

# Kentsel Atıksu Arıtma Tesisleri

Proses Seçimi, Tasarımı ve  
Modellenmesi El Kitabı



Prof. Dr. H. Güçlü İnel  
Başyazar



# **KENTSEL ATIKSU ARITMA TESİSLERİ PROSES SEÇİMİ, TASARIMI VE MODELLENMESİ EL KİTABI**

ATIKSU MİKTAR VE KARAKTERİZASYONU  
SİSTEM SEÇİMİ VE PROSES TASARIMI  
HAVALANDIRICI KAPASİTESİ VE KARIŞTIRMA İHTİYACI  
SON ÇÖKELME HAVUZU TASARIM KONTROLÜ  
SİMÜLASYON İLE PROSES TASARIMI VE KONTROLÜ

Prof. Dr. H. Güçlü İNSEL  
Prof. Dr. Nazik ARTAN  
Prof. Dr. Emine ÇOKGÖR  
Doç. Dr. Didem OKUTMAN TAŞ  
Doç. Dr. Didem AKÇA GÜVEN  
Doç. Dr. Gülsüm Emel ZENGİN BALCI  
Araş. Gör. Gökşin ÖZYILDIZ

İstanbul, 2021

İSKİ GENEL MÜDÜRLÜĞÜ  
Güzeltepe Mahallesi Alibey Caddesi No:7 34060  
Eyüpsultan / İSTANBUL

Tel: 0212 321 00 00 - 0212 301 20 00

[www.iski.istanbul](http://www.iski.istanbul)

ISBN: 978-605-9507-40-0

#### YAZARLAR

Prof. Dr. H. Güçlü INSEL

Prof. Dr. Nazik ARTAN

Prof. Dr. Emine ÇOKGÖR

Doç. Dr. Didem OKUTMAN TAŞ

Doç. Dr. Didem AKÇA GÜVEN

Doç. Dr. Gülsüm Emel ZENGİN BALCI

Araş. Gör. Gökşin ÖZYILDIZ

#### KAPAK TASARIMI

Ali Osman KOCA

Araştırma ve Geliştirme Şube Müdürlüğü, İSKİ

©2021 İSKİ

Bu kitabın tüm yayın hakları İSKİ'ye aittir. İSKİ'nin yazılı izni olmaksızın kısmen ya da tamamen alıntı yapılamaz, kopyalanamaz, çoğaltılamaz, yayınlanamaz.

## ÖNSÖZ

Dünyadaki nüfus artışı ile artan çevre kirliliği, doğal kaynakları ve insan sağlığını tehdit etmektedir. Özellikle büyükşehirlerde su kaynaklarının korunması ve sağlıklı yaşamın sürdürülebilmesi atıksu arıtma tesislerinin doğru planlanmasını ve yönetilmesini gerektirir. Atıksu arıtma tesislerini yalnızca yaşadığımız çevreyi koruyan muhafızlar olarak görmemiz doğru değildir. Günümüzde bu tesisler şehrin ihtiyaçlarını karşılayan geri kazanım sistemleri olarak da değerlendirilmelidir. Öte yandan, endüstriyel gelişme ve nüfus artışı ile bu altyapı tesislerinden beklenen performans da yükselmektedir.

Çevre teknolojilerinin el verdiği imkanlar doğrultusunda mühendislik tasarımlarının yenilenerek hizmet verdiği bölgenin koşullarına uyum sağlaması gereklidir. Kentsel atıksu arıtma tesislerinin herhangi bir altyapı, inşaat projesinden ibaret olduğu düşünülmemelidir. Bilindiği üzere yapım ve işletme ihalelerinde verilen garanti koşulları, atıksu arıtma tesislerinde özellikle biyolojik proseslerin işletme performansına ve bu sürecin doğru yönetilmesine bağlıdır. Dolayısı ile arıtma sisteminin farklı birimlerinde faaliyet gösteren biyolojik aktivite tesis kapasitesi için belirleyici ana faktördür. Bu özellikler çevresel şartlara ve insanların yaşam koşullarına bağlı olarak ülkeden ülkeye farklılık gösterebilmektedir.

Ülkemizde yaygın olarak benimsenen yaklaşım atıksu arıtma tesisi projelerinde başka ülkelere ait atıksu arıtma tesisi tasarım standartlarının doğrudan uygulanmasıdır. İhale ve yapım süreçlerinde hız kazandırdığı düşüncesi ile tercih edilen bu yaklaşım, ortalama 30-40 yıl boyunca hizmet vermek üzere tasarlanan, ancak yüksek maliyetlerle ve işletme problemleriyle işletilen bir altyapı tesisi olmaktan öteye geçememektedir. Güvenilir projelendirme için yerel koşullara uygun proses seçim stratejisinin ve tasarım kriterlerinin ortaya konulması gereklidir.

Bu El Kitabı "Atıksu yönetimi standardizasyon projesi-1: İleri Biyolojik Atıksu Arıtma Tesisi Deneysel Karakterizasyon ve Dinamik Koşullarda Modellenmesi" projesi kapsamında İstanbul için konvansiyonel proses seçimi ve ileri biyolojik atıksu arıtımına yönelik, yerel koşullara uygun tasarım yaklaşımını ortaya koymak amacıyla hazırlanmıştır. Raporun sonunda bir tasarım uygulaması da yer almaktadır. Bu kapsamda sunulan tasarım kriterleri uygun bir karakterizasyon çalışması ile diğer yerleşim yerlerine de uygulanabilir.

Ülkemiz ve mühendislerimiz için faydalı olmasını dileriz.

Saygılarımızla,

# İÇİNDEKİLER

ÖNSÖZ.....	i
KISALTMALAR VE TANIMLAR.....	iv
TABLO LİSTESİ.....	ix
ŞEKİL LİSTESİ .....	xi
<b>1. GİRİŞ.....</b>	<b>1</b>
<b>2. ATIKSU MİKTAR VE KARAKTERİZASYONU .....</b>	<b>4</b>
2.1. Tesis Giriş Atıksu Karakterizasyonu .....	4
2.2. Tasarım Debileri .....	5
2.3. Ön Çökeltme ve Geri Dönüş Akımlarının Atıksu Karakterizasyonuna Etkisi.....	10
2.4. Biyolojik Artılabilirlik Bazlı Giriş Atıksu Karakterizasyonu .....	14
2.5. Kinetik ve Stokiyometrik Parametreler .....	18
<b>3. SİSTEM SEÇİMİ VE PROSES TASARIMI.....</b>	<b>23</b>
3.1. Azot ve Fosfor Gideren Aktif Çamur Sistem Seçenekleri .....	23
3.1.1. Genel Prensipler .....	23
3.1.2. Biyokütle Ayırma Alternatifleri.....	25
3.1.3. Biyoproses Alternatifleri.....	27
3.1.4. Nutrient Gideren Diğer Prosesler .....	35
3.2. Proses Tasarımı .....	41
3.2.1. Tasarım Yöntemi.....	41
3.2.2. Sürekli Sistemlerde Biyoproses Tasarımı .....	43
3.2.3. Ardışık Kesikli Reaktör (AKR) Tasarımı.....	60
<b>4. BİYOPROSESLERDE HAVALANDIRICI KAPASİTESİ VE KARIŞTIRMA İHTİYACI .</b>	<b>68</b>
4.1. Havalandırıcı Kapasitesinin Belirlenmesi .....	68
4.1.1. Oksijen İhtiyacı.....	68
4.1.2. Atıksuyun Sıcaklığı ve Doygunluk Konsantrasyonu .....	69
4.1.3. Tesisin İnşaa Edileceği Yükseklikteki Basınç, Pb .....	69
4.1.4. Difüzörlerin Derinliğine Göre Çözünmüş Oksijen Doygunluk Konsantrasyonu....	70
4.1.5. Standart Koşullarda Oksijen İhtiyacı Hesaplaması .....	71
4.1.6. Blower Kapasitesinin Hesaplanması .....	73
4.2. Karıştırıcı Seçimi .....	75
<b>5. SON ÇÖKELME HAVUZU TASARIM VE İŞLETİLMESİ .....</b>	<b>83</b>
5.1. Son Çökeltme Havuzlarının Fonksiyonları .....	83
5.2. Çamurun Çökeltme Özelliklerinin Belirlenmesi.....	84
5.2.1. Çamur Hacim İndeksi .....	84
5.2.2. Bölgesel Çökeltme Hızı (Zone Settling Velocity, ZSV).....	85

5.2.3 Çökelme Akısı .....	89
5.3. Yükleme Kriterleri ve Boyutlandırma .....	90
5.3.1. Kütle Dengeleri .....	90
5.3.2. Katı Madde Akısı Yöntemi .....	92
5.3.3. Diğer Yöntemler .....	96
5.4. Son Çökelme Havuzunun İşletilmesi.....	100
5.5. Son Çökelme Havuzlarının Yapısal Hususları .....	106
<b>6. PROSES SİMÜLASYONU İLE TASARIM KONTROLÜ .....</b>	<b>117</b>
6.1. Giriş ve Tarihçe .....	117
6.2. Proses Simülatörleri .....	120
6.3. Tanımlar ve Model Bileşenleri.....	121
6.3.1. Genel Proses Modeli .....	123
6.3.2. Hidrodinamik Model .....	124
6.3.3. Prosesler ve Model Parametreleri .....	129
6.3.4. Giriş Atıksu Karakterizasyonu .....	133
6.3.5. Çökelme/Ayırma Modelleri .....	136
6.4. Simülasyon Yaklaşımı .....	140
<b>7. SİMÜLASYON İLE PROSES KONTROLÜ.....</b>	<b>142</b>
<b>8. TASARIM ÖRNEĞİ .....</b>	<b>155</b>
8.1. Tasarım Kriterleri ve Konfigürasyon Seçimi .....	155
8.2. Biyoproses Havuzlarının Boyutlandırılması.....	159
8.3. Simülasyon ile Proses Hesabı Kontrolü .....	169
8.4. Son Çökelme Havuzu Tasarımı .....	176
<b>KAYNAKLAR .....</b>	<b>181</b>

## KISALTMALAR VE TANIMLAR

- AF : Aerobik zaman fraksiyonu
- AKM : Askıda katı madde konsantrasyonu (mg KM/L)
- AKR : Ardışık kesikli reaktör
- AR : Anaerobik reaktöre geri devir oranı ( $m^3/gün / m^3/gün$ )
- ASM : Aktif çamur modeli
- AOB : Aerobik amonyak oksitleyici
- BNR : Biyolojik besi maddesi giderimi
- $b_{He}$  : Heterotrofik organizmaların içsel solunum hızı (1/gün)
- $b_H$  : Heterotrofik organizmaların ölüm-yenilenme hızı (1/gün)
- $BOİ_5$  : 5 günlük biyokimyasal oksijen ihtiyacı (mg  $O_2/L$ )
- $b_{NTO}$  : Nitrifikasyon bakterilerinin içsel solunum hızı (1/gün)
- CFD : Hesaplamalı akışkanlar dinamiği
- $C_T$  : Kum tutucu sonrasında toplam  $KOİ$  konsantrasyonu (mg  $KOİ/L$ )
- $C_{Ts}$  : Çökeltilmiş atıksu üst faz  $KOİ$  konsantrasyonu (mg  $KOİ/L$ )
- $C_{Te}$  : Atıksu arıtma tesisi çıkışı  $KOİ$  konsantrasyonu (mg  $KOİ/L$ )
- $C_{TKN}$  : Ham atıksu toplam Kjeldahl azotu konsantrasyonu (mg N/L)
- CTR : Çevrim süresi oranı
- $ÇHİ$  : Çamur hacim indisi (L/kg)
- DSV : Seyreltilmiş çamur hacmi
- EF : Emniyet faktörü (-)
- EBPR : Biyolojik aşırı fosfor giderimi
- F : Difüzör tıkanma faktörü (%)
- $f_E$  : İçsel solunumda üretilen inert mikrobiyal ürünler (-)
- $f_P$  : Ölüm yenilenmede üretilen inert mikrobiyal ürünler (-)
- $f_{P,VFA}$  : Depolanan uçucu yağ asidi başına salınan P konsantrasyonu (g P/g  $VFA_{COD}$ )
- $f_{UAKM/AKM}$  : Giriş UAKM/AKM fraksiyonu (-)
- F/M : Besin/Mikroorganizma oranı (kg  $KOİ/kg$  UAKM/gün)

GAO : Glikojen depolayan mikroorganizmalar  
GC : Gaz kromatografisi  
HPLC : Yüksek performanslı sıvı kromatografisi  
HRT : Hidrolik bekleme süresi  
IA : Aralıklı havalandırma  
 $i_{N,Bio}$  : Biyokütlenin azot içeriği (g N/g KOİ)  
 $i_{N,XE}$  : Endojen kalıntıların azot içeriği (g N/g KOİ)  
 $i_{P,Bio}$  : Aktif biyokütlenin azot içeriği (g P/g KOİ)  
 $i_{P,XE}$  : Endojen kalıntıların fosfor içeriği (g N/g KOİ)  
JHB : Johannesburg Prosesi  
KM : Katı madde  
 $K_{O_2,OHO}$  : Heterotrofik organizmalar için oksijen yarı doyumluk parametresi (mg O<sub>2</sub>/L)  
 $K_{O_2,NITO}$  : Nitrifikasyon bakterileri için oksijen yarı doyumluk parametresi (mg O<sub>2</sub>/L)  
MAP : Magnezyum amonyum fosfat  
MBBR : Akışkan yataklı biyoreaktörler  
MBR : Membran biyoreaktör  
MLSS : Askıda aktif çamur konsantrasyonu (mg KM/L)  
MLE : Modifiye Ludzack Ettinger  
MUCT : Modified University of Capetown  
NIR : Nitrat geri devir oranı (m<sup>3</sup>/gün / m<sup>3</sup>/gün)  
 $N_X$  : Birim debi başına metabolize edilen azot konsantrasyonu (g N/m<sup>3</sup>)  
 $N_{OX}$  : Birim debi başına okside edilen azot konsantrasyonu (g N/m<sup>3</sup>)  
 $N_{DP}$  : Denitrifikasyon potansiyeli (mg N/L)  
 $N_{DPE}$  : İçsel solunumdan kaynaklanan denitrifikasyon potansiyeli (mg N/L)  
 $N_{DP,SB}$  : Kolay ayrışabilen KOİ için denitrifikasyon potansiyeli (mg N/L)  
 $N_{DP,XB}$  : Yavaş ayrışabilen KOİ için denitrifikasyon potansiyeli (mg N/L)  
NTH : Nitrat tüketim hızı (mg N/L.gün)  
OH : Oksidasyon hedeği  
 $OI_G$  : Günlük oksijen ihtiyacı (kg O<sub>2</sub>/gün)  
 $OI_{St}$  : Saatlik oksijen ihtiyacı (kg O<sub>2</sub>/saat)  
ORP : Oksidasyon redüksiyon potansiyeli (mV)  
OTE : Oksijen transfer verimi



- OTH : Oksijen tüketim hızı (mg O<sub>2</sub>/L-saat)
- OTV : Oksijen transfer verimi (%)
- ÖÇH : Ön çökeltme havuzu
- PAO : Fosfor biriktiren mikroorganizma
- PHA : Polihidroksi alkonat
- PF : Pik faktör (-)
- PFR : Piston akımlı reaktör
- PI : Oransal integral
- PID : Oransal – İntegral – Türevsel Kontrol
- PLC : Programlanabilir mantıksal kontrolcü
- P<sub>XBIO</sub> : Günlük üretilen biyolojik çamur (kg KOİ/gün)
- P<sub>XF</sub> : Günlük sabit (inorganik) katı maddenin oluşturduğu çamur (kg/gün)
- P<sub>XT</sub> : Günlük üretilen toplam çamur (kg AKM/gün)
- p<sub>XT</sub> : Birim debi için üretilen toplam çamur (kg AKM/m<sup>3</sup> atıksu)
- Q<sub>A</sub> : Taşma hızı (m/saat)
- Q<sub>OKHD</sub> : Kuru hava ortalama debisi (m<sup>3</sup>/gün)
- Q<sub>KHD</sub> : Kuru hava ortalama saatlik debisi (m<sup>3</sup>/saat)
- Q<sub>KHDm</sub> : Kuru hava maksimum saatlik debisi (m<sup>3</sup>/saat)
- Q<sub>KHD<sub>o</sub></sub> : Kuru hava ortalama debisi (m<sup>3</sup>/gün)
- Q<sub>YHD</sub> : Yağışlı hava maksimum debisi (m<sup>3</sup>/saat)
- q<sub>SV</sub> : Hacimsel spesifik katı yükleme hızı (L/m<sup>2</sup>-saat)
- RAS : Çamur geri devir oranı (m<sup>3</sup>/gün / m<sup>3</sup>/gün)
- S<sub>s</sub> : Kolay ayrışabilen KOİ konsantrasyonu (mg KOİ/L)
- S<sub>F</sub> : Fermente olabilen KOİ konsantrasyonu (mg KOİ/L)
- S<sub>C,KOİ</sub> : Kolloidal KOİ konsantrasyonu (mg KOİ/L)
- SÇH : Son çökeltme havuzu
- S<sub>H</sub> : Çözünmüş hidroliz olabilen KOİ konsantrasyonu (mg KOİ/L)
- S<sub>NH</sub> : Amonyum azotu konsantrasyonu (mg N/L)
- S<sub>NO</sub> : Oksitlenmiş azot konsantrasyonu (mg N/L)
- S<sub>NO,d</sub> : Çıkış nitrat konsantrasyonu (mg N/L)
- S<sub>ND</sub> : Çözünmüş organik azot konsantrasyonu (mg N/L)
- S<sub>NO3</sub> : Nitrat azotu konsantrasyonu (mg N/L)

$S_{NO_2}$  : Nitrit azotu konsantrasyonu (mg N/L)  
 $S_p$  : Çözünmüş endojen mikrobiyal kalıntılar (mg KOİ/L)  
SF : Emniyet faktörü  
SLR : Katı yükleme hızı (kg AKM/m<sup>3</sup>.gün)  
SLR-G<sub>L</sub>: Katı yükleme hızı-limit akı  
SOİ : Standart koşullarda oksijen ihtiyacı (kg O<sub>2</sub>/saat)  
SOR : Standart oksijen ihtiyacı  
SP : State Point  
SpOTE: Spesifik oksijen transfer verimi  
STH : Spesifik taşıma hızı  
STOWA: Foundation for Applied Water Research-the Dutch Water Authorities  
SO<sub>2</sub> : Çözünmüş oksijen konsantrasyonu (mg O<sub>2</sub>/L)  
SP<sub>O4</sub> : Orto-fosfat konsantrasyonu (mg P/L)  
S<sub>T-0,45</sub> : 0,45 mikron filtreden süzölmüş KOİ konsantrasyonu (mg KOİ/L)  
S<sub>T-1,5</sub> : 1,5 mikron filtreden süzölmüş KOİ konsantrasyonu (mg KOİ/L)  
S<sub>I</sub> : Çözünmüş inert KOİ konsantrasyonu (mg KOİ/L)  
S<sub>A</sub> : Toplam uçucu yağ asidi konsantrasyonu (mg KOİ/L)  
SRT : Çamur bekletme süresi (gün)  
T : Santigrad derece sıcaklığı (°C)  
T<sub>C</sub> : Çevrim süresi  
TÇM : Toplam çözölmüş maddeler (mg/L)  
TKN : Toplam Kjehdahl Azotu (mg N/L)  
TKR : Tam karışimli reaktör  
TP : Toplam fosfor konsantrasyonu (mg P/L)  
UAKM : Uçucu askıda katı madde konsantrasyonu (mg KM/L)  
UCT : University of Capetown  
UYA : Uçucu yağ asidi (mg/L)  
VIP : Virginia Initiative Plant  
V<sub>A</sub> : Aerobik biyoreaktör hacmi (m<sup>3</sup>)  
V<sub>D</sub> : Anoksik biyoreaktör hacmi (m<sup>3</sup>)  
WRC : Water Research Commission  
X<sub>H</sub> : Yavaş ayrışabilen KOİ konsantrasyonu (mg KOİ/L)

- $X_P$  : Partiküler endojen mikrobiyal kalıntılar (mg KOİ/L)
- $X_F$  : Girişteki sabit katılar (mg AKM/L)
- $X_{GAO}$  : Glikojen depolayan organizmalar
- $X_{ND}$  : Girişte partiküler ayrışabilen azot konsantrasyonu (mg N/L)
- $X_{PAO}$  : Fosfor depolayan organizmalar
- $X_{PHA}$  : Polihidroliksialkanoat konsantrasyonu
- $X_I$  : Partiküler inert KOİ konsantrasyonu (mg KOİ/L)
- $Y_A$  : Ototrofik organizmalar için dönüşüm oranı (g hücre KOİ/g N)
- $Y_{HAnox}$  : Heterotrofik organizmalar için anoksik dönüşüm oranı (g hücre KOİ/g KOİ)
- $Y_{NH}$  : Heterotrofik aktif organizmalar için net dönüşüm oranı (g hücre KOİ/g KOİ)
- $Y_H$  : Heterotrofik organizmalar için aerobik dönüşüm oranı (g hücre KOİ/g KOİ)
- ZSV : Aktif çamur bölgesel çökeltme hızı (m/gün)
- $\alpha$  : Havalandırma faktörü (-)
- $\theta_X$  : Toplam çamur yaşı (gün)
- $\theta_{XA}$  : Aerobik çamur yaşı (gün)
- $\theta_{XE}$  : Efektif çamur yaşı (gün)
- $\theta_H$  : Hidrolik bekletme süresi (gün)
- $\theta$  : Arrhenius proses hızı sıcaklık düzeltme faktörü (-)
- $\mu_{H, max, T}$ : Heterotrofik organizmaların T sıcaklıkta maksimum çoğalma hızı  
(g hücre KOİ/g KOİ/gün)
- $\mu_{A, max, T}$ : Nitrifikasyon bakterilerinin T sıcaklıkta maksimum çoğalma hızı (g hücre KOİ/g N/gün)

## İNDİSLER

- 0 : Kum tutucu sonrası ham atıksu
- i : Atıksu arıtma tesisi ön çökeltme sonrası
- e : Atıksu arıtma tesisi çıkış
- r : Reaktör içi

## TABLO LİSTESİ

<b>Tablo 1.1.</b> Kentsel Atıksuların Arıtılmasında Uygulanan Yönetmelikler.....	2
<b>Tablo 2.1.</b> Giriş Evsel Atıksu Karakterizasyonu için Avrupa, Amerika ve İSKİ Atıksu Arıtma Tesislerinde Ölçülen Değerler .....	5
<b>Tablo 2.2.</b> Kişi Başına Oluşan Atıksu Miktarı ve Kirlilik Yükleri .....	5
<b>Tablo 2.3.</b> Çamur Proseslerinden Geri Dönüş Akımları için Örnek Karakterizasyon (Metcalf & Eddy, 2014) .....	11
<b>Tablo 2.4.</b> Giriş Atıksu % KOİ Fraksiyonlarının Karşılaştırılması.....	15
<b>Tablo 2.5.</b> İSKİ İleri Biyolojik Atıksu Arıtma Tesisleri Tasarımı için Önerilen Kinetik ve Stokiyometrik Parametreler .....	22
<b>Tablo 3.1.</b> PAO ve Normal Heterotrofik Organizmaların Anaerobik, Anoksik ve Aerobik Koşullarda Gerçekleştirdiği Süreçler .....	24
<b>Tablo 3.2.</b> Biyokütle Ayırma İşlemlerinin Karşılaştırılması.....	27
<b>Tablo 3.3.</b> Tek Çamurlu Aktif Çamur Sistemleri için Birim Denitrifikasyon Potansiyeli ( $N_{DP}/C_{T1}$ : g N/g KOİ).....	50
<b>Tablo 4.1.</b> Karbon ve Azot için Pik Faktörler (ATV 131E, 2000).....	69
<b>Tablo 5.1.</b> Çamur Hacim İndeksine (ÇHİ) Göre Çökeltme Özellikleri ve Parametreleri (Giokas vd., 2003).....	87
<b>Tablo 5.2.</b> Aktif Çamurun Türüne Göre Önerilen Çökeltme Parametreleri (Takács, 2018) ...	89
<b>Tablo 5.3.</b> Son Çökeltme Havuzları için Önerilen Taşma Hızı ve Katı Madde Yükleri (Metcalf & Eddy, 2014) .....	97
<b>Tablo 5.4.</b> Taşma Hızı ve Katı Madde Yükleme Hızlarına Ait Farklı Uygulamaların Karşılaştırılması (Henze vd., 2008'den adapte edilmiştir).....	100
<b>Tablo 5.5.</b> Son Çökeltme Havuzu Geometrisine Bağlı Tasarım Kriterleri .....	107
<b>Tablo 5.6.</b> Son Çökeltme Havuzunda Çapa Göre Önerilen Yan Duvar Su Derinlikleri .....	111
<b>Tablo 6.1.</b> Simülasyon Programlarında Kullanılan Prosesler ve Teknolojiler (İnsel, 2020) ...	119
<b>Tablo 6.2.</b> Proses Modelleme ve Simülasyonunda Kullanılan Simülasyon Programları ....	121
<b>Tablo 6.3.</b> Aktif Çamur Örnek Reaktör Tipleri .....	128
<b>Tablo 6.4.</b> Simülasyonlarda Kullanılan Model Parametreleri (20°C) (İnsel vd., 2020). ....	133
<b>Tablo 6.5.</b> Ayırma Proseslerinde Önerilen Katı Madde Tutma Verimi (Tchobanoglous, 2014'den uyarlanmıştır) .....	139
<b>Tablo 7.1.</b> Ölçülen, Kontrol Edilen ve Ayarlanabilen Değişkenler.....	148

