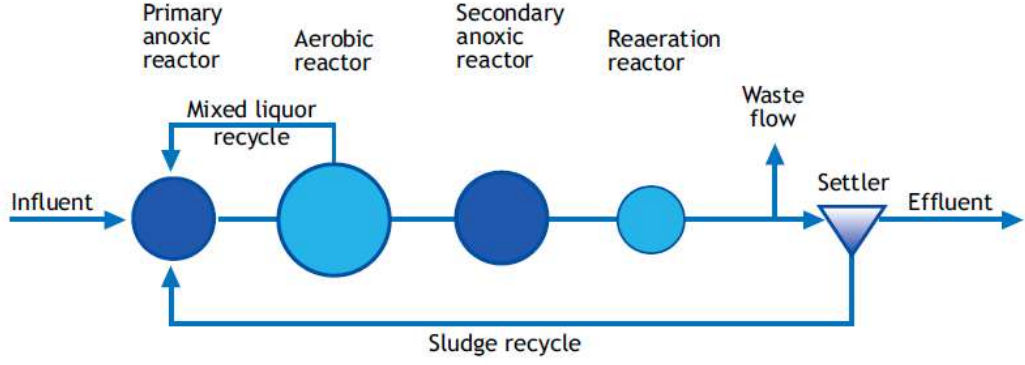


Şekil 3.1: Post anoksik tek çamurlu biyolojik azot giderim sistemi (Henze, Loosdrecht, Ekama, & Brdjanovic, 2008).

Azot giderimi için en yaygın kullanılan proses önde/preanoksik denitrifikasyon olarak adlandırılır. Ludzack ve Ettinger, aerobik tankın takip ettiği anoksik tanklı ve aerobik tanktan anoksik tanka geri dönüşümlü bir sistem önermiştir (Ludzack ve Ettinger, 1962). 1973 yılında Barnard, çamurun anoksik tanka geri dönüşümünü önererek sistemi geliştirmiştir. Modifiye Ludzack-Ettinger (MLE) prosesi denitrifikasyon miktarını ve nitrat giderim oranını arttırmaktadır (Şekil 3.2), ancak aerobik reaktörden gelen toplam akışın bir kısmı anoksik reaktöre geri dönüştürülemeyip sistemden çıktığı için tam azot giderimi elde etmek mümkün değildir (Henze ve diğ., 2008). Bu eksikliğin üstesinden gelmek için Bardenpho tarafından 4 aşamalı Bardenpho sistemi önerilmiştir (Şekil 3.3). Özellikle çamur çürütücünün bulunduğu arıtma tesislerinde ve konsantre azot ve düşük KOİ içeren atıksularda (örneğin endüstriyel atıksular, sızıntı suyu, anaerobik çürütücülerden çıkan atıksular) farklı proseslerin uygulamaları da mevcuttur.



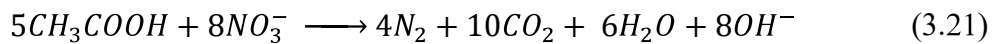
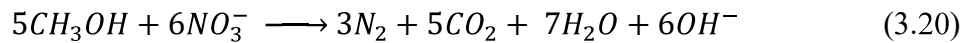
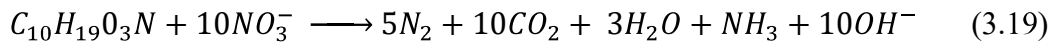
Şekil 3.2: Modifiye Ludzack-Ettinger tek çamurlu biyolojik azot giderim sistemi (Henze ve diğ., 2008).



Şekil 3.3: 4 kademeli Bardenpho tek çamur biyolojik azot giderim sistemi (Henze ve diğ., 2008).

Bir anoksik reaktörde biyolojik olarak denitrifiye edilebilecek nitrat konsantrasyonuna o reaktörün denitrifikasyon potansiyeli (DNP) denir. Anoksik reaktöre çok az nitrat geri dönüşümü yapılması durumunda, nitratin tamamı denitrifiye edilecek ve performans DNP'den daha düşük olacaktır. Bu sistem, sistem/içsel geri devir kısıtlı olarak tanımlanır. İçsel geri devir oranları denitrifikasyon potansiyeli ve nitrat konsantrasyonunun eşit olduğu seviyeye yükseltildiğinde, sistem potansiyeli optimum olacak ve mümkün olan en düşük çıkış suyu konsantrasyonu elde edilecektir. Nitrat konsantrasyonunun optimum değerin üzerine çıkarılması daha iyi performansa değil, çıkış suyunda daha yüksek nitrat konsantrasyonuna ve ekonomik olmayan koşullara neden olacaktır.

Denitrifikasyon için gerekli elektron vericileri üç farklı kaynaktan gelmektedir: (1) giriş suyundaki biyolojik olarak ayrışabilen çözünmüş KOİ (2) içsel solunum sırasında oluşan biyolojik olarak ayrışabilen çözünmüş KOİ (3) harici kaynaklar (örneğin metanol, asetat). Farklı elektron vericiler için stokiyometrik reaksiyonlar Denklem (3.19), Denklem (3.20) ve Denklem (3.21) ile gösterilmiştir.



Heterotrofik denitrifikasyon reaksiyonları, indirgenmiş bir NO_3 eşdeğeri başına bir eşit alkalinite üretildiğini göstermektedir ki bu da nitrifikasyonda tüketilen 7,14 g $CaCO_3$ alkalinitenin 3,57 g $CaCO_3$ kadarının geri kazanılmasına eşdeğerdir.

Denitrifikasyon kinetiği organik kaynağın türüne göre değişmektedir. İki atıksu kaynaklı olmak üzere üç tür organik bulunmaktadır: kolay ayrışabilen organik maddeler (S_s) ve yavaş ayrışan organik maddeler (X_s). Sonuncusu giriş atıksuyunda bulunmanın haricinde biyokütlenin ölümü ve parçalanmasından da kaynaklanan organik madde olup aynı zamanda yavaş bir şekilde parçalanmaktadır. KOİ kullanım oranları farklı bu iki bileşenin ayrışma mekanizmalarına bağlı olarak değişmektedir. Basit çözülmüş organik bileşikler hücre duvarından kolayca geçebilmekte ve elektron alıcısı oksijen değil nitrat olsa bile yüksek oranda kullanılabilir. Ancak büyük partiküller veya kolloidal organik bileşiklerin organizmaya aktarılması ve kullanılması için önce hidrolize uğraşması gerekir. Hücre dışı hidroliz hızı yavaştır ve bu da kullanım oranını sınırlamaktadır. Birincil anoksik reaktördeki denitrifikasyon iki aşamayı takip eder: (1) S_s ve X_s 'in (K_1+K_2) aynı anda kullanıldığı başlangıçtaki hızlı aşama, (2) girişten atıksuyundaki ve ölüm ve parçalanma sonucu oluşan X_s 'in kullanıldığı yavaş aşama (K_2). İkincil anoksik reaktörde ölüm ve parçalanmadan kaynaklanan X_s biyolojik olarak parçalanabilen tek organik madde kaynağıdır ve bu prosesin spesifik hızı (K_3) K_2 'nin 2/3'üdür (Henze ve diğ., 2008).

Denitrifikasyon yapan heterotrofik bakterilerin spesifik çoğalma hızı Monod kinetiğine dayanır. Denklem karbon kaynağı ve elektron alıcıları olarak hem organik madde hem de nitrat konsantrasyonlarından oluşur (Orhon ve Artan, 1994) (Denklem (3.22)).

$$\mu_{HD} = \hat{\mu}_{HD} \cdot \frac{S_s}{K_s + S_s} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \quad (3.22)$$

buradaki;

μ_{HD} : Denitrifikasyon yapan bakteriler için spesifik büyüme hızı (gün^{-1})

$\hat{\mu}_{HD}$: Denitrifikasyon yapan bakteriler için maksimum büyüme hızı (gün^{-1})

K_s : Karbon kaynağı için yarı doygunluk sabiti (mg KOİ/L)

S_s : Karbon kaynağı (mg KOİ/L)

K_{NO_3} : Nitrat azotu için yarı doygunluk sabiti (mg N/L)

S_{NO_3} : Nitrat azotu konsantrasyonu (mg N/L)

Anoksik çoğalma için proses hızı, spesifik çoğalma hızının denitrifikasyon yapan bakteri konsantrasyonu (X_{HD}) ile çarpılmasıyla elde edilir. Karbon kaynağının giderim oranı ve nitrat kullanımı dönüşüm oranı (Y_{HD}) ile ilişkilidir (Denklem (3.23), Denklem (3.24) ve Denklem (3.25)).

$$\frac{dX_{HD}}{dt} = \mu_{HD} \cdot X_{HD} \quad (3.23)$$

$$\frac{dS_S}{dt} = -\frac{\mu_{HD}}{Y_{HD}} \cdot X_{HD} = -\frac{\hat{\mu}_{HD}}{Y_{HD}} \cdot \frac{S_S}{K_S + S_S} \cdot X_{HD} \quad (3.24)$$

$$\frac{dS_{NO_3}}{dt} = -\frac{1 - Y_{HD}}{2,86Y_{HD}} \cdot \mu_{HD} \cdot X_{HD} \quad (3.25)$$

buradaki;

X_{HD} : Denitrifikasyon yapan bakteri konsantrasyonu (mg KOİ/L)

Y_{HD} : Anoksik dönüşüm oranı (mg UAKM/mg KOİ)

Partiküler bileşenlerin bakteriler tarafından kullanılabilmesi için hidroliz ile çözünebilir substrata dönüşmesi gerekmektedir. Bu nedenle hidroliz prosesi/hızı partiküler organikler maddelerden anoksik büyüme için hız sınırlayıcı bir faktördür (Orhon ve Artan, 1994). Bu oran Denklem (3.26) ile gösterilmektedir; burada η_h anoksik hidroliz için düzeltme faktörüdür ve anoksik koşullardaki giderim oranının aerobik koşullara oranını temsil etmektedir.

$$\frac{dX_S}{dt} = \eta_h \cdot K_h \cdot \frac{X_S/X_H}{K_X + X_S/X_H} \cdot X_{HD} \quad (3.26)$$

buradaki;

η_h : Anoksik koşullar altında hidroliz için düzeltme faktörü

İçsel solunum süreci, elektron alıcısı olarak nitrat kullanılarak anoksik koşullar altında devam eder. Denitrifikasyona katılmayan heterotrofik biyokütle işlem hızına dahil edildiğinden, anoksik koşullar altında içsel solunum için Denklem (3.27) ile ifade edilen bir düzeltme faktörü η_E kullanılır.

$$\frac{dX_{HD}}{dt} = -b_{HD} \cdot X_{HD} = -\eta_E \cdot b_H \cdot X_H \quad (3.27)$$

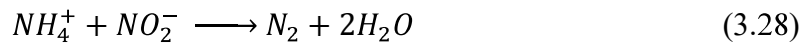
buradaki;

η_E : Anoksk koşullar altında içsel solunum için düzeltme faktörü

3.1.3.2 Proses mikrobiyolojisi

Hem heterotrofik hem de ototrofik bakteriler denitrifikasyon yapabildiği için sayısız bakterinin denitrifikasyon yaptığı bilinmektedir. *Achromobacter*, *Acinetobacter*, *Agrobacterium*, *Alcaligenes*, *Arthrobacter*, *Bacillus*, *Chromobacterium*, *Corynebacterium*, *Flavobacterium*, *Hypomicrobium*, *Moraxella*, *Neisseria*, *Paracoccus*, *Propionibacterium*, *Pseudomonas*, *Rhizobium*, *Rhodopseudomonas*, *Spirillum*, *Vibrio* (Payne, 1981), *Halobacterium* ve *Methanomonas* (Gayle ve diğ., 1989) denitrifikasyon yapabilen heterotrofik organizma cinslerindendir. Denitrifikasyon yapan bakteriler arasında en yaygın türler *Pseudomonas* türleridir ve hidrojen, metanol, karbonhidratlar, organik asitler, alkoller, benzoatlar ve diğer aromatik bileşikler dahil olmak üzere çok çeşitli organik bileşikleri kullanabilirler.

Bu bakterilerin büyük bir kısmı fakültatif aerobik organizmalardır ve oksijen, nitrit, nitrat kullanabilir ve aynı zamanda nitrat veya oksijen yokluğunda fermentasyon yapabilirler (Payne, 1981). Nitritin redüksiyonu ile amonyağı oksitleyebilen *Annamox* bakterileri (Denklem (3.28)) *Planctomycete phylum* altında tanımlanmıştır. Bu bakteriler yaklaşık 2 haftalık ikiye katlanma süresi ile son derece düşük büyüme oranlarına sahiptir.



3.1.3.3 Denitrifikasyonu etkileyen faktörler

pH

Alkalinite denitrifikasyon sürecinde üretildiğinden pH parametresi denitrifikasyonda nitrifikasyona kıyasla daha az öneme sahiptir. pH'ın 7 ile 8 arasında olmasının belirgin bir etkisi olmadığı, ancak pH 7'den 6'ya düşürüldüğünde denitrifikasyon oranında bir düşüş gözlemlendiği kaydedilmiştir (Metcalf ve diğ., 2004).

Oksijen ve Sıcaklık

Plósz ve diğ. (2003) çözünmüş oksijen ve sıcaklığın etkisini laboratuvar ölçeğinde kesikli deneyler ve ASM1 tabanlı simülasyon modeli yardımıyla araştırmışlardır (Plósz ve diğ., 2003). Yüzeyden anoksik bir reaktöre giren oksijenin denitrifikasyonu

sadece metabolik olarak değil, aynı zamanda artan çözünmüş oksijen (ÇO) konsantrasyonunun denitrifikasyon hızı üzerinde engelleyici bir etki yaratması nedeniyle kinetik olarak da etkileyebileceği sonucuna varmışlardır. Düşük substrat giderim oranlarında, azalan sıcaklığın anoksik damarlarda ÇO konsantrasyonunun artmasına neden olur.

Wang ve diğ. (2015) 25°C'de bir ardışık kesikli reaktörler kurarak ve 25°C ile 5°C arasında değişen kısa süreli bir sıcaklık düşüş periyodu gerçekleştirerek sıcaklık düşüşlerinin biyolojik azot giderimi üzerindeki etkisini araştırmıştır (Wang ve diğ., 2015). Maksimum seviyeyi 15°C'de gözlemlemişlerdir, ancak 5°C'de bile proses kimyasal oksijen ihtiyacını (KOİ) ve nitratı (%90'ın üzerinde) etkili bir şekilde giderebilmiştir (Metcalf ve diğ., 2004).

3.1.4 Fosfor giderimi

Fosfor, DNA, RNA, ATP ve ayrıca hücre zarlarını oluşturan fosfolipidlerin bir bileşeni olduğu için tüm yaşam formları için gerekli bir elementtir. Fosfor ayrıca alg ve siyanobakterlerin çoğalmasına sebep olarak ötrofikasyonun başlıca kaynaklarından biridir. Yaklaşık %80 azot gazı içeren atmosferik ortamdan sabitlenebilen azotun aksine, fosfor sadece sucul ortam kaynaklı olabilir. Yayılı kaynaklar (örneğin tarımsal faaliyetler) gübreleme planları ile kontrol edilebilse bile noktasal kaynaklardan (örneğin atıksu tesisleri) gelen fosforu önlemek için kimyasal veya biyolojik arıtma uygulanmalıdır (Henze ve diğ., 2008).

Son yıllarda, alıcı ortamlar üzerindeki potansiyel etkiyi azaltmak için arıtma tesisi çıkış suyu deşarj standartları eskisinden daha katı hale getirilmiştir (0,1 ila 2 mg/L). 1980'lerin başından bu yana biyolojik fosfor giderimi, fosfat anyonunun (PO_4^{3-}), Ca^{2+} , Al^{3+} veya Fe^{3+} katyonları ile çökeltilmesine dayanan kimyasal arıtmaya tercih edilmiştir. Bununla birlikte, düşük toplam fosfor konsantrasyonları elde etmek için kimyasal ilaveyi de içeren çeşitli proseslerin kombinasyonu hala kullanılmaktadır (Çizelge 3.3). Kimyasal koagülasyon ve/veya biyolojik aşırı fosfor giderimi (EBPR) ile 1 mg/L'ye ulaşmak mümkündür. Limitler 0,5 mg/L'nin altındaysa EBPR ile birlikte deşarj öncesi kum filtre gereklidir, kimyasal koagülasyon ise tercihe bağlıdır. 0,1 mg/L'nin altında kimyasal koagülasyon, EBPR ve kum filtrasyonu kullanılmalıdır. Post koagülasyon hem 0,05 hem de 0,01 mg/L'ye ulaşmak için gereklidir, 0,01 mg

P/L'nin altına ulaşmak için membran filtrasyonu gerekmektedir (Henze ve diğ., 2008; Metcalf ve diğ., 2004; Rittmann ve MacCarty, 2001).