<b>Tablo 7.2.</b> Cohen ve Coon (1953)'a Göre PID Kontrolcü Ayarları .....	153
<b>Tablo 7.3.</b> Ziegler-Nichols (1942)'a Göre Kontrolcü Ayarları .....	153
<b>Tablo 8.1.</b> Tasarıma Esas Debi ve Ham Atıksu Karakterizasyonu .....	155
<b>Tablo 8.2.</b> Ham, Ön Çökelme Çıkışı ve Geri Dönüş Akımı ile Birlikte Atıksu Karakterizasyonu .....	156
<b>Tablo 8.3.</b> Atıksu KOİ Fraksiyonları .....	156
<b>Tablo 8.4.</b> Tasarım ile Kararlı Hal Simülasyon Sonuçları Karşılaştırması (T=15°C) .....	170
<b>Tablo 8.5.</b> Üretilen Günlük Biyolojik Çamur ve Ortalama Hava Debisi (T=15°C) .....	170
<b>Tablo 8.6.</b> Reaktör İçinde Kararlı Hal Simülasyon Sonuçları .....	171

## ŞEKİL LİSTESİ

<b>Şekil 2.1.</b> İstanbul için Saatlik AAT Giriş Debi ve Kirlenici Parametre Ölçüm Değerleri .....	9
<b>Şekil 2.2.</b> Ön Çökeltme Süresine Bağlı AKM ve KOİ Giderim Ölçümleri ve Ampirik İfadeler	11
<b>Şekil 2.3.</b> Tesis Bazında Kütle Dengelerinin Kurulması .....	13
<b>Şekil 2.4.</b> Aktif Çamur Modeli No1 (ASM1) için Giriş Atıksu KOİ Fraksiyonları .....	14
<b>Şekil 2.5.</b> Oksijen Tüketim Hızı Deneyi .....	17
<b>Şekil 2.6.</b> Nitrifikasyon Hızı Ölçümü için NO <sub>x</sub> Profili (T=15°C).....	19
<b>Şekil 2.7.</b> Nitrifikasyon Bakterilerinin Net Çoğalma Hızlarının ( $\mu_{A,max}-b_A$ ) Sıcaklığa Bağlı Değişimi ve Diğer Ülkelerle Karşılaştırılması .....	19
<b>Şekil 2.8.</b> Nitrat Tüketim Hızı Ölçümü .....	21
<b>Şekil 3.1.</b> Aynı Havuzlarda Karıştırma-Havalandırma Yapan Prosesler .....	28
<b>Şekil 3.2.</b> Aynı Havuzda Karıştırma-Havalandırma Yapan Sürekli Prosesler .....	32
<b>Şekil 3.3.</b> İki Çamurlu Hibrit Aktif Çamur Sistemleri .....	37
<b>Şekil 3.4.</b> Biyolojik Azot ve Fosfor Gideren Sistemlerde Tasarım Prosedürü .....	42
<b>Şekil 3.5.</b> A <sup>2</sup> O Prosesinde Proses Sıralaması ve Geri Devirler .....	43
<b>Şekil 3.6.</b> Birim KOİ için Denitrifikasyon Potansiyelinin Anoksik Fraksiyonla İlişkisi .....	51
<b>Şekil 3.7.</b> Denitrifikasyon Veriminin Geri Devir Oranı ile İlişkisi .....	53
<b>Şekil 3.8.</b> Bir Ardışık Kesikli Reaktörün Şematik Gösterimi .....	60
<b>Şekil 3.9.</b> Üç Tanklı Bir Sistemde Tekli Doldurma Boşaltma ve Bir Çevrimdeki Fazlar ( $T_F=T_C/3$ ) .....	62
<b>Şekil 3.10.</b> AKR'de Predenitrifikasyon ve Kademeli Besleme için Azot Profilleri (Artan ve Orhon, 2005).....	67
<b>Şekil 3.11.</b> AKR'de Azot ve Fosfor Giderimi için Çevrim Örneği (Artan ve Orhon, 2005).....	67
<b>Şekil 4.1.</b> Sıcaklığa Bağlı Oksijen Doygunluk Konsantrasyonu Değişimi (Tuzluluk=% 0) ....	69
<b>Şekil 4.2.</b> $\alpha$ Katsayısının MLSS Konsantrasyonu ile Değişimi.....	72
<b>Şekil 4.3.</b> Giriş Atıksuyunda İletkenlik ve Toplam Çözünmüş Madde ilişkisi .....	73
<b>Şekil 4.4.</b> Hava Debisine Göre Spesifik Oksijen Transfer Veriminin Değişimi (EPDM Disk Difüzör Örneği).....	75
<b>Şekil 4.5.</b> Dairesel Havuzlarda Karıştırıcı Yerleştirme Düzeni (ABS, 2000).....	76
<b>Şekil 4.6.</b> Kare Planlı Havuzlarda Karıştırıcıların Konumlandırılması (ABS, 2000).....	77
<b>Şekil 4.7.</b> Dikdörtgen Havuzlarda Karıştırıcıların Yerleştirilmesi (ABS, 2000).....	77

<b>Şekil 4.8.</b> Uzunluk/Genişlik Oranı $2,5 < L/W < 3$ Aralığında Olan Havuzlar için Karıştırma (sol) ve Akım Yönlendirme (sağ) için Yerleşim (Grundfos, 2019).....	80
<b>Şekil 4.9.</b> Uzunluk/Genişlik Oranı, $L/W > 3$ Olan Havuzlar için Karıştırma (sol) ve Akım Yönlendirme (sağ) için Ekipmanların Yerleşimi (Grundfos, 2019).....	80
<b>Şekil 4.10.</b> Karusel Havuzlarda Karıştırıcıların Yerleşimi ve Havalandırma Sistemine Göre Konumlandırılması (ABS, 2000; Grundfos, 2019).....	81
<b>Şekil 4.11.</b> Karusel Havuz Kanalındaki Karıştırıcıların Yerleşimleri (Grundfos, 2019) .....	82
<b>Şekil 4.12.</b> Ardışık Kesikli Reaktör Havuzlarında Karıştırma ve Havalandırma Düzenliği (Grundfos, 2019).....	82
<b>Şekil 5.1.</b> Zamana Göre Aktif Çamurun Çökmesi (Henze vd., 2008).....	85
<b>Şekil 5.2.</b> Başlangıç X Konsantrasyonunun $\text{CHÍ}$ (SVI) Üzerine Etkisi (Bye ve Dold, 1998) .	85
<b>Şekil 5.3.</b> ZSV için Deney Düzenliği .....	86
<b>Şekil 5.4.</b> Vesilind Parametrelerine Göre Çamur Çökme Özelliklerinin Karşılaştırılması ..	87
<b>Şekil 5.5.</b> Takács Çökme Parametrelerine Göre Çamur Çökme Özelliklerinin Karşılaştırılması .....	88
<b>Şekil 5.6.</b> İstanbul AAT'lerde Ölçülmüş X Konsantrasyonlarına Bağlı İki Farklı Gravite Akısı .....	90
<b>Şekil 5.7.</b> SÇH Katı Madde Kütle Dengesi .....	91
<b>Şekil 5.8.</b> (a) Toplam Akı Eğrisi ve Bileşenleri,(b) Farklı Alt Akım Akısında Limit Akının - $G_L$ Durumu .....	94
<b>Şekil 5.9.</b> Farklı Maksimum Alt Akım Konsantrasyonları için Gerekli Limit Akılar .....	95
<b>Şekil 5.10.</b> $\text{CHÍ}$ Seviyesine ve Yoğunlaştırma Süresine Bağlı Çökelmiş Çamur Konsantrasyonu (ATV 131E, 2000).....	98
<b>Şekil 5.11.</b> Aynı Taşma Hızı ve Farklı Alt Akım Hızları ile İşletilen SÇH'de Yoğunlaştırma Açısından Üç Farklı Durum .....	102
<b>Şekil 5.12.</b> Sabit Geri Devir Debisi ile Gün İçindeki Değişimler .....	104
<b>Şekil 5.13.</b> Geri Devir Oranı ( $Q_r/Q$ ) Sabit SÇH İşletme Stratejisi.....	105
<b>Şekil 5.14.</b> Son Çökme Havuzunun Ortalama ve Pik Debi Koşullarında İşletilmesi .....	106
<b>Şekil 5.15.</b> Yatay Akışlı (a) Dairesel ve (b) Dikdörtgen Son Çökme Havuzları.....	107
<b>Şekil 5.16.</b> ATV 131E'e Göre Derinlik Hesabına Esas Boyutlandırma (ATV 131E, 2000) .	109
<b>Şekil 5.17.</b> Merkezden ve Kenardan Beslemeli Dairesel Son Çökme Havuzları (WEF, 2005) .....	109
<b>Şekil 5.18.</b> Flokülasyon Yapısının Dairesel Son Çökme Havuzuna Yerleşimi (WEF, 2005) .....	111
<b>Şekil 5.19.</b> Son Çökme Havuzu Çıkış Kanalı Yapıları (WEF, 2005) .....	112
<b>Şekil 5.20.</b> Son Çökme Havuzu için Batık Tip Savak Borulaması.....	113
<b>Şekil 5.21.</b> Yüzeysel (Köpük) Sıyırıcı için Bir Örnek.....	114

<b>Şekil 5.22.</b> Dikdörtgen Son Çökeltme Havuzu Çamur Toplama Sistemi .....	116
<b>Şekil 6.1.</b> Atıksu Arıtma Tesisi Simülasyon Modeli Bileşenleri .....	123
<b>Şekil 6.2.</b> Atıksu Arıtma Tesislerinin Genel Proses Modeli ( <a href="http://www.dynamita.com/the-sumo/">http://www.dynamita.com/the-sumo/</a> ).....	124
<b>Şekil 6.3.</b> Akım Birleştirici ve Ayırıcı Gösterimine Örnek ( <a href="http://www.dynamita.com">www.dynamita.com</a> ) .....	124
<b>Şekil 6.4.</b> Anlık İz Maddesi Beslemesine Karşı Elde Edilen Ölçüm Sonuçları (Levenspiel,1999) .....	126
<b>Şekil 6.5.</b> Hesaplamalı Akışkanlar Dinamiği ile Karusel Havuz Akışı Simülasyonu (Aksel vd., 2015). .....	129
<b>Şekil 6.6.</b> Sıcaklığın Proses Kinetiği Üzerine Etkisi.....	132
<b>Şekil 6.7.</b> KOİ Fraksiyonlarının Karşılaştırılması .....	135
<b>Şekil 6.8.</b> Giriş Atıksuyunda Azot Fraksiyonları.....	136
<b>Şekil 6.9.</b> Son Çökeltme Havuzunun Tek Boyutlu Modellenmesi .....	137
<b>Şekil 6.10.</b> Son Çökeltme Duru Faz ve Çamur Hacimleri Simülasyonu için Konfigürasyon .....	139
<b>Şekil 6.11.</b> Giriş Atıksu Debisi veya Çamur Battaniyesi Ölçümüne Bağlı Çamur Geri Devir Debisi Oransal Kontrolü ( <a href="http://www.dynamita.com">www.dynamita.com</a> ) .....	140
<b>Şekil 6.12.</b> Büyük Ölçekli Arıtma Tesisine Ait (a) Çıkış TN Konsantrasyonu ve (b) Anaerobik Çamur Çürütücü Biyogaz Debisi Dinamik Simülasyonu .....	141
<b>Şekil 7.1.</b> Geri Beslemeli Kontrol Algoritması Örneği .....	143
<b>Şekil 7.2.</b> Kontrol Aksiyonunun Denge Durumuna Kadar Sistem Dinamiğine Etkisi .....	150
<b>Şekil 7.3.</b> $K_P$ , $K_I$ ve $K_D$ Parametrelerinin Referans Sinyale Etkisinin Gösterimi .....	152
<b>Şekil 7.4.</b> Ziegler-Nichols (1942) Yöntemine Göre $P_U$ Gösterimi .....	154
<b>Şekil 8.1.</b> Atıksu Arıtma Tesisi Proses Akım Diyagramı .....	158
<b>Şekil 8.2.</b> Biyoproses Havuzu Planı ve Boyutları ( $Q=20.000 \text{ m}^3/\text{gün}$ kapasiteli modül) .....	167
<b>Şekil 8.3.</b> Sumo Programı Proses Konfigürasyonu .....	172
<b>Şekil 8.4.</b> Dinamik Giriş Atıksu Debisi ve Karakterizasyonu .....	173
<b>Şekil 8.5.</b> Saatlik Çıkış Atıksuyunda (a) Azot Fraksiyonları ve (b) Anoksik Havuzlarda Nitrat Konsantrasyonları ( $T=15^\circ\text{C}$ ).....	174
<b>Şekil 8.6.</b> Saatlik Çıkış Fosfor Bileşenleri.....	175
<b>Şekil 8.7.</b> Saatlik Hava Debisi İhtiyacı ( $T=15^\circ\text{C}$ ) .....	175
<b>Şekil 8.8.</b> Pik Saatlik Debi için Taşma Hızı, Alt Akım Hızı ve İşletme Noktası .....	177
<b>Şekil 8.9.</b> Ortalama Debi için Taşma Hızı, Alt Akım Hızı ve İşletme Noktası .....	179
<b>Şekil 8.10.</b> Son Çökeltme Havuzu Geri Devir Debisi Oransal Kontrolü (Sumo).....	179
<b>Şekil 8.11.</b> Son Çökeltme Çıkışı Saatlik AKM Konsantrasyonu.....	180
<b>Şekil 8.12.</b> Son Çökeltme Çıkışı Saatlik TP Konsantrasyonu.....	180



## 1. GİRİŞ

İstanbul Su ve Kanalizasyon İdaresi (İSKİ) bünyesinde faaliyet gösteren atıksu arıtma tesislerinde işlem gören atıksular Marmara Denizi, Karadeniz, İstanbul Boğazı ve diğer alıcı su ortamlarına deşarj edilmektedir. Tesis kapasiteleri geniş bir aralıkta olup bu tesisler, organik madde ve nütrient (azot ve fosfor) giderim proseslerini uygulamakta veya derin deniz deşarjı ile atıksuları uzaklaştırmaktadır. T.C. Çevre ve Şehircilik Bakanlığı tarafından 29927 sayılı Resmi Gazete’de 23 Aralık 2016 tarihinde yayınlanan “Hassas Su Kütleleri ile Bu Kütleleri Etkileyen Alanların Belirlenmesi ve Su Kalitesinin İyileştirilmesi Hakkındaki Yönetmelik” ile Hassas su kütlelerinin drenaj alanı ile bu su kütlelerinin membasında bulunan ve hassas su kütlelerinde baskı oluşturarak su kalite hedeflerinin sağlanamamasına sebep olan kentsel atıksu drenaj alanlarını ifade eden “Kentsel Hassas Alan” tanımı getirilmiş ve bu bölgelerdeki deşarjlarda sağlanması gereken kriterler “Kentsel Atıksu Arıtımı Yönetmeliği’nde” yer alan Tablo 1 ve Tablo 2’de belirtildiği şekilde verilmiştir (08 Ocak 2006, 26047 sayılı Resmi Gazete).

Hassas Su Kütleleri ile Bu Kütleleri Etkileyen Alanların Belirlenmesi ve Su Kalitesinin İyileştirilmesi Hakkındaki Yönetmelik’e göre kıyı alanlarında su kütleleri, kentsel ve nitrate hassas alanlar bazında Marmara Denizi’nin büyük bir kısmı “Hassas Su Alanı” sınıfına girmektedir. Hassas Su Alanı tanımına sahip alıcı ortama yapılacak deşarjların Kentsel Atıksu Arıtımı Yönetmeliği’ne (08 Ocak 2006) göre Tablo 1’de verilen deşarj kriterlerini sağlaması gerekmektedir. Ötrofikasyona maruz hassas alanlara yapılan deşarjlarda yönetmelikte verilen Tablo 1’e ek olarak Tablo 2’de gösterilen deşarj parametrelerinin de sağlanması istenmektedir. Yönetmelikte belirtilen parametreler deşarj konsantrasyonuna ve/veya yüzde arıtma verimine göre değerlendirilmektedir.

Göl ve göletlere deşarj yapan atıksu arıtma tesisleri mevzuat açısından öncelikle “İçme–Kullanma Suyu Havzalarının Korunmasına Dair Yönetmelik (28 Ekim 2017; RG:30224 Madde 9, Bent 8)” hükümlerine ve ilgili havza koruma planlarına bağlıdır. Havzaları koruma alanlarında yer alan tesisler, Kentsel Atıksu Arıtımı Yönetmeliği’nde (KAAY, 2006) belirtilen Tablo 1’e ve 2’ye tabidirler (**Tablo 1.1**). İlgili yönetmelikte ve bazı havzalar için hazırlanmış olan “Havza Koruma Planları”nda yer alan maddelere istinaden, içme-kullanma suyu temin edilen veya edilmesi planlanan tabii göl, baraj gölü ve göletlere arıtılsa dahi atıksuların doğrudan deşarjına izin verilmemektedir. TC. Çevre ve Şehircilik Bakanlığı, mutlak ve kısa mesafeli koruma alanlarında ileri arıtmadan geçirilerek deşarjına, orta ve uzun mesafeli

koruma alanlarında ise içme-kullanma suyu kaynağının su kalitesini olumsuz yönde etkilemeyecek seviyede arıtılarak deşarjına müsaade etmektedir.

İstanbul Boğazı için Hassas Su Kütleleri ile Bu Kütleleri Etkileyen Alanların Belirlenmesi ve Su Kalitesinin İyileştirilmesi Hakkındaki Yönetmelik'te bu konuda bir tanımlama bulunmamaktadır. Alıcı ortamın "Hassas Bölge" tanımına girmemesinden dolayı Kentsel Atıksu Arıtılması Yönetmeliği (2006) Madde 12(a)'ya göre "bazı teknik çalışmaların (alıcı ortamın yeterli özümleme kapasitesi bulunduğu teknik olarak kanıtlanması vb.) yerine getirilmesi koşulu ile kentsel atıksuların derin deniz deşarjı ile uzaklaştırılmasına izin verilmektedir. 31 Aralık 2004'de 25687 sayılı Resmi Gazetede Çevre ve Orman Bakanlığı tarafından yayınlanan Su Kirliliği Kontrolü Yönetmeliği'ne göre Derin Deniz Deşarjı (DDD) için izin verilebilecek durumlarda "Tablo 22, DDD kolonunda" verilen parametre değerlerinin dikkate alınması gereklidir (**Tablo 1.1**). Buna göre deşarj kriterleri orta kuvvete sahip evsel atıksuların alıcı ortama deşarjına müsaade etmektedir. Eşdeğer Nüfusu (N) 100.000'den fazla yerleşim yerleri için ise deşarj parametrelerinin Su Kirliliği Kontrolü Yönetmeliği (31 Aralık 2004) Tablo 21.4'de verilen kriterlere uyması gerekmektedir. Ayrıca, T.C. Çevre ve Şehircilik Bakanlığı, Sağlık Bakanlığı Yüzme Suyu Kalitesinin Yönetimine Dair Yönetmelik (25 Eylül 2019, 30899 sayılı Resmi Gazete)'e göre deşarjı yüzme amacı ile kullanılan kıyı şeridinde, yönetmelikte alıcı ortamda *Intestinal enterokok* ve *Escherichia coli* limitlerine uyum sağlanması amacı ile dezenfeksiyon ünitesi yapılması önerilmektedir.

**Tablo 1.1.** Kentsel Atıksuların Arıtılmasında Uygulanan Yönetmelikler

	Birim	Yönetmelikler			
		SKKY		KAAY (2006)	
		Tablo 21.4 N>100000	Tablo 22 DDD	Tablo 1	Tablo 2
Biyokimyasal Oksijen İhtiyacı (BOİ <sub>5</sub> )	mg/L	35	250	25	-
Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ)	mg/L	90	400	125	-
Askıda Katı Madde (AKM)	mg/L	25	350	35 (N>10000) 60 (2000<N<10000)	-
Toplam Azot (TN)	mg N/L	-	40	-	15 (10000<N<100000) 10 (N>100000) 2
Toplam Fosfor (TP)	mg P/L	-	10	-	1 (10000<N<100000) (N>100000)
Yağ ve Gres	mg/L	-	15	-	-
pH		6-9	6-9	-	-
Sıcaklık	°C	-	35	-	-

\*DDD: Derin deniz deşarjı, SKKY: Su Kirliliği Kontrolü Yönetmeliği, KAAY: Kentsel Atıksu Arıtımı Yönetmeliği

İstanbul'da atıksu arıtma tesisleri, hassas bölge tanımına dahil olup olmadığına bağlı olarak deşarj kriterleri açısından farklılık göstermekte olup bu tesislerde farklı atıksu arıtma teknolojilerinin uygulanması gereklilik haline gelmiştir. İstanbul gibi nüfus ve sanayi faaliyetlerinin yoğun olduğu şehirlerimizde giderek artan su ihtiyacı karşısında temiz su kaynaklarının korunması, endüstriyel su taleplerinin karşılanabilmesi için atıksuların ileri seviyede arıtılması gerekli olacaktır. Öte yandan, projelendirmede ileri arıtma için kullanılan yabancı tasarım kriterleri yerel koşulları yansıtmadığı için bu kriterlerin projelerde doğrudan kullanımı ciddi tasarım hatalarına neden olabilmektedir.

“Kentsel Atıksu Arıtma Tesisleri Proses Seçimi, Tasarımı ve Modellenmesi” isimli el kitabında, İSKİ Strateji Geliştirme Daire Başkanlığı kontrolünde gerçekleştirilen “Atıksu Yönetimi Standardizasyon Projesi-1: İleri Biyolojik Atıksu Arıtma Tesisi Deneysel Karakterizasyon ve Dinamik Koşullarda Modellenmesi” projesinden elde edilen sonuçlar kullanılarak İstanbul'un yerel şartlarına uygun kentsel atıksu arıtma tesisleri için yeni bir tasarım yöntemi hazırlanmıştır. Bu el kitabı kentsel atıksuların arıtılmasında debi-yük tanımları, atıksu arıtma prosesi seçim kriterleri, proses tasarımı esasları ile birlikte simülasyon bazlı tasarım ve proses kontrolü konularını içermektedir.

## 2. ATIKSU MİKTAR VE KARAKTERİZASYONU

### 2.1. Tesis Giriş Atıksu Karakterizasyonu

Deşarj edilen atıksularda kirlilik bileşenlerinin doğru bir şekilde karakterizasyonu, arıtma ve bertaraf süreçlerinin tasarımında birincil öneme sahiptir. Atıksu özelliklerinin doğru bir şekilde belirlenmesi, yalnızca analiz edilen numunenin temsil edici olması durumunda mümkündür. Bu amaçla genellikle bir gün boyunca düzenli aralıklarla toplanan örneklerin debi ağırlıklı olarak hazırlanmış karışımı olan kompozit numuneler kullanılır. Kentel atıksular için literatürde yer alan ve İSKİ İleri Biyolojik Atıksu Arıtma Tesisleri (İBAAT) için 2019 yılına ait tipik kirletici konsantrasyon aralıkları **Tablo 2.1**'de sunulmuştur. Ancak bu değerler, bölgesel olarak farklılık göstereceğinden tasarım için bir kılavuz olarak görülmeli, tasarımda doğrudan kullanılmamalıdır. Bunun yerine günümüzde tasarım için kentlerin su tüketimi karakterine bağlı olarak kişi başına kirletici deşarjının dikkate alındığı yaklaşımın daha rasyonel olduğu kabul edilmektedir. Çevre ve Orman Bakanlığı tarafından 20 Mart 2010 tarihinde 27527 sayılı Resmi Gazete'de yayınlanan Atıksu Arıtma Tesisleri Teknik Usuller Tebliği (2010)'nde yer alan kişi başı kirlilik yüklerinin literatür değerleri ile karşılaştırılması

**Tablo 2.2**'de sunulmuştur. Teknik Usuller Tebliği Madde 8'e göre "Nüfusu 100.000'nin üstünde olan ve atıksu toplama altyapısının mevcut olduğu yerleşimlerde, kişi başına atıksu oluşumu ve kirlilik yüklerinden hesaplanan atıksu miktarı ve karakterinin kontrol edilebilmesi için, yaz ve kış ayları ile kurak hava şartlarını temsil edecek debi ölçümü ve 24 saatlik numune alımı ile karakterizasyonlar yapılır. Bu karakterizasyonlarda kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ), biyokimyasal oksijen ihtiyacı (BOİ<sub>5</sub>), askıda katı madde (AKM), uçucu askıda katı madde (UAKM), toplam Kjeldahl azotu (TKN), toplam fosfor (TP), ortofosfat (PO<sub>4</sub>-P), amonyum azotu (NH<sub>4</sub>-N) parametreleri izlenir."

**Tablo 2.1.** Giriş Eysel Atıksu Karakterizasyonu için Avrupa, Amerika ve İSKİ Atıksu Arıtma Tesislerinde Ölçülen Değerler

Parametre, mg/L	Literatür		İSKİ (İnsel, vd., 2020)			
	Henze vd., 2001	Metcalf & Eddy, 2014	Paşaköy	Tuzla	Ambarlı	Ataköy
KOI	500-1200	339-1016	167-903	186-1340	150-850	264-1386
BOİs	230-560	133-400	80-520	81-861	75-560	128-850
UYA (Asetat olarak)	10-80	-	-	7-172	13-233	0-378
Toplam Azot	30-100	23-69	18-86	26-110	15-77	27,5-98,7
Amonyum Azotu	20-75	14-41	-	13-71,5	11-55	12,5-63,8
Fosfor	6-25	3,7-11	1-9	3-17	2-26	2,2-21,2
TAKM	250-600	130-389	95-572	144-1068	60-1488	137-1672
UAKM	200-480	101-304	53-410	108-752	40-736	89-832

**Tablo 2.2.** Kişi Başına Oluşan Atıksu Miktarı ve Kirlilik Yükleri

Parametre	Birim	AAT Teknik Usuller Tebliği (2010)*	Literatür	
			Henze vd., 2001	Metcalf & Eddy, 2014
KOI	g/kişi.gün	55-90	25-200	110-295
BOİs	g/kişi.gün	40-50	15-80	50-120
AKM	g/kişi.gün	35-50	-	60-150
Azot	g/kişi.gün	5-7	2-15	9-18
Fosfor	g/kişi.gün	0,9-1,1	1-3	1,5-4,5
Birim Debi	L/kişi.gün	80-100	50-400	380

\*Nüfusu 2000-100.000 arasında olan yerleşimler için

## 2.2. Tasarım Debileri

Atıksu verilerinin tam analizi, debinin, kirlenici konsantrasyonunun, kirlenici yüklerinin ve bunların değişkenliklerinin belirlenmesini içerir. Arıtma süreçleri açısından bakıldığında, bir arıtma tesisinin tasarımının en ciddi eksikliklerden biri, pik koşulların ve ortalama değerleri etkileyebilecek diğer faktörlerin çok az veya hiç dikkate alınmadan, tasarımının sadece ortalama debi ve ortalama kirlenici yüklerine dayandırılmasıdır (Metcalf & Eddy, 2014). Atıksuyun fiziksel, kimyasal ve biyolojik özellikleri mevsimsel değişikliklerden başka gün içerisinde de değişiklik göstermektedir. Dolayısıyla tasarımda bu durumlar dikkate alınmalıdır.