EBPR'nin kimyasal yöntemlere göre avantajları aşağıdaki gibi sıralanabilir (Janssen ve diğ., 2002):

- Toplam çamur üretiminde artışa ve yönetim maliyetinin yükselmesine neden olabilecek kimyasal çamur üretimi yoktur.
- Biyolojik çamurun susuzlaştırılması kimyasal çamura göre daha kolaydır. Kimyasal çamurda bulunan fosforun metal tuzları susuzlaştırma esnasında problem yaratmaktadır.
- Çıkış suyunda daha düşük tuzluluk vardır. Kimyasal arıtmada negatif iyonlar (klorür ve sülfat) su fazında kalır ve bu da tuzluluğa yol açar.
- Nitrifikasyon prosesinde inhibisyon azalır. Metal tuzları kimyasal yöntemlerle alkalinitenin azalmasına neden olur. Düşük pH değerleri (<6,5) nitrifikasyonda bozulmalara neden olur.
- Çamur, gübreleme amacıyla kullanılabilecek daha iyi bir kaliteye sahiptir.

EBPR'nin aşağıda açıklanan bazı dezavantajları da vardır:

- Atıksu bileşimine (KOİ:P) bağımlıdır.
- Kimyasal yöntemlere kıyasla değişen proses koşulları altında daha az kararlıdır.
- EBPR'nin çamur hacim indeksinde (ÇHİ) bir artışa neden olabileceği gözlemlenmiştir.
- Depolanan polifosfatın bir kısmı çamur uzaklaştırma prosesleri sırasında EBPR çamurundan salınabilir ve EBPR'yi olumsuz etkileyecek şekilde arıtma tesisine geri dönebilir.

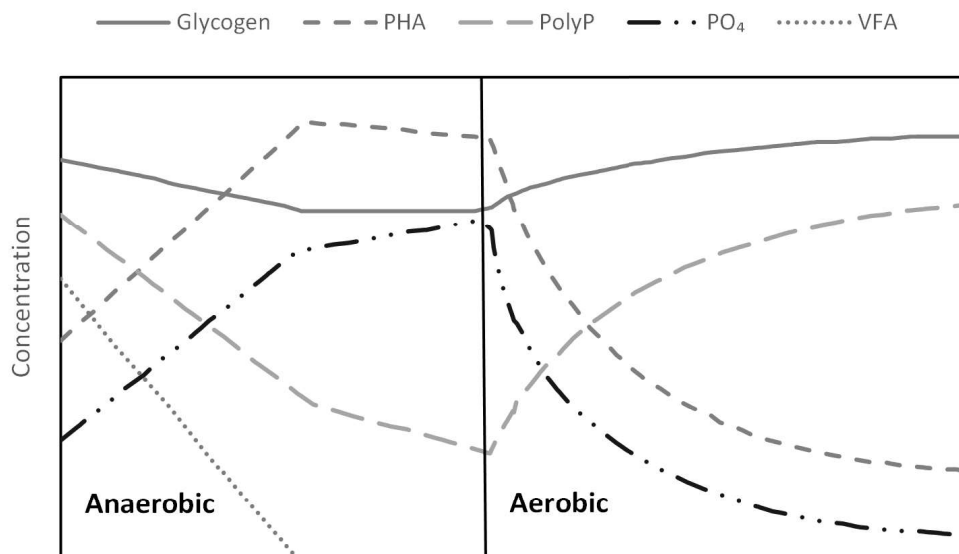
Çizelge 3.3 : Evsel atıksularda toplam fosfor deşarj standartlarını sağlamak için gereken proses kombinasyonları.

Gerekli arıtma süreci	P Standardı (mg P/L)							
	<1		<0,5		<0,1		<0,05	
Kombinasyon	A	B	C	D	E	F	G	H
Kimyasal koagülasyon *			*		*	*		
EBPR		*	*	*	*	*	*	*
Post-Koagülasyon							*	*
Kum filtrasyonu				*	*	*	*	
Adsorpsiyon								*
Membran filtrasyonu								*

3.1.4.1 Proses stokiyometrisi ve kinetiği

Aktif çamur sistemlerinde fosfor büyüme için kullanılır ve tipik olarak 0,02 mgP/mg UAKM (0,015 mg P/mg AKM) biyokütleyle dahil edilerek fazla çamurun günlük atılmasıyla giderilir ki bu da birçok kentsel atıksudaki fosforun yaklaşık %15-25'inin P giderimini sağlayabilir. Polifosfatlar (Poly-P) olarak daha büyük miktarlarda fosfor depolayabilen fosfor biriktiren organizmaların (PAO'lar) büyümesini teşvik ederek, fosfor katılımı 0,06-0,015 mg P/mg UAKM'ye (0,05-0,10 mg P/mg AKM) yükseltilebilir. Uygun şekilde tasarlanmış bir EBPR sistemi aktif mikroorganizmanın yaklaşık %40'ını oluşturabilen PAO'ların büyümesini amaçlar ve böyle bir sistem 500 mg KOİ/L başına yaklaşık 10-12 mg P/L giderebilir (Henze ve diğ., 2008).

EBPR ile fosfor giderimi bir anaerobik ve ardından aerobik veya anoksik reaktörler ile gerçekleştirilir (Şekil 3.4). Anaerobik reaktörde, zorunlu anaerobik koşulları sağlamak için elektron alıcısı (nitrat ve/veya oksijen) bulunmamalıdır. Giriş atıksuyunda uçucu yağ asitleri (UYA) bulunmalı veya fermentasyon bakterileri tarafından UYA üretilmelidir. PAO'lar UYA'ları bünyesine alır ve polihidroksialkanoatlar (PHA'lar) olarak depolar. Bu işlem, polifosfatın (PolyP) ortofosfata bozunmasından ve ayrıca glikojenin bozunmasından karşılanan enerjiye ihtiyaç duyar. Heterotrofik organizmaların elektron alıcısı eksikliği nedeniyle UYA'ları kullanamayacağı unutulmamalıdır.



Şekil 3.4 : UYA, PO₄, Poli-P, PHA ve PHA'nın değişimini gösteren şematik diyagram glikojen (Henze ve diğ., 2008).

Sonraki reaktörde (aerobik veya anoksik), PAO'lar PHA'yı anabolik ve katabolik reaksiyonlar ve anaerobik reaktörde tüketilen glikojenin yenilenmesi için bir karbon ve enerji kaynağı olarak kullanır. Katabolik reaksiyonlardan açığa çıkan enerji, PAO'ların ortofosfatları tekrar bünyesine alması, bunları polifosfat (PP) olarak depolaması ve büyümede kullanılır. Böylece atıksuda bulunan fosfat PAO'ların net büyümesi ile giderilir (Henze ve diğ., 2008; Janssen ve diğ., 2002).

EBPR'de iki ana mikroorganizma grubu vardır: (1) Polifosfat depolayabilen PAO'lar, (2) PAO olmayan mikroorganizmalar. Birinci grup EBPR kinetik modellerinin hedefidir. Karışık kültürlerde PAO'ların stokiyometrik ve kinetik özelliklerini doğru bir şekilde belirlemek zor veya imkansızdır, bu nedenle PAO'ların büyümesini ve baskınlığını destekleyecek geliştirilmiş bir kültür kullanılır (Orhon ve Artan, 1994). PAO'ların davranışını tanımlayan temel süreçler PHA depolanması, büyüme ve içsel solunumdur.

PAO'lar anaerobik koşullar altında PHA depolamak için asetat ve diğer kısa zincirli yağ asitlerini kullanır (Denklem (3.29)). Polifosfat depolanması bir sonraki reaktörde (aerobik veya anoksik) yine PAO'lar tarafından gerçekleştirilir (Denklem (3.30), Denklem (3.31)).

$$-\frac{dS_A}{dt} = -q_{PHA} \cdot \frac{S_A}{K_A + S_A} \cdot \frac{X_{PP}}{K_{PP} + X_{PP}} \cdot X_{PAO} \quad (3.29)$$

buradaki;

S_A : Asetat konsantrasyonu (mg/L)

X_{PP} : Depolanmış polifosfat konsantrasyonu (mg P/L)

X_{PAO} : PAO konsantrasyonu (mg hücre KOİ/L)

q_{PHA} : PHA'nın depolanması için hız sabiti (gün⁻¹)

K_A : Asetat için yarı doygunluk sabiti (mg KOİ/L)

K_{PP} : Depolanan polifosfat için yarı doygunluk sabiti (mg P/L)

$$-\frac{dX_{PP}}{dt} = q_{PP} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_{PS} + S_{PO_4}} \cdot \frac{X_{PHA}}{K_{PHA} + X_{PHA}} \cdot X_{PAO} \quad (3.30)$$

buradaki;

S_{PO_4} : Fosfat konsantrasyonu (mg P/L)

X_{PHA} : PHA konsantrasyonu (mg KOİ/L)

q_{PP} : X_{PP} depolanması için hız sabiti (gün⁻¹)

K_{PS} : PP'nin depolanmasındaki fosfor için doygunluk katsayısı (mg P/L)

K_{PHA} : PHA için doygunluk katsayısı (mg KOİ/L)

$$-\frac{dX_{PP}}{dt} = q_{PP} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_{PS} + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{S_{NO_3} + K_{NO_3}} \cdot \frac{X_{PHA}}{K_{PHA} + X_{PHA}} \cdot X_{PAO} \quad (3.31)$$

buradaki;

S_{NO_3} : Nitrat konsantrasyonu (mgN/L)

K_{NO_3} : Nitrat için doygunluk/inhibisyon katsayısı (mg N/L)

PAO'ların aerobik ve anoksik büyümesi Denklem (3.32) ve Denklem (3.33) ile açıklanmıştır. Amonyak bu büyüme denklemlerinde azot kaynağı olarak görev yapmaktadır.

$$\frac{dX_{PAO}}{dt} = \hat{\mu}_{PAO} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{X_{PHA} / X_{PAO}}{K_{PHA} + X_{PHA} / X_{PAO}} \cdot X_{PAO} \quad (3.32)$$

buradaki;

$\hat{\mu}_{PAO}$: PAO'nun maksimum büyüme oranı (gün⁻¹)

S_{NH_4} : Amonyum konsantrasyonu (mg N/L)

K_{NH_4} : Amonyum (besi maddesi) için doygunluk katsayısı (mg N/L)

$$\frac{dX_{PAO}}{dt} = \mu_{PAO} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{X_{PHA} / X_{PAO}}{K_{PHA} + X_{PHA} / X_{PAO}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot X_{PAO} \quad (3.33)$$

PAO'ların içsel solunumu, ölüm hızı ve biyokütle konsantrasyonunun çarpımı ile tanımlanır (Denklem (3.34)).

$$-\frac{dX_{PAO}}{dt} = b_{PAO} \cdot X_{PAO} \quad (3.34)$$

buradaki;

b_{PAO} : PAO'lar için ölüm hızı (gün^{-1})

3.1.4.2 Proses mikrobiyolojisi

Fosfor gideriminden sorumlu mikroorganizmaları tanımlamak için kültüre bağlı teknikler 30 yıl önce uygulanmaya başlanmıştır. *Acinetobacter*, EBPR ile ilgili olabileceği düşünülen ilk izole edilmiş mikroorganizma olmuştur. Floresan in situ hibridizasyon (FISH), 16S rRNA tabanlı klon kütüphaneleri veya denatüre gradyan jel elektroforezi (DGGE) gibi moleküler teknikler, *Acinetobacter*'in EBPR'de bulunan yüksek çeşitlilikteki filogenetik gruplara ait olmadığını göstermiştir (Oehmen ve diğ., 2007).

Mevcut tekniklerle, daha büyük miktarlarda fosfat alabilen çeşitli bakteriler olduğu açıkça anlaşılmıştır. Yine de bazıları fosfatı Poly-P şeklinde depolayabilmekte ancak anaerobik fazda substratı kullanamamaktadır (Poly-P organizmaları). *Acinetobacter* ve *Microthrix parvicella* bu gruba örnek olarak verilebilir. Diğer grubu VFA'ları kullanabilir, bunları PHA olarak depolayabilir ve bir sonraki aşamada kullanabilir (PAO'lar). *Accumulibacter* olarak kısaltılan *Candidatus Accumulibacter phosphatis* bu grup için bir örnektir (Henze ve diğ., 2008; Oehmen ve diğ., 2007). *Pseudomonas*, *Arthrobacter*, *Nocardia*, *Beyerinkia*, *Ozotobacter*, *Aeromonas*, *Microthrix*, *Rhodocyclus* da PAO'lara aittir (Rittmann ve MacCarty, 2001).

Denitrifikasyon yapan PAO'ların (DPAO'lar) DPAO olmayanlardan farklı organizmalar olup olmadığını anlamak için mikrobiyolojik ve kimyasal yöntemler uygulanmıştır. Ancak literatürde çelişkili sonuçlar vardır, Carvalho ve diğerleri (2006) ve He ve diğerleri (2006) tarafından *Accumulibacter* grubunun denitrifikasyon yeteneği gibi farklı fenotipik özelliklere sahip birden fazla alt grup içerdiği öne sürülmüştür (Oehmen ve diğ., 2007).

Glikojen depolayan organizmaların (GAO'lar) anaerobik koşullar altında VFA'ları aldığı ve aerobik koşullar altında Poli-P biriktirmediği bilinmektedir. Substrat için PAO'larla rekabet ettiklerinden, EBPR başarısızlığının nedenlerinden biridir. Alphaproteobacteria ve Gammaproteobacteria (örn. *Competibacter*) sınıflarına ait bakteriler GAO'lar için önerilen izole organizmalardır (Oehmen ve diğ., 2007).

3.1.4.3 Biyolojik aşırı fosfor giderimini etkileyen faktörler

Sıcaklık

Fosfor gideriminde sıcaklık etkisinin belirlenmesi, aktif çamur prosesinin çeşitli seviyeleri üzerindeki etkileri nedeniyle basit değildir (Janssen ve diğ., 2002):

- PAO'ların aktivitesi;
- Çamur popülasyonu (çamurdaki PAO'ların fraksiyonu);
- Çökelme gibi olası fiziksel/kimyasal süreçler.

Çizelge 3.4 proses sıcaklığındaki düşüşün biyolojik fosfor giderimi üzerindeki etkisini özetlemektedir. Sıcaklık düşüşü daha düşük dönüşüm oranlarına ve daha düşük fermentasyon sonucu daha az VFA'ya neden olarak Biyo-P'yi olumsuz etkilerken, daha düşük çürüme oranları, daha düşük nitrifikasyon ve daha yüksek çöktürme kapasitesi proses verimliliğini artırmaktadır. Sıcaklık değişiminin net etkisi prosesi olumlu ya da olumsuz etkileyebilir, ancak bu etki proses koşullarına bağlı olacaktır. Örneğin, tamamen nitrifiye olan ultra düşük yüklü aktif çamur prosesi, yüksek yüklü prosese kıyasla sıcaklık düşüşünden daha az etkilenecektir. Sıcaklık artışının P salınım ve P alım oranlarının yanı sıra nitrifikasyon, denitrifikasyon ve asitleşme dönüşüm oranlarını da artırdığı unutulmamalıdır (Janssen ve diğ., 2002):

Çizelge 3.4 : Proses sıcaklığındaki düşüşün Bio-P üzerindeki etkisi.

Seviye	Etki	Sonuç	Bio-P üzerindeki etki
Organizma	Daha düşük dönüşüm oranları	P salınımında ve P alımında azalma	-
	Daha yüksek çamur üretimi ile sonuçlanan daha düşük çürüme	Poli-P'nin depolama kapasitesi artar	+
	Çamurdaki PAO'ların fraksiyonundaki değişim	P salınımı ve depolama kinetiğindeki değişim	+/-
Popülasyon	Daha düşük nitrifikasyon, daha az nitrat	PAO'lar için daha fazla substrat mevcuttur; poli-P'nin depolama kapasitesi artar	+
	Lower fermentation, fewer VFA	Less substrate available for PAOs; storage capacity of poly-P decreases	-
Fiziksel-Kimyasal	Yağış	Çözünürlük ürünü aşıldığında, çökelme kapasitesi artar	+

Aktif çamur kullanarak EBPR verimliliği üzerinde sıcaklığın etkisine dair çelişkili sonuçlar veren çeşitli çalışmalar bulunmaktadır. Bazıları 20 ila 37°C sıcaklık

aralığında daha iyi verim olduğunu iddia etmiştir (Brdjanovic ve diğ., 1997; Converti ve diğ., 1995; Jones ve diğ., 1987; Yeoman ve diğ., 1988). Yeoman ve diğ. (1988) asetat ve Acinetobacter ile takviye ve çamur yaşı ve sıcaklığında artış dahil olmak üzere çeşitli modifikasyonlar gerçekleştirmiştir (Yeoman ve diğ., 1988). Biyolojik fosfor giderimini etkileyen en önemli faktörün sıcaklık olduğunu bulmuşlardır. Her 1°C'lik artış, 12 ila 25°C arasında %2,6'lık fosfor giderim verimliliği artışına neden olmuştur. Converti ve diğ. (1995) tarafından şok sıcaklıkların fosforun ön salınımına ve hızlı alımına neden olduğu ve neredeyse aynı nihai verimle sonuçlandığı öne sürülmüştür. Öte yandan, daha düşük sıcaklıkların biyolojik fosfor giderimini iyileştirdiğini gösteren bazı çalışmaların sonuçları vardır (Brdjanovic, ve diğ., 1998). Bu çelişkili sonuçlar farklı atıksu sıcaklıkları, substratlar, aktif çamur ve ölçüm yöntemlerinden kaynaklanmaktadır (Henze ve diğ., 2008).

Çevresel ve işletim koşullarının EBPR süreçleri üzerindeki etkisine ilişkin çalışmalar, PAO ve GAO'ların rekabeti üzerinde sıcaklığın önemini vurgulamıştır (Erdal ve diğ., 2003; Lopez-Vazquez, ve diğ., 2008; Whang ve Park, 2006). Bu araştırmalar, sıcaklığın PAO'ların ve GAO'ların maksimum anaerobik substrat oranları üzerinde önemli bir etkiye sahip olduğu yönündeki sonuçları birbirini doğrulamıştır (Lopez-Vazquez, ve diğ., 2008).

pH

pH, EBPR'nin anaerobik fazını etkileyen çok önemli bir faktördür. Düşük pH değerleri yavaş P salınımı/asetat alımına ve salınan fosfat miktarı başına daha fazla asetat gereksinimine neden olur. Polifosfatta elde edilen enerji, asetatin hücre zarından taşınması için kullanılacak, asetatin bir depolama polimerine dönüştürülmesi için de kullanılmayacaktır (Janssen ve diğ., 2002). Aksine, su fazındaki daha yüksek pH, daha yüksek bir pH gradyanı oluşturur ve hücre zarı boyunca elektriksel potansiyel farkını artırır (Filipe ve diğ., 2001; Vázquez ve Manuel, 2009). Bu da asetat taşınması ve idamesi için daha yüksek enerji ihtiyacına neden olur. Daha yüksek enerji, daha yüksek polifosfat bozunması ve sonuçta daha yüksek anaerobik salınımdan karşılanacaktır (Smolders ve diğ., 1994). Bu nedenlerle, çeşitli çalışmalarda iyi bir EBPR performansı için pH'ın 7,25'ten yüksek tutulması gerektiği sonucuna varılmıştır (Filipe ve diğ., 2001; Oehmen ve diğ., 2005; Schuler ve Jenkins, 2002; Vázquez ve Manuel, 2009).

Daha yüksek pH değerlerinde ($pH > 7,5$) ve atıksudaki yeterli katyon konsantrasyonunda, metal-fosfat bileşiklerinin çözünürlüğünün aşılacağı ve bunun da metal fosfatların çökmesine neden olacağı unutulmamalıdır. Bu kendiliğinden çökme süreci de fosfor giderimine katkıda bulunabilir (Janssen, Meinema, & van der Roest, 2002).

PAO-GAO rekabetiyle ilgili olarak, pH yükseldikçe GAO'nun asetat alım oranı düştüğü için daha yüksek pH değerleri de PAO'nun lehinedir. Bunun olası nedeni Filipe ve diğ. (2001) çalışmasında anaerobik glikozun etkilenmiş görünmesi ve bu pH'da hem asetat alımı hem de idame için yeterli enerji sağlayamaz hale gelmesi olarak açıklanmıştır (Filipe ve diğ., 2001). pH değişiminin mikrobiyal topluluk üzerindeki etkisine ilişkin çalışmalar da yüksek operasyonel pH ihtiyacını desteklemiştir. Oehmen ve diğ. (2005) pH'ın 7'den 8'e yükselmesi durumunda PAO popülasyonunun (*Candidatus Accumulibacter phosphatis*) bir grup GAO Alphaproteobacteria'yı geride bıraktığını öne sürmüştür (Oehmen ve diğ., 2005). Zhang ve diğ. (2005) pH'ın 7,0'dan 6,5'e hafifçe değişmesinin fosfat giderme kabiliyetinin tamamen kaybolmasına ve mikrobiyal popülasyonların aşırı değişmesine neden olduğu sonucuna varmıştır (Zhang ve diğ., 2005). pH değişikliği, EBPR'den sorumlu olduğu varsayılan *β -Proteobacteria*, *Actinobacteria*, *Bacteroidetes/Chlorobi* grubunun yanı sıra fotosentetik bakterilerin ve *α -Proteobacteria'dan* *Defluvicoccus'un* kaybolmasına neden olmuştur.

Organik madde bileşenleri

Anaerobik koşullar altında PAO'lar yalnızca uçucu yağ asitlerini (asetat, propiyonat, bütirat ve valeriat) depolayabilir. Düşük VFA içeren atıksular, biyolojik olarak kolayca parçalanabilen KOİ bileşimi yüksekse EBPR için iyi performans gösterebilir. Kolayca biyolojik olarak parçalanabilen KOİ, hem VFA'lardan hem de fermente edilebilir KOİ'den oluşur (Janssen ve diğ., 2002; Henze ve diğ., 2008). Yavaş biyolojik olarak parçalanabilen KOİ'nin anaerobik koşullar altında hidrolize edilebilmesine rağmen anaerobik fosfat salınımı ile bağlantılı olmadığı gösterilmiştir. Bununla birlikte, yavaş biyolojik olarak parçalanabilen KOİ'nin de kullanılması gerektiğinde, anaerobik tanktan önce birincil çamur fermentasyonu sağlamak mümkündür (Henze ve diğ., 2008).

Uçuşu yağ asitlerinin yanı sıra, glikoz ve etanol gibi UYA olmayan karbon kaynakları da fosfor gideren mikrobiyal topluluklar üzerinde güçlü bir etkiye sahiptir. Girişteki asetat ve propiyonatın baskınlığı (Oehmen, ve diğ., 2007) araştırmacıların çalışmalarında bu karbon kaynaklarına odaklanmasına neden olmuştur.

Oehmen ve diğ. (2005; 2006) iki farklı çalışmada PAO'lar ve GAO'lar tarafından asetat ve propiyonat alımını karşılaştırmıştır (Oehmen ve diğ., 2005; Oehmen ve diğ., 2006). İlk çalışmalarında zenginleştirilmiş PAO ve GAO kültürlerinden oluşan dört ardışık kesikli reaktör işletmişlerdir. Zenginleştirilmiş kültürler daha sonra tek karbon kaynağı olarak asetat veya propiyonata maruz bırakılmıştır. PAO'ların ve GAO'ların bolluğunu ölçmek için floresan in-situ hibridizasyon (FISH) kullanılmıştır. *Candidatus Accumulibacter phosphatis* ve *Candidatus Competibacter phosphatis* asetatla beslenen reaktörlerde bol miktarda bulunmuştur. Propiyonatla beslenen GAO reaktöründe *Alphaproteobacteria* baskındı. Tek karbon kaynağı olarak asetat kullanılarak zenginleştirilen PAO'lar (*Accumulibacter*), asetatı aldıkları gibi benzer bir oranda propiyonatu da alma kabiliyeti göstermiştir. Benzer koşullar altında zenginleştirilen GAO'ların (*Competibacter*) propiyonat alımında çok daha az verimli olduğu görülmüştür. Bir propiyonat karbon kaynağının potansiyel olarak *Competibacter*'i en aza indirmek ve EBPR sistemlerinde PAO'lar için seçici bir avantaj sağlamak için kullanılabileceği sonucuna varmışlardır. Bu çalışmada sunulan sonuçlar, GAO'ların PAO'lara kıyasla karbon kaynağındaki bir değişikliğe daha yavaş yanıt verdiğini ve bunun tam ölçekli EBPR tesislerinde GAO'ların büyümesini kontrol etmek için bir araç olarak kullanılabileceğini göstermiştir.

İkinci çalışmalarında, Oehmen ve diğ. (2006) karbon kaynaklarının; asetat ve propiyonatın EBPR üzerindeki etkisini araştırmak için iki ardışık kesikli reaktör işletmişlerdir (Oehmen ve diğ., 2006). Asetat beslemeli AKR'nin çoğunlukla fosforu yüksek verimle gideremediğini ve mikrobiyal toplulukta *Candidatus Competibacter phosphatis*'in baskın olduğunu bulmuşlardır. Ancak propiyonat beslemeli AKR çalışma boyunca fosfor gideriminde başarılı olmuştur. *Candidatus Accumulibacter phosphatis* beklendiği gibi baskındı ve topluluk *Competibacter* içermiyordu. Ayrıca her iki kültürün varlığında PAO-GAO rekabetini de incelemişlerdir ve besleme ortamı propiyonat olmuştur. PAO popülasyonunun arttığı, GAO'ların ise rekabet dışı kaldığı gözlemlenmiştir. Yazarlar, EBPR'de etkili fosfor giderimi için propiyonatın asetattan daha iyi bir substrat olabileceği sonucuna varmışlardır.

Girişteki P/COD oranının PAO-GAO rekabeti için bir başka önemli faktör olduğu görülmüştür. Girişteki fosforun yokluğu PAO'ların hücre içi poyP rezervlerini azaltarak VFA'yı PHA olarak almalarını ve depolamalarını engelleyebilir. Bu da GAO'ların yararına olacaktır (Henze ve diğ., 2008).

Oksijen ve Nitratin Geri Dönüşümü

Oksijen ve/veya nitratin anaerobik tanka geri dönüşümü OHO'ların fermente edilebilir KOİ'yi enerji ve büyüme için kullanmasına ve oksijen veya nitrati harici elektron alıcısı olarak kullanmasına neden olur. OHO'lar tarafından tüketilen fermente edilebilir KOİ artık OHO'lar tarafından VFA'ya dönüştürülemeyecektir. PAO'lar için mevcut VFA azaldıkça, PHA depolanması, P salınımı ve nihayetinde P alımı etkilenecektir. Girişin mevcut VFA'lar içermesi durumunda, PAO'lar ve OHO'lar VFA'lar için rekabet edecek ve bu da EBPR verimliliğini azaltacaktır (Henze ve diğ., 2008).

Çamur Yaşı

Çamur yaşındaki herhangi bir değişiklik biyolojik fosfor giderimini çeşitli nedenlerle etkiler. Çamur yaşının azalması çeşitli etkilere neden olur:

- Daha yüksek çamur üretimi, fazla çamurda fosfat konsantrasyonunun artmasına neden olur ve polifosfat depolanması yoluyla daha az fosfatın giderilmesi gerekir,
- Nitratin biyo-P sürecine inhibisyonunu en aza indiren ve buna bağlı olarak polifosfat depolanmasını artıran nitrifikasyonun azalması.
- Fosfat alımı üzerindeki etki. Fosfat alımı için minimum çamur yaşı 3 günden azdır.

Yüksek seviyelerde çamur yaşının artması şunlara yol açar:

- Fazla çamurla birlikte organik olarak bağlı fosfat azalacağından polifosfatın depolanmasıyla daha fazla fosfatın giderilmesine neden olacak düşük veya çok düşük çamur üretimi.
- Optimal olmayan havalandırma kontrolü ile düşük yük koşullarında aşırı havalandırma olasılığının artması. Bu durum PAO'ların depolama bileşiklerinin oksitlenmesine ve sonuçta EBPR inhibisyonuna neden olacaktır.

- Mineralizasyonun meydana gelmesi PAO'lar da dahil olmak üzere bakterilerin çürümesi süreçte gerçekleşeceğinden, çözünebilir formdaki Polifosfat açığa çıkacaktır.

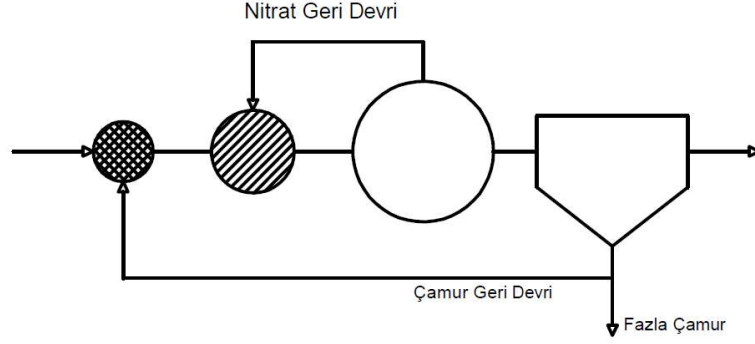
3.2 Biyolojik Azot-Fosfor Gideren Konfigürasyonlar

3.2.1 Sürekli sistemler

3.2.1.1 A²O prosesi

A²O, aerobik (ve anoksik) ve anaerobik koşullar altında ayrı tanklarda gerçekleştirilen azot ve fosfor giderimi sağlayan sürekli biyolojik sistemdir. Biyolojik çamur ayrı bir son çökeltme tankı (veya ikincil arıtıcılar) vasıtasıyla atıksudan ayrılır. A²O kısaltması anaerobik, anoksik ve oksik (aerobik) anlamına gelir ve tankların kendi aralarındaki konumlarını belirtir.

Fosfor giderimi anaerobik tanklarda yapılırken, denitrifikasyon ve nitrifikasyon sırasıyla anoksik ve aerobik tanklarda gerçekleştirilir. A²O sisteminde önde denitrifikasyon prensibini takip eder. Bu proses, havalandırma tanklarında nitrata oksitlenen amonyağın, bir elektron alıcısı olarak anoksik tanka devrettirilerek, anoksik tankta azot gazına oksitlenerek atıksudan uzaklaştırılmasını sağlar. Giriş atıksuyundaki TKN konsantrasyonu çok yüksek değilse, çıkış akımındaki toplam azot standardı çoğu zaman düşük iç geri devir oranı (<4) ile sağlanabildiği için, sadece predenitrifikasyonla azot giderimi yeterli olmaktadır. Çıkış suyunda yaklaşık 6-7 mg/L nitrat konsantrasyonu ile istenen TN standardına ulaşılabilse de, fosfor giderimi için anaerobik koşullar hayati önem taşıdığından ve içsel geri devir yoluyla anaerobik tanklara geri gönderilen nitrat öncelikle uçuçu yağ asitlerini tüketeceğinden, fosfor giderimi ancak nitrat tüketildikten sonra başlayacaktır. Kalan UYA'lar veya anaerobik koşullar altında üretilen UYA'lar PAO'lar tarafından yalnızca anaerobik koşullar altında depolanacaktır. Bu tankın hacmi aşırı artırılmadığı, atıksudaki UYA konsantrasyonu çok yüksek ve giriş fosfor konsantrasyonu çok düşük olmadığı sürece A²O prosesinin istenen TP standardının yakalanması mümkün değildir (İnsel ve diğ., 2022). A²O prosesinin şematik gösterimi Şekil 3.5'te verilmektedir.