Ayrıca, tasarımda kullanılacak atıksu karakterizasyonunun “debi ağırlıklı kompozit numune” alınarak yapılması gereklidir. Debi ağırlıklı kompozit numune, saatlik toplanan numunelerin günlük toplam debiye hacimsel oranlarına göre karıştırılmasıyla elde edilir. Atıksu arıtma tesisinde kullanılan debiler tasarım mühendisinin kararı doğrultusunda seçilmektedir. Proses tasarımında ve kritik ekipmanların seçiminde farklı debiler alınmasının yanında (Metcalf & Eddy, 2014); tesise ulaşan kirlilik yükünün belirli bir persentil değeri (%70-85) kabul edilerek uygulanan tasarım yaklaşımları da mevcuttur (ATV 131E, 2000; Henze vd., 2001). Ancak, zamana bağlı gerçekleştirilen debi ve yük ölçümlerinin değerlendirilmesinin tesis bazında ele alınması önerilmektedir. Aşağıda atıksu arıtma tesislerinin tasarımında dikkate alınması gereken debi tanımları ile debi ve kirletici yüklerine bağlı temel tasarım yaklaşımları sunulmuştur.

**Ortalama Kuru Hava Debisi ( $Q_{OKHD}$ ):** Genellikle yıllık ortalama debi olarak da dikkate alınmaktadır. Kuru hava şartlarında 24 saat boyunca tesise ulaşan debidir. Bu debi tesisin arıtma kapasitesinin belirlenmesinde, işletmede geri devir vb. debilerin oranlanmasında, bazı tesis ünitelerinin kapasitelerinin belirlenmesinde, tesisin organik yükünün hesaplanmasında, günlük üretilen çamur miktarının hesaplanmasında, kimyasal madde ihtiyacının belirlenmesinde, pompa ve arıtma birim enerji tüketimi/işletme maliyetlerinin belirlenmesinde kullanılmaktadır. Birimi  $m^3/gün$ 'dür.

**Maksimum Kuru Hava Debisi ( $Q_{MaksKHD}$ ):** Günlük debi değişimi içinde ulaşılabilecek süresi birkaç saati geçmeyen maksimum kuru hava debisidir. Gün içinde kanalizasyon sisteminde biriken maddeleri tesise taşır. Su tüketiminin en yüksek olduğu zamanı yansıtmaktadır. Su kullanımının maksimum olduğu zamandan atıksu arıtma tesisine ulaşana kadar kanalizasyonda geçen intikal süresi önemli bir faktördür. Su kullanımı sabah saatlerinde olmasına karşın tesise ulaşması birkaç saat sürebilir. Bu debi bekleme sürelerinin tahkikinde, çökeltme havuzları gibi belirli ünitelerin tasarım koşullarının belirlenmesinde önemlidir. Birimi  $m^3/saat$ 'tir.

**Yağışlı Hava Debisi ( $Q_{YHD}$ ):** Yağış sonrasında tesise ulaşan debidir. Birçok düzenleyici kurum tarafından, 2 saatlik süre boyunca en yüksek debi olarak tanımlanmıştır. İstatistiksel olarak 2 yıl süre için 24 saatlik fırtınalı hava sonrasında oluşan debi değerlendirmesi yapılmıştır. Yağışlı hava debisi ortalama debinin 3-5 katına çıkabilir. Yağışlı hava debisi tesise atıksu taşıyan büyük kanalizasyon hatlarının tasarımında, tesis içindeki kanalların, atıksu borularının pompa istasyonları ve debimetrelerin boyutlandırılmasında önemlidir. Izgara yapısı, kum tutucular, tesis ünitelerinin giriş-çıkış yapılarının boyutlandırılması ile birlikte belirli kritik ünitelerin hidrolik tahkiki açısından önemlidir. Ayrıca, tesisin alabileceği pik koşullarda çökeltme havuzlarının işletme parametrelerinin kontrol edilmesi önerilmektedir.

**Minimum Saatlik Debi ( $Q_{\min}$ ):** Günlük debi değişimi içinde tesise ulaşan en düşük debidir. Bu debide çökebilir katı maddeler kanallar ve borular içinde çökler. Bu debiler debi metrelerin seçiminde, kimyasal madde dozlama sistemi kapasitesi belirlenmesinde ve pompa/pompa ekipmanlarının seçimi açısından önemlidir. Atıksu arıtma tesisinin ortalama debisinin genellikle %30-70 değerleri arasındadır (Metcalf & Eddy, 2014). Damlatmalı filtre ve UV dezenfeksiyon sistemleri açısından kritiktir. Birimi  $m^3/saat$ 'tir.

**Uzun Süreli Debiler:** Bu debiler birkaç hafta/ay boyunca sürmektedir. Yüksek veya düşük seviyeli debiler olmaktadır. Örneğin, kurak havalarda ve uzun süreli tatillerde debi çok düşük seviyede gelebilmektedir. Uzun süren yağış/fırtına dönemleri, fuar/sergiler, acil durumlar, göç/mülteci hareketleri gibi nüfus dalgalanması olan yerleşimler uzun süreli debilerin oluşmasına neden olur.

**Tasarım Debisi:** Belirlenen kademeye göre atıksu arıtma tesisinin tam kapasitede çalışması dikkate alınarak belirlenen hidrolik kapasitedir. Tesis inşaatı tamamlandıktan sonra genellikle 10-20 yıl boyunca hizmet edeceği süre sonunda ulaşacağı debi olarak ele alınır. Tasarım debileri pik debi, günlük ortalama debi ve minimum debidir. Tasarım debileri hidrolik olarak tesisin maruz kalacağı şartları yansıtmakta olup proses tasarımında kullanılan tasarım yükü ile karıştırılmamalıdır. Tasarım yükü kirlenici parametre konsantrasyonlarının kuru hava ortalama debisinin çarpımıyla elde edilir.

Pik debi, yağışlı havada kaydedilen en yüksek saatlik debi, ortalama kuru hava debisine göre verilmekte olup saatlik maksimum değerler için pik faktörü ve yağışlı hava pik faktörü aşağıdaki şekilde hesaplanır.

Maksimum kuru hava debisine ait pik faktör,  $PF_{MaksKH}$ :

$$PF_{MaksKH} = \frac{Q_{MKHD}}{Q_{OKHD}} \quad (2.1)$$

olarak hesaplanmaktadır.  $PF_{MaksKH}$  parametresi nüfusa bağlı değişmekte olup çoğunlukla 1,2-2,0 aralığında değişkenlik göstermektedir (Metcalf & Eddy, 2014). Nüfus arttıkça  $PF_{MaksKH}$  değeri düşük değerler almaktadır.

Yağışlı hava debisi için pik faktör ise,  $PF_{YHD}$

$$PF_{YHD} = \frac{Q_{YHD}}{Q_{OKHD}} \quad (2.2)$$

denklemler ile hesaplanabilir.  $PF_{MaksYHD}$  parametresi kanalizasyon sisteminin tipi, akış katsayısı, havzanın yapısı ve yağışın kanala intikal süresi vb. birçok parametreye bağlıdır. Tasarım öncesinde kurak ve yağışlı havalarda debi ölçümlerinin saatlik yapılması önerilmektedir.

Minimum kuru hava debisine ait pik faktör,  $PF_{MinKH}$

$$PF_{MinKH} = \frac{Q_{MinKHD}}{Q_{OKHD}} \quad (2.3)$$

olarak hesaplanmaktadır.

Tasarım aşamasında kuru hava ve yağışlı hava koşullarında gün içinde saatlik debi değişiminin, 1 haftalık süre boyunca her saat başı sürekli ölçülmesi önerilmektedir. Ölçümün mümkün olmadığı durumlarda maksimum ve minimum debiler için aşağıda verilen deneye dayalı ifadeler kullanılabilir (Qasim, 1999). Denklemlerde P, nüfus katsayısını göstermekte olup Eşdeğer Nüfus (EN)/1000 olarak alınır.

$$PF_{maks} = \frac{5}{P^{0,167}} \quad (2.4)$$

$$\text{Log}(PF_{maks}) = -0,19 \log(P) + 0,74 \quad (2.5)$$

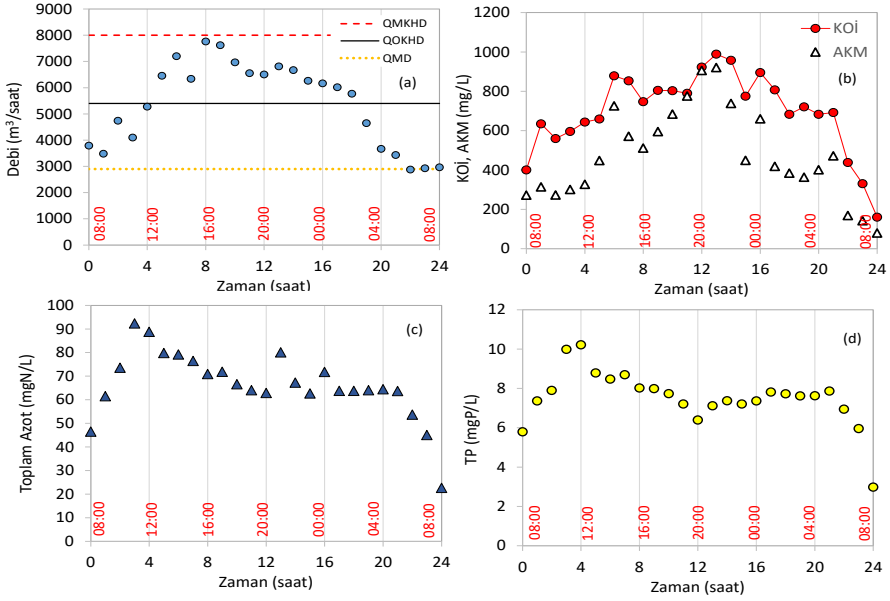
$$\text{Log}(PF_{min}) = 0,142 \log(P) - 0,682 \quad (2.6)$$

Aşağıdaki şekilde İstanbul'da faaliyet gösteren ileri biyolojik atıksu arıtma tesisi girişinde kuru hava koşullarında saatlik debi ölçümleri gösterilmektedir (**Şekil 2.1**). Buna göre, maksimum ve minimum saatlik debiler için örnek olarak PF değerleri sırası ile 1,38 ve 0,56 olarak hesaplanabilir. Avrupa'daki tasarım örneklerinde maksimum saatlik debi  $Q_{14}$  veya  $Q_{16}$  ile belirlenmiş olup ortalama debinin ( $Q_{24}$ ), atıksu arıtma tesisine 14 veya 16 saat süresince geleceği üzerinden kabul yapılmıştır (ATV DVWK-A 198E, 2003; Henze vd., 1994). Buna göre debiler için pik faktörler sırası ile 1,7 ve 1,5 değerine karşılık gelmektedir.

Atıksu arıtma tesislerinin tasarımında pik faktörler hidrolik ve kirlenici yükü açısından ayrı ayrı ele alınmalıdır. Hidrolik tasarım açısından tesiste oluşabilecek yağışlı hava maksimum debisine karar verilmelidir. Acil durumlarda, tesisin hidrolik olarak geçirebileceği debinin (pik debinin) üzerindeki debinin by-pass edilmesi veya başka tesislere yönlendirilmesi durumu planlanmalıdır. Kurak ve yağışlı hava debi ölçümlerine göre ayrı ayrı istatistiksel değerlendirmenin yapılması önerilmektedir.

**Şekil 2.1**'de İstanbul'da faaliyet gösteren büyük ölçekli bir atıksu arıtma tesisi girişinde saatlik KOİ, AKM, Toplam Azot (TN) ve TP parametreleri değişimine ait ölçümler yer almaktadır (kuru hava debisi). Kirlenici konsantrasyonları ve debi değişimi farklı eğilimler göstermektedir. Öte yandan, en yüksek TN ve KOİ konsantrasyonları sırası ile saat 12:00 ve 22:00 saatlerinde tesise ulaşmaktadır (**Şekil 2.1b** ve **Şekil 2.1c**). Dolayısıyla KOİ ve TN için tesisin maruz kaldığı pik koşullar farklı zamanlardadır. Biyolojik azot gideriminde uygun tasarım ve proses kontrol mimarisi açısından karakterizasyondaki zamansal değişim önemlidir. **Şekil 2.1c** ve **Şekil 2.1d**'den anlaşıldığı üzere TN ve TP konsantrasyonları gün içinde aynı eğilimi göstermektedir.





**Şekil 2.1.** İstanbul için Saatlik AAT Giriş Debi ve Kirlenici Parametre Ölçüm Değerleri

Diğer taraftan, biyolojik azot ve fosfor giderimi için proses tasarımında yıl boyunca görülen en düşük atıksu sıcaklığı ile giriş kirlilik yüklerinin (KOİ, TKN, TP) günlük değişimi büyük önem taşımaktadır. Buna göre;

- Tesislerde en düşük atıksu sıcaklığı olarak son 2 yıllık veriler kullanılarak en düşük atıksu sıcaklığının gerçekleştiği 2 haftalık ortalama değer esas alınmalıdır. En düşük sıcaklık nitrifikasyon çamur yaşının (aerobik çamur yaşı) seçiminde önemlidir (ATV DVWK-A 198E, 2003). Benzer şekilde blower kapasitelerinin belirlenmesinde 2 haftalık en yüksek atıksu sıcaklığı dikkate alınmalıdır.
- Tesis giriş atıksuyu organik madde yükü olarak %85 persentil değer dikkate alınmalıdır. Organik yük hesabında KOİ parametresi dikkate alınmalıdır (ATV 131E, 2000; Erdoğan vd., 2005).
- Projeksiyon hesaplarında organik yükün öncelikle ortalama değere göre artırılması gereklidir (ATV DVWK-A 198E, 2003). Proses hesabının yapılacağı kirlenici yükleri için %85 persentil yükü dikkate alacak şekilde tasarım yapılması önerilmektedir. Pratik anlamda %85 persentil değeri, işletme zamanının %85'inde tesise ulaşabilecek en yüksek kirlenici yükünü temsil etmektedir. Uzun süreli ölçümlerin bulunması durumunda ise kirlenici pik faktörleri için istatistiksel analiz yapılması önerilmektedir (Metcalf & Eddy, 2014). Seçilecek persentil değerinin üzerinde yük gelmesi durumunda deşarj standartlarını sağlayacak proses kontrol

önlemlerinin alınması gereklidir. Tasarım için, kullanılacak persentil değerin %70'in üzerinde seçilmesi önerilmektedir (Metcalf & Eddy, 2014).

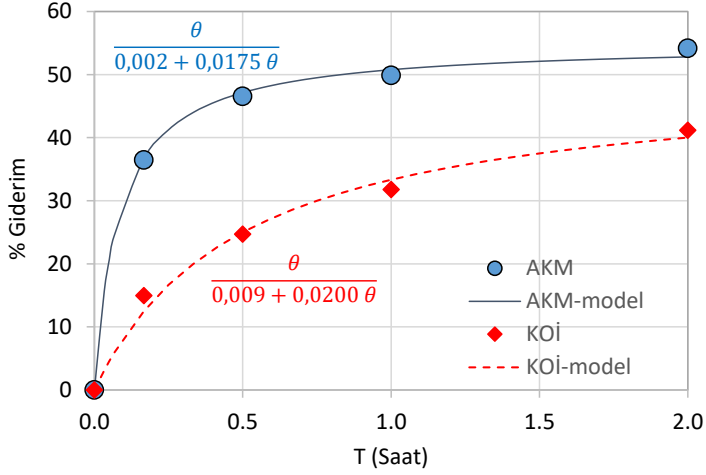
- Persentil değerlerin hesaplanacağı atıksu karakterizasyonunun kuru hava debisinde, en az 30 adet debi ağırlıklı kompozit numune üzerinde yürütülmesi gereklidir.
- KOİ ve TKN parametrelerine ait pik faktörleri ( $f_c$  ve  $f_N$ ), 2 saat boyunca tesise giren maksimum KOİ ve TKN yüklerinin, ortalama giriş toplam KOİ ve TKN yüklerine oranlanması ile hesaplanır (ATV DVWK-A 198E, 2003; Metcalf & Eddy, 2014). (**Denklem 2.7, Denklem 2.8**). Herbir atıksu arıtma tesisi için bu pik faktörlerin değişkenlik gösterebileceği unutulmamalıdır.

$$f_c = \frac{L_{KOi maks}}{L_{KOi ort}} \quad (2.7)$$

$$f_N = \frac{L_{TKN maks}}{L_{TKN ort}} \quad (2.8)$$

### 2.3. Ön Çökeltme ve Geri Dönüş Akımlarının Atıksu Karakterizasyonuna Etkisi

Atıksu arıtma tesislerinde proses tasarımı için biyolojik arıtmaya giren atıksu karakterinin belirlenmesi gerekmektedir. Biyolojik arıtma öncesi ön çökeltme havuzu olan atıksu arıtma tesislerinde AKM ve KOİ parametreleri için elde edilen giderim verimlerinin bekleme süresine göre giderim verimleri **Şekil 2.2**'de hesaplanmıştır. **Şekil 2.2**'de sunulan veri, İSKİ İBA A tesislerinden alınan 8 adet kompozit numune üzerinde yürütülen deneylerden elde edilmiştir. Buna göre, ön çökeltme havuzu planlanan tesislerde debi ağırlıklı toplanan kompozit numunede ön çökeltme deneyinin yürütülmesi gerekmektedir. Özellikle birleşik kanalizasyon sistemlerinde kum/silt (inorganik madde) miktarı yüksek olacağı için girişte organik madde içeriğinin (UAKM/AKM) daha düşük olması beklenmelidir. Dolayısı ile ön çökeltme çamurunun (birincil – primer çamurun) organik içeriğinin de ayrık sistem kanalizasyon sistemlerine göre daha düşük olması beklenir. Birleşik kanalizasyon sistemlerinde genellikle giriş atıksuyunda organik madde içeriği %25-75 arasında değişkenlik gösterir (Fan vd., 2015; Wentzel vd., 2002; Yan vd., 2014).



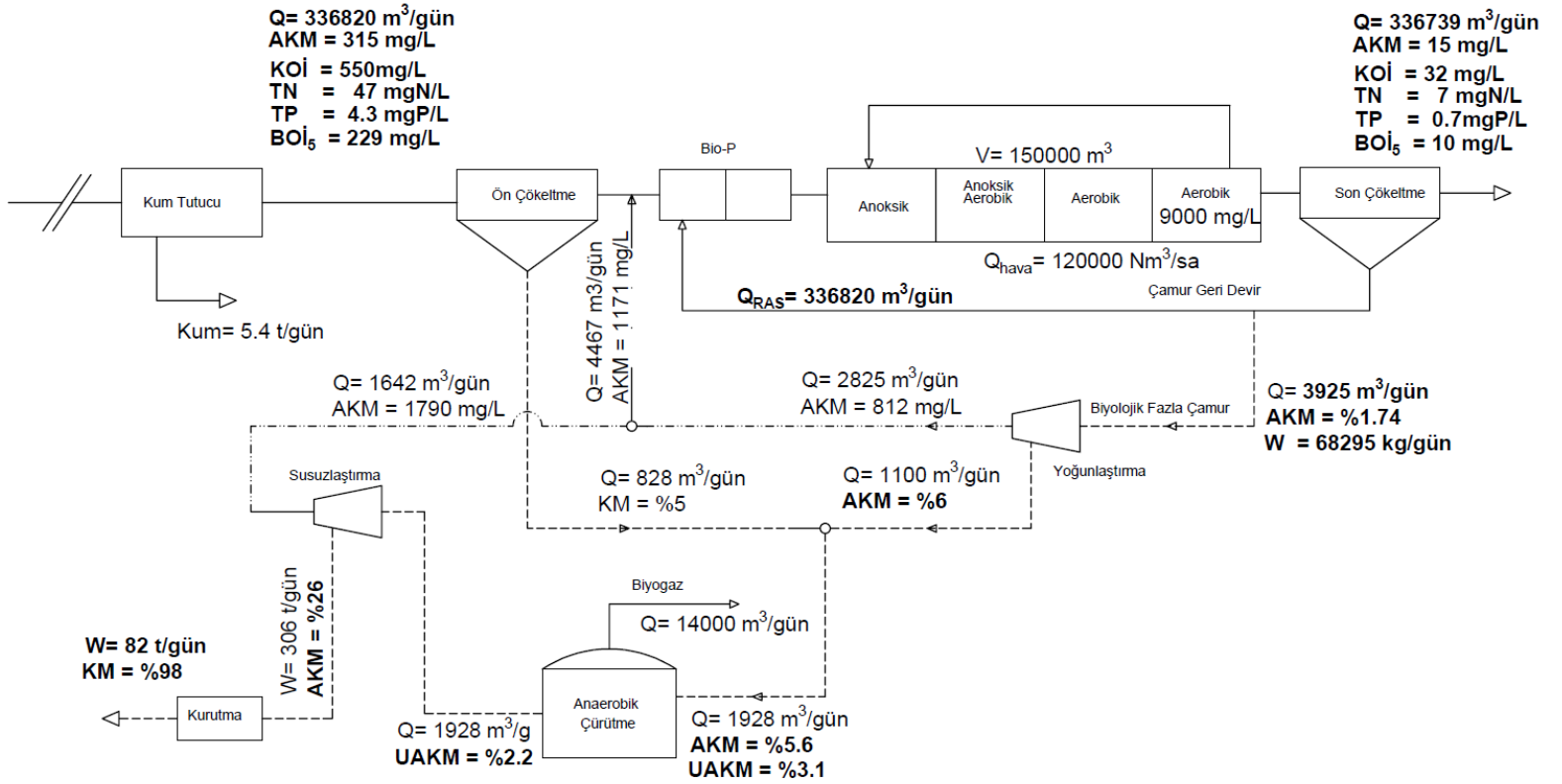
**Şekil 2.2.** Ön Çökeltme Süresine Bağlı AKM ve KOİ Giderim Ölçümleri ve Ampirik İfadeler

Diğer taraftan, biyolojik arıtmaya giren atıksu karakterinin belirlenmesinde tüm tesis için kütle dengeleri hesaplanmalıdır. Tasarımda kullanılacak kirletici parametreler için ünitelere giren çamur geri dönüş akımlarının da ilave edildiği yükler hesaplanmalıdır (Metcalf & Eddy, 2014). Çamur arıtma proseslerinden geri dönen süzöntü suları ile birlikte dışarıdan taşıma yöntemi ile tesise giren tüm yükler dikkate alınmalıdır. Ayrıca çamur ünitelerinin vardiya çalışma düzenine göre tesisin maruz kalacağı ek yükler de proses hesaplarında dikkate alınmalıdır. Kütle dengelerinin hesaplanmasında geri dönüş akımları için örnek karakterizasyon **Tablo 2.3**'te özetlenmektedir. Kütle dengelerinin debi ile birlikte KOİ, TKN, TP, AKM, UAKM parametreleri için hesaplanması gereklidir.

**Tablo 2.3.** Çamur Proseslerinden Geri Dönüş Akımları için Örnek Karakterizasyon (Metcalf & Eddy, 2014)

İşletme	% Giriş Debisi	Konsantrasyon (mg/L)			
		AKM	KOİ	TKN	TP
Statik Çamur Yoğunlaştırma					
Ön Çökeltme Çamuru	2-3	80-350	150-600	19-70	4-11
Ön Çökeltme Çamuru + Biyolojik Çamur	3-5	100-350	70-600	20-70	4-15
Santrifüj Yoğunlaştırma (Biyolojik Çamur)					
	0,7-1	500-3000	400-7000	40-280	8-60
Anaerobik Çürütme Sonrası Santrifüj					
	0,5-1	200-20000	150-20000	810-2100	100-550

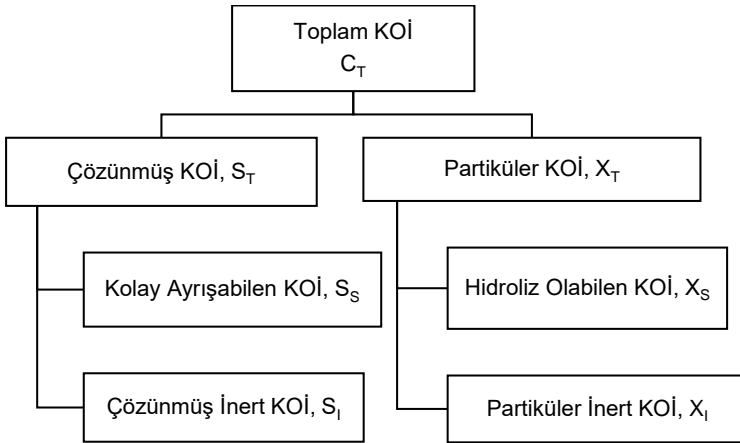
İstanbul'da faaliyet gösteren büyük ölçekli bir atıksu arıtma tesisinde ölçüm sonuçlarına dayalı olarak elde edilmiş kütle dengesi **Şekil 2.3**'te gösterilmektedir. Kütle dengesi hesaplarına göre, çamur geri dönüş sularının, ön çökeltmiş atıksuyun KOİ ve AKM konsantrasyonlarına önemli bir katkısı olmamasına rağmen, biyolojik arıtmaya giriş TKN konsantrasyonunu %14, giriş TP değerini ise %20 oranında artırmıştır. Proses hesaplarının artan konsantrasyona göre yapılması ve/veya geri dönüş akımlarında çeşitli kimyasal ve biyolojik yöntemlerle nütrient geri kazanımı yapılması gereklidir. Bu kapsamda MAP (Magnezyum-Amonyum-Fosfat) ve Amonyum hidroksit gibi katma değeri yüksek ürünler geri kazanılabilir (WEF, 2014).