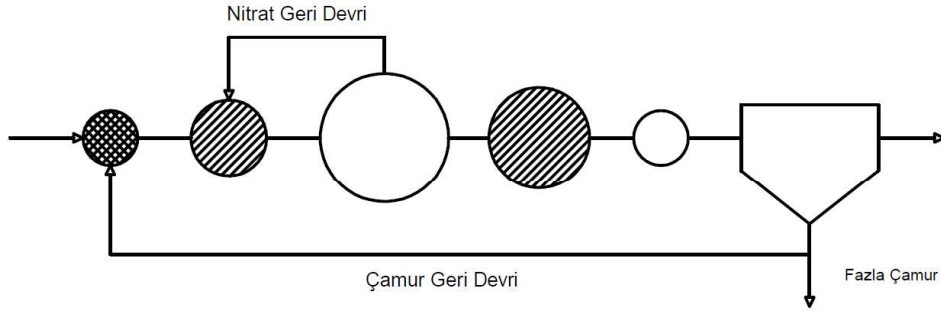
Şekil 3.5 : A²O prosesi şematik gösterimi (İnsel ve diğ., 2022).

3.2.1.2 5 kademeli Bardenpho prosesi

5 kademeli Bardenpho prosesi hem azot hem de fosfor giderimi sağlayan bir diğer arıtma alternatifidir. Prosesin adının da vurguladığı gibi, tesis konfigürasyonunda anaerobik, anoksik, aerobik ve ardından diğer anoksik ve aerobik olmak üzere toplamda beş farklı bölge bulunmalıdır. 5 kademeli Bardenpho konfigürasyonu tasarlanırken en önemli hususlardan biri, yukarıda listelenen her beş bölge için ayrı tank hacimlerinin ayrılmış olması gerektiğidir (Westerling, 2013).

Beş kademeli Bardenpho prosesi genellikle çıkıştaki toplam azot kriterinin 10 mg N/L'den az olması veya giriş TKN konsantrasyonunun çok yüksek olması nedeniyle %80'den daha yüksek bir denitrifikasyon verimi elde edilmek istenildiğinde tercih edilmektedir. Bu koşullar altında, nitrat geri devrinin kısıtlayıcı faktör olması nedeniyle sadece önde denitrifikasyon ile istenen denitrifikasyon verimliliğine ulaşılamaz. Bu durumkarda aerobik reaktörlerin sonrasında anoksik tanklarda gerçekleştirilen ikinci bir adım olan post denitrifikasyon gereklidir. Çıkışta, dolayısıyla çamur geri devrinde düşük nitrat konsantrasyonları elde edilirse, çamur atıksuyun beslendiği ilk reaktöre geri devrettirildiğinde anaerobik koşullar ve dolayısıyla fosfor giderimi sağlanabilir (İnsel ve diğ., 2022).

Harici bir karbon kaynağı eklemekten makul bir anoksik hacim fraksiyonu ile bu kadar yüksek denitrifikasyon verimliliği elde etmek için giriş atıksuyundaki KOİ/TKN oranının yüksek (10'dan büyük) olması gereklidir. Denitrifikasyon sonrası, azot gazını sıyrarak son çökeltme tanklarında çamur yükselmesini önlemek için son çökeltme tankından önce bir aerobik reaktör sisteme eklenir. 5 kademeli Bardenpho proses konfigürasyonu aşağıdaki Şekil 3.6'da gösterilmektedir.

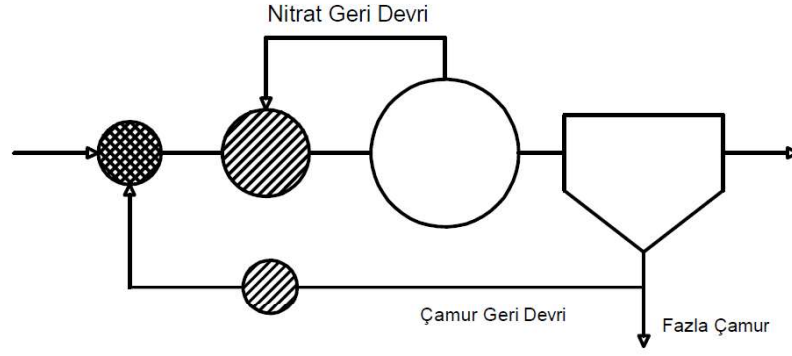


Şekil 3.6 : 5 kademeli Bardenpho prosesi şematik gösterimi (İnsel ve diğ., 2022).

3.2.1.3 Johannesburg (JHB) prosesi

Johannesburg (JHB) prosesi, anaerobik tanklarda denitrifikasyon yoluyla biyolojik olarak kolayca ayrışabilen KOİ'nin tüketimini önlemek için geliştirilmiş proseslerden biridir. JHB prosesinde, çamur geri devir hattındaki tesis konfigürasyonuna bir anoksik tank dahil edilir ve bu tank nitratin anaerobik tanka girmeden önce biyolojik olarak ayrışabilen KOİ'nin varlığıyla indirgenmesine neden olur. Böylece anaerobik tanklarda hızlı ayrışabilen KOİ'nin geri devir çamurundaki nitrat tarafından tüketimi engellenir. Bu anoksik tankta nitrat giderildikten sonra, çamur anaerobik tanklara aktarılır. Buna göre, çıkış suyunda toplam azot standardının izin verdiği kadar yüksek nitrat bulunmasına rağmen istenen fosfor kriterlerini karşılamak mümkün olabilir (İnsel ve diğ., 2022).

Bardenpho prosesinde olduğu gibi, JHB konfigürasyonu da denitrifikasyon için iki farklı hacim içerir, ancak ikinci anoksik tankın dahil edilmesinin amacı, post denitrifikasyon yoluyla çıkış suyu nitrat konsantrasyonunu azaltmak değil, fosfor giderimi için PAO'lar için uygun koşulları sağlamaktır. Çamur geri devir hattında bulunan anoksik tankta nitrat giderildikten sonra çamur atıksuyla karışır ve böylece UYA'ların PAO'lar tarafından depolanmasına izin verir. Post denitrifikasyonda spesifik denitrifikasyon hızı düşük olsa da – içsel solunum sabitine bağlı olduğu için - ana akıma göre çok yüksek olan biyokütle konsantrasyonu, geri devirdeki nitratin makul bir hacimde giderilmesini sağlar (İnsel ve diğ., 2022). JHB sürecinin şematik bir diyagramı Şekil 3.7'de gösterilmektedir.



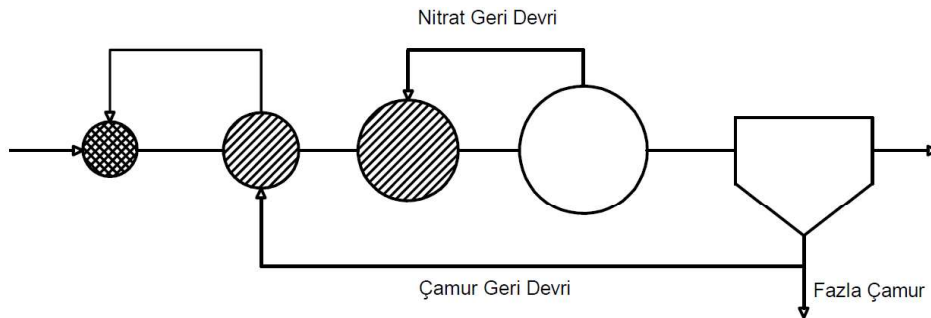
Şekil 3.7 : Johannesburg prosesi şematik gösterimi (İnsel ve diğ., 2022).

3.2.1.4 University of Cape Town/Virginia Initiative Plant (UCT/VIP) prosesi/Modifiye UCT prosesi

UCT/VIP ya da Modifiye UCT prosesi, biyolojik arıtma prensiplerini takip ederek nispeten düşük azot standardı ile birlikte fosfor standardına ulaşmak için geliştirilen proseslerden biridir. Bu prosesin konfigürasyonu sadece nitrat içeren çamurun denitrifikasyon için kullanılan anoksik tanka geri devredilmesine izin verirken, biyokütlenin anoksik tanktan anaerobik tanka geri devri sağlanır. Böylece anaerobik tanklara nitrat girişi önlenmiş olur.

Daha sonra, anoksik tanklar iki bölgeye ayrılarak proses modifiye edilir (MUCT). Çamurun geri devri aerobik tanklardan anoksik reaktörün ikinci kısmına yapılırken, anaerobik tanklar anoksik tankların birinci kısmından beslenir. UCT/VIP prosesi, anaerobik tanklardaki MLSS'nin sonraki anoksik ve aerobik reaktörlerdekinden daha düşük olacağı ve anoksik tanklardan anaerobik tanklara yeni bir içsel geri devrin gerekli olduğu göz önüne alındığında, yukarıda açıklanan JHB prosesine kıyasla daha fazla hacim gerektirir (İnsel ve diğ., 2022).

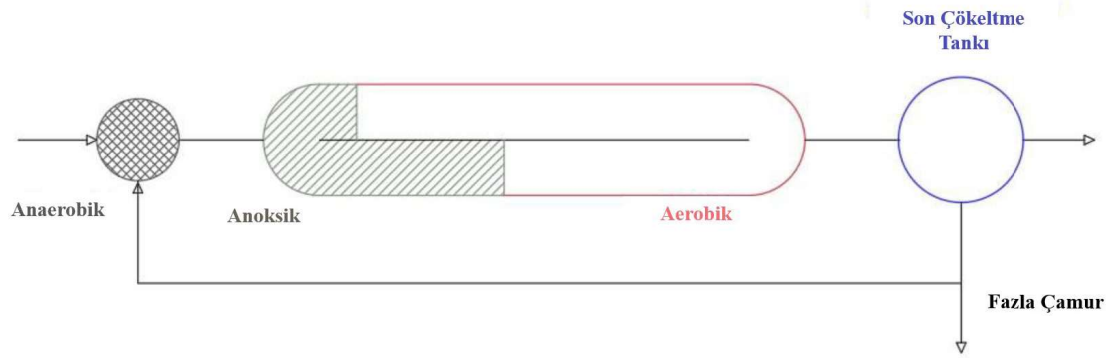
UCT/VIP sürecinin şematik diyagramı Şekil 3.8'de gösterilmektedir.



Şekil 3.8 : Modifiye UCT prosesi şematik gösterimi (İnsel ve diğ., 2022).

3.2.1.5 Oksidasyon hendeği

Oksidasyon hendeği uzun yıllardır karbon giderimi için kullanılan bir aktif çamur prosesidir, ancak bu sistemde karbon giderimine ek olarak azot ve fosfor giderimi için modifikasyonlar yapılmıştır. Sistemdeki biyokütleyi atıksudan ayırmak için son çökeltme tankları kullanılır. Bu arıtma teknolojisi için kullanılan reaktör tipi karusel tipi kapalı döngü reaktördür (Şekil 3.9). Barnes ve diğ. (1983) tarafından bildirildiği üzere, karusel tipi tanklarda karıştırıcılar ve/veya havalandırıcılar vasıtasıyla sağlanan dönme hızı sayesinde çok yüksek iç sirkülasyon oranları elde edilmektedir (İnsel ve diğ., 2022). Atıksu sürekli olarak sirküle edildiğinden, tank içindeki biyokütle askıda kalır ve yüksek akış hızları nedeniyle reaktörde tam karışımın sağlandığı varsayılabilir.



Şekil 3.9 : Oksidasyon hendeği prosesinin şematik diyagramı (Bodur, 2021).

Havalandırıcıların ve/veya difüzörlerin konumuna bağlı olarak, Çözünmüş Oksijen (ÇO) konsantrasyonu reaktör boyunca yerel olarak değişir ve aynı reaktör içinde aerobik ve anoksik koşulların oluşmasına neden olur. Sonuç olarak, azot aynı reaktör içinde gerçekleştirilen eşzamanlı denitrifikasyon (anoksik bölgelerde meydana gelir) ve nitrifikasyon (aerobik bölgelerde meydana gelir) nedeniyle giderilir.

Prensip olarak, anoksik reaktör içindeki farklı konumlarda havalandırma, oksidasyon hendeği boyunca uzamsal anoksik bölgeler oluşacak şekilde ayarlanır. Güçlü bir iç sirkülasyon akışı nedeniyle, karışık sıvı dönüşümlü olarak değişen aerobik ve anoksik koşullara zorlanır, oksidasyon hendeğinde gerçekleştirilen eşzamanlı nitrifikasyon denitrifikasyonu diğer sistemlerle karşılaştırıldığında belirli avantajlara sahiptir (Liu ve diğ., 2010).

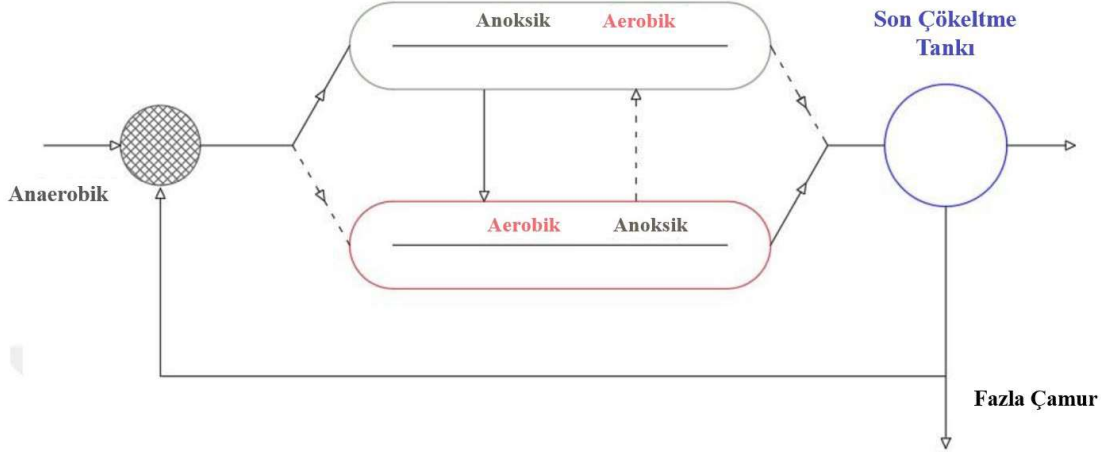
Azot giderimine ek olarak, Oksidasyon Hendeği sisteminin akış yukarısına ayrı Bio-P Tankları dahil edilerek bu arıtma teknolojisi ile fosfor da giderilebilir. Anoksik ve aerobik bölgelerin farklı reaktörlerde ayrı ayrı oluşturulduğu diğer sistemlerle

karşılaştırıldığında, nitratın anoksik bölgelere beslenmesi için kullanılan devridaim pompalarına ihtiyaç duyulmadığından Oksidasyon Hendeği'nin enerji tüketimi daha düşüktür. Nitratın dahili devridaimi için herhangi bir kısıtlama olmadığından, giriş atıksu özellikleri uygunsa (özellikle KOİ/TKN oranı yüksekse) yüksek azot giderim verimleri elde edilebilir.

Tam denitrifikasyon gerçekleştirildiğinde, biyolojik aşırı fosfor giderimi (EBPR) de elde edilebilir, çünkü tam denitrifikasyon ile anaerobik Bio-P Tanklarına geri dönüştürülen çamur atık suya nitrat katmayacak, bu da uçucu yağ asitlerinin (UYA'lar) biyolojik fosfor gideriminde çok kritik bir adım olan Polifosfat Biriktiren Organizmalar (PAO'lar) tarafından depolanmasını sağlayacaktır. Tam denitrifikasyon istenmiyorsa, farklı çamur geri dönüşüm seçenekleri değerlendirilebilir. Ancak, eş zamanlı nitrifikasyon-denitrifikasyon oranlarının düşük olması nedeniyle, alternatif sistemlere kıyasla aynı azot giderim verimlerini elde etmek için daha büyük sistemler gerekmektedir. Bu, arazinin sınırlı olmadığı ve sistem ihtiyaçlarını karşılamak için yeterli alanın bulunduğu kırsal alanlar için uygun bir seçenek olabilir (İnsel ve diğ., 2022).

Bio-Denitro olarak adlandırılan ve birbirine bağlı oksidasyon hendeklerinden oluşan farklı bir Oksidasyon Hendeği sistemi de geliştirilmiştir. Bu patentli bir sistemdir ve seri olarak çalıştırılan bir aerobik tank ve bir anoksik tank kullanır. Bio-Denitro prosesi daha sonra EBPR sağlamak üzere modifiye edilmiş ve modifiye edilen sistem BIODENIPHO olarak adlandırılmıştır. BIODENIPHO prosesinin çalışma prensibi, seçilen bir süre boyunca birinci reaktörün anoksik tank olarak çalıştırılması, ikinci reaktör için ise aerobik koşulların sağlanmasıdır (Şekil 3.10) (İnsel ve diğ., 2022). Bir sonraki aşamada ise tam tersi koşullar elde edilir, birinci tank için anoksik ortam sağlanırken ikinci tank aerobik reaktör olarak çalıştırılır ve besleme akışı da değiştirilir.

Havalandırmanın sağlanmadığı tanklar, bir önceki aşamada gerçekleştirilen havalandırma sırasında üretilen nitrat nedeniyle anoksik koşullar gösterir. Her iki reaktör de aynı hacme sahip olmasına rağmen, tankların aerobik fraksiyonu zamana bağlı olarak değiştirilebildiğinden proses kontrolü açısından daha fazla esneklik elde edilmektedir (İnsel ve diğ., 2022).

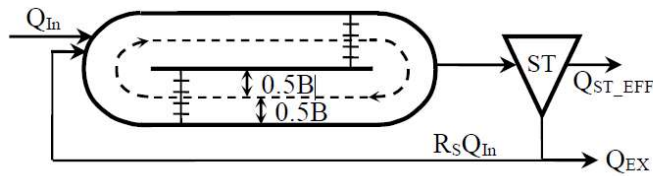


Şekil 3.10 : Biodenitrofikasyon prosesinin şematik diyagramı (Bodur, 2021).

3.2.1.6 Aralıklı havalandırma (Intermittent Aeration) prosesi

Kesikli havalandırma sistemleri havalandırmayı açıp kapatmak sureti ile aynı havuzda ardışık aerobik ve anoksik periyotlar yaratılarak nitrifikasyon ve denitrifikasyon yolu ile azot gidermek için kullanılan bir prosestir. Batchelor (1983), tek bir tam karışımli reaktörde hem nitrifikasyon hem de denitrifikasyon elde etmek için aralıklı havalandırma prosesini kullanma olasılığını araştırmak için modelleme çalışmalarını ilk kişiler arasındadır. Modelleme çalışmalarının sonuçları, bu tür sistemlerin performansını etkileyen başlıca değişkenlere ilişkin bazı önemli kavramları ortaya çıkarmıştır.

Aralıklı havalandırma sistemlerinde içsel geri devir oranı, çevrim süresi değiştirilerek ayarlanabilir. Karusel havuz şeklinde tasarlanan reaktörlerdeki içsel geri devir oranı hesabı, aralıklı havalandırma sistemlerinin içsel geri devir oranına benzetilerek hesaplanabilir.



Şekil 3.11 : Karusel havuzlarda ölçüler.

Karusel havuzlarda reaktör genişliği B, reaktörün orta noktasındaki uzunluk Lmid ve su derinliği H olarak tanımlanırsa, reaktörün toplam efektif hacmi V Denklem 3.35 ile hesaplanabilir.

$$V = L_{mid} \cdot B \cdot H \quad (3.35)$$

İçsel geri devir oranı (IR) içsel geri devir debisinin giriş debisine oranı olarak hesaplanmaktadır. Karusel tipi reaktörlerde içsel geri devir debisi Q_c v orta uzunluktaki su hızı ile Denklem 3.36 ile hesaplanabilir.

$$Q_c = B \cdot H \cdot v \quad (3.36)$$

Bu durumda içsel geri devir oranı IR Denklem 3.37 ile hesaplanabilir.

$$IR = \frac{Q_c}{Q_{inf}} = \frac{B \cdot H \cdot v}{Q_{inf}} \quad (3.37)$$

Bekletme süresi θ_h Denklem 3.38 ile ifade edilebilir.

$$\theta_h = \frac{V}{Q_{inf}} = \frac{L_{mid} \cdot B \cdot H}{Q_{inf}} \quad (3.38)$$

Denklem 3.38 düzenlenirse;

$$\frac{B \cdot H}{Q_{in}} = \frac{\theta_h}{L_{mid}} \quad (3.39)$$

Denklem 3.39 ile Denklem 3.37 bir araya getirildiğinde içsel geri devir oranı IR, aşağıdaki şekilde hesaplanabilir.

$$IR = \frac{\theta_h v}{L_{mid}} \quad (3.40)$$

T çevrim süresi, suyun aldığı yolun su hızına oranı olarak ifade edilebilir. Bu durumda $1/T$ Denklem 3.41 şeklinde ifade edilecektir.

$$\frac{v}{L_{mid}} = 1/T \quad (3.41)$$

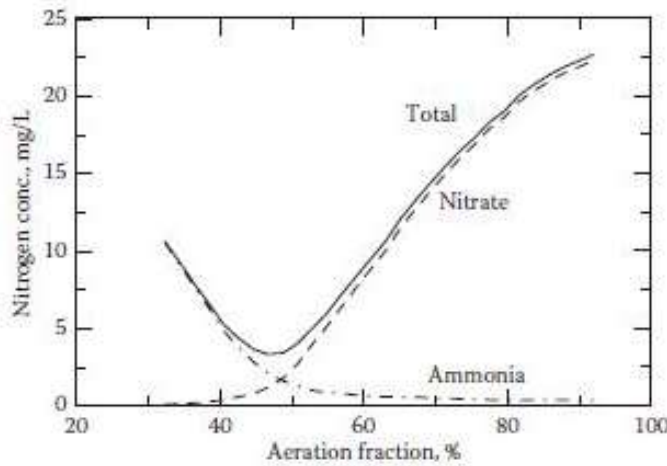
Bu durumda içsel geri devir oranı bekletme süresinin çevrim süresine oranı olarak hesaplanabilir.

$$IR = \frac{\theta_h}{T} \quad (3.42)$$

Denklem 3.35 – Denklem 3.42 incelendiğinde, karusel havuzlarda havuz ölçülerinin belirlenmesiyle, içsel geri devir oranı da belirlenmiş olmaktadır. Aynı şekilde aralıklı havalandırma sistemlerinde ise çevrim süresinin değiştirilmesi ile birlikte içsel geri devir oranı değişmektedir. Dolayısıyla, çevrim süresi elde edilecek azot giderimini doğrudan etkilemektedir.

Batchelor (1983), bir tam karışimli reaktörde hem nitrifikasyon hem de denitrifikasyon elde etmek için aralıklı havalandırma kullanma olasılığını araştırmak için modelleme çalışmaları yapan ilk kişiler arasındadır (Şekil 3.12). Çalışmada yapılan simülasyonların sonuçları, bu tür sistemlerin performansını etkileyen başlıca değişkenlere ilişkin bazı önemli kavramları göstermektedir.

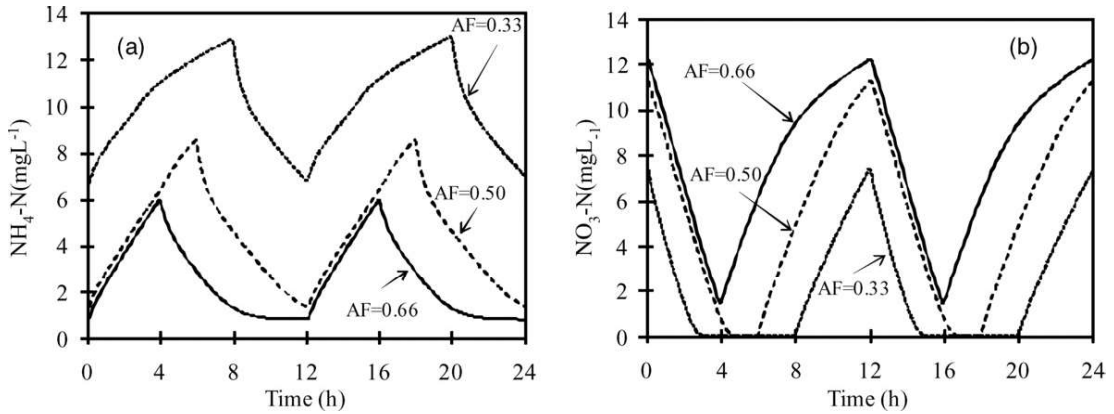
Batchelor tarafından ele alınan durum, 200 mg/L biyolojik olarak parçalanabilir KOİ ve 30 mg/L amonyak azotu içeren, 240 saatlik SRT ve 4,3 saatlik HRT'ye sahip bir CSTR'ye giren bir atıksudur. Biyoreaktör 0,5 saatlik bir çevrim süresiyle çalıştırılırken aerobik fraksiyon (biyoreaktörün aerobik olduğu süre) değiştirilmiştir. Her durumda biyoreaktörden çıkan azot konsantrasyonları istikrarlı bir salınım göstermiş ve ortalama amonyak, nitrat ve toplam azot konsantrasyonları hesaplanmıştır. Şekil 3.12, düşük aerobik fraksiyonlarda ortalama amonyak azotu konsantrasyonunun yükseldiğini, yüksek olduğu durumlarda ise ortalama nitrat azotu konsantrasyonunun arttığını açıkça göstermektedir.



Şekil 3.12 : Aerobik fraksiyonun çıkış azot konsantrasyonuna etkisi (Batchelor, 1983).

Sonraki yıllarda yapılan çalışmalarda aerobik fraksiyonun çıkış azot ve çıkış amonyak konsantrasyonlarına olan etkisi incelenmiştir (Şekil 3.13). Buna göre toplam çevrim süresinin minimum %50 oranında sürenin havalandırmaya ayrılması çıkış azot

bileşenlerinde düşük deşarj limitlerini sağlamada etkili olduğu görülmüştür (Hanhan ve diğ., 2011; Hanhan, 1999).



Şekil 3.13: Aerobik fraksiyonun çıkış azot bileşenlerine etkisi (Hanhan ve diğ., 2011).

3.2.2 Kesikli Sistemler - Ardışık Kesikli Reaktör (AKR)

Ardışık Kesikli Reaktör (AKR), sürekli değil kesikli olarak çalışan bir tür atıksu arıtma prosesidir. Bir AKR sisteminde arıtma, akışkan aktif çamur sisteminde mekansal olarak yapılabilecek tek bir reaktörde bir dizi zaman adımında gerçekleştirilir. AKR sisteminin benzersiz bir özelliği, hem havalandırma hem de çöktürme aynı tankta gerçekleştiği için geri dönüşlü aktif çamur (RAS) sistemine ihtiyaç duyulmamasıdır. AKR'ler esnek ve değişen akış hızlarını ve kirletici yüklerini verimli bir şekilde idare edebilir (Metcalf ve diğ., 2004).

AKR'ler döngüsel bir şekilde çalışır ve tipik olarak doldurma, reaksiyona girme, çökelme, boşaltma ve boş faz aşamalarından oluşur. Her aşama belirli arıtma hedeflerine ulaşmak için tasarlanmıştır.

Doldurma Fazı: Bu aşamada, giriş atıksuyu önceden belirlenmiş bir seviyeye ulaşana kadar reaktör tankına verilir. Doldurma aşamasının süresi, özel arıtma gereksinimlerine ve arıtılan atıksu hacmine bağlı olarak değişebilir.

Reaksiyon Fazı: Reaktör tankı doldurulduktan sonra reaksiyon fazı başlar. Bu, atık sudan kirleticileri gidermek için çeşitli biyolojik ve/veya kimyasal işlemlerin gerçekleştiği birincil arıtma aşamasıdır. Havalandırma, karıştırma ve diğer arıtma mekanizmaları bu aşamada kullanılabilir.

Çökelme Fazı: Reaksiyon aşamasından sonra havalandırma/karıştırma durdurularak askıda katı maddelerin tankın dibine çökmesine izin verilir. Çöktürme aşaması,

arıtılmış atıksuyun biyokütleden ve atıksuda bulunan diğer katı maddelerden ayrılmasına yardımcı olur.

Boşaltma Fazı: Çökelme tamamlandığında, berrak süpernatant veya arıtılmış atıksu, çökelmiş katıları geride bırakarak tankın üst kısmından dikkatlice boşaltılır veya çekilir. Boşaltma aşaması, askıda katı maddelerin taşınmasını en aza indirirken arıtılmış atıksuyun uzaklaştırılması için çok önemlidir.

Boş Faz: Boşaltma işleminden sonra reaktör tankı belirli bir süre boşta kalır ve kalan çökelmiş katıların daha fazla konsolide olmasına izin verir ve fazla biyokütlenin israf veya çamur çekme yoluyla uzaklaştırılmasını kolaylaştırır.

AKR'ler, işletim döngüsündeki her bir aşamanın zamanlamasını ve süresini düzenlemek için otomatik kontrol sistemleriyle donatılmıştır. Bu sistemler, arıtma performansını optimize etmek için atıksu akış hızı, çözünmüş oksijen seviyeleri ve çamur konsantrasyonu gibi çeşitli parametreleri izler.

AKR'lerin en önemli avantajlarından biri, değişen çalışma koşullarına ve giriş özelliklerine uyum sağlama esnekliğidir. Her bir operasyonel aşamanın süresini ve sırasını ayarlayarak akış hızı, kirletici yükü ve arıtma hedeflerindeki değişiklikleri karşılayabilirler.

AKR'ler genellikle belediye atıksu arıtma tesislerinde, endüstriyel atıksu arıtma tesislerinde ve merkezi olmayan arıtma sistemlerinde kullanılır. Kompakt boyutları ve verimli çalışmaları nedeniyle özellikle küçük ve orta ölçekli arıtma tesisleri için uygundur.

Genel olarak, Ardışık Kesikli Reaktörler atıksu arıtımı için uygun maliyetli ve çok yönlü bir çözüm sunar, enerji ve kimyasal tüketimini en aza indirirken yüksek kaliteli atık su sağlar.

AKR'lerde sistemden çamur atılması, işletme döngüsü sırasında fazla biyokütlenin veya çamurun reaktör tankından uzaklaştırılması anlamına gelir. Bu işlem reaktör içinde istenen biyokütle konsantrasyonunun korunmasına yardımcı olur ve arıtma verimliliğini olumsuz etkileyebilecek katı madde birikimini önler. Çamur bertarafı tipik olarak AKR döngüsünün boş fazı sırasında veya öncesinde, arıtılmış çıkış suyunun boşaltılmasından sonra gerçekleştirilir. Mikroorganizmalar ve organik madde içeren fazla çamur, tankın dibinden çekilir ve ya susuzlaştırma ve bertaraf gibi daha

ileri arıtma için gönderilir ya da ilave arıtma için arıtma sürecinin önceki aşamalarına geri gönderilir.

AKR'ler fazla çamuru periyodik olarak uzaklaştırarak biyokütle konsantrasyonunu kontrol edebilir, arıtma performansını optimize edebilir ve kabarma veya köpüklenme gibi operasyonel sorunları önleyebilir. Çamur uzaklaştırmanın sıklığı ve oranı, reaktörün tasarımı, giriş özellikleri ve arıtma hedefleri gibi faktörlere bağlı olarak dikkatle kontrol edilir.





4. MATERYAL VE YÖNTEM

4.1 İncelenen Atıksu Arıtma Tesis

Çalışmanın gerçekleştirildiği atıksu arıtma tesisi Marmara Bölgesi'nde bulunmaktadır. Arıtma tesisi her biri 200 m³/gün kapasiteli 5 adet eş özellikte modülden oluşmaktadır. Mevcut durumda tesisin maksimum kapasitesi 1000 m³/gün'dür. Tesis bulunduğu yerde yarıçapı 10 km olan bölgedeki yerleşim yerlerinin fosseptiklerine ait evsel nitelikli atıksuların arıtılmasını sağlamaktadır. Tesis bünyesinde, dengeleme havuzu, havalandırma tankı ve son çökeltme havuzu bulunmaktadır. Tesiste ayrıca 1.000 m³/gün kapasiteli hızlı kum filtresi ve UV dezenfeksiyon ünitesi kurulmuştur.



Şekil 4.1 : İncelenen tesis görüntüsü.

Kurulum aşamasında tesis bulunduğu konum itibari ile Kentsel Atıksuların Arıtımı Yönetmeliği (KAAY) Tablo 1'de belirtilen deşarj standartlarına uyma zorunluluğu bulunduğundan yalnızca karbon giderimi yapılmaktaydı.