**Şekil 2.3.** Tesis Bazında Kütle Dengelerinin Kurulması

#### 2.4. Biyolojik Artırlabilirlik Bazlı Giriş Atıksu Karakterizasyonu

Biyolojik karbon ve azot giderimi için sıklıkla kullanılan ASM1 modeline (Henze vd., 1987) ait giriş atıksu KOİ fraksiyonları aşağıda gösterilmektedir (**Şekil 2.4**). Şekilde giriş atıksuyunun toplam KOİ ( $C_T$ ), çözülmüş KOİ ( $S_T$ ) ve partiküler KOİ ( $X_T$ ) olacak şekilde fiziksel ayrımı 0,45  $\mu\text{m}$  membran filtre ile yapılmaktadır. Çözülmüş ve partiküler KOİ konsantrasyonlarının da ayrışabilen ve inert fraksiyonları bulunmaktadır. Çözülmüş inert KOİ ( $S_I$ ) atıksu arıtma tesisinden herhangi bir reaksiyona girmeden çökeltme havuzu savaklarından deşarj edilmektedir. Kolay ayrışabilen organik madde ( $S_S$ ) ise biyolojik olarak hızlı şekilde metabolize edilmektedir. Biyolojik azot giderimi yapan tesislerde özellikle pre-anoksik hacimde kolay ayrışabilen organik maddenin tamamı kullanılmaktadır (Insel vd., 2019). Partiküler KOİ ise tam karışımda çamurda birikmektedir. Yavaş ayrışabilen (partiküler) KOİ, hidroliz kinetiğine ve çamur yaşına bağlı olarak aktif çamur prosesinde giderilmektedir. Kentsel atıksu arıtma tesislerinde çamur yaşının 4-5 gün seviyesinden fazla olduğu durumlarda teorik olarak tamamına yakınının giderildiği belirtilmektedir (Okutman Taş vd., 2009; Insel vd., 2019). İntert partiküler KOİ ( $X_I$ ) ise çamur yaşı ile birikmektedir. ASM1 modeline göre dünyadaki farklı evsel atıksuların giriş atıksu % KOİ fraksiyonlarının karşılaştırılması **Tablo 2.4**'te verilmektedir.



**Şekil 2.4.** Aktif Çamur Modeli No1 (ASM1) için Giriş Atıksu KOİ Fraksiyonları

Tanımlanan atıksu karakterizasyonunda modele esas teşkil eden atıksu bileşenleri proseslere göre değişkenlik göstermektedir. Örneğin, aşırı biyolojik fosfor gideriminin dahil edildiği modellerde (ASM2, ASM2d vb.) fosfor metabolizması fermentasyon yan ürünleri üzerinden gerçekleştiği için uçucu yağ asitleri (UYA) giriş atıksu karakterizasyonuna dahil edilmiştir. Günümüzde en çok kullanılan proses modellerinin başında ASM2d (Henze vd., 1999)

gelmektedir. ASM1 modeli esas alındığında giriş atıksuyunda kolay ayrışabilen KOİ konsantrasyonu ( $S_s$ ); asetik asit ( $S_A$ ) ve fermente olabilen KOİ ( $S_F$ ) olarak iki alt bileşene ayrılmıştır. Kanalizasyon yapısı, sıcaklık ve atıksuyun özelliklerine bağlı olarak  $S_A/S_s$  fraksiyonu %20-50 aralığında değişmektedir. Özellikle terfi ile iletilen atıksularda anaerobik koşulların oluşmasıyla UYA konsantrasyonlarının yüksek olduğu rapor edilmektedir (Henze vd., 2008; Sayı Ucar vd., 2015). Giriş atıksuyunda uçucu yağ asitleri (UYA) fraksiyonlarının GC veya HPLC kullanılarak ölçülmesi önerilmektedir. ASM2d'de partiküler KOİ fraksiyonları ASM1'e göre farklılık göstermemektedir (Henze vd., 1999). Membran biyoreaktör sistemleri için giriş atıksu karakterizasyonunda membran gözenek boyutu dikkate alınarak giriş KOİ fraksiyonları ayrıca belirlenmektedir. MBR sistemlerinde özellikle çözünmüş KOİ fraksiyonları, konvansiyonel aktif çamur sistemlerinden farklılık gösterebilmektedir. Seçilen membranın gözenek çapına göre çözünmüş KOİ fraksiyonlarının tanımlanması gerekmektedir (Dogruel vd., 2021). Giriş Atıksu % KOİ fraksiyonlarının karşılaştırılması **Tablo 2.4**'te verilmiştir.

**Tablo 2.4.** Giriş Atıksu % KOİ Fraksiyonlarının Karşılaştırılması

Ülke	$S_i$	$S_s$	$X_i$	$X_s$	Kaynak
ABD	5,0	16,0	13,0	66,0	Envirosim, 2005
Danimarka	7,6	20,3	13,0	58,7	Gernaey ve Jorgensen, 2004
Güney Afrika	5,0	20,0	13,0	62,0	Ekama vd., 1986
İspanya	8,5	18,3	24,9	48,3	De la Sota vd., 1994
İsveç	15,0	27,0	17,0	41,0	Xu ve Hultman, 1996
İsviçre	4,0	10,0	20,0	66,0	Rieger vd., 2001
İtalya	6,0	15,0	8,0	71,0	Carucci vd., 1999
Almanya	6,4	18,6	11,3	63,7	Wichern vd., 2003
Hollanda	6,0	26,0	39,0	28,0	Roeleveld ve Loosdrecht, 2002
<b>İstanbul</b>					
Tuzla	8,5	7,0	7,0	77,5*	
Paşaköy	6,0	7,0	8,0	79,0*	
Ataköy-1	11,4	10,0	7,0	71,6*	İnsel vd., (2020)
Ambarlı	5,0	7,0	6,0	83,0*	

\*yaklaşık  $X_s$ 'in %30'u çözünmüş formda

Kentsel atıksu arıtma tesisleri proses seçiminin ve tasarımının doğru yapılabilmesi için giriş KOİ fraksiyonlarının uygun seçilmesi gerekmektedir. Yukarıda bahsedildiği gibi yaşam standartları, çevresel koşullar, kanalizasyon sisteminin yapısı ile birlikte endüstriyel deşarjlar giriş fraksiyonlarını önemli ölçüde etkilemektedir. Giriş KOİ fraksiyonunun belirlenmesi için kullanılan yöntemler aşağıda özetlenmektedir.

**Çözünmüş İnert KOİ konsantrasyonu ( $S_i$ ):** Kentsel atıksu arıtma tesislerinde çamur yaşının 3 günden fazla olduğu biyoprosesler için deşarj suyunda filtre edilmiş KOİ ölçümü ile bulunabilir (Vanrollegheem vd., 2003). İşletilen bir aktif çamur tesisi mevcut ise çözünmüş inert KOİ konsantrasyonu kuru hava şartlarında ölçülebilmektedir. Atıksu arıtma tesisinin

bulunmaması durumunda inert KOİ fraksiyonları laboratuvar çalışması ile belirlenebilir (Orhon ve Karahan, 1999).

**Ayrışabilen KOİ fraksiyonları (S<sub>S</sub>, X<sub>S</sub>):** Kolay ayrışabilen KOİ (S<sub>S</sub>) ve hidroliz olabilen KOİ (X<sub>S</sub>) konsantrasyonları kesikli koşullarda yürütülen respirometrik ölçümlerle entegre edilmiş modelleme çalışmaları ile belirlenmektedir. Özetle, kentsel atıksu arıtma tesisinin işletildiği F/M değerine yakın seçilen bir oranda atıksu ve aktif çamur karıştırılarak aerobik koşullarda oksijen tüketim hızı ölçülmektedir. Deney öncesinde havalandırılan aktif çamura nitrifikasyon inhibitörü eklenmelidir. Birkaç saat süren deney sonunda oksijen tüketim hızı (OTH) grafiğinin altında kalan alan S<sub>S</sub> ve X<sub>S</sub> konsantrasyonlarının hesaplanmasına imkan tanımaktadır (Ekama vd., 1986; Insel vd., 2003). **Şekil 2.5'**te OTH profili ve modellenmesine ait bir örnek verilmiştir. Respirometrik değerlendirmelerde kesikli deneylerin başlangıç koşullarının karakterize edici olması açısından incelenen atıksu arıtma tesisinin F/M oranına yakın değerinde seçilmesi önerilmektedir. Atıksu arıtma tesislerinden alınan kompozit atıksu numunelerinde biyolojik olarak ayrışabilen KOİ bileşenleri ile birlikte heterotrofik çoğalma hızı ve hidroliz kinetiği, oksijen tüketim hızı deneyleri ve modelleme çalışmaları yardımıyla belirlenebilmektedir (Ekama vd., 1986; Insel vd., 2003; Spanjers ve Vanrolleghem, 1995; Ubay Çokgör, 1997).

Atıksularda kolay ayrışabilir KOİ ve hidroliz olabilen KOİ bileşenlerinin belirlenmesi amacıyla Ekama vd. (1986) tarafından önerilen yöntemin esası, organik maddeden bir elektron transfer edilmesi halinde, bu elektronu alacak oksijen miktarının deneysel olarak belirlenmesine dayanmaktadır. Bu amaçla, kesikli işletilen aerobik reaktörlerde zamana karşı oksijen tüketim hızındaki değişim izlenmektedir. Başlangıçta ölçülen yüksek OTH, atıksudaki mevcut kolay ayrışabilen substrattan meydana gelmektedir. Bu substrat türü kısıtlı hale geldikçe oksijen tüketim hızı azalmakta ve tamamen bittiği noktadan itibaren yavaş ayrışan substratın etkili olduğu ve hidroliz fazının göstergesi olan ikinci seviyeye düşmektedir. Bu durumda iki seviye arasında tüketilen oksijen atıksudaki kolay ayrışan organik maddenin tüketimine karşı gelmektedir. Bu yaklaşım, her bir fazdaki içsel solunum hızının sabit olduğunu öngörmektedir. Deneyde havalandırılan biyokütle üzerine atıksu numunesi eklenerek oksijenli koşullarda deney yürütülür. Dönüşüm oranı bilindiği takdirde atıksudaki ayrışabilen organik madde miktarı,

$$S_S = \frac{\Delta O}{1-Y_H} \cdot \frac{V_T}{V_N} \quad (2.9)$$

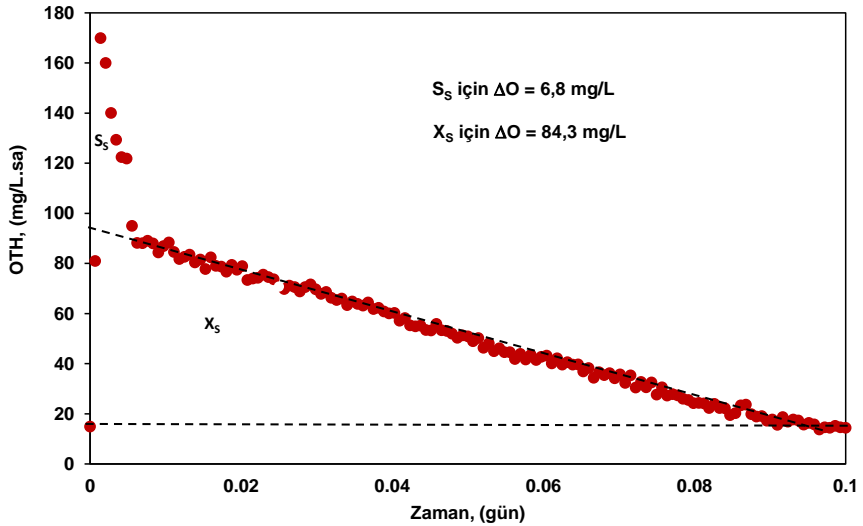
bağıntısı ile bulunabilmektedir.  $\Delta O$  her iki seviye arasında tüketilen oksijen miktarını (mg O<sub>2</sub>/L) göstermekte ve seviyeler arasındaki alan olarak hesaplanmaktadır. Deneyde, V<sub>N</sub> numune hacmi (mL), V<sub>T</sub> ise toplam hacmi (mL) ifade etmektedir. Toplam hacim atıksu hacmi ve biyokütle hacminin toplamına eşittir. Atıksu numunesindeki konsantrasyonu hesaplamak için



hacim düzeltmesi yapmak gerekir. Kolay ayrışabilir KOİ,  $S_s$ , hidroliz olabilen KOİ,  $X_s$  konsantrasyonları; dönüşüm oranı  $Y_H = 0,66$  mg hücre KOİ/mg KOİ alınarak oksijen tüketim hızı profilinden (Şekil 2.5)

$$S_s = \frac{6,8}{1 - 0,66} \cdot \frac{2000 \text{ mL}}{1000 \text{ mL}} = 40 \text{ mg KOİ/L}$$

$$X_s = \frac{84,3}{1 - 0,66} \cdot \frac{2000 \text{ mL}}{1000 \text{ mL}} = 494 \text{ mg KOİ/L} \text{ olarak bulunabilir.}$$



Şekil 2.5. Oksijen Tüketim Hızı Deneyi

**Partiküler inert KOİ konsantrasyonu ( $X_i$ ):** Atıksu arıtma tesisi girişinde partiküler inert KOİ fraksiyonunun ayrışabilir özelliği olmadığı için aktif çamurda tutularak çamur üretimine katkıda bulunmaktadır. Bu fraksiyon laboratuvarında uzun süreli (30-40 gün) KOİ ölçümlerine dayalı analizlerden veya aşağıda verilen KOİ kütle dengesinden  $X_i$  çekilerek hesaplanmaktadır.

$$C_T = S_i + S_s + X_s + X_i \quad (2.10)$$

Denklemden:

$C_T$  : Girişteki toplam KOİ konsantrasyonu (mg/L)

$S_i$  : Çözünmüş inert KOİ konsantrasyonu (mg/L)

$X_i$  : Partiküler inert KOİ konsantrasyonu (mg/L)

$X_s$  : Hidroliz olabilen (yavaş ayrışabilen) KOİ konsantrasyonunu (mg/L) göstermektedir.

## 2.5. Kinetik ve Stokiyometrik Parametreler

Atıksu arıtma tesislerinde faaliyet gösteren bakterilerin aktiviteleri kinetik ve stokiyometrik parametreler ile ifade edilmektedir. Tesislerin maruz kaldığı çevresel koşullar, endüstriyel deşarjlar ve hatta proses koşulları bu parametrelerin değişmesine neden olmaktadır. Bu parametrelerin değişkenliği tesis performansının yanında çamur üretimi, oksijen tüketimi gibi ana bileşenleri etkilemektedir. Proses hesaplarında yeterli reaktör hacimlerinin ve ekipman kapasitelerinin belirlenebilmesi için atıksuya özgü doğru kinetik ve stokiyometrik parametrelerin kullanılması gereklidir. Proses hesaplarında kullanılan nitrifikasyon kinetiği, heterotrofik çoğalma, hidroliz kinetiği ve ölüm, anoksik ve anaerobik düzeltme faktörleri ile ilgili açıklamalar aşağıda yapılmıştır. Diğer prosesler ile ilgili bilgiler Proses Simülasyonu bölümünde sunulmaktadır.

**Nitrifikasyon Kinetiği:** Biyolojik azot giderimi için kısıtlayıcı proses nitrifikasyon olup nitrifikasyon bakterilerinin net çoğalma hızının belirlenmesi çok önemlidir. Net çoğalma hızı nitrifikasyon bakterilerinin maksimum çoğalma hızından ölüm hızının çıkarılması ile elde edilmektedir. Yetersiz seçilen aerobik hacim, kentsel atıksu arıtma tesisinin azot giderimi gerçekleştirememesine sebep olur. Net çoğalma hızı laboratuvar şartlarında ölçülebilir, aklime edilmiş aktif çamur kullanıldığında 5-10 gün içinde deneysel sonuç alınabilir (Insel vd., 2020; Melcer vd., 2003).

Nitrifikasyon hızı ölçümü için gerekli olan nitrat üretim hızı testi, tesislerin kış koşullarını (en düşük tasarım sıcaklığını) karakterize edecek şekilde planlanmalıdır. İBAAT tesislerinde rapor edilen en düşük iki haftalık döneme ait ortalama sıcaklık dikkate alınır. Atıksu arıtma tesisinin çıkış suyu, su ceketli aerobik reaktörde sabit sıcaklığa ulaşana kadar havalandırıldıktan sonra düşük konsantrasyonda biyokütle eklenip sonra uygun bir amonyum kaynağı, NH<sub>4</sub>Cl vb. ilave edilir. Günde en az 2 numune alınarak oksitlenmiş azot zamana karşı izlenir. Kesikli reaktörlerin başlangıç azot konsantrasyonu yaklaşık 70-100 mg N/L olacak şekilde ayarlanmaktadır. pH salınımlarını engellemek için sistemden pH kontrolüne bağlı CO<sub>2</sub> gazı geçirilmelidir. Alkalinite eksikliği olması durumunda bikarbonat ilavesi deneyin başında yapılabilir. Deneyin sonunda elde edilen oksitlenmiş azot (NO<sub>x</sub>) profili için aşağıdaki denklem kullanılarak parametre tahmini gerçekleştirilir (Insel vd., 2020). **Şekil 2.6'**da nitrifikasyon hızı ölçümüne ait deney sonucu ve kalibre edilmiş modeli gösterilmektedir.

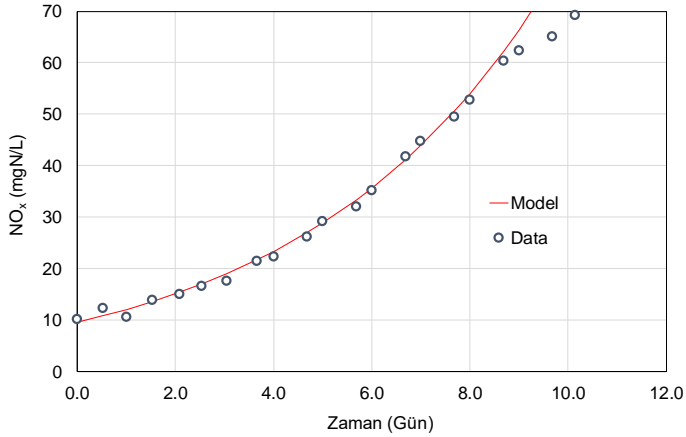
$$S_{NO,t} = S_{NO,0} + \frac{\mu_{A,max} \cdot X_{A,0}}{Y_A \cdot (\mu_A - b_A)} \cdot [e^{(\mu_{A,max} - b_A) t} - 1] \quad (2.11)$$

**Denklem 2.11'**de:

S<sub>NO,0</sub> : Başlangıçtaki oksitlenmiş azot konsantrasyonu (mg N/L)

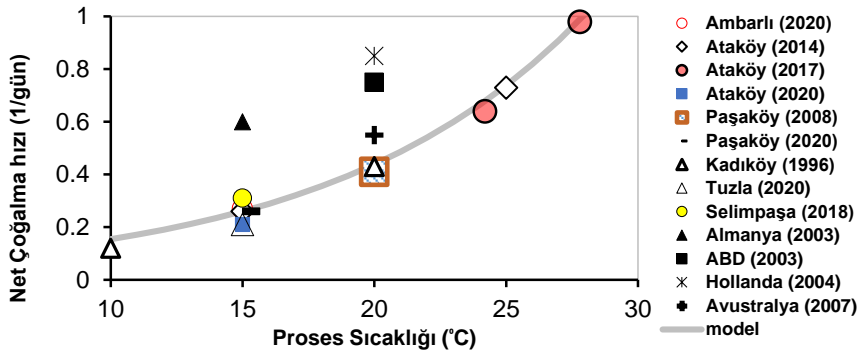
S<sub>NO,t</sub> : "t" anında oksitlenmiş azot konsantrasyonu (mg N/L)

- $X_{A,0}$  : Deneysel başlangıcında nitrifikasyon bakterisi konsantrasyonu (mg KOİ/L)  
 $\mu_{A,max}$  : Nitrifikasyon bakterileri maksimum çoğalma hızı (gün<sup>-1</sup>)  
 $b_A$  : Nitrifikasyon bakterileri ölüm hızı (gün<sup>-1</sup>)  
 $Y_A$  : Nitrifikasyon bakterileri için dönüşüm oranı (g KOİ/g N)



**Şekil 2.6.** Nitrifikasyon Hızı Ölçümü için NO<sub>x</sub> Profili (T=15°C)

İstanbul'da büyük ölçekli ileri biyolojik atıksu arıtma tesislerinde deneysel olarak elde edilen nitrifikasyon bakterilerinin net çoğalma hızlarının sıcaklığa bağlı değişimleri **Şekil 2.7**de gösterilmiştir. Buna göre İstanbul için yapılan tüm çalışmalarda nitrifikasyon hızının sıcaklıkla değişiminin aynı eğilim çizgisi üzerinde olduğu görülmektedir. Öte yandan, dünyadaki diğer örnekleri ile karşılaştırıldığında İstanbul için ölçülen net çoğalma hızlarının daha düşük seviyede olduğu görülmektedir. İleri biyolojik aktif çamur sistemlerinde nitrifikasyon prosesi için gerekli aerobik çamur yaşının hesaplanmasında deneysel olarak belirlenen değerlerin dikkate alınması gereklidir.



**Şekil 2.7.** Nitrifikasyon Bakterilerinin Net Çoğalma Hızlarının ( $\mu_{A,max}-b_A$ ) Sıcaklığa Bağlı Değişimi ve Diğer Ülkelerle Karşılaştırılması

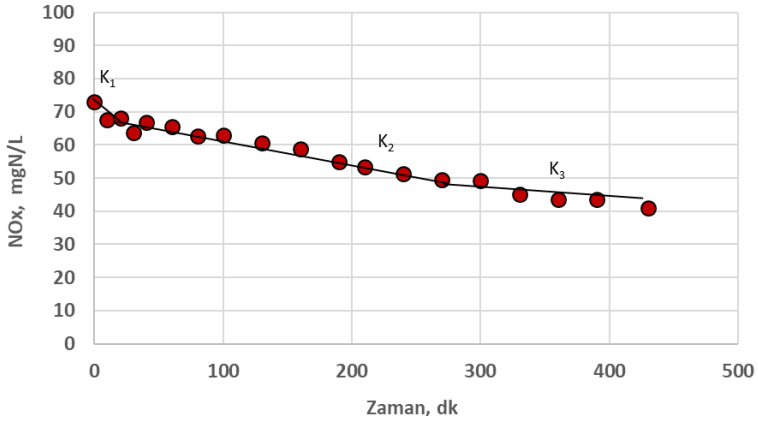
**Heterotrofik Proses Kinetiği:** Aerobik koşullarda heterotrofik bakteriler çözülmüş oksijeni kullanarak çoğalma prosesini gerçekleştirmektedir. Çoğalma kinetiği maksimum çoğalma hızı ( $\mu_{H,max}$ ) ve çoğalma yarı doygunluk parametresi ( $K_s$ ) ile kontrol edilmektedir. Aktif çamur proseslerinde maksimum çoğalma hızı ortalama  $4 \text{ gün}^{-1}$  civarında olup yarı doygunluk sabiti için bu değer  $10 \text{ mg KOI/L}$  olarak verilebilir. Proses sıcaklığının heterotrofik çoğalma üzerindeki etkisinin dikkate alınması gereklidir. Anoksik şartlarda ( $\eta_g$ ) maksimum çoğalma hızı aerobik koşullara göre daha düşük değer almaktadır. Anoksik şartlarda (maksimum çoğalma hızı aerobik koşulların %50-80'i arasında olduğu rapor edilmektedir (Henze vd., 2000; Sözen vd., 1998). Öte yandan, aerobik heterotrofik dönüşüm oranı ( $Y_H$ ) ortalama  $0,64 \text{ g KOI/g KOI}$  olarak rapor edilmekte olup bu değer anoksik proses koşullarında ( $Y_{HD}$ )  $0,54 \text{ g KOI/g KOI}$  seviyelerine düşmektedir (Orhon ve Artan, 1994).

Hidroliz prosesi yavaş ayrışabilen organik maddelerin mikroorganizmalar tarafından hücre dışı enzimler ile kolay ayrışabilen organik maddeye ( $S_s$ ) dönüştürülmesi sürecidir. Hidroliz prosesi organik madde gideriminde hız kısıtlayıcı faktördür. Kentsel atıksuyun yaklaşık  $3/4$ 'ünün yavaş ayrışabilen organik maddeden ( $X_s$ ) oluştuğu (İnsel vd., 2020) düşünülürse hidroliz prosesinin önemi daha iyi anlaşılabilir. Çünkü, kentsel atıksu arıtımında özellikle biyolojik azot gideriminde yavaş ayrışabilen organik maddenin katkısı oldukça fazladır. Hidroliz kinetiği yüzey doygunluk fonksiyonu ile karakterize edilmekte olup ifadede maksimum hidroliz hızı ( $k_h$ ) ve hidroliz yarı doygunluk sabiti ( $K_x$ ) parametreleri yer almaktadır. Aerobik koşullarda maksimum hidroliz hızı ( $k_h$ ) ortalama  $2-3 \text{ gün}^{-1}$  seviyesinde olup anoksik ve anaerobik koşullarda daha düşük hızlarda gerçekleşebilmektedir. Hidroliz hızı belirlenirken anoksik koşullar için düzeltme faktörü ( $\eta_h$ )  $0,6$  ve anaerobik koşullar için  $0,4$  olarak kabul edilmektedir (Henze vd., 2000).