Fakat 07.06.2021 tarihli ve 2021/12 sayılı Marmara Denizi Eylem Planı kapsamında ilgili tesiste proses değişikliği talep edilerek karbon, azot ve fosfor giderimi olan ileri biyolojik atıksu arıtma tesisine dönüştürülerek KAAY Tablo 2'de belirtilen deşarj limitlerini karşılaması talep edilmiştir.

Çizelge 4.1 : KAA Y Tablo 1 deşarj limitleri.

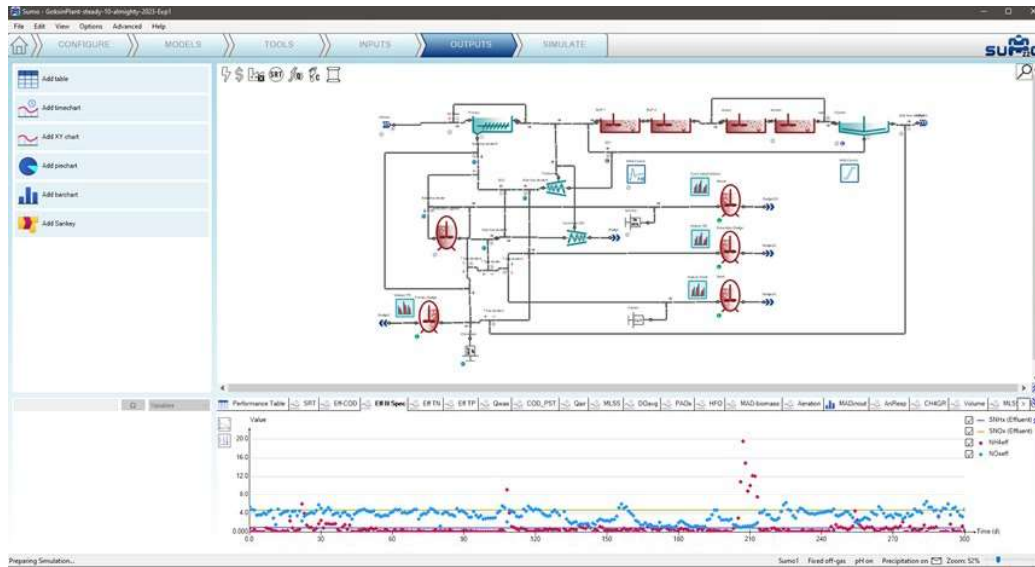
Parametre	Birim	Değer
Biyokimyasal Oksijen İhtiyacı	mg/L	25
Kimyasal Oksijen İhtiyacı	mg/L	100
Toplam Askıda Katı Madde	mg/L	60

Çizelge 4.2 : KAA Y Tablo 2 deşarj limitleri.

Parametre	Birim	Değer
Toplam Fosfor	mg P/L	15
Toplam Azot	mg N/L	2

4.2 Modelleme Çalışmaları

Bir önceki bölümde detayları verilen atıksu arıtma tesisi Sumo Process Simulator kullanılarak modellenmiştir. Sumo simülatörü, evsel ve endüstriyel atıksu arıtma tesisleri için yapılan modelleme çalışmaları için yaygın olarak kullanılan, kodları kamuya açık bir modelleme ve simülasyon aracıdır. Sumo, BNR proses ünitelerini kullanan çeşitli AAT'lerin simülasyonu için kullanılabilir. Kullanılan moda bağlı olarak, dinamik veya kararlı durum biyokinetik modellerin yanı sıra kompleks denge kinetik modeller ve doğrudan cebirsel modeller Sumo simülatörü aracılığıyla simüle edilebilir (Dynamita, 2022). Yazılımın kullanıcı arayüzü örnek olarak verilmiştir.



Şekil 4.2 : Sumo Wastewater Process Simulator programı kullanıcı arayüzü.

Sumo simülatör dahilinde kullanıma hazır yerleşik 6 farklı tesis bazlı model bulunmaktadır. Bu modeller, Mini_Sumo, Sumo1, Sumo2, Sumo2S, Sumo2C ve Sumo4N olarak adlandırılmıştır.

Bu çalışma kapsamında Sumo1 modeli kullanılmıştır.

4.3 Analitik Yöntemler

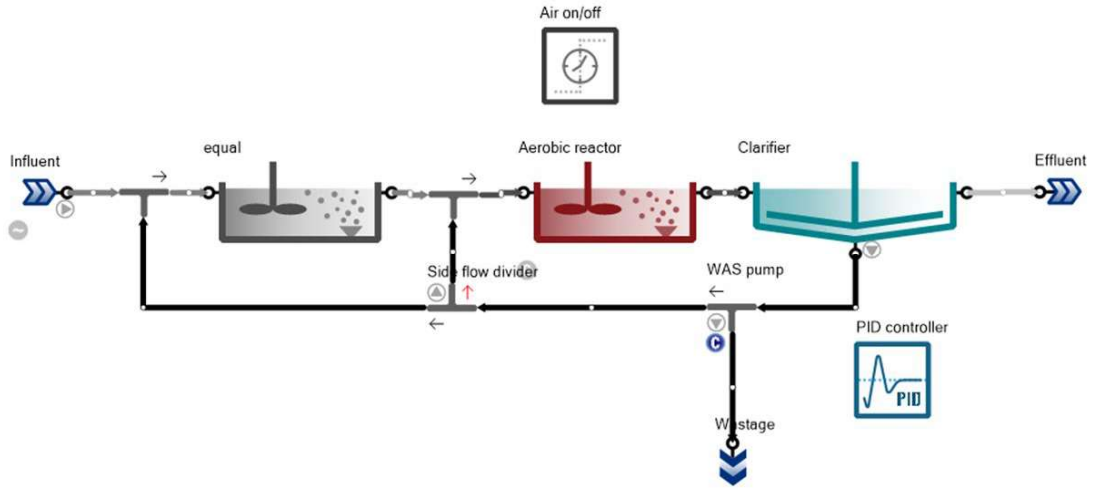
Deneylerde biyokimyasal oksijen ihtiyacı (BOİ), toplam kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ), toplam azot (TN), toplam fosfor (TP) askıda katı madde (AKM) ve uçucu askıda katı madde (UAKM) parametreleri Standard Methods (2005)'e uygun olarak ölçülmüştür. pH ölçümleri WTW pH/Cond 340i/SET cihazı ile yapılmıştır (APHA, 2005).



5. SONUÇLAR VE TARTIŞMA

5.1 Mevcut Durum Analizi

Mevcut durumda yalnızca karbon giderimi gerçekleştirilen tesisin giriş atıksu karakterizasyonu Sumo proses simülatörüne tanıtılarak kararlı hal simülasyonları ile mevcut durum analizi yapılmıştır (Şekil 5.1). Çizelge 5.1’de tesisin giriş ortalama atıksu karakterizasyonu verilmektedir.

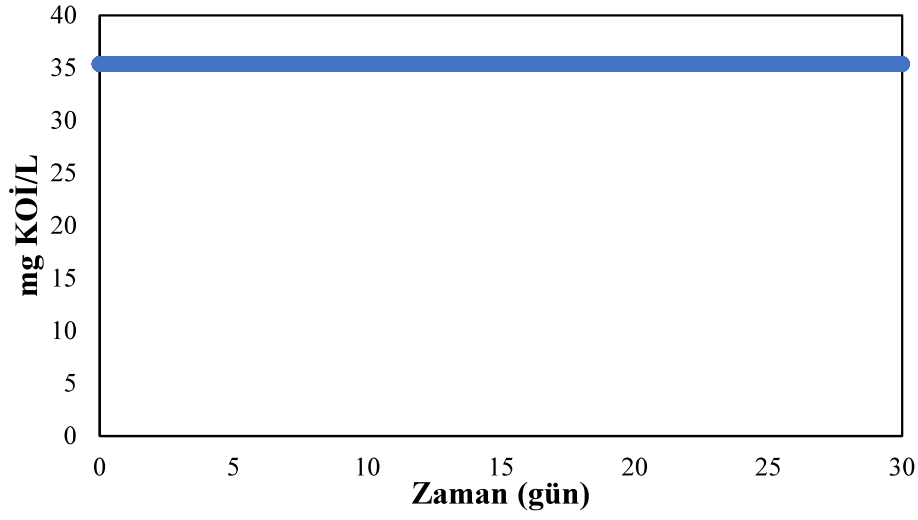


Şekil 5.1 : Mevcut durum analizi simülasyon akım diyagramı (Dynamita, 2022).

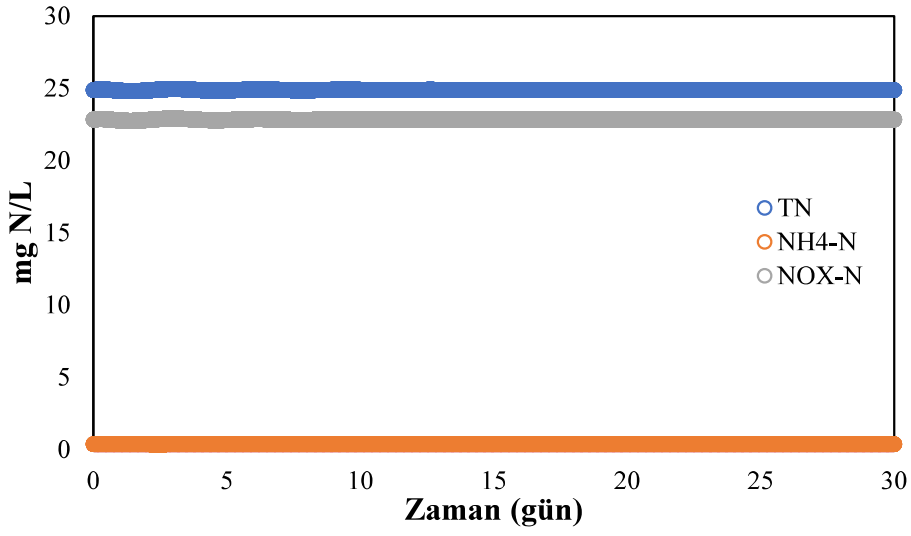
Çizelge 5.1 : Atıksu arıtma tesisi giriş atıksu karakterizasyonu.

Parametre	Birim	Değer
Debi	m ³ /gün	1000
KOİ	mg/L	500
BOİ ₅	mg/L	215
AKM	mg/L	250
TKN	mg/L	50
TP	mg/L	5

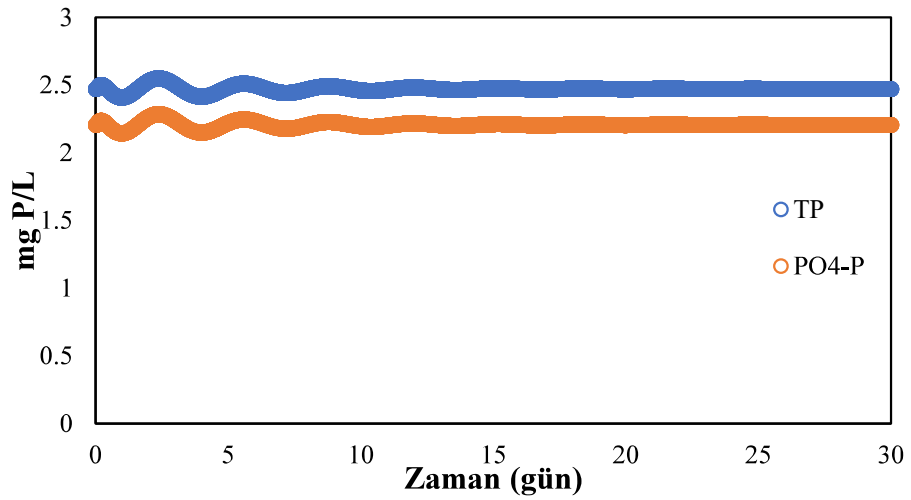
Tesis çıkışında KOİ haricinde, azot formları (TN, NO_x-N ve NH₄-N) ve toplam fosfor konsantrasyonları hesaplanmıştır. 30 günlük simülasyon sonuçları Şekil 5.2, Şekil 5.3 ve Şekil 5.4’te verilmiştir.



Şekil 5.2 : Mevcut durumda çıkış KOİ konsantrasyonları.



Şekil 5.3 : Mevcut durumda çıkış azot konsantrasyonları.



Şekil 5.4 : Mevcut durumda çıkış fosfor konsantrasyonları.

Tesisin yapılan revizyonlar öncesinde ortalama çıkış konsantrasyonları Çizelge 5.2’de verilmiştir. Buna göre tesiste karbon gideriminde herhangi bir problem olmadığı ve çıkış KOİ konsantrasyonlarının deşarj limitlerini sağladığı görülmektedir. Bunun yanında çıkış amonyak konsantrasyonunun 0,37 mg N/L olarak hesaplanmıştır. Bu durumda tesiste nitrifikasyon prosesinin de sorunsuz olarak gerçekleştiği görülmektedir. Çıkış TN ve TP konsantrasyonları ise KAA Y Tablo 2’de belirtilen TN için 15 mg N/L ve TP için 2 mg P/L deşarj standartlarını sağlamamaktadır.

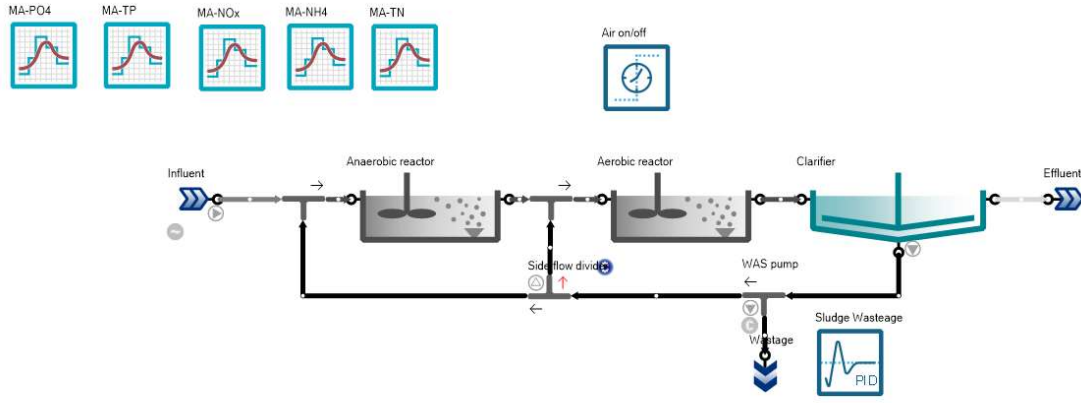
Çizelge 5.2 : Mevcut durum arıtma tesisi çıkış konsantrasyonları.

Parametre	Birim	Değer
KOİ	mg/L	35
TN	mg N/L	25
NO ₃ -N	mg N/L	22,8
NH ₄ -N	mg N/L	0,37
TP	mg P/L	2,47
PO ₄ -P	mg P/L	2,20

5.2 Simülasyon Bazlı Tesis Optimizasyonu

Ortalama giriş atıksu karakterizasyonu kullanılarak tesiste aralıklı havalandırma optimizasyonu için farklı senaryolar değerlendirilmiştir. Bu senaryo sonuçlarına göre tesiste fosfor giderimini sağlamak amacıyla 55 m³ hacmindeki dengeleme tankına mikser yerleştirilerek anaerobik tanka dönüştürüleceği ve çamur geri devir hattının bu tanka bağlanacağı ön görülmüştür. Aralıklı havalandırma optimizasyonu için kullanılan simülasyon akım diyagramı Şekil 5.5’te verilmiştir.

Optimizasyon çalışmaları esnasında 2022 yılında Avrupa Komisyonu tarafından yayınlanmış olan “*Directive of the European Parliament and of the Council concerning urban wastewater treatment*” direktifinde belirtilen TN 6 mg N/L ve TP 0.5 mg P/L çıkış standartlarının sağlanması da ayrıca hedeflenmiştir. Buna istinaden Denklem 3.35 – Denklem 3.42 kullanılarak içsel geri devir oranları, dolayısı ile farklı çevrim süreleri hesaplanmış ve simülasyonlar gerçekleştirilmiştir.



Şekil 5.5 : Aralıklı havalandırma optimizasyonu simülasyon akım diyagramı (Dynamita, 2022).