Aktif çamur sistemlerinde aktif biyokütle miktarı heterotrofik bakterilerin ölüm hızı ( $b_H$ ) ile doğrudan ilişkilidir. Ölüm hızı içsel solunum modeline (Orhon ve Artan, 1994) göre  $0,15-0,24 \text{ gün}^{-1}$  aralığında değişkenlik göstermektedir (**Tablo 2.5**). İçsel solunum hızının proses sıcaklığa göre de düzeltilmesi gereklidir. İçsel solunum hızının yüksek olması aktif heterotrofik biyokütle miktarının reaktörde azalmasına, öte yandan oksijen tüketiminin artmasına neden olmaktadır. Ölüm prosesi ile inert mikrobiyal ürünler oluşmakta ve heterotrofik bakterilerin %15-20'si ( $f_E$ ) mikrobiyal ürünlere dönüşmektedir (**Tablo 2.5**). Anoksik ve anaerobik proses şartlarında ölüm hızları aerobik koşullara göre daha yavaş gerçekleşmektedir.

Denitrifikasyon kinetiğinin belirlenebilmesi için nitrat tüketim hızı (NTH) deneyinin yürütülmesi gerekmektedir. NTH deneyi, biyolojik arıtma ünitesinden alınan aktif çamur ve giriş atıksuyu karıştırılarak içinden sürekli azot gazı geçirilmek suretiyle süzölmüş numunede  $\text{NO}_3\text{-N}$  ve  $\text{NO}_2\text{-N}$  analizleri yapılarak yürütülür. Numuneler  $0,22 \mu\text{m}$  filtrelerden süzülerek iyon kromatografi cihazında ölçülebilir. Nitrat tüketim hızının belirlenmesine ait deneysel yaklaşım

**Şekil 2.8**'de gösterilmektedir. Şekilde, nitrat tüketimi için üç farklı hız oluştuğu ( $K_1$ ,  $K_2$ ,  $K_3$ ) görülmektedir. Burada,  $K_1$  kolay ayrışır organik maddenin tüketildiği fazda elde edilen hızı,  $K_2$  hızlı hidroliz olabilen organik maddenin tüketildiği fazda elde edilen hızı,  $K_3$  ise yavaş hidroliz olabilen organik maddenin tüketildiği fazda elde edilen hızı temsil etmektedir.



**Şekil 2.8.** Nitrat Tüketim Hızı Ölçümü

İSKİ İleri Biyolojik Atıksu Arıtma Tesisleri için önerilen kinetik ve stokiometrik parametreler ve sıcaklık düzeltme katsayıları **Tablo 2.5**'te sunulmaktadır (İnsel vd., 2020). Kinetik parametreler incelendiğinde özellikle nitrifikasyon ve hidroliz prosesine ait hızların literatür değerlerine göre daha düşük seviyelerde olduğu anlaşılmaktadır.

**Tablo 2.5.** İSKİ İleri Biyolojik Atıksu Arıtma Tesisleri Tasarımı için Önerilen Kinetik ve Stokiyometrik Parametreler

Parametre	Notasyon	Birim	Sıcaklık Düzeltmesi ( $\theta$ )	Referans Değer ( $T=20^{\circ}\text{C}$ )	Literatür* ( $T=20^{\circ}\text{C}$ )
<b>Nitrifikasyon Bakterileri</b>					
Dönüşüm oranı	$Y_A$	g KOI/g $\text{NH}_4\text{-N}$	-	0,24	0,24
Maksimum çoğalma hızı	$\mu_{A,\text{max}}$	1/gün	1,072	0,54	0,4-1,2
Ölüm hızı	$b_A$	1/gün	1,029	0,12	0,10-0,17
Yarı doygunluk sabiti	$K_{\text{NH}}$	g N/m <sup>3</sup>	-	1,0	0,5-1,5
<b>Heterotrofik Bakteriler</b>					
Dönüşüm oranı (aerobik)	$Y_H$	g KOI/g KOI	-	0,64	0,60-0,68
Dönüşüm oranı (anoksik)	$Y_{\text{HD}}$	g KOI/g KOI	-	0,54	0,5-0,6
Maksimum çoğalma hızı	$\mu_{H,\text{max}}$	1/gün	1,045	4,0	2,5-6,0
KOI yarı doygunluk sabiti	$K_s$	g KOI/m <sup>3</sup>	-	10	5-20
Yavaş hidroliz maks. hızı	$k_h$	1/gün	1,030	1,0-1,5	0,5-3,0
Hidroliz yarı doygunluk sabiti	$K_x$	g KOI/m <sup>3</sup>	-	0,06	0,02-0,15
Ölüm hızı	$b_H$	1/gün	1,020	0,24	0,15-0,25
Biyokütlenin inert fraksiyonu	$f_E$	-	-	0,20	0,15-0,20

\*Sayı Ucar, 2017

### 3. SİSTEM SEÇİMİ VE PROSES TASARIMI

#### 3.1. Azot ve Fosfor Gideren Aktif Çamur Sistem Seçenekleri

##### 3.1.1. Genel Prensipler

Besi maddesi gideren aktif çamur sistemlerinde (BNR), organik karbon gideriminin yanında nitrifikasyon ve denitrifikasyon yolu ile biyolojik azot giderimi ve biyolojik aşırı fosfor giderimi (EBPR) mekanizması ile fosfor giderimi, reaktörlerde aerobik, anoksik ve anaerobik bölgeler (veya periyotlar) oluşturarak gerçekleştirilir.

Nitrifikasyon, amonyak azotunu nitrat azotuna oksitleyerek enerjilerini elde eden ototrofik mikroorganizmalar tarafından sadece aerobik koşullarda gerçekleştirilirken, karbon (KOİ) giderimi heterotrofik mikroorganizmalar tarafından, oksijen ya da nitratın elektron alıcısı olarak kullanıldığı aerobik ve anoksik koşullarda gerçekleştirilir. Oksijenin olmadığı koşullarda fakültatif heterotroflar, nitratı elektron alıcısı olarak kullanarak azot gazına çevirir (denitrifikasyon). Aerobik koşullar, esas olarak sadece nitrifikasyon prosesi için gereklidir. Heterotroflar, anoksik olarak da çoğalabildikleri için karbonun daha fazla anoksik olarak kullanılmasını sağlayan konfigürasyonların seçilmesi, özellikle düşük KOİ/TKN oranına (<7) sahip atıksuların arıtımında istenen azot gideriminin sağlanabilmesi ve oksijen tasarrufu açısından önemlidir.

Aşırı biyolojik fosfor giderimi için biyokütlelerin anaerobik/aerobik (veya anoksik) çevrime tabi tutulması gerekir. Fosfor biriktiren mikroorganizmalar (PAO), anaerobik koşullarda atıksudaki (ve/veya anaerobik havuzda üretilen) uçucu yağ asitlerini (UYA), aerobik koşullarda biriktirmiş oldukları polifosfat granüllerinden enerji elde edebilmeleri sayesinde, hücre içinde depolayabilir. Bu sırada hücre dışına fosfor salınır. PAO'ların normal heterotroflarla rekabet edebilmeleri için UYA depolayabilmeleri esastır. UYA depolanması ile ilişkili olmayan fosfor salımı, ikincil fosfor salımı olarak adlandırılır ve fosfor giderimini düşürdüğü için istenmez. Anoksik havuzlarda veya son çökeltme havuzlarında nitrat varlığı ikincil fosfor salımını önler. Anaerobik havuzlarda da UYA tükendiği halde anaerobik koşullar sürdürülürse ikincil fosfor salımı olabilir.

Anaerobik havuzun fonksiyonu, uçucu yağ asitlerinin PAO'lar tarafından hücre içinde polihidroksi alkonat (PHA) biyopolimeri olarak depolanabilmesini sağlamak olduğu kadar kolay ayrılan KOİ'nin UYA'ya dönüştürülmesini (fermentasyon) sağlamaktır. Anaerobik

havuzun tasarımında seçilen bekletme süresi hem PAO'lar için gerekli olan UYA'ların oluşmasını sağlayan fermentasyonun verimini, hem de PHA depolama mekanizmasını etkiler. Tasarımda seçilecek anaerobik bekletme süresi, UYA depolanmasını ve/veya fermentasyon verimini düşürecek kadar kısa seçilmemelidir. Öte yandan, bekletme süresi ikincil fosfor salınımına veya Glikojen Depolayan Bakterilerin baskın hale gelmesine sebep olacak kadar uzun olmamalıdır. Tesisler için tasarımda seçilecek anaerobik bekletme süresi, atıksuyun özelliklerine ve tesis konfigürasyonuna bağlı olarak değişkenlik gösterebilir. Anaerobik havuz hidrolik bekletme süresinin tesis konfigürasyonuna göre 0,5-2,0 saat arasında alınması önerilmektedir (Metcalf & Eddy, 2014; Qasim ve Zhu, 2018).

PAO'lar anaerobik koşullarda depolamış oldukları organik karbonu (PHA) kullanarak aerobik (veya anoksik) koşullarda çoğalırken, elde ettikleri enerjinin bir kısmını da çözünmüş fosfatı hücre içinde depolamak için kullanır ve dolayısı ile aerobik koşullardaki fosfor alımı nedeniyle sudaki fosfor çok düşük seviyelere indirilebilir. Çamurun içindeki PAO fraksiyonuna bağlı olarak çamurun fosfor içeriği artar, fosfor içeriği normalden yüksek olan çamurun uzaklaştırılması ile aşırı fosfor giderimi (EBPR) gerçekleşmiş olur. Tasarıma ve atıksu özelliklerine bağlı olarak EBPR prosesi ile çözünmüş ortofosfat değerini 1 mg/L'nin altına düşürmek mümkündür ancak TP olarak 1 mg/L standardının sağlanabilmesi, çıkış AKM değerinin yeterince düşük olması durumunda mümkündür. Bu da çok iyi çamur çökeltmesini, son çökeltme havuzlarına metal tuzu eklemeyi ve çıkış suyu filtrasyonunu gerektirebilir. Son çökeltme havuzlarında anaerobik koşullar oluşması halinde ikincil fosfor salımı ile çözünmüş fosforda tekrar yükselme gözlemlenebilir.

Enerjetik açıdan mikroorganizmaların öncelik sıralaması, oksijenle solunum, nitrat solunumu ve fermentasyon şeklindedir. Oksijen tüketilmeden denitrifikasyonun gerçekleşmesi, oksijen ve nitrat tüketilmeden anaerobik koşulların oluşması ve organik maddelerin UYA'ya dönüşmesi (fermentasyon) mümkün değildir. **Tablo 3.1'**de anaerobik ve aerobik/anoksik koşullarda normal heterotrofların ve PAO'ların gerçekleştirdiği biyoprosesler özetlenmiştir.

**Tablo 3.1.** PAO ve Normal Heterotrofik Organizmaların Anaerobik, Anoksik ve Aerobik Koşullarda Gerçekleştirdiği Süreçler

Mikroorganizma	Anaerobik	Aerobik ve Anoksik
<b>Fosfor biriktiren mikroorganizmalar (PAO)</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Uçucu Yağ Asitlerinin PHA olarak depolanması</li> <li>Fosfor hücre dışına salınır</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>PHA kullanarak çoğalma</li> <li>Fosfor depolanması</li> </ul>
<b>Normal heterotroflar</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Fermentasyon</li> <li>Çözünmüş organiklerin (<math>S_F</math>), Uçucu Yağ Asitlerine (<math>S_A</math>) dönüşmesi</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Hücre dışı substrat kullanarak</li> <li>Anoksik çoğalma (denitrifikasyon)</li> <li>Aerobik çoğalma</li> </ul>



Aerobik koşullar, havalandırma ile anaerobik ve anoksik koşullar ise sadece karıştırma ile sağlanır. Sadece karıştırılan havuzlarda belli bölgeler (veya periyotlar) nitrat olup olmamasına bağlı olarak anoksik veya anaerobik olacaktır. Sürekli sistemlerde anoksik olması istenen bölgeye nitrat, ya öncesinde nitrat üretilerek (post denitrifikasyon) veya nitrat üretilen bölgeden oksijensiz bölgeye geri devir yapılarak sağlanır (predenitrifikasyon).

Yaygın olarak ve çok farklı şekillerde uygulanan tek çamurlu sistemlerde, çamur ve atıksuyun anaerobik koşullarda karşılaşması ile atıksudaki kolay ayrışan KOI'nin öncelikle depolanması, daha sonra anoksik koşullarda denitrifikasyon için harcanması ve aerobik koşullardan önce tüketilmiş olması, hem yüksek nütrient giderimi hem de çamurun çökeltme özelliklerinin bozulmaması açısından önemlidir.

Aktif Çamur (AÇ) prosesinde, çıkış suyu kalitesi biyolojik proseslerin yanısıra ardından gelen biyokütle ayırma işlemlerinin performansına da bağlıdır. Biyoproses ve ayırma işleminin seçimi ve tasarımı, her ne kadar birbirlerini etkiliyor olsalar da farklı temellere dayanmaktadır. Bu nedenle biyoproses alternatiflerini değerlendirirken bu iki faktörü ayrı ayrı değerlendirmede fayda vardır.

### **3.1.2. Biyokütle Ayırma Alternatifleri**

Aktif Çamur prosesinde katı-sıvı ayırma işlemi, genel olarak gravite (yer çekimi) ile çökeltme veya filtrasyon işlemi ile yapılmaktadır. Yüzdürme (flotation) işleminin de kullanılabileceği gösterilmişse de yaygın olarak kullanılmamaktadır. Membran filtrasyon işleminin aktif çamur prosesinde kullanılmaya başlaması ile Membran Biyoreaktörler (MBR) atıksu arıtma teknolojisinde yer edinmeye başlamış olmakla birlikte, biyokütle ayırma işlemi yaygın olarak gravite ile çökeltme işlemine dayanmaktadır. Gravite ile çökeltmede yumaklaşabilen, çökelebilir yapıda biyokütle elde etmek esastır. Çeşitli parametrelerle belirlenebilen çamurun çökelebilmek özellikleri, biyoproses tasarım ve işletilmesi ile de yakından ilişkilidir.

Çökeltme işlemi, sürekli AÇ tesislerinde Son Çökeltme Havuzu (SÇH) ile gerçekleştirilirken, Ardışık Kesikli Reaktör (AKR) teknolojisinde kesikli olarak biyoproseslerle aynı havuzda (tek havuz) gerçekleşmektedir. Böylece son çökeltme, zamansal olarak biyoproseslerin ardından gelmektedir.

#### **İkinci Çökeltme Havuzunda Çökeltme**

Son çökeltme havuzunda iyi bir katı sıvı ayrımı (=settling) ve yoğunlaştırma (=thickening) elde edilmesi, çıkış suyu kalitesini garanti etmek için gerekli bir koşuldur. Bu ayırma işlemi nispeten hızlı çöken kompakt biyoflok oluşumuna bağlıdır. Çamurun çökeltme hızlarına bağlı olarak gerekli alan ihtiyacı oldukça yüksektir. MBR haricinde diğer tüm sürekli aktif çamur

sistemlerinde kullanılan son çökeltme havuzları toplam arıtma tesisi alanının %30–50'si kadar olabilir. Son çökeltme havuzu tasarım ve işletilmesi ile ilgili bilgiler Bölüm 5.'te verilmiştir.

### **Tek Havuzda Çökeltme**

Proses havuzu çökeltme ve yoğunlaşma işlemi için de kullanılabilir. Bazı Oksidasyon Hendeği tipi aktif çamur sistemlerinde nadiren çökeltmenin proses havuzunda yapıldığı bir işletme şekli olmakla birlikte tek havuzda çökeltme esas olarak Ardışık Kesikli Reaktör (AKR) teknolojisinde kullanılmaktadır. Kesikli olarak işletilen bir havuzda istenilen prosesler gerçekleştiikten sonra havalandırma ve karıştırmanın durdurulması ile oluşan durgun ortamda çamurun çökeltmesi gerçekleşir. Çökeltme için ayrılan sürenin sonunda durultulmuş su, tasarımda önceden belirlenmiş bir hacme kadar boşaltılır. Reaktörde kalan yoğunlaşmış çamur üzerine yeniden atıksu beslenmesi ile yeni çevrim başlamış olur. Her çevrimde çökeltme ve boşalma için ayrılan süreler nedeniyle prosese kalan zaman, proses süresi ( $T_p$ ) , toplam çevrim süresinden ( $T_c$ ) az olacaktır. Bu nedenle sürekli sistemlerle aynı biyoproses performansını gösterebilmesi için AKR havuzundaki çamur kütlesi, sürekli sistemin biyoproses havuzundaki çamur kütlesinden daha fazla olmalıdır (daha büyük çamur yaşı gerekir). Ancak daha yüksek MLSS'de çalışılabilmesi, yüksekliğin daha büyük alınabilmesi ile AKR, sürekli sistemin sadece proses havuzları için gerekli alanına sığdırılabilir; yani son çökeltme havuzlarının kapladığı alandan tamamen tasarruf etmek mümkün olur. Çökeltme, tamamıyla durgun bir ortamda olacağı için daha iyi bir çökeltme elde edilebilir. Bölüm 3.2.3'de AKR'de çökeltme havuzu tasarımı, proses tasarımı ile birlikte verilmiştir.

### **Membran Biyoreaktörde Filtrasyon**

Membran filtrasyonla çok düşük AKM konsantrasyonları elde edilebilmesinin yanı sıra MBR'da, çökeltme ile elde edilemeyecek kadar yüksek konsantrasyonda biyokütle konsantrasyonları (MLSS) ile çalışmak mümkündür; bu da önceki biyoproses tasarımını etkiler, yani aynı çamur bekletme süresi, daha düşük hidrolik bekletme süresi ile sağlanabilir. MBR hem biyoproses hem de ayırma işlemi için toplam alan ihtiyacı bakımından en avantajlı olan alternatiftir. MBR' da filtrasyon ünitesi ayrı ya da havalandırma havuzu içinde (batık) olabilir, öncesindeki biyoproses olarak da, son çökeltme havuzu ile çalışan sürekli aktif çamur sistemlerinde kullanılan biyoproses akım şemalarından istenilen konfigürasyon kullanılabilir. MBR teknolojisindeki gelişmelere rağmen MBR hala enerji kullanımı en yüksek ve en pahalı prosestir; membranların belli periyotlarla değiştirilmesi gereği de düşünüldüğünde işletme giderleri de yüksektir. MBR sistemlerinde kullanılan membran üniteleri batık tip (=internal) veya dışsal olarak (=external) yerleştirilebilmektedir. Kentsel atıksu arıtma tesislerinde genellikle reaktör içinde (=batık tip) konumlandırılmakta olup içi boş fiber veya düz plaka tip olarak tercih edilmektedir. Dışsal uygulamalarda ise genellikle tübüler tip tercih edilmekte olup

endüstriyel atıksular için yaygın olarak kullanılmaktadır (Judd, 2011). MBR sistemlerinde kullanılan membranların filtrasyon hızı tesisin hidrolik kapasitesini belirlediği için işletme esnekliği olumsuz şekilde etkilenmektedir. Çıkış suyundaki AKM konsantrasyonu, alan ihtiyacı, maliyet, kontrol ve otomasyon ihtiyacı gibi faktörler açısından bu üç alternatif **Tablo 3.2**'de karşılaştırılmıştır.

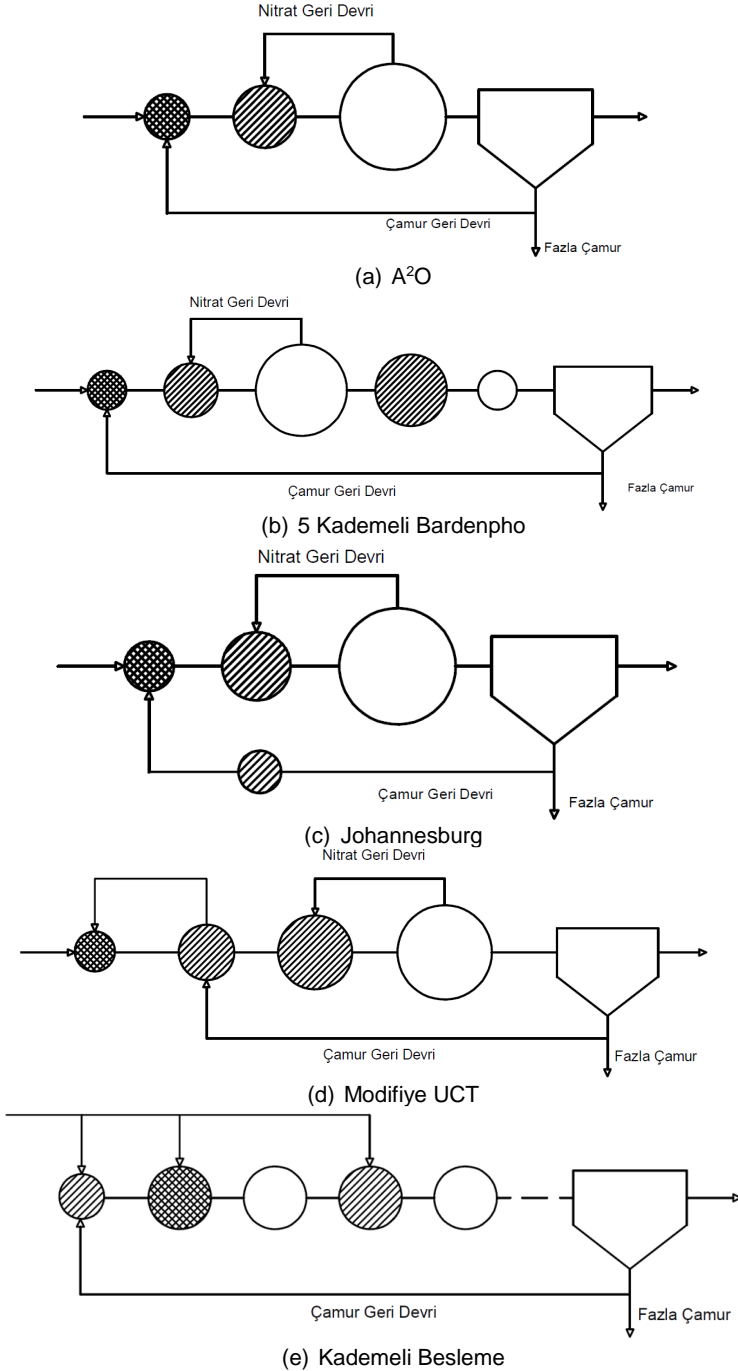
**Tablo 3.2.** Biyokütle Ayırma İşlemlerinin Karşılaştırılması

Karşılaştırma Kriteri	Son Çökeltme Havuzu	Ardışık Kesikli Reaktör	Membran Biyoreaktör
Çıkış suyu AKM konsantrasyonu	Orta	Orta	Düşük
Alan ihtiyacı	Yüksek	Orta	Düşük
İlk yatırım maliyeti	Orta	Düşük	Yüksek
İşletme maliyeti	Orta	Düşük	Yüksek
Kontrol ve otomasyon ihtiyacı	Düşük	Yüksek	Yüksek
İşletme esnekliği	Orta	Yüksek	Düşük

### 3.1.3. Biyoproses Alternatifleri

#### 3.1.3.1. Sürekli Sistemler

Havalandırma (nitrifikasyon) ve karıştırmanın (denitrifikasyon) ayrı havuzlarda gerçekleştiği ve ardından son çökeltme havuzu gelen tek çamurlu sürekli aktif çamur sistemlerinde proses havuzlarının sayısına, sıralanmasına ve geri devirlerin nasıl yapıldığına bağlı olarak çeşitli isimlerle anılan prosesler geliştirilmiştir. Akım şemaları **Şekil 3.1**'de verilen bu biyoprosesler son çökeltme havuzu yerine membran filtrasyonla çamur ayırma (MBR) işlemi uygulanarak da kullanılabilir. Karıştırma ve havalandırmanın aynı havuzda yapıldığı karusel tipi reaktörlerde de benzer akım şemaları uygulanabilir (**Şekil 3.2**). Biyo-Denitro veya Kesikli Havalandırma (Intermittent Aeration - IA) gibi bazı sürekli sistemlerde karıştırma-havalandırma aynı havuzda periyodik olarak da yapılmaktadır (Hanhan vd., 2011).



**Şekil 3.1.** Ayrı Havuzlarda Karıştırma-Havalandırma Yapan Prosesler

## **A<sup>2</sup>O Prosesi**

Giriş atıksuyundaki TKN konsantrasyonu çok yüksek değilse, çıkış akımındaki toplam azot standardı (TN=10 mg/L) çoğu zaman düşük iç geri devir oranı (<4) ile sağlanabildiği için, sadece predenitrifikasyonla azot giderimi yeterli olmaktadır. Anoksik - aerobik sıralama ve içsel geri devirle azot gideren bir prosesin (Modifiye Ludzack Ettinger, MLE prosesi) başına sadece karıştırılan bir havuz eklenerek A<sup>2</sup>O prosesi ile azot ve fosfor gidermek amaçlanmıştır. Çıkış suyundaki yaklaşık 6-7 mg/L nitrat konsantrasyonu, istenen TN standardını sağlayabileceği halde, kademelendirilmiş olsa bile baştaki bu havuza yapılan çamur geri devrindeki nitratın UYA'yı öncelikle harcaması nedeniyle anaerobik koşullar ancak nitrat tüketildikten sonra başlayabilecektir. Anaerobik koşullarda kalan veya bu koşullarda üretilen UYA, PAO'lar tarafından depolanacaktır. Bu havuzun hacmi çok artırılmadığı sürece, atıksudaki UYA konsantrasyonu çok yüksek ve giriş fosfor konsantrasyonu çok düşük değilse, A<sup>2</sup>O prosesinin istenen çıkış TP değerini sağlaması mümkün değildir.

## **5 Kademeli Bardenpho Prosesi**

Çıkış toplam azot (TN) standardı 10 mg N/L'den düşük (veya giriş TKN konsantrasyonu çok yüksek) olduğu için %80'den fazla denitrifikasyon verimi gerekiyorsa, nitrat geri devir kısıtlaması nedeniyle sadece predenitrifikasyonla istenen denitrifikasyon verimi sağlanamaz ve aerobikten sonra ikinci bir anoksik havuzda post denitrifikasyon yapmak gerekir. Çıkışta ve dolayısı ile çamur geri devrinde nitrat konsantrasyonu çok düşürülmüşse çamur, beslemenin yapıldığı en baştaki havuza geri devrettirildiğinde; bu havuzda anaerobik koşulların oluşması ve fosfor giderimi mümkün olabilir. Bu derece yüksek denitrifikasyon verimini makul bir anoksik hacim fraksiyonu ile dışardan karbon kaynağı eklemekten gerçekleştirilebilir için, giriş akımında KOİ/TKN oranı oldukça yüksek (10'dan büyük) olmalıdır. Yüksek azot giderim verimi gerekli ise tercih edilecek bir prosestir. Post denitrifikasyondan sonra, son çökeltme havuzu öncesi eklenen aerobik havuz, azot gazının sıyrılmasını sağlayarak son çökeltme havuzunda çamurun yükselmesini önlemek maksadıyla konulmuştur.

## **Johannesburg (JHB) Prosesi**

Çamur geri devri ile gelen nitratın, baştaki "anaerobik" havuza girmesi ile fosfor giderimi için gerekli kolay ayrışan KOİ'nin denitrifikasyonda tüketilmesini önlemek için geliştirilmiş proseslerden biridir. Çamur geri devir hattı üzerindeki bir havuzda denitrifikasyon yapılarak nitrat giderildikten sonra çamur baştaki anaerobik havuzda atıksu ile karışır. Böylece çıkış akımında toplam azot standardının müsaade ettiği kadar yüksek nitrat bulunmasına rağmen istenen fosfor standardını sağlamak mümkün olabilir. Bardenpho prosesinde olduğu gibi iki farklı denitrifikasyon hacmi vardır ancak burada amaç, post denitrifikasyonla çıkış nitrat konsantrasyonunu düşürmek değil, PAO'lar için uygun koşulları yaratmaktır. Geri devir hattı

üzerindeki havuzda nitrat giderildikten sonra çamur, atıksu ile karıştığı için UYA'ların PAO'lar tarafından depolanması sağlanmış olur. Post denitrifikasyonda spesifik denitrifikasyon hızı - içsel solunum hızına bağlı olduğundan- düşük olmakla birlikte biyokütle konsantrasyonunun ana akıma göre çok yüksek olması, makul bir hacimde geri devirdeki nitratın giderilmesini mümkün kılar.

### **University of Cape Town/Virginia Initiative Plant (UCT/VIP) Prosesi veya Modifiye UCT Prosesi**

Nispeten yüksek azot standardı ile birlikte fosfor standardını da sadece biyolojik olarak sağlayabilmek için geliştirilmiş proseslerden biridir. Burada nitrat içeren çamur geri devri, denitrifikasyon havuzuna yapılır. Öncesindeki anaerobik havuza biyokütle, anoksik havuzdan geri devirle sağlanır. Böylece anaerobik havuza nitrat girişi engellenmiş olur. Daha sonra anoksik havuz da ikiye bölünerek modifiye edilmiştir (MUCT). Nitrat geri devri, aerobikten anoksik havuzun ikinci kısmına yapılırken anaerobik havuza iç geri devir ise anoksik havuzun ilk kısmından yapılmaktadır. Yeni bir iç geri devir gerektirmesinin yanı sıra anaerobik havuzdaki MLSS değerinin sonraki anoksik ve aerobik havuzlardan daha düşük olacağı gözönüne alınırsa JHB prosesinden daha fazla hacim gerektirir.

### **Kademeli Besleme**

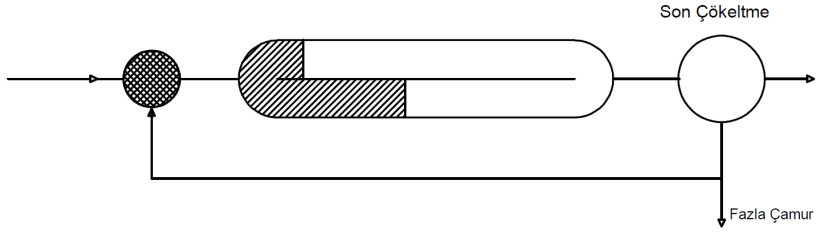
Peş peşe gelen havuzlarda, havalandırma ve sadece karıştırma (havasız) yapılarak önceki havuzda üretilen nitratı kullanmak yolu ile azot giderilebilir. İki veya daha fazla kademeli olarak tasarlanabilir. Atıksu her kademede sadece anoksik havuzlara beslenerek KOİ'nin denitrifikasyon için kullanılması amaçlansa da aradaki aerobik koşullarda önceki kademede beslenen KOİ'nin tükenmesi nedeniyle, denitrifikasyon potansiyeli predenitrifikasyona göre daha düşük olacaktır; dolayısı ile sistemi büyütmek gerekecektir. Buna karşılık nitrat geri devrine ihtiyaç duyulmaması nedeniyle tercih edilebilir. Aerobik havuzlarda tam nitrifikasyon, anoksik havuzlarda da tam denitrifikasyon olması halinde çıkıştaki nitrat konsantrasyonu, son aerobik havuzda üretilen kadar olacaktır; bu da doğrudan son kademeye beslenen debi oranı tarafından belirlenir. Atıksuyun bir fraksiyonu da, çamur geri devrindeki nitrat giderildikten sonra oluşan baştaki anaerobik havuza yapılarak, atıksuda yeterli UYA varsa EBPR elde edilebilir.

### **Oksidasyon Hendeği**

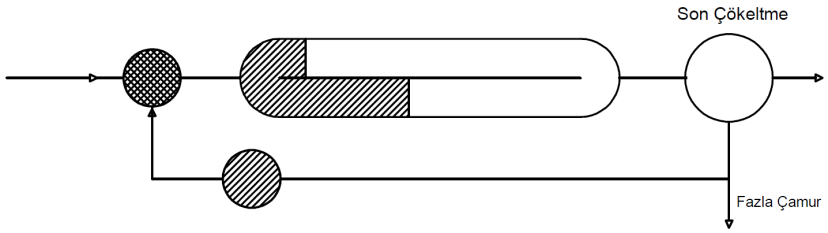
Karbon giderimi için çok uzun yıllardır kullanılan Oksidasyon Hendeği (Oxidation Ditch) denilen aktif çamur sistemleri, azot ve fosfor giderimi de gerçekleştirmek üzere modifiye edilmiştir. Biyokütle ayırma işlemi genellikle ayrı son çökeltme havuzlarında yapılmaktadır. Karusel tipi kapalı döngülü reaktör kullanılan bu teknolojiye, suya verilen dönme hızı nedeniyle çok yüksek iç geri devirler oluşmaktadır (Barnes vd., 1983). Suyun sirkülasyonu ile biyokütle

askıda kalır ve yüksek akış hızı sonucu reaktörde tam karışım olduğu söylenebilir. Havalandırıcıların yerleştirilmesine bağlı olarak çözünmüş oksijen (ÇO) konsantrasyonu reaktör boyunca yersel olarak değişir yani aynı havuzda aerobik ve anoksik koşullar oluşur. Bunun sonucu olarak azot giderimi simultane olarak (yani nitrifikasyon ve denitrifikasyon aynı havuzda) gerçekleşirken sistemin başına ayrı Bio-P havuzları eklemek suretiyle azotun yanında fosfor da giderilebilmektedir. Nitrat geri devir pompalarına ihtiyaç duyulmadığı için enerji tüketimi azdır. İç geri devir kısıtlaması olmadığı için, atıksu özellikleri uygunsa (KOİ/TKN oranı yüksekse) yüksek azot giderim verimleri elde edilebilir. Tam denitrifikasyon yapıldığında çamur geri devri ile anaerobik havuza nitrat girişi olmayacağından atıksudaki UYA, PAO'lar tarafından depolanabilir ve istenen EBPR kapasitesi sağlanabilir. Tam denitrifikasyon istenmiyorsa, JHB veya UCT prosesine benzer şekilde çamur geri devri yapmak da mümkündür (**Şekil 3.2b**, **Şekil 3.2c**). Ancak simultane nitrifikasyon-denitrifikasyonda hızların düşük olması nedeniyle, aynı azot giderim verimi için alternatiflerine göre daha büyük sistemler gerekir. Arazinin kıymetli olmadığı kırsal kesimler için uygun bir seçenek olabilir.

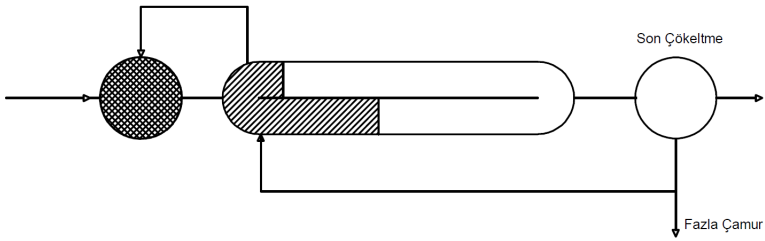
Biri aerobik diğeri anoksik ve seri olarak çalıştırılan ikili oksidasyon hendeği sistemleri de geliştirilmiştir. "Biodenitro" adı verilen bu patentli proses daha sonra EBPR da yapmak üzere modifiye edilmiştir (Biodenitro). Seçilen bir süre boyunca birinci reaktör anoksik, ikinci reaktör aerobik iken ardından gelen fazda, besleme akımı da değiştirilerek, ikinci reaktör anoksik birinci reaktör aerobik olarak çalıştırılmaktadır. Havalandırılmayan reaktörlerin anoksik olması, bir önceki fazda aerobik oldukları için üretilmiş olan nitrat sayesinde olmaktadır. Her iki reaktör de aynı hacimde olmasına rağmen aerobik fraksiyon zamana bağlı olarak değiştirilebildiği için proses kontrolü daha esnek olarak yapılabilmektedir. Çıkış amonyak ve nitrat konsantrasyonları, kesikli havalandırma sistemlerinde olduğu gibi, zamana bağlı olarak birbirinin tersi yönde değişirken toplam azot standardı istenen değeri verecek şekilde tasarım ve işletme yapılır (**Şekil 3.2d**).



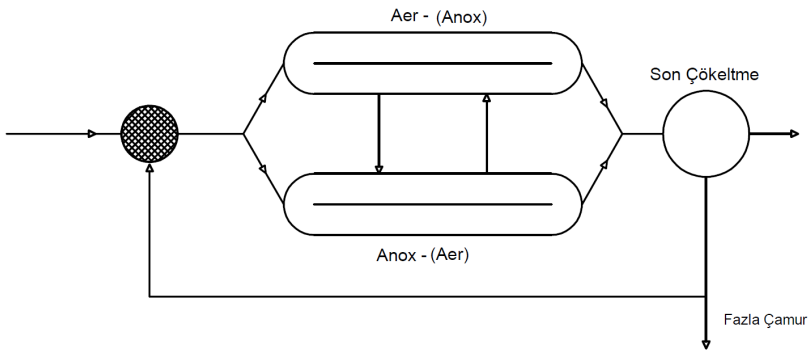
(a) A<sup>2</sup>O



(b) Johannesburg



(c) UCT



(d) Bardenpho

**Şekil 3.2.** Aynı Havuzda Karıştırma-Havalandırma Yapan Sürekli Prosesler



### **Kesikli Havalandırma (Intermittent Aeration) Prosesi**

Havalandırmayı açıp kapatmak sureti ile aynı havuzda ardışık aerobik ve anoksik periyotlar yaratılarak nitrifikasyon ve denitrifikasyon yolu ile azot gidermek için tasarlanmış bir prosesdir. Sistemin başında veya çamur geri devri üzerinde anaerobik koşullar oluşturularak EBPR elde etmek de mümkün olabilir. Seçilen çevrim süresinin aerobik fraksiyonunda, 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. Uygun bir tasarımla denitrifikasyon karbon kısıtlı olarak çalışır. Aerobik periyotta giren kolay ayrılan KOİ, denitrifikasyonda kullanılmıyacağı için predenitrifikasyon sistemlerine göre daha büyük olmalıdır.

Aynı azot ve fosfor çıkış standardını sağlaması gereken tek çamurlu sürekli aktif çamur sistemleri için de proses seçimi birçok faktöre bağlı olarak bölgesel olarak değişir. Örneğin alan sıkıntısı olmayan kırsal bölgelerde Karusel tipi reaktörlerin kullanımı uygun olabilecek iken arazinin kıymetli olduğu kentsel bölgelerde, denitrifikasyon potansiyeli en efektif şekilde kullanılabildiği için biyoproses havuzlarının toplam hacmi daha küçük olan iç geri devirli sistemler uygun olabilir. Kademelendirme yaparak yani havuz sayılarını artırarak piston akımlı reaktör kinetiğine yaklaşırsa, sistemi daha da küçültmek mümkün olabilir. İç geri devirli sistemler arasında yapılan seçim, daha çok çıkış suyu standartları ve atıksu karakterizasyonu tarafından belirlenir. Çıkış TN standardı yüksek ise EBPR için JHB veya MUCT gibi çamur geri devri ile anaerobik havuza nitrat girişini önleyen prosesler seçilmesi gerekirken; TN standardı düşük (veya giriş TKN yüksek) olduğu için sadece predenitrifikasyon yetmiyorsa post denitrifikasyon da yapan Bardenpho prosesi gerekir. Simültane nitrifikasyon denitrifikasyon yapan karusel tipi reaktörler kullanıldığında daha büyük çamur yaşı ile çalışılması gerekeceğinden hacim ihtiyacının artmasına karşılık pompajla iç geri devir (nitrat geri devri) gerekmediği için enerji kullanımı azalacaktır. Bu tip reaktörlerde, iç (ortak) duvar kalınlıklarının daha az alınabilmesi gibi faktörler ile inşaat maliyeti de daha az olabilir. Yukarıda akım şemaları verilen bütün sürekli sistem proseslerinin son çökeltme havuzu ile kullanılacağı düşünülerek alan ihtiyacı karşılaştırması, sadece biyoproses havuzlarına ayrılan alan açısından yapılmıştır.

#### **3.1.3.2 Kesikli Sistemler (AKR)**

Ardışık Kesikli Reaktör (AKR) tipi aktif çamur sistemlerinde çevrim süresinin belli bir fraksiyonunda, önceki çevrimden kalan bir çamur hacminin üzerine belli bir hacimde atıksu doldurulur ve çevrim sonunda artılmış su kesikli olarak boşaltılır. Böylece çamur (ve nitrat) geri devri yapmak için pompaya gereksinim olmaz. Bu sistemde değişken hacimli bir reaktör

çevrim süresi boyunca kesikli (doldur-boşalt) olarak işletilmekle birlikte, her çevrim aynı koşullarda tekrarlandığında sistem kararlı hale gelecektir. Doldurma süresi çevrim süresinin istenilen bir fraksiyonu olarak seçilebilir ve aynı havuz çökeltme işlemi için de kullanıldıktan sonra artılmış su kesikli olarak boşaltılır. Birden fazla havuz kullanılarak, dengelemeye gerek kalmadan sürekli debilerin artırılması mümkündür. Bütün proses ve işlemler zamansal olarak kontrol edilebildiği için son derece esnek bir sistemdir. Sürekli sistemlerdeki yersel sıralama, zamansal olarak yapılarak örneğin MLE prosesinde olduğu gibi predenitrifikasyonla azot gidermek veya kademeli besleme (step feeding) sistemine benzer bir proses olarak işletme yapmak mümkündür.

Çevrimin doldurma ile başladığı düşünülürse, bu sırada karıştırma veya havalandırma yapıp yapılmamasına ve ilk hacimde nitrat olup olmasına bağlı olarak çevrim istenilen koşulda (aerobik, anoksik veya anaerobik) başlatılabilir. Bir çevrim içinde aerobik ve anoksik koşullar zamana bağlı olarak istenildiği kadar tekrarlanabilir ancak anaerobik koşullardan sonra anoksik bir periyot gelemmez; araya aerobik bir periyot (nitrat üretmek için) girmek zorundadır. Periyotların sıralanmasına ek olarak doldurma işlemi de farklı şekillerde (tek seferde veya birkaç seferde) yapılabilir. Bunun sonucu olarak istenilen çıkış suyu kalitesini sağlayan, farklı şekillerde işletilebilen AKR prosesleri tasarlamak mümkündür. Bölüm 3.2'de verilen genel prensiplere uygun olarak yapılan bir ön tasarımdan sonra farklı alternatifler, simülasyon programları yardımı ile değerlendirilebilir. Sistemin esnekliği aynı zamanda ileri seviyede bir otomasyon ve kontrol gerektirir. Bölüm 3.2.3'te nütrient giderimi için farklı şekillerde çalıştırılan AKR prosesinde bir çevrimdeki fazlar örnek olarak verilmiştir.

AKR'de biyoproses havuzu aynı zamanda çökeltme havuzudur. Son çökeltme havuzu ile birlikte kullanılan sürekli sistemlerle karşılaştırıldığında alan ihtiyacı daha azdır. Çamur ve nitrat geri devri için pompaya gerek olmadığından enerji kullanımı daha azdır. Proseslerin yersel değil de çevrim içinde zamansal olarak sıralanması, işletmede esneklik sağlar, ancak seçeneklerin çokluğu kompleks bir işletmeye yol açar ve ileri seviyede otomasyon ve kontrol gerektirir. Ayrıca zamansal sıralama nedeniyle anaerobik koşullardan sonra anoksik koşulların gelemiyor olması (arada nitrat üretmek için aerobik bir periyot gerekir) nedeniyle denitrifikasyon potansiyelinin etkin kullanımının azalması bir dezavantaj olarak görülebilir.

### **3.1.4. Nütrient Gideren Diğer Prosesler**

#### **3.1.4.1. Aerobik Granüler Aktif Çamur Sistemleri**

Bu proseste, kullandığı reaktörün hidrolik özellikleri ve ardışık kesikli işletme sonucu aktif çamur granül şeklini alır ve oksijenin granül içindeki difüzyonuna bağlı olarak oluşan farklı gruptaki bakteriler tek bir havalandırılmış reaktör içinde simültane olarak azot ve fosfor giderimini gerçekleştirir (Bathe vd., 2005). Granüler çamur çok hızlı çökelebildiği için çökeltme süresi çok kısadır; ayrıca yüksek biyokütle konsantrasyonlarında çalışıldığı için gerekli reaktör hacmi düşer. Çok kompakt bir biyokütle ile çalışan AKR gibi düşünülebilir. Sürekli sistemlere uygulanması için de araştırmalar olsa da, henüz performans sonuçları tam ölçekli uygulamalar için yeterli görülmemektedir.

Granüler aktif çamur sistemleri, Ardışık Kesikli Reaktörlerde (AKR) özel bir işletme stratejisi ile aktif çamur granülasyonu sağlandığı sistemlerdir. AKR reaktörü çevrimi doldurma, havalandırma, çökeltme, çamur uzaklaştırma işlemlerinden oluşmaktadır. Herbir çevrimde doldurma tabandan uniform şekilde gerçekleştirilmektedir. Doldurulan atıksu kadar arıtılmış su üst (sabit) savaktan deşarj edilir. Ayrıca boşaltma fazı genellikle bulunmamaktadır. Nutrient giderimi için gerekli anaerobik ve anoksik koşulların sağlanabilmesi için doldurma aşamasında hava verilmemektedir. Çamur uzaklaştırma işlemi AKR tankının granül özelliğe olmayan çamuruna uygulanmaktadır. Granüller genellikle 0,2-4 mm çapında olup granülün dış yüzeyinden içine doğru aerobik, anoksik ve anaerobik koşullar elde edilmektedir (Winkler vd., 2018). Proses için gerekli olan koşullar granülün derinliği boyunca işletme stratejisine göre ayarlanmaktadır. Çamurun granül özelliği çökeltme işlemi için verilen süreyi çok kısaltmaktadır. Granülasyon ile çamur konsantrasyonu arttığı için reaktör hacmi azalmaktadır (Winkler vd., 2018).

#### **3.1.4.2. Hibrit sistemler**

Hacim azaltma için kullanılan diğer bir yöntem de askıda çoğalan ve tutunmuş çoğalan biyokütleyi birlikte kullanmaktır. AKR sistemine veya sürekli sistemin havalandırma havuzuna eklenen birim hacimdeki yüzey alanı ( $250-1200 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ) büyük olan çeşitli malzemeler üzerinde biyofilm oluşturularak çamurun aerobik koşullarda daha fazla kalması yolu ile nitrifikasyonu iyileştirmek için geliştirilmiş proseslerdir. Daha çok mevcut sistemlerin nütrient giderimine çevrilmesi (retrofitting) amaçlı kullanılırlar (Ødegaard vd., 2014).

#### **3.1.4.3. İki Çamurlu Sistemler**

Tek çamurlu sistemlerde, heterotrofların elektron alıcısı ihtiyacının bir kısmının aerobik olarak karşılanması kaçınılmazdır. Özellikle düşük  $\text{KOI}/\text{N}$  ve düşük  $\text{UYA}/\text{TP}$  oranına sahip atıksularda azot ve fosfor giderebilmek için  $\text{KOI}$ 'nin aerobik koşullarda harcanmasını önlemek

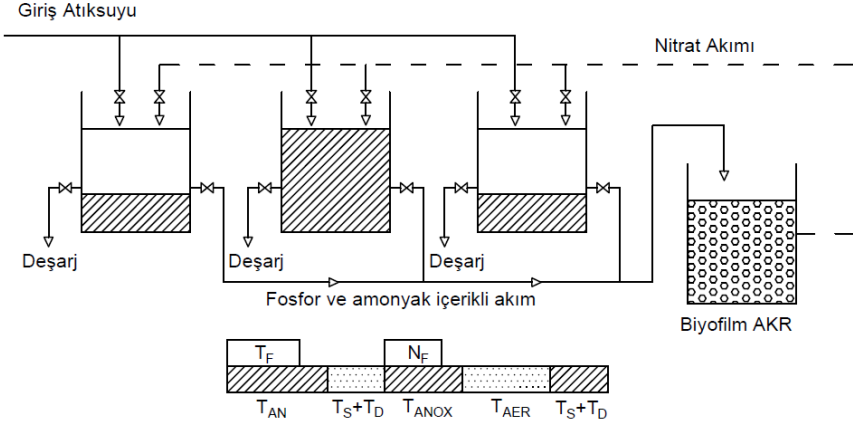
üzere dışarıda (ikinci çamurla) nitrifikasyon yapılabilir. İki çamurlu sistemlerde, anaerobik koşullarda çözünmüş KOİ'nin PAO'lar tarafından depolanması ve yavaş ayrışan partiküler KOİ'nin de çamura geçmesi sonrasında biyokütle sudan ayrılır. Yüksek amonyak ve fosfat içeren fakat KOİ'si büyük ölçüde giderilmiş üst su, ayrı bir aerobik reaktöre beslenirse, burada nitrifikasyon tamamı ototroflardan oluşan bir biyokütle ile gerçekleşir. Üretilen nitratın ilk kademeye geri döndürülmesi ile azot giderimi gerçekleştirilirken atıksudaki KOİ tamamıyla denitrifikasyon için kullanılmış olur. PAO'ların da denitrifikasyon yapabilmeleri sayesinde anaerobik koşullarda salınan fosforun anoksik koşullarda alınması ile ilk kademede EBPR ile fosfor da giderilmiş olur. Azot sıyırma ve aerobik fosfor alımı için kısa bir aerobik fazdan sonra, KOİ, azot ve fosforu giderilmiş atıksu, ikinci çökeltme ile biyokütleden ayrılır. İlk ayırma işleminde çamur fazında kalan amonyak, doğrudan deşarja geçeceği için, kompakt alt akım elde etmek önemlidir.

İki kere biyokütle ayırma işlemi gerektiren iki çamurlu sistemler için, çökeltmenin aynı havuzda zamansal olarak gerçekleştiği AKR son derece uygundur. Böylece tek çamurlu AKR sistemlerinde anaerobik periyottan sonra anoksik periyot gelememesi ile arada nitrat üretmek için yapılan aerobik periyotta KOİ kaybedilmesinin de önüne geçilmiş olur. Anaerobik/anoksik olarak çalıştırılan bir AKR sadece aerobik olarak çalışan bir nitrifikasyon reaktörü (AKR, biyofilm veya hibrit bir sistem) ile birlikte kullanılarak istenilen azot ve fosfor giderimi sağlanabilir. Çıkış amonyak konsantrasyonunun düşük olabilmesi için, AKR de kalan hacmin yani çamur geri devir oranının çok düşük tutulması gerekir; bu da çevrim süresinin uzun olması anlamına gelmektedir (Bölüm 3.2.3).