Çevrim süresinin 2,9 saat olması durumunda:

Azot dengesi kurularak 15 mg N/L olarak belirlenecek TN azot deşarj standardı durumunda gerekli içsel devir oranı, IR, 3,4 olarak hesaplanmıştır. Bu durumda gerekli çevrim süresi olarak 2,9 saat hesaplanmıştır (Denklem 3.35 – Denklem 3.42). Literatür verilerine dayandırılarak aerobik (havalandırma) fraksiyonu 0,66 olarak belirlenmiştir (1,9 saat). Yani havalandırma 1,9 saat açık kalacak (aerobik süre), 1 saat boyunca kapatılacaktır (anoksik süre). Hesaplanan aç-kapa süreleri Sumo simülatörüne tanımlanarak modelleme yapılmıştır. Çıkış konsantrasyonları Çizelge 5.3'te verilmektedir.

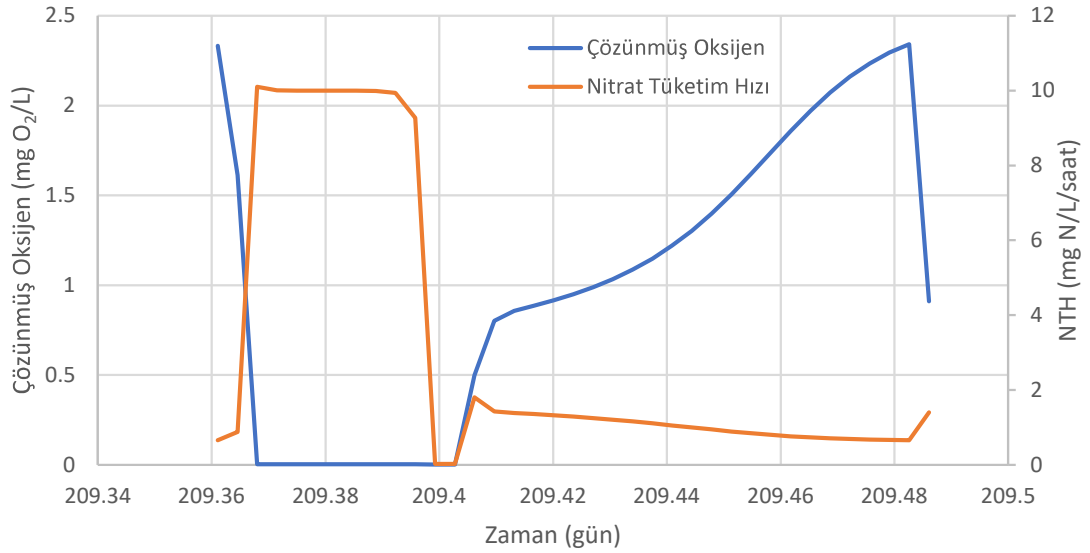
Çizelge 5.3 : Çevrim süresi 2,9 saat olması durumunda çıkış konsantrasyonları.

Parametre	Birim	Değer
KOI	mg/L	25
TN	mg N/L	8,0
NO _x -N	mg N/L	4,0
NH ₄ -N	mg N/L	2,1
TP	mg P/L	0,4

Çizelge 5.3 incelendiğinde tesisin TN 15 mg N/L ve TP 2 mg P/L deşarj standartlarını sağlayabildiği görülmektedir.

Şekil 5.10'da 1 çevrim süresi boyunca çözünmüş oksijen konsantrasyonu ve nitrat tüketim hızı değişim grafiği görülmektedir. Buna göre çözünmüş oksijen konsantrasyonu havalandırma açık durumunda kısa süreliğine 2,3 mg O₂/L seviyelerine kadar yükselmekte ve havalandırmanın kapandığı anda hızlı bir şekilde düşmektedir. Nitrat tüketim hızı değişimi incelendiğinde ise havalandırmanın

kapandığı andan itibaren 10 mg N/L/saat seviyesine yükselmekte ve anoksik sürenin sonunda 0,1 mg N/L/saat seviyesine düşmektedir. NTH profilinin alt alanlarından yapılan hesaplara, gerçekleşen denitrifikasyonun %79,6'sının içsel geri devir sebebiyle anoksik fazda, %20,4 oranında ise aerobik fazda simultane nitrifikasyon-denitrifikasyon (SNDN) şeklinde gerçekleştiği hesaplanmıştır.



Şekil 5.6 : Çevrim süresi 2,9 saat durumunda çevrim süresince çözünmüş oksijen konsantrasyonu ve NTH değişimi.

Çevrim süresinin 0,7 saat olması durumunda:

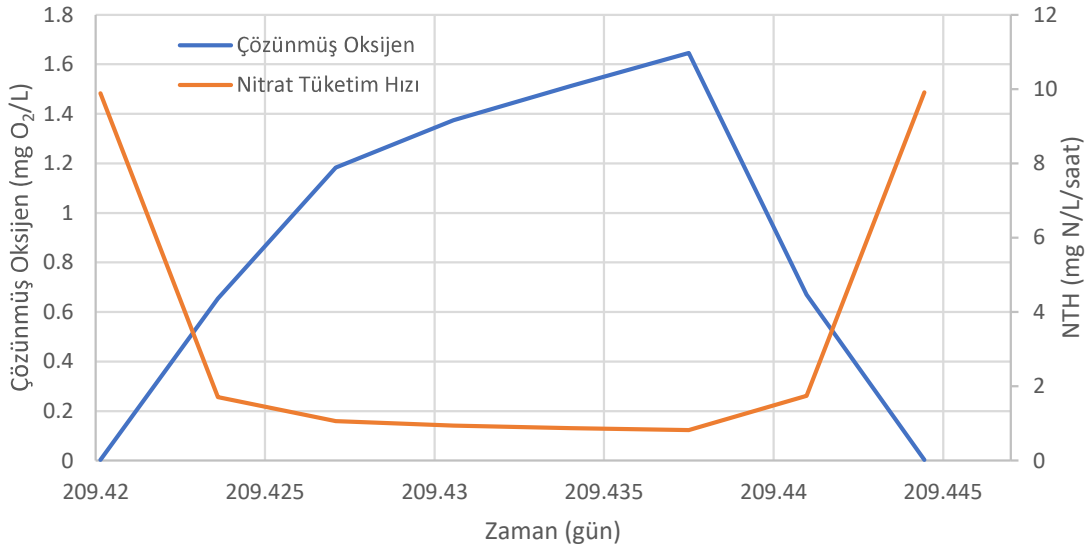
Bir başka senaryo olarak tesisin yayınlanan yeni direktifte belirtilen 6 mg N/L deşarj standardını sağlaması gerektiği durumda seçilmesi gereken çevrim süresi göz önünde bulundurulmuştur. Bunun için azot dengesi kurulmuş ve gerekli içsel geri devir oranı 14 olarak hesaplanmıştır. Bu durumda ilgili denklemlerden çevrim süresi 0,7 saat olarak belirlenmiştir. İçsel geri devir oranının artması ile birlikte, çevrim sürelerinin kısılması gerekmektedir. Literatür verilerine dayandırılarak aerobik fraksiyon bu senaryo için de 0,66 olarak seçilmiştir.

Çıkış konsantrasyonları Çizelge 5.4'te verilmektedir.

Çizelge 5.4 : Çevrim süresi 0,7 saat olması durumunda çıkış konsantrasyonları.

Parametre	Birim	Değer
KOİ	mg/L	24
TN	mg N/L	4,9
NO _x -N	mg N/L	2,9
NH ₄ -N	mg N/L	1,2
TP	mg P/L	0,4

Çizelge 5.4 incelendiğinde tesisin TN 6 mg N/L ve TP 1 mg P/L deşarj standartlarını sağlayabildiği görülmektedir.



Şekil 5.7 : Çevrim süresi 0,7 saat durumunda çevrim süresince çözünmüş oksijen konsantrasyonu ve NTH değişimi.

Şekil 5.7’de 1 çevrim süresi boyunca çözünmüş oksijen konsantrasyonu ve nitrat tüketim hızı değişim grafiği görülmektedir. Buna göre çözünmüş oksijen konsantrasyonu havalandırma açık durumunda maksimum 1,6 mg O₂/L seviyelerine kadar yükselmekte ve havalandırmanın kapandığı anda hızlı bir şekilde düşmektedir. Nitrat tüketim hızı değişimi incelendiğinde ise ancak anoksik fazın sonunda 10 mg N/L/saat seviyesine yükselebildiği gözükmemektedir. NTH profilinin alt alanlarından yapılan hesaplara, gerçekleşen denitrifikasyonun %34’ünün içsel geri devir sebebiyle anoksik fazda, %66 oranında ise aerobik fazda simultane nitrifikasyon-denitrifikasyon (SNDN) şeklinde gerçekleştiği hesaplanmıştır. Bu noktada oksijen seviyelerinin bir önceki senaryoya göre daha düşük olduğunu gözönünde bulundurmak gerekmektedir.

Çevrim süresinin 0,7 saat, aerobik fraksiyonun 0,5 olması durumunda:

Bir başka durumda ise oksijen seviyesinin önemini kavrayabilmek adına aerobik süre değiştirilmiştir. Bu senaryoda, içsel geri devir oranı yine 14 olarak tutulacak, yani bir başka deyişle çevrim süresi 0,7 saatte sabit tutulacak fakat havalandırma fazı kısa tutulacaktır (0,5 saat).

İlgili senaryo durumunda çıkış konsantrasyonları Çizelge 5.5’te verilmektedir.

Çizelge 5.5 : Çevrim süresi 0,7 saat, aerobik fraksiyonun 0,5 olması durumunda çıkış konsantrasyonları.

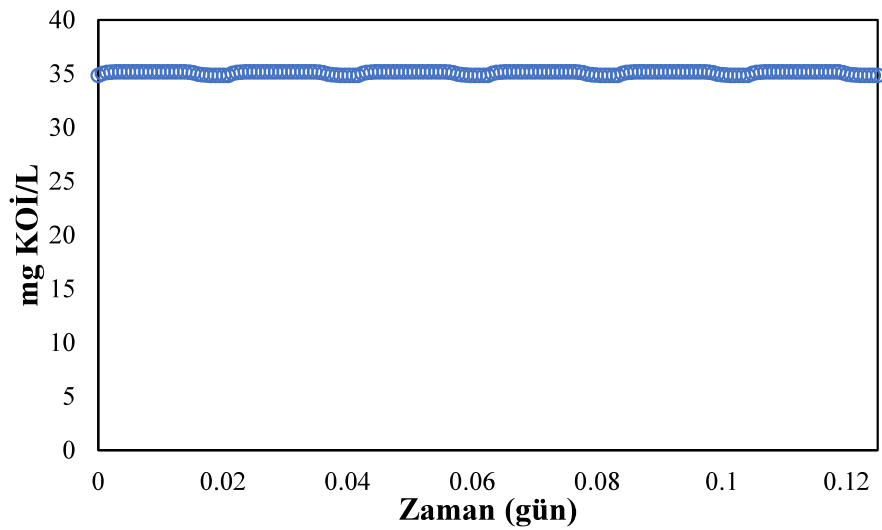
Parametre	Birim	Değer
KOİ	mg/L	24
TN	mg N/L	9,7
NO _x -N	mg N/L	0,4
NH ₄ -N	mg N/L	8,7
TP	mg P/L	0,5

Çizelge 5.5 incelendiğinde çıkışta amonyak azotunun havalandırma süresinin kısılması sebebiyle yükseldiği gözlemlenmiştir. Fakat sistemin yine de olası bir durumda TN 15 mg N/L ve TP 2 mg P/L deşarj standartlarını sağlayabildiği görülmektedir. Bu durumda havalandırma süresi kısaldığı için enerji tasarrufu sağlanabileceği düşünülmektedir.

Çevrim süresinin 0,5 saat olması durumunda:

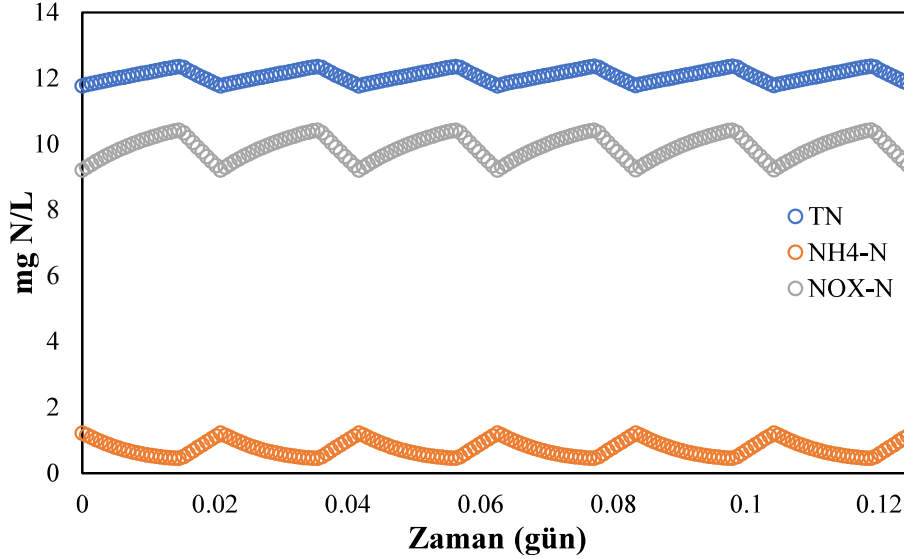
Tesise mevcut durumda gün içerisinde gelen debi değişimleri sebebiyle, yönetim tarafından daha kısa çevrim sürelerinin incelenmesi istenmiştir. Bu sebeple senaryolara yarım saatlik çevrim süresi de eklenmiştir. Çevrim süresinin yarım saat olması durumunda içsel geri devir oranı 20 olarak hesaplanmaktadır. Aerobik fraksiyon yine literatür bilgileri göz önünde bulundurularak 0,66 olarak seçilmiştir.

Yapılan tesis bazlı modelleme çalışmalarının sonuçları KOİ, azot türleri ve fosfor türleri için Şekil 5.8, Şekil 5.9 ve Şekil 5.10'da verilmiştir. Bir çevrimin toplam süresi 30 dakika olduğundan (20 dakika havalandırma açık, 10 dakika havalandırma kapalı), sonuçlar toplamda 3 saatlik olacak -yani 6 çevrim süresi- kadar verilmiştir.



Şekil 5.8 : Revizyon sonrası çıkış KOİ konsantrasyonları.

Çıkış KOİ konsantrasyonları mevcut durum analizinde yapılan simülasyon sonuçları ile benzerlik göstermiş olup, ortalama değer 35 mg KOİ/L olarak hesaplanmıştır (Şekil 5.8).

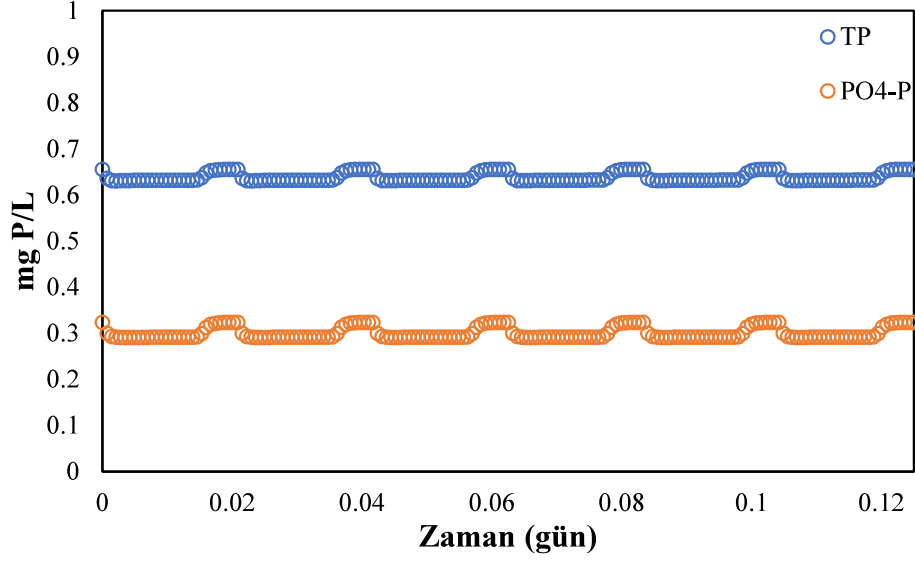


Şekil 5.9 : Revizyon sonrası çıkış azot konsantrasyonları.