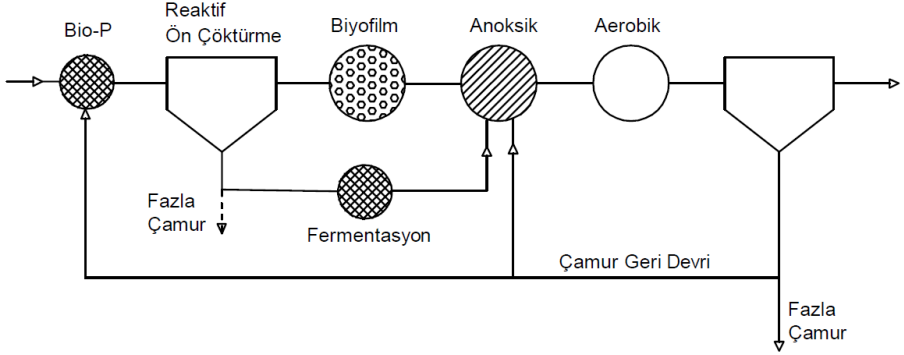
**Şekil 3.3a'**da biyofilm tipi AKR'de ayrı kademe nitrifikasyon uygulayan 3 havuzlu bir AKR akım şeması ve bir çevrimdeki fazlar gösterilmektedir (Artan ve Orhon, 2005).

Sürekli sistemlerde de benzer bir akım şeması uygulanabilir. Tek çamurlu sistemlerdeki ön çökeltme havuzunun aktifleştirilerek ara çökeltme havuzu haline getirildiği bir akım şeması

**Şekil 3.3b'**de verilmektedir (Gunes vd., 2019)



(a) Kesikli Sistem



(b) Sürekli Sistem

Şekil 3.3. İki Çamurlu Hibrit Aktif Çamur Sistemleri

#### 3.1.4.4. Kimyasal Fosfor Giderimi

Kimyasal fosfor giderimi, konvansiyonel aktif çamur sistemleri ile birlikte dünyada uzun yıllardır kullanılmakta ve güvenilir bir şekilde çok düşük TP çıkış değerleri elde edilmektedir. Fe(III) ve Al(III) tuzları genellikle havalandırma havuzu girişinde eklenerek kimyasal çöktürme işlemi havalandırma havuzunda gerçekleştirilir ve çökeltiler son çökeltme havuzunda aktif çamur ile birlikte sudan ayrılır. Üçüncü kademe olarak sonradan kimyasal ekleme ancak çok düşük çıkış TP (<1 mg/L) isteniyorsa uygulanan bir yöntemdir. İlk çökeltme havuzu öncesi kimyasal eklendiğinde kimyasal çöktürme ve çökeltinin birincil çamur ile birlikte uzaklaştırılması ilk çökeltme havuzunda gerçekleşir. Daha çok yağışlı havalardaki pik debilerde ilk çökeltme de kimyasal iyileştirme gerektiğinde uygulanmaktadır.

Çamur biyoreaktöre dönmeden önce geri devir üzerindeki bir havuzda anaerobik koşullarda fosforun sıyırılması ve kimyasal madde eklenerek çöktürülmesi de fosfor giderimi uygulamalarından biridir. Sıyırma havuzunda oluşan veya eklenen UYA sayesinde PAO aktivitesi de başta ayrıca bir anaerobik havuz olmadan gerçekleşebilir. Bu durumda çamurdan fosfor geri kazanımı için de uygun koşullar oluşmuş olur.

Metal tuzları ile çöktürme ile fosfor gideriminin, kimyasal madde maliyetleri ve biyolojik çamur üretimine kimyasal çamurun da eklenmesi gibi dezavantajları düşünülürken EBPR gittikçe kimyasal fosfor gideriminin yerini almaktadır. TP=1 mg/L standardı uygulanan yerlerde, bugün daha çok atıksudaki UYA yeterli olmadığına tamamlayıcı olarak kullanılmaktadır. Yeterli UYA olduğunda EBPR ile çıkış suyunda filtrasyon sonrası 0,1 mg/L TP elde edilebilirken kimyasal çöktürme, çıkış filtrasyonu ile ulaşılabilecek teknolojik limit 0,01 mg/L TP'dir.

Çok sıkı TP standardı (0,05 mg/L TP) uygulanan yerlerde üçüncü kademe olarak kimyasal çöktürme uygulandığı zaman da ikinci kademe fosforun çoğunun EBPR prosesi ile giderilmesi faydalı olacaktır. Böylece kimyasal fosfor gideriminin güvenilirliğinden yararlanılırken, EBPR ile kimyasal madde ihtiyacının ve çamur üretiminin azalmasının yanı sıra filamentli organizmaların daha iyi kontrolü ile çamurun çökelme özelliklerinin ve aerobik havuzda nitrifikasyon hızının iyileşmesi gibi ek faydalar da elde edilmektedir.

Yan akımlarda ve çamurda kimyasal çöktürme, fosfor gideriminden çok işletme problemleri için uygulanmaktadır. Anaerobik çamur çürütücüde oluşan yüksek ortofosfat ve amonyum azotu, struvit (magnezyum amonyum fosfat) ve diğer çökelekler oluşturmak için uygun koşulları yaratır. Struvit ve başka bileşikler susuzlaştırma ekipmanları üzerinde istenmeyen çökelekler oluşturur. Çamur prosesinin başına magnezyum dozlayarak struvitin, sonradan istenmeyen çökelekler oluşturması yerine, fosfor geri kazanımı için faydalı bir ürün olarak elde edilmesi sağlanabilir. Yan akımlarda kimyasal çöktürme uygulaması, hem sistemin başına dönen nütrient yüklerinde azalma hem de fosfor geri kazanımı için EBPR prosesi ile birlikte uygulanacak etkili yöntemler olmaktadır.

#### **3.1.4.5. Yenilikçi Azot Giderim Prosesleri**

Özellikle yüksek konsantrasyonlarda azot ve düşük konsantrasyonlarda organik madde içeren atıksuların arıtımında konvansiyonel nitrifikasyon-denitrifikasyon proseslerine alternatif olarak SHARON, DEMON, SHARON-Anammox ve CANON gibi yenilikçi teknolojiler uygulanmaktadır (Güven ve Sözen, 2010).

#### **SHARON prosesi**

SHARON prosesi; yüksek amonyum içeren atıksulardan amonyumun nitrit üzerinden (kısmi nitrifikasyon) tek bir reaktör içerisinde giderildiği sistemdir. Azot giderimi, nitrifikasyonun ikinci

adımı, nitrasyon olmaksızın nitrit üzerinden gerçekleştirilebilmektedir (Hellinga vd., 1998). Amonyak oksitleyiciler ile nitrit oksitleyicilerin artan sıcaklıkla çoğalma hızları ve gerekli minimum çamur yaşlarının farklılığına bağlı tasarım yaklaşımına dayanan SHARON prosesinde, 35°C ve düşük çamur yaşı (1 gün aerobik, 0,5 gün anoksik) işletme şartlarında kısmi nitrasyon ve denitrifikasyon gerçekleştirilmiş olur (Güven ve Sözen, 2010; van Kempen vd., 2005). Bu şekilde nitrifikasyon prosesinin oksijen ihtiyacı azaltılırken denitrifikasyon prosesi için de ilave karbon ihtiyacı azaltılmış olur. Özellikle düşük C/N oranına sahip atıksuların (çamur çürütücü çıkış suları gibi) arıtımı için, teorik olarak %25 daha az havalandırma, %40 daha az organik madde ihtiyacı ve %40 daha az çamur üretimi ile uygun maliyetli arıtım sağlanabilir (Hellinga vd., 1998).

Proses yüksek amonyak oksidasyon hızında işletildiğinden özellikle oksijen transferi ve pH kontrolü proses işletimi açısından son derece önemlidir. Ayrıca proseste hidrolik koşulların sabit tutulması, reaktörde doğru miktarda mikroorganizma tutulması açısından önemlidir (Güven ve Sözen, 2010).

Proses patentlendikten kısa süre sonra denitrifikasyon adımı kaldırılarak Anammox prosesine entegre edilmiş olması sebebiyle literatürde sadece Sharon prosesine ait az sayıda çalışma mevcuttur. Ancak yine de prosesin evsel atıksu arıtma çamurları anaerobik çürütücü çıkış sularının arıtımı (van Kempen vd., 2005) uygulamalarından başka, çöp sızıntı suyu (Vilar vd., 2010) ve rafineri sularının ön arıtımı (Milia vd., 2016) için uygulama potansiyelini araştıran kısıtlı sayıda çalışma bulunmaktadır.

### **ANAMMOX prosesi**

Anaerobik amonyak oksidasyonu, amonyağın Anammox bakterileri tarafından anaerobik şartlar altında nitritin elektron alıcısı olarak kullanılarak azot gazına dönüştürüldüğü bir prosestir (Jetten vd., 2001). Bu sebeple, bu prosesin gerçekleştirilmesi için ortamda amonyak ile nitritin birlikte bulunması gerekir. Atıksu arıtma tesislerinde azotun temel olarak amonyak formunda olması sebebiyle, Anammox prosesinin işletimi için amonyağın belirli bir oranda nitrite dönüştürülmesi veya dışarıdan ilave edilmesi gerekmektedir. Ayrıca Anammox bakterilerinin optimum çoğalma için 35°C ortam gerektirmesi ve çok düşük çoğalma hızlarına sahip olmaları (0,065-0,33 gün<sup>-1</sup>) sebebiyle reaktör işletimi için başlangıç süresi 3-6 ay'ı bulabilmektedir (Güven, 2003). Anammox bakterileri Planktomiset türünün ototrofik grubuna üyedir. Atıksu arıtma tesislerinde *Candidatus Brocadia anammoxidans*, *Candidatus Brocadia fulgida*, *Candidatus Kuenenia stuttgartiensis*, *Candidatus Scalindua brodae*, *Candidatus Scalindua wagneri* türlerine rastlanmıştır (Schmid vd., 2003).

Günümüzde, Anammox prosesinin ana iki uygulama alanı çamur çürütücü çıkış suları ile çöp sızıntı suyunun arıtılmasıdır (Fux ve Siegrist, 2004; Güven, 2004; Hong-guo vd., 2006;

Ruscalleda vd., 2008). Anammox ayrıca domuz dışkısının arıtılması (Hwang vd., 2006), balık konservesi atıkları çürütücü çıkış suları (Dapena-Mora vd., 2006), tabakhane atıksuları (Paques, 2007) gibi alanlarda da uygulama alanı bulmuştur. Patates nişastasının (Abeling ve Seyfried, 1992) ve mezbaha atık sularının (Siegrist vd., 2006) yüksek TN konsantrasyonlarına sahip olduğu, bu da Anammox'u bu tür atık suların arıtımı için olası bir işlem haline getirdiği bildirilmiştir.

Anammox aktivitesi üzerinde inhibisyon etkisi olan ana faktörler çözülmüş oksijen ve düşük moleküler boyutlu organik bileşiklerdir (Güven vd., 2004; Isaka vd., 2008; Strous vd., 1999). Ayrıca nitrat, sülfid, fosfat ve asetatın daha düşük veya daha yüksek konsantrasyonlarda Anammox sürecini inhibe ettiği tespit edilmiştir (Dapena-Mora vd., 2007; Strous vd., 1999). Mekanik stres de bir engelleyici faktör olarak bildirilmektedir (Arrojo vd., 2006).

### **SHARON-ANAMMOX ve CANON Prosesleri**

SHARON prosesinde denitrifikasyon adımının yerine Anammox prosesinin uygulanması ile azot giderimi tamamen ototrofik procesten oluşmaktadır. Kısmi nitrifikasyonun ayrı, anammox prosesinin ayrı iki farklı reaktörde çalıştırılması SHARON-ANAMMOX, tek reaktör prensibi ise CANON prosesi olarak adlandırılmaktadır. SHARON prosesinde amonyağın yaklaşık yarısının nitrite dönüştürülmesi ve kalan amonyak ve üretilen nitritin Anammox reaktörüne verildiği sistemde son ürün olarak azot gazı ve bir miktar nitrat üretilir. SHARON-Anammox prosesi konvansiyonel nitrifikasyon-denitrifikasyon prosesi ile karşılaştırıldığında %60 daha az oksijen kullanılırken, reaksiyon sonucunda %83 daha az biyokütle elde edilmektedir (van Dongen vd., 2001).

CANON prosesi, tek bir reaktörde aerobik ve anaerobik amonyak oksitleyici bakterilerin 35°C sıcaklıkta ve kısıtlı oksijen koşullarında (0,24-1,5 mg/L) birlikte çalışması prensibine dayanır. Oksijen kısıtı altında amonyumun bir kısmı, AOB'lar tarafından nitrite oksitlenir ve üretilen nitrit, Anammox bakterileri tarafından amonyağın oksidasyonunda kullanılır (Sliekers vd., 2002; Third vd., 2001). Günümüzdeki pek çok Anammox işletimi CANON prosesi şeklinde çalıştırılmaktadır.

### **DEMON Prosesi**

Deamonifikasyon (DEMON®), sürekli besleme, kesikli havalandırma ve hassas pH kontrolü ile kısmi nitrifikasyon/ Anammox prosesinin tek reaktörde işletildiği ve anammox bakterilerinin özel bir hidrosiklon ile sisteme sürekli olarak geri döndürüldüğü bir prosesdir (Wett vd., 2007). İlk olarak Strass (Avusturya; 2004) ve Glarnerland'da (İsviçre; 2007) iki tam ölçekli tesiste uygulanmıştır. Bu uygulamalar ana atıksu akımı üzerinde gerçekleştirilmiştir. DEMON® prosesi konvansiyonel nitrifikasyon-denitrifikasyon prosesine göre KOİ ve alkalinite ilavesine



gerek duymaz, %63 daha az oksijen tüketir ve biyokütle oluşumu %80 daha azdır (Nifong vd., 2013).

## 3.2. Proses Tasarımı

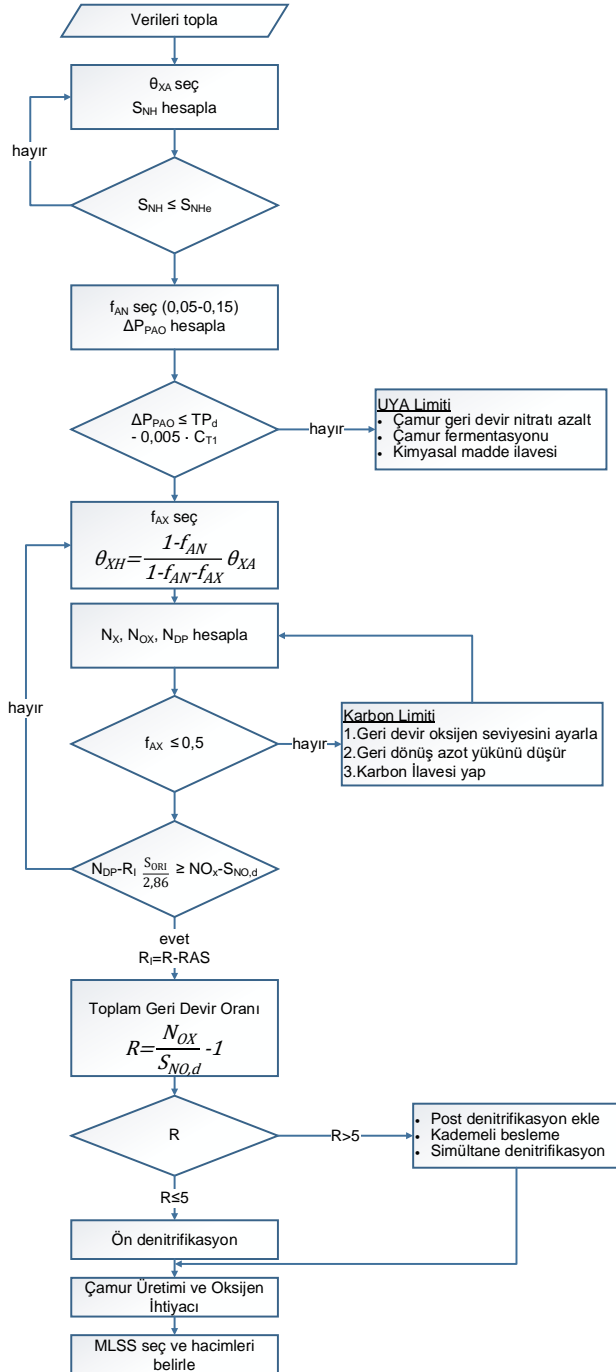
### 3.2.1. Tasarım Yöntemi

Tek çamurlu sistemlerin tasarımı, genel olarak **Şekil 3.4**'te verilen prosedür adım adım takip edilerek yapılabilir. Literatürde çeşitli konfigürasyonlar için farklı tasarım prosedürleri kullanılmakla birlikte, çamur bekletme süresi seçimine dayanan genel bir tasarım algoritması uygulamak, biyoproses akım şemalarını karşılaştırabilmeye ve doğru bir biyoproses akım şeması seçmeye de yardımcı olacaktır. Burada esas, nitrifikasyon için yeterli aerobik çamur yaşı belirlendikten sonra, istenen nütrient giderimlerinin sağlanabilmesi için diğer çamur fraksiyonlarının belirlenmesidir.

İlk adım olan tasarım verilerinin toplanması ne kadar doğru ve gerçekçi yapılabilirse, gerek proses seçimi gerekse sistemin boyutlandırılması o kadar doğru ve güvenilir olacaktır. Tasarım debisi (sistemin büyüklüğü), yer seçimi, artırılmış suyun ne yapılacağı, ilk maliyetin mi yoksa işletme maliyetinin mi (enerji ihtiyacının) düşürülmesinin daha önemli olduğu gibi faktörler gözönüne alınarak, biyoproses öncesi ve sonrası işlemlere ve çamurun nasıl arıtılıp uzaklaştırılacağına karar verildikten sonra, ham atıksu karakterizasyonundan hareketle biyoproses girişindeki atıksu kalitesi belirlenebilir. Yukarıda sayılan faktörler biyoproses seçiminde de önemli rol oynar. Giriş atıksu karakterizasyonu ve istenen çıkış suyu standartları gözönüne alınarak biyoproses seçiminde bir ön karar alınabilir.

Çıkış azot standardı düşük ve giriş TKN konsantrasyonu yüksek olduğu için denitrifikasyon verimi ihtiyacı yüksekse, sadece predenitrifikasyon yapan iç geri devirli sistemler yeterli olmayabilir. Post denitrifikasyon da kullanan modifiye Bardenpho gibi bir proses veya karusel tipi reaktör kullandığı için geri devir kısıtlaması olmayan oksidasyon hendeği (OD) gibi prosesler seçilebilir. Ancak KOİ/TKN oranı düşük ise, denitrifikasyon potansiyelini etkin olarak kullanamayan (aerobik koşullarda KOİ kullanımı fazla) OD gibi proseslerin seçilmesi halinde, sistemin çok büyütülmesi gerekeceği hatta karbon kısıtı nedeniyle istenen azot giderimine ulaşamayabileceği de düşünülmalıdır.

Girişte UYA düşük, toplam fosfor yüksek ise (örneğin  $S_w/TP \leq 10$ ), çamur geri devri ile anaerobik havuza nitrat girişi önlenmediği takdirde istenen EBPR kapasitesinin sağlanamayacağı gözönüne alınarak UCT, Johannesburg benzeri prosesler dikkate alınmalıdır.

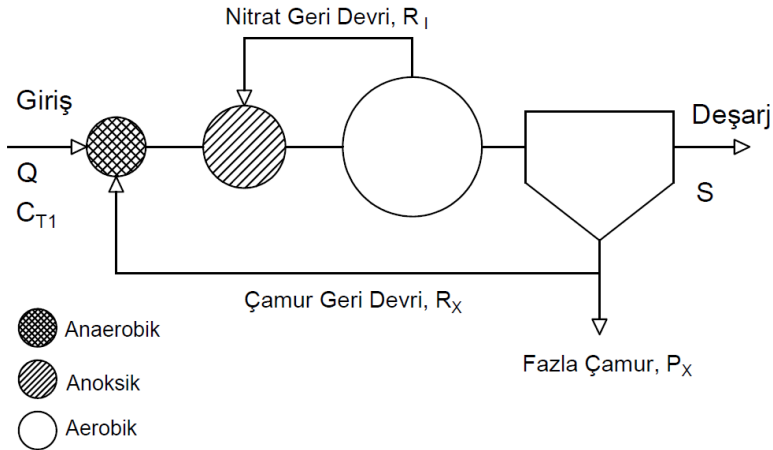


**Şekil 3.4.** Biyolojik Azot ve Fosfor Gideren Sistemlerde Tasarım Prosedürü

### 3.2.2. Sürekli Sistemlerde Biyoproses Tasarımı

Sürekli aktif çamur sistemlerinin tasarımı, basitleştirilmiş bir biyoproses modeli (içsel solunum) kullanarak oluşturulan kütle dengelerinin kararlı hal için çözümüne dayanır. Kararlı hal çözümleri için sadece nitrifikasyon kinetiği ve içsel solunum kinetiği esas alınmış, böyle bir sistemde ayrışabilir KOİ'nin yaklaşık tamamının giderilebileceği varsayılmıştır. Kütle dengelerinden hareketle hesaplanan büyüklüklerin birim atıksu debisi için yapılması ve gerekli kararlar verildikten sonra tasarım debisi için sistemin boyutlandırılması, hem hesapların kontrolü hem de akışı takip edebilmek açısından kolaylık sağlayacaktır.

Tasarım verileri toplandıktan sonra ilk adım toplam çamur beketme süresi ve fraksiyonlarının belirlenmesidir. Bunun için KOİ, N ve P için kütle dengeleri kullanılır. İstenen çıkış kalitesini sağlayan çamur beketme sürelerinin belirlenmesi, "seç - kontrol et" şeklinde ilerleyen hesaplamalarla gerçekleştirilir. **Şekil 3.5**'te verilen A<sup>2</sup>O akım şeması esas alınsa da diğer konfigürasyonlar için gereken değişiklikler **Şekil 3.4**'te verilen prosedür takip edilerek yapılacaktır.



**Şekil 3.5.** A<sup>2</sup>O Prosesinde Proses Sıralaması ve Geri Devirler

#### 3.2.2.1 Çamur Beketme Sürelerinin Belirlenmesi

Nütrient gideren aktif çamur sistemlerinin boyutlandırılması, sadece karbon gideren aktif çamur sistemlerinde olduğu gibi çamur beketme süresi (SRT) esas alınarak yapılır ancak toplam çamur yaşının belirlenebilmesi için, nitrifikasyon, denitrifikasyon ve EBPR için gerekli aerobik,  $f_A$ , anoksik,  $f_{AX}$  ve anaerobik,  $f_{AN}$ , çamur fraksiyonlarının belirlenmesi gerekir.

$$\theta_X = \frac{M_X}{P_{XT}} = \frac{f_A \cdot M_X + f_{AX} \cdot M_X + f_{AN} \cdot M_X}{P_{XT}} \quad (3.1)$$

$M_x$  : Reaktörde tutulan toplam çamur (kg AKM)

$P_{XT}$  : Günde uzaklaştırılan çamur (kg AKM/gün)

Tüm reaktör için sabit bir MLSS alınabiliyorsa, çamur fraksiyonları hacim fraksiyonlarına eşit alınabilir.

$$\theta_X = \frac{V_A \cdot X_T + V_D \cdot X_T + V_{AN} \cdot X_T}{P_{XT}} = \frac{V \cdot X_T}{P_{XT}} \quad (3.2)$$

Yukarıdaki SRT tanımı, sistemden uzaklaştırılan çamura dayanmaktadır. Üretilen çamur, uzaklaştırılan çamura eşit olduğu zaman sistem kararlı haldedir. Sistemi sabit bir çamur yaşında kararlı halde tutabilmek için sürekli olarak çamur atılması gerekir. Çamurun tam karışımdan atılması halinde:

$$\theta_X = \frac{M_X}{P_{XT}} = \frac{V \cdot X_T}{Q_w \cdot X_T} = \frac{V}{Q_w} \quad (3.3)$$

olacağından SRT hidrolik olarak da kontrol edilebilir. Formülde:

$Q_w$  : Atılan çamur debisi ( $m^3/gün$ )

$X_T$  : Havalandırma havuzu aktif çamur konsantrasyonu ( $kg/m^3$ )

$V$  : Biyoreaktör hacmi ( $m^3$ )

İşletme sırasında çamur uzaklaştırması, sürekli değil de uzun aralıklarla yapılırsa, çamur yaşını sabit tutmak mümkün olmayacaktır. Zamanla değişen çamur bekletme süreleri, özellikle kritik koşullar (düşük sıcaklık, yüksek kirlilik yükleri, vb.) söz konusu ise proses performansını etkileyebilir.

Farklı prosesler, farklı koşullarda gerçekleştiği için her bir prosesin boyutlandırılmasında, o koşullardaki çamur bekletme süresi etkilidir. Örneğin nitrifikasyon prosesinin verimi, ototroflar sadece aerobik koşullarda çoğalabildiği için, aerobik çamur bekletme süresi ile ilgilidir. Aerobik çamur bekletme süresi, toplam çamur bekletme süresinin aerobik çamur fraksiyonu,  $f_A$ , ile çarpımı kadardır.

$$\theta_{XA} = f_A \cdot \theta_X \quad (3.4)$$

Heterotrofik çoğalma (normal heterotroflar ve PAOlar), hem aerobik hem de anoksik koşullarda gerçekleştiği için -anaerobik koşullarda çoğalma olmayıp sadece KOİ dönüşümü oluyor kabul edilirse- biyokütle üretimi ile buna bağlı KOİ giderimi ve elektron alıcısı ihtiyacı aşağıdaki gibi tanımlanan heterotrofik çamur bekletme süresinin fonksiyonudur.

$$\theta_{XH} = (f_A + f_{AX}) \cdot \theta_X \quad (3.5)$$

Yukarıdaki tanımlardan heterotrofik çamur bekletme süresinin aerobik çamur bekletme süresi ile ilişkisi aşağıdaki gibi hesaplanır.

$$\theta_{XH} = \frac{f_A + f_{Ax}}{f_A} \cdot \theta_{XA} = \frac{1 - f_{AN}}{1 - (f_{Ax} + f_{AN})} \cdot \theta_{XA} \quad (3.6)$$

Azot gideriminin ön koşulu nitrifikasyonun gerçekleşmesi olduğuna göre, tasarım sıcaklığında ve aerobik koşullardaki çözünmüş oksijen (ÇO) konsantrasyonuna bağlı olarak emniyetle nitrifikasyonu gerçekleştirecek aerobik çamur bekletme süresi seçimi ile tasarıma başlanır.