Çıkış toplam azot konsantrasyonu aralıklı havalandırma sisteminin yapısı gereği bir çevrim içerisinde 11,8 mg N/L ile 12,4 mg N/L aralığında değişkenlik gösterirken, çıkış amonyak konsantrasyonu çevrimin havalandırmanın açık olduğu süre boyunca 0,46 mg N/L seviyelerine kadar düşmekte, çevrimin anoksik koşullarında ise bu değer 1,1 mg N/L seviyelerine kadar yükselmektedir (Şekil 5.9). Benzer şekilde, çıkış $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonları ise havalandırmanın açık olduğu aerobik faz esnasında yükselirken (10,3 mg N/L), denitrifikasyonun gerçekleştiği havalandırmanın kapalı olduğu anoksik evrede 9,38 mg N/L seviyesine kadar düşmektedir.

Revizyon sonrası için yapılan simülasyonlarda çıkış ortalama TN konsantrasyonu 12 mg N/L olarak hesaplanmıştır. Çıkış ortalama $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonu ise sırasıyla 0,75 mg N/L ve 9,9 mg N/L olarak hesaplanmıştır.

Revizyonlar sonrası çıkış TP konsantrasyonu 0,64 mg P/L olarak hesaplanmıştır. Geri devir çamurunda bulunan nitrat konsantrasyonundaki dalgalanmalar sebebiyle yine $\text{PO}_4\text{-P}$ konsantrasyonunda çok küçük değişimler meydana gelse de anaerobik havuzda bekletme süresinin yeterli olduğu sonucuna varılabilir (Şekil 5.10).



Şekil 5.10 : Revizyon sonrası çıkış fosfor konsantrasyonları.

5.3 Revizyon Sonrası Tesis Performansı

Tesiste gerçekleştirilen revizyonlar sonrasında tesis çıkışında KAAY Tablo 2’de belirtilen deşarj standartlarını sağlayıp sağlamadığının tespiti için çalışmalar yapılmıştır. Bu sebeple tesis çıkış akımında KOİ, TN ve TP ölçümleri gerçekleştirilmiştir. Yapılan ölçüm sonuçları Çizelge 5.6’da verilmektedir.

Çizelge 5.6 : Revizyon sonrası atıksu arıtma tesisi çıkış atıksu konsantrasyonları.

Parametre	Birim	Değer
KOİ	mg/L	34
TN	mg N/L	11
TP	mg P/L	0,99

Çizelge 5.6’da verilen ortalama değerler, tesis optimizasyonu simülasyonlarında elde edilen değerler ile uyumludur. Aynı zamanda ilgili veriler revizyonlu atıksu arıtma tesisinin KAAY Tablo 2’de belirtilen TN 15 mg N/L ve TP 2 mg P/L deşarj standartlarını da sağladığı görülmektedir.



6. DEĞERLENDİRME VE ÖNERİLER

Bu çalışmada küçük yerleşim bölgesinde bulunan ve yalnızca karbon giderimine çalışan modüler tip konvansiyonel aktif çamur sisteminin tesis bazlı modelleme yaklaşımıyla aralıklı havalandırma sistemine dönüştürülmesi incelenmiştir.

Aralıklı havalandırma sistemi, karusel tipi reaktör konfigürasyonuna benzetilerek içsel geri devir oranı ile çevrim süresi arasında ilişki kurulmuştur. Çevrim süresi, karusel reaktörlerde reaktördeki 1 tura denk gelirken, aralıklı havalandırma sistemlerinde toplam aç-kapa süresine karşılık gelmektedir. Modelleme çalışmaları esnasında farklı çevrim süreleri ve aerobik fraksiyonlar denenerek proses optimizasyonu çalışmaları gerçekleştirilmiştir. Bu sayede, ileride Çevre, Şehircilik ve İklim Değişikliği Bakanlığı tarafından zorunlu tutulabilecek azot ve fosfor deşarj standartlarını sağlayabilecek çevrim süresi ve aerobik fraksiyon belirlenmiştir. Aynı zamanda tesiste mevcutta bulunan dengeleme havuzunun bio-P havuzu olarak kullanılması durumunda EBPR performansı incelenmiştir.

Çalışma sonrasında aralıklı havalandırma sistemlerinin organik karbonu gideren konvansiyonel aktif çamur sistemlerinin BNR'a dönüştürülmesinde minimum yatırım ile kullanılabileceği ortaya çıkmıştır. Fakat bu sistemlerin oksijen konsantrasyonu ve çevrim süresi ile aerobik fraksiyon optimizasyonları için dinamik simülasyon yapılması mutlak derecede önem arz etmektedir. Dinamik modelleme sayesinde içsel geri devir ile azot giderimi ve simultane nitrifikasyon-denitrifikasyon azot giderimi oranı optimize edilebilmektedir.

Yapılan modelleme çalışmaları sonrasında 30 dakikalık çevrim süresinde 20 dakika havalandırma açık/10 dakika havalandırma kapalı olmak üzere çalıştırılan aktif çamur tesisi azot giderimini başarılı bir şekilde gerçekleştirilirken bir yandan da sisteme verilen hava miktarı azaltılarak tesisin elektrik ihtiyacının düşürülmesi, dolayısıyla karbon ayak izinin azaltılması hedeflenmiştir.

Bununla beraber, revizyon öncesi tesiste bulunan dengeleme tankı, tanka mikser ilaveleri yapılarak anaerobik havuza dönüştürülmüş ve tesisin çamur geri devir hattı

bu tanka yönlendirilmiştir. Bu sayede tesiste 1,65 saat bekletme süresi bulunan Bio-P havuzu ile fosfor giderimi amaçlanmıştır.

Yapılan modelleme çalışmaları, tesiste çıkış toplam azot ve toplam fosfor konsantrasyonlarının Kentsel Atıksuların Arıtımı Yönetmeliği Tablo 2’de belirtilen sırasıyla 15 mg N/L ve 2 mg P/L deşarj standartlarını sağladığını göstermiştir.

Modelleme çalışmalarının sonuçları ile birlikte, mevcut tesiste önerilen revizyonlar gerçekleştirilmiştir. Gerçek tesisten alınan çıkış numuneleri, modelleme çalışmalarının sonuçları ile uyumlu olarak çıkış toplam azot ve toplam fosfor için sırasıyla 11 mg N/L ve 1 mg P/L olarak ölçülmüştür.



KAYNAKLAR

- APHA** (2005). *Standard Methods for the Examination of Water & Wastewater*. 21 ed., Washington DC, USA: American Public Health Association/American Water Works Association/Water Environment Federation.
- Arden, E. & Lockett, W. T.** (1914). Experiments on the oxidation of sewage without the aid of filters. *Part II. J Soc Chem Ind*, 33, 1122-1132.
- Batchelor, B.** (1983). Simulation of single-sludge nitrogen removal. *Journal of Environmental Engineering*, 109(1), 1-16.
- Bodur, M.** (2021). *Critical Evaluation for Nitrogen Removal Performance of a Stereotype Activated Sludge System Under Dynamic Process Conditions*. (Yüksek lisans tezi). İstanbul Teknik Üniversitesi, Lisansüstü Eğitim Enstitüsü, İstanbul.
- Brdjanovic, D., Logemann, S., Van Loosdrecht, M., Hooijmans, C., Alaerts, G. & Heijnen, J.** (1998). Influence of temperature on biological phosphorus removal: process and molecular ecological studies. *Water Research*, 32(4), 1035–1048.
- Brdjanovic, D., Loosdrecht, M., Hooijmans, C., Alaerts, G. & Heijnen, J.** (1997). Temperature effects on physiology of biological phosphorus removal. *Journal of Environmental Engineering*, 123(2), 144–153.
- Christian, R.** (2006). *Wastewater Treatment: Concepts and Design Approach*, PHI Learning Pvt. Ltd.
- Converti, A., Rovatti, M. & Del Borghi, M.** (1995). Biological removal of phosphorus from wastewaters by alternating aerobic and anaerobic conditions. *Water Research*, 29(1), 263–269.
- Erdal, U., Erdal, Z. & Randall, C.** (2003). The competition between PAOs (phosphorus accumulating organisms) and GAOs (glycogen accumulating organisms) in EBPR (enhanced biological phosphorus removal) systems different temperatures and the effects on system performance. *Water Science & Technology*, 47(11), 1–8.
- Filipe, C., Daigger, G. & Grady Jr, C.** (2001). pH as a key factor in the competition between glycogen-accumulating organisms and phosphorus-accumulating organisms. *Water Environment Research*, 223–232.
- Gayle, B., Boardman, G., Sherrard, J. & Benoit, R.** (1989). Biological denitrification of water. *Journal of Environmental Engineering*, 115(5), 930–943.
- Hanhan, O.** (1999). Aralıklı havalandırılmalı sürekli aktif çamur sistemlerinde azot gideriminin modellenmesi ve tasarımı. (Doktora tezi). İstanbul Teknik Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul.

- Hanhan, O., Insel, G., Yagci, N. O., Artan, N. & Orhon, D.** (2011). Mechanism and design of intermittent aeration activated sludge process for nitrogen removal. *Journal of Environmental Science and Health, Part A*, 46(1), 9-16.
- Henze, M., van Loosdrecht, M.C., Ekama, G.A. & Brdjanovic, D.** (2008). *Biological wastewater treatment*. IWA publishing.
- İnsel, H. G., Artan, N., Çokgör Ubay, E., Okutman Taş, D., Akça Güven, D., Zengin Balci, G. E. & Özyıldız, G.** (2022). *Kentsel Atıksu Arıtma Tesisleri Proses Seçimi, Tasarımı Ve Modellenmesi El Kitabı*. İstanbul.
- Janssen, P., Meinema, K. & van der Roest, H.** (2002). *Biological phosphorus removal: manual for design and operation*. IWA publishing.
- Jenkins, D., Richard, M.G. & Daigger, G.T.** (1993). *Manual on the causes and control of activated sludge bulking and foaming*. 2, Lewis.
- Jones, P., Tadwalkar, A. & Hsu, C.** (1987). Enhanced uptake of phosphorus by activated sludge-effect of substrate addition. *Water Research*, 21(3), 301–308.
- Jördening, H.J. & Winter, J.** (2006). *Environmental biotechnology: concepts and applications*, John Wiley & Sons.
- Liu, Y., Shi, H., Xia, L., Shi, H., Shen, T., Wang, Z., . . . Wang, Y.** (2010). Study of operational conditions of simultaneous nitrification and denitrification in a Carrousel oxidation ditch for domestic wastewater treatment. *Bioresource Technology*, 101(3), 901-906. doi:10.1016/j.biortech.2009.09.015.
- Lopez-Vazquez, C., Song, Y., Hooijmans, C., Brdjanovic, D., Moussa, M., Gijzen, H. & van Loosdrecht, M.** (2008). Temperature effects on the aerobic metabolism of glycogen-accumulating organisms. *Biotechnology and Bioengineering*, 101(2), 295–306.
- Ludzack, F. & Ettinger, M.** (1962). Controlling operation to minimize activated sludge effluent nitrogen, *Journal (Water Pollution Control Federation)*, 920–931.
- Metcalf, L., Eddy, H.P. & Tchobanoglous, G.** (2004). *Wastewater engineering : treatment, disposal, and reuse*, McGraw-Hill.
- Oehmen, A., Lemos, P., Carvalho, G., Yuan, Z., Keller, J., Blackall, L. & Reis, M.** (2007). Advances in enhanced biological phosphorus removal: from micro to macro scale. *Water Research*, 41(11), 2271–2300.
- Oehmen, A., Saunders, A., Vives, M., Yuan, Z. & Keller, J.** (2006). Competition between polyphosphate and glycogen accumulating organisms in enhanced biological phosphorus removal systems with acetate and propionate as carbon sources. *Journal of Biotechnology*, 123(1), 22–32.
- Oehmen, A., Vives, M., Lu, H., Yuan, Z., & Keller, J.** (2005). The effect of pH on the competition between polyphosphate-accumulating organisms and glycogen-accumulating organisms. *Water Research*, 39(15), 3727–3737.

- Oehmen, A., Yuan, Z., Blackall, L. & Keller, J.** (2005). Comparison of acetate and propionate uptake by polyphosphate accumulating organisms and glycogen accumulating organisms. *Biotechnology and Bioengineering*, 91(2), 162–168.
- Orhon, D. & Artan, N.** (1994). *Modelling of Activated Sludge Systems*. Lanchester: Technomic Publishing Co., Inc.
- Payne, W.** (1981). *Denitrification*. John Wiley & Sons Inc.
- Plósz, B., Jobbágy, A. & Grady, C.** (2003). Factors influencing deterioration of denitrification by oxygen entering an anoxic reactor through the surface. *Water Research*, 37(4), 853–863.
- Rittmann, B. & MacCarty, P.** (2001). *Environmental Biotechnology: Principles and Applications*, McGraw-Hill.
- Schuler, A. & Jenkins, D.** (2002). Effects of pH on enhanced biological phosphorus removal metabolisms. *Water Science & Technology*, 46(4-5), 171–178.
- Smolders, G., Van der Meij, J., Van Loosdrecht, M. & Heijnen, J.** (1994). Model of the anaerobic metabolism of the biological phosphorus removal process: stoichiometry and pH influence. *Biotechnology and Bioengineering*, 43(6), 461–470.
- Stenstrom, M. & Poduska, R.** (1980). The effect of dissolved oxygen. *Water Research*, 14(6), 643–649.
- Teske, A., Alm, E., Regan, J., Toze, S., Rittmann, B. & Stahl, D.** (1994). Evolutionary relationships among ammonia- and nitrite-oxidizing bacteria., *Journal of Bacteriology*, 176(21), 6623–6630.
- Vázquez, L. & Manuel, C.** (2009). *The competition between polyphosphate-accumulating organisms and glycogen-accumulating organisms: temperature effects and modelling*. UNESCO-IHE Institute for Water Education, Delft University of Technology.
- Wang, Y., Zhang, Z., Qiu, L., Guo, Y., Wang, X. & Chen, S.** (2015). Effect of temperature downshifts on biological nitrogen removal and community structure of a lab-scale aerobic denitrification process. *Biochemical Engineering Journal*, 101, 200–208.
- Westerling, K.** (2013). *Nutrient Removal: Is Bardenpho Right For You?* Retrieved from Water Online Web site: <https://www.wateronline.com/doc/nutrient-removal-is-bardenpho-right-for-you-0001>.
- Whang, L. & Park, J.** (2006). Competition between polyphosphate- and glycogen-accumulating organisms in enhanced-biological-phosphorus-removal systems: effect of temperature and sludge age. *Water Environment Research*, 4–11.
- Yeoman, S., Hunter, M., Stephenson, T., Lester, J. & Perry, R.** (1988). An assessment of excess biological phosphorus removal during activated sludge treatment. *Environmental Technology*, 9(7), 637–646.

Zhang, T., Liu, Y. & Fang, H. (2005). Effect of pH change on the performance and microbial community of enhanced biological phosphate removal process. *Biotechnology and Bioengineering*, 92(2), 173–182.



ÖZGEÇMİŞ

Ad Soyad : Andaç ÖZHAN

Eğitim

- **Lisans** : İstanbul Teknik Üniversitesi, Çevre Mühendisliği Bölümü, 2021

PROFESYONEL DENEYİM:

Stantec Mühendislik ve Müşavirlik, İstanbul (2021 – Günümüz)

- Proje Koordinatörü (Çift Rol) (Mayıs 2024 - Günümüz) / EBRD Pathways to Paris Konferansı 2024
- Proje Müdür Yardımcısı (Eylül 2023 - Günümüz) / Green Economy Financing Facility Türkiye Projesi
- Proje Müdür Yardımcısı (Ocak 2021 - Eylül 2023) / Trakya'nın Verimli KOBİ'leri Projesi
- Proje Mühendisi (Ekim 2021 - Nisan 2022) / Katı Atık Depolama Tesisi İnşaat Projesi (Silivri, Seymen)
- Proje Mühendisi (Haziran 2021 - 2022) / FAYOUM Wastewater Expansion Program (Mısır)