Aerobik çamur yaşını, tasarım sıcaklığı ve oksijen konsantrasyonundaki maksimum çoğalma hız katsayısından, minimum çamur yaşını hesapladıktan sonra bu değeri emniyet faktörü (EF) ile çarparak, aşağıdaki gibi doğrudan hesaplamak da mümkündür. Kayser (1989) tarafından önerilen formüle göre, en düşük proses sıcaklığında, emniyetle nitrifikasyonun gerçekleşmesi için gerekli aerobik çamur yaşı:

$$\theta_{XA} = \frac{EF}{\frac{\mu_{A,max}}{S} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_A} + S_{O_2}} \cdot \theta_{T,\mu_A}^{(T-20)} - b_A \cdot \theta_{T,b_A}^{(T-20)}} \quad (3.7)$$

Formüle gerekli olan katsayılar:

- $\mu_{A,max}$  : Ototrofik bakterilerin 20°C maksimum çoğalma hızı (gün<sup>-1</sup>)
- $b_A$  : Ototrofik bakterilerin 20°C ölüm hızı (gün<sup>-1</sup>)
- $S_{O_2}$  : Aerobik havuz çözünmüş oksijen konsantrasyonu (mg O<sub>2</sub>/L)
- $K_{O_A}$  : Ototrofik bakterilerin oksijen yarı doyumluk konsantrasyonu (0,5 mg O<sub>2</sub>/L)
- $S$  : Saatlik azot yükü salınım faktörü
- $EF$  : Emniyet Faktörü

Tasarımda nitrifikasyonun gerçekleştirileceği minimum sıcaklık (T) seçilerek formüle konulur. Ototrofik bakteriler için maksimum çoğalma ve ölüm hızları için sıcaklık düzeltme faktörleri; ( $\theta_{T,\mu_A}$ ) ve ( $\theta_{T,b_A}$ ) sırası ile 1,072 ve 1,029 alınabilir. Formüle "S" azot yükünün gün içindeki maksimum değerinin ortalama yüke oranıdır. Ayrıca, tesisin tasarımında emniyet faktörü (EF) olarak ayrı bir katsayı girilmelidir.

Seçilen aerobik çamur yaşı ve oksijen konsantrasyonu ile tasarım sıcaklığındaki kinetik katsayılar kullanılarak çıkış amonyak konsantrasyonu hesaplanarak kontrol edilir.

$$S_{NH} = \frac{K_{NH} \cdot (1 + b_{A,T} \cdot \theta_{XA})}{\mu_{Amax,T,O} \cdot \theta_{XA} - (1 + b_{A,T} \cdot \theta_{XA})} \quad (3.8)$$

$$\mu_{Amax,T,O} = \mu_{Amax,T} \cdot \frac{S_o}{K_{O_A} + S_o} \quad (3.9)$$

Bölüm 6'da verilen kinetik katsayılardan  $\mu_{A,max}= 0,60$ ;  $b_A=0,12$ ;  $S=1,6$ ;  $EF=1,2$ ;  $\text{ÇO}=2 \text{ mg/L}$ ,  $K_{OA}=0,5$  alınırsa, bu değerlerin 15 derece için 11 gün olması gerektiği hesaplanır. Simültane denitrifikasyon için ortalama  $\text{ÇO}=1,0 \text{ mg/L}$  alınırsa aerobik çamur yaşı 17 güne yükselmektedir.

Havalandırılmayan fraksiyonun ( $f_{AX}+f_{AN}$ ) %50'nin üzerinde olması istenmez (Lakay vd., 1999). Sistemin başında PAO'ların seçilebilmesine yetecek kadar  $f_{AN}$  ve istenen nitrat giderimini sağlayacak denitrifikasyon potansiyelini oluşturacak kadar  $f_{AX}$  olmalıdır. Aynı anoksik fraksiyon için predenitrifikasyon sistemlerinin denitrifikasyon potansiyeli diğer tek çamurlu proses alternatiflerine göre daha yüksek olacaktır. Özellikle KOİ/TKN oranı düşük atıksular için KOİ'nin daha büyük bir kısmının aerobik koşullarda harcanmasına veya anoksik havuza daha fazla oksijen geri devrettirilmesine yol açan proses alternatiflerinden kaçınmak gerekir.

Azot kütle dengelerinden hareketle, beklenen çıkış nitrat konsantrasyonunu verecek  $f_{AX}$  ve fosfor kütle dengelerinden hareketle gerekli EBPR kapasitesini oluşturacak  $f_{AN}$  fraksiyonlarına karar verildikten sonra toplam çamur bekletme süresi aşağıdaki gibi hesaplanabilir.

$$\theta_X = \frac{\theta_{XA}}{1-(f_{AX}+f_{AN})} \quad (3.10)$$

### 3.2.2.2. Fosfor Kütle Dengeleri ve Anaerobik Fraksiyonun Seçimi

Çıkış suyunda istenen TP değerlerinin sağlanabilmesi için çözünmüş ortofosfat değerlerinin çok düşük olması yani sistemin fosfor kısıtlı olarak çalışması gerekir. Bu durumda EBPR kapasitesi yani PAO'lar tarafından biriktirilen fosfor;  $\Delta P_{PAO} \geq \text{Giriş TP} - \text{normal P giderimi}$  şeklinde olmalıdır. Normal fosfor giderimi, yani heterotrofik çoğalmada nütrient ihtiyacı, giriş KOİ değerine ve çamur yaşına bağlı olarak  $2-3 \text{ g P/m}^3$  atıksu aralığında değişir. Bu aşamada yaklaşık olarak giriş KOİ'sinin %0,5'i seçilip gerekirse çamur hesaplarından sonra tahkik edilir.

Anaerobik havuzdan beklenen iki fonksiyon, PAO'ların UYA'yı PHA olarak depolayabilmesi, dolayısı ile biyokütle içinde var olabilmeleri ve normal heterotrofların fermentasyon yaparak gerekli uçucu yağ asitlerini üretmesidir. Genellikle depolama prosesi fermentasyondan daha hızlıdır ve 1 günlük anaerobik çamur bekletme süresi UYA depolaması için yeterli olmaktadır. Daha yüksek anaerobik çamur bekletme süreleri fermentasyon ile daha fazla UYA üretebilmek için gereklidir. Fermentasyon için birinci derece reaksiyon kinetiği kabul edilerek anaerobik çamur fraksiyonu,  $0,05 - 0,20$  aralığında değişirken, fermentasyon veriminin ( $E_F$ ) %60-%80 aralığında değiştiği gösterilmiştir (Orhon ve Artan 1994). Azot giderimi için zaten yüksek çamur yaşlarında çalışma gerektiği için, anaerobik fraksiyonun artması sonucu toplam çamur yaşını arttırmak, sistemi büyütmeğe degecek kadar fosfor giderimine katkı sağlayamaz. Ayrıca yüksek fermentasyon verimi (veya kolay ayrışan KOİ'den hidroliz kısıtlı fermentasyon)

beklentisi ile anaerobik çamur fraksiyonunu arttırarak fermentasyon hızı çok düşürülürse, ortamdaki UYA konsantrasyonu çok düşük olacağı için anaerobik tankta PHA depolaması ile ilişkili olmayan ikincil fosfor salımı riski de oluşur.

Toplam havalandırılmayan fraksiyonun ( $f_{AX}+f_{AN}$ ) en fazla 0,50 olacağı düşünülerek, sonraki adımda belirlenecek olan denitrifikasyon potansiyeli için gerekli  $f_{AX}$  ile de uyumlu bir  $f_{AN}$  değeri seçilmelidir. Seçilen anaerobik fraksiyona karşılık fermentasyon verimi ( $E_F$ ) kabul edilerek birim debi için potansiyel UYA verilen atıksu karakterizasyonu için hesaplanabilir.  $A^2O$  prosesinde olduğu gibi anaerobik havuza nitrat girişi varsa, nitratın harcayacağı UYA da hesaba katılarak depolanabilecek  $KOİ$  aşağıdaki gibi belirlenir.

$$\Delta S_{sto} = S_{A1} + E_F \cdot S_{F1} - \left[ \frac{2,86 \cdot R_X \cdot S_{NO}}{1 - Y_H} \right] \quad (\text{g KOİ/m}^3 \text{ atıksu}) \quad (3.11)$$

PAO'ların sadece depolanmış substratı kullanabildikleri göz önüne alınırsa, aşırı P giderimi:

$$\Delta P_{PAO} = f_{P\_PAO} \cdot Y_{NPAO} \cdot \Delta S_{sto} \quad (\text{g P/m}^3 \text{ atıksu}) \quad (3.12)$$

denklemden hesaplanabilir. PAO'ların fosfor içeriği ( $f_{P\_pao}$ ) 0,38 g P/g UAKM olduğu kabul edilirse net dönüşüm oranına ( $Y_{NPAO}$ ) bağlı olarak aşırı fosfor giderimi ile 1 g P giderebilmek için yaklaşık olarak 8-10 g net depolanabilir  $KOİ$  gerektiği anlaşılmaktadır.

Gerekli aşırı fosfor giderimi,  $\Delta P_{PAO}$ , verilen atıksu karakterizasyonu için sağlanamıyorsa, fermentasyon verimini artırmak için anaerobik fraksiyonu artırmak yerine, öncelikle çamur geri devrinden gelen nitrat girişi için önlem alınmalıdır. Bir gram nitratın yaklaşık 6 gram kolay ayrışan  $KOİ$  tüketeceği düşünülürse,  $A^2O$  gibi proseslerde yaklaşık 30-40 g  $KOİ$  denitrifikasyon için harcanacağı için fosfor giderme kapasitesi en az 3-4 g azalacaktır. Çamur geri devri üzerinde denitrifikasyon yaparak (Johannesburg prosesi) nitrat girişi önlenir. Sadece içsel solunuma bağlı olarak gerçekleşecek bu havuzdaki spesifik denitrifikasyon hızının, predenitrifikasyon havuzundaki hıza göre düşük olmasına karşılık çamur geri devir hattındaki bu havuzda biyokütle konsantrasyonunun çok yüksek olacağı da gözönüne alınmalıdır.

UCT veya MUCT prosesinde olduğu gibi, çamur geri devri anaerobik havuza değil de anoksik havuza yapılır ve anoksik havuzdan anaerobik havuza (nitrat içermeyen) çamur geri devri yapılırsa, nitratın UYA tüketmesinin önüne geçilmiş olur. Anaerobik havuzdaki MLSS konsantrasyonunun, yapılan bu yeni iç geri devre bağlı olarak, diğer havuzlardaki MLSS konsantrasyonlarından düşük olacağı gözönüne alınmalıdır.

UCT, MUCT veya JHB proseslerinde, PAO'ların depoladığı substrat, aşağıdaki şekilde hesaplanacağından EBPR kapasitesi  $A^2O$  prosesine göre çok yükselecektir.

$$\Delta S_{sto} = S_{A1} + E_F \cdot S_{F1} \quad (\text{g KOİ/m}^3 \text{ atıksu}) \quad (3.13)$$

Çamur geri devrindeki nitrat giderildiği halde gerekli kapasiteye ulaşamıyorsa giriş atıksuyunun UYA konsantrasyonunu artırmak için, primer çamur fermentasyonu yapmak veya çamur geri dönüşlerinden gelen fosfor yüklerini azaltmak gibi yöntemlere başvurulabilir.

### 3.2.2.3 Azot Kütle Dengeleri ve Anoksik Fraksiyonun Seçimi

Atıksudaki organik azotun biyolojik olarak ayrışan kısmı sistemde amonyak azotuna dönüşür ve amonyak azotu biyokütle üretiminde azot kaynağı olarak kullanılır; kalanı ise nitrifikasyon verimine bağlı olarak oksitlenir. Azot kütle dengeleri birim atıksu debisi için (g N/m<sup>3</sup> atıksu) yapılırsa, çoğalmada kullanılan (çamura geçen) azot (N<sub>x</sub>) ve nitrifikasyon potansiyeli (oksitlenen azot, N<sub>ox</sub>) θ<sub>xH</sub>'in fonksiyonu olarak hesaplanır.

$$N_x = i_{XB} \cdot Y_{NH} \cdot C_{S1} + i_{XE} \cdot f_E \cdot b_H \cdot \theta_{XH} \cdot Y_{NH} \cdot C_{S1} \quad (3.14)$$

$$Y_{NH} = \frac{Y_H}{1 + b_H \cdot \theta_{XH}} \quad (3.15)$$

$$N_{OX} = TKN - S_{NH} - N_x - S_{NI} - X_{NI} \quad (3.16)$$

Formüde, S<sub>NI</sub> ve X<sub>NI</sub> girişteki inert çözülmüş ve partiküler azot fraksiyonlarını göstermekte olup kentsel atıksular için yaklaşık 1-4 mg N/L seviyesindedir. Anaerobik çamur çürütme ünitesi bulunan tesislerde giriş atıksu karakterizasyonu, ön çökeltme sonrasına gelen çamur arıtma geri dönüş sularının karıştığı noktadan alınan numunenin karakterizasyonu ile ortaya konabilir.

Tasarım için toplam azot standardı (TN) ile uyumlu çıkış nitrat konsantrasyonu (S<sub>NO,d</sub>) seçilmelidir. Çıkıştaki biyokütle kaçacağından gelebilecek org azot (i<sub>x</sub>X<sub>e</sub>), nitrifikasyon verimine bağlı olarak kalan amonyak azotu (S<sub>NH</sub>) ve atıksudaki inert organik azot (S<sub>NI</sub>) gözönüne alınarak bu değer aşağıdaki gibi hesaplanır.

$$S_{NO,d} = TN - S_{NH} - S_{NI} - i_x \cdot X_e \quad (3.17)$$

TN=10 mg N/L ise, iyi bir çökeltme yapılması koşulu ile (örneğin çıkış X<sub>e</sub>≤15 mg/L AKM) çıkıştaki nitrat konsantrasyonu en fazla 7 mg N/L olmalıdır. Giderilmesi gereken nitrat azotu, N<sub>ox</sub> - S<sub>NO,d</sub>, şeklinde tasarım için seçilen çıkış nitrat konsantrasyonuna göre belirlenir. Prosesin toplam net denitrifikasyon potansiyeli (N<sub>DP</sub>) bu değeri sağlayacak kadar olmalıdır (Orhon ve Artan, 1994).

Denitrifikasyon potansiyeli, havalandırılmayan havuzlara yeterli nitratın sağlanması koşulu ile giderilebilecek olan nitrat azotudur ve anoksik bölgedeki KO<sub>2</sub> giderimine bağlı oksijen (elektron alıcısı) ihtiyacının nitrat eşdeğeri olarak hesaplanır. Tek çamurlu sistemlerde heterotrofik



oksijen ihtiyacının tamamının nitratla karşılanması mümkün değildir ve bir kısmı zorunlu olarak aerobik koşullarda çözünmüş oksijen tarafından karşılanacaktır.

Heterotrofların oksijen ihtiyacı, kolay ayrışan KOİ ile çoğalma, yavaş ayrışan KOİ ile çoğalma ve içsel solunumdan kaynaklanan oksijen ihtiyacının toplanması ile atıksu KOİ fraksiyonları ve  $\theta_{XH}$ 'in fonksiyonu olarak aşağıdaki gibi hesaplanabilir.

$$\frac{O_{IH}}{Q} = (1 - Y_H) \cdot S_{S1} + (1 - Y_H) \cdot X_{S1} + (1 - f_E) \cdot b_H \cdot \theta_{XH} \cdot Y_{NH} \cdot C_{S1} \quad (3.18)$$

Predenitrifikasyon sistemlerinde, genellikle gerekli olan anoksik fraksiyonlarda kolay ayrışan KOİ'nin tamamının (PAO'lar tarafından depolanmış olsa bile) anoksik koşullarda tükeneceği düşünülürse, elektron alıcısı ihtiyacının bu fraksiyonu denitrifikasyon potansiyeline doğrudan eklenmelidir. Simülasyon modelleri, yavaş ayrışan KOİ'nin predenitrifikasyon reaktöründe kullanılma oranının anoksik fraksiyondan daha büyük ( $\delta \cdot f_{AX}$ ;  $\delta > 1$ ) olduğunu göstermektedir (Insel vd., 2019). Yavaş ayrışan organik maddenin kullanılma oranı için verilen düzeltme faktörü  $\delta = 1,2-1,5$  arasında seçilebilir.

İçsel solunumdan kaynaklanan elektron alıcısı ihtiyacı ise aerobik ve anoksik havuzlara çamur fraksiyonu oranında dağılır. Bu kabullerle predenitrifikasyon sistemleri için denitrifikasyon potansiyeli aşağıdaki denklemle hesaplanabilir.

$$N_{DP} = (1 - Y_{HD}) \frac{S_{S1}}{2,86} + \delta f_{AX} (1 - Y_{HD}) \frac{X_{S1}}{2,86} + f_{AX} (1 - f_E) b_H \theta_{XH} Y_{NH} \frac{C_{S1}}{2,86} \quad (3.19)$$

Çoğunlukla heterotroflar için aerobik ve anoksik koşullarda aynı dönüşüm oranı kullanılmakla birlikte anoksik çoğalmada dönüşüm oranının ( $Y_{HD}$ ) aerobik çoğalmaya göre ( $Y_H$ ) daha düşük olduğu teorik olarak ve respirometrik deneylerle gösterilmiştir (Sozen vd., 1998). Yukarıdaki denklemde anoksik heterotrofik dönüşüm oranı kullanılması daha doğru olur. Bu durumda çamur hesaplarken, biyokütle üretiminde aerobik ve anoksik fraksiyonlara göre ortalama bir heterotrofik dönüşüm oranı kullanmak gerekir.

Oksidasyon Hendeği (OD) tipi proseslerde havalandırıcıların yerleştirilmesine bağlı olarak çözünmüş oksijen konsantrasyonu reaktör boyunca yersel olarak değişir; yani aynı havuzda aerobik ve anoksik koşullar oluşur. Bunun sonucu olarak azot giderimi simultane olarak (yani nitrifikasyon ve denitrifikasyon aynı havuzda) gerçekleşir. Suyun kanallar içinde döndürülmesi ile oluşan sirkülasyon, reaktörde KOİ açısından tam karışım koşulları yarattığı için, kolay ayrışan KOİ'nin tamamının denitrifikasyon için kullanılması mümkün olmaz. Bu durumda denitrifikasyon potansiyeli, doğrudan heterotrofik oksijen ihtiyacının anoksik çamur fraksiyonu ile çarpılması ile hesaplanabilir.

$$N_{DP} = f_{AX} \cdot \frac{O_{IH}/Q}{2,86} \quad (3.20)$$

KOİ fraksiyonları sabit alınarak birim giriş KOİ'si başına denitrifiye edilebilecek nitratın (denitrifikasyon potansiyeli) anoksik fraksiyonla değişimi, simültane nitrifikasyon-denitrifikasyon (SndN) ve predenitrifikasyon için yukarıdaki denklemler aşağıdaki gibi düzenlenerek hesaplanabilir.

$$\frac{N_{DP}}{C_{T1}} = f_{AX} \frac{f_{SS}+f_{XS}}{2.86} [(1 - Y_H) + (1 - f_E) \cdot b_{H,T} \cdot \theta_{XH} \cdot Y_{NH}] \quad (3.21)$$

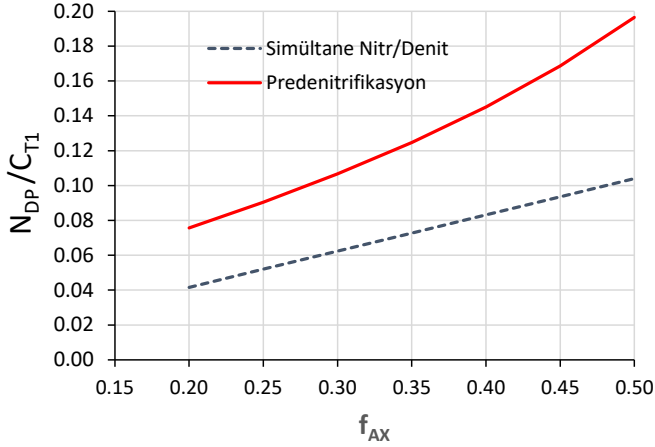
$$\frac{N_{DP}}{C_{T1}} = \frac{1-Y_H}{2.86} [(f_{SS} + \delta \cdot f_{AX} \cdot f_{XS})] + f_{AX} \frac{f_{SS}+f_{XS}}{2.86} (1 - f_E) \cdot b_{H,T} \cdot \theta_{XH} \cdot Y_{NH} \quad (3.22)$$

Ham ve ön çökeltmiş atıksu için uygun KOİ fraksiyonları belirlendikten sonra, aerobik SRT=10 gün, anaerobik fraksiyon ( $f_{AN}$ ) 0,1 olarak seçilen bir sistem için, sıcaklık 15°C'de birim KOİ başına denitrifikasyon potansiyelinin anoksik fraksiyon ile ( $f_{AX}$ ) değişimi verilen denklemlerden hesaplanmış, sonuçlar **Tablo 3.3** ve **Şekil 3.6**'de verilmiştir. Bu hesaplarda aynı zamanda  $Y_H=0,62$  g hücre KOİ/g KOİ,  $b_{H,20}=0,24$  gün<sup>-1</sup>,  $f_E=0,2$  olarak alınmıştır.

**Tablo 3.3.** Tek Çamurlu Aktif Çamur Sistemleri için Birim Denitrifikasyon Potansiyeli ( $N_{DP}/C_{T1}$ : g N/g KOİ)

$f_{AX}$	Proses	
	Predenitrifikasyon	Simültane
0,20	0,08	0,04
0,25	0,09	0,05
0,30	0,11	0,06
0,35	0,12	0,07
0,40	0,15	0,08
0,45	0,17	0,09
0,50	0,20	0,10

**Şekil 3.6**'de görüldüğü gibi predenitrifikasyon prosesi ile aynı denitrifikasyon potansiyelini elde edebilmek için, simültane denitrifikasyonda daha büyük anoksik fraksiyon dolayısı ile daha yüksek çamur bekletme süresi gerektiği anlaşılmaktadır.



**Şekil 3.6.** Birim KOİ için Denitrifikasyon Potansiyelinin Anoksik Fraksiyonla İlişkisi

Kesikli havalandırma prosesinde aerobik fazda besleme devam ettiği için bu fazda giren KOİ'nin aerobik olarak kullanılacağı düşünülürse, bu proses için denitrifikasyon potansiyeli simültane denitrifikasyon prosesine benzer şekilde hesaplanabilir. Burada anoksik çamur fraksiyonu, havalandırmanın açık (T<sub>A</sub>) ve kapalı olduğu (T<sub>D</sub>) süreleri kapsayan bir çevrim süresindeki (T<sub>C</sub>) denitrifikasyon süresi oranı (T<sub>D</sub>/T<sub>C</sub>) olarak alınmalıdır.

Predenitrifikasyon sistemlerinde, denitrifikasyon potansiyelinin bir kısmının iç geri devirle anoksik reaktöre giren oksijen tarafından harcanacağı da gözönüne alınarak hesaplanan net denitrifikasyon potansiyeli, giderilmesi istenen nitrat kadar olmalıdır.

$$N_{DP} - R_I \cdot \frac{S_{ORI}}{2.86} = N_{OX} - S_{NO,d} \quad (3.23)$$

Yukarıdaki denklemi emniyetle sağlayan en düşük anoksik çamur fraksiyonu belirleninceye kadar deneme yapılır. Predenitrifikasyon (iç geri devirli sistem) seçildiği halde 0,50'den büyük anoksik fraksiyon gerekli oluyor ise, girişteki atıksuyun KOİ değeri istenen azot giderimini sağlamaya yetmiyor demektir. Bu durumda çamur arıtımından gelen üst sularda nütrient giderimi (veya geri kazanımı) yaparak giriş azot yükünü azaltmak veya fermentasyon uygulayarak ilk çökeltme çamurunun üst suyunun karbonundan yararlanmak ya da dışarıdan organik karbon eklemek gibi çözümler araştırılmalıdır.

Net denitrifikasyon potansiyeli hesaplanırken iç geri devir oranı ön kabul olarak R<sub>I</sub>=3 alınabilir. Daha sonra iç geri devir oranı hesaplandığında gerekirse düzeltme yapılmalıdır. Havalandırma havuzundaki çözünmüş oksijen konsantrasyonu (S<sub>ORI</sub>) iç geri devrin yapıldığı bölgede mümkün olduğu kadar düşürülerek denitrifikasyon potansiyelinin oksijenle harcanması en aza indirilebilir. Yukarıdaki denklemden gereksiz yere yapılan iç geri devrin, gereksiz enerji kullanımının yanı sıra, net denitrifikasyon potansiyelini de azaltacağı

görülmektedir. Bu nedenle predenitrifikasyon sistemlerinde iç geri devir istenen nitrat giderimini sağlayacak şekilde optimize edilmelidir.

### 3.2.2.4. Geri Devir Oranları

Predenitrifikasyon sistemlerinde denitrifikasyon için anoksik bölgeye nitrat geri devri yapmak gerekir. Sadece predenitrifikasyonla azot gideren sistemlerde, aerobik havuzdaki ve çamur geri devrindeki nitrat konsantrasyonu çıkış akımında istenen konsantrasyon olacağından, toplam nitrat geri devir oranı (iç geri devir ve çamur geri devir oranlarının toplamı) R ile anoksik reaktöre giren nitrat, giderilmesi gereken nitrat kadar olmalıdır.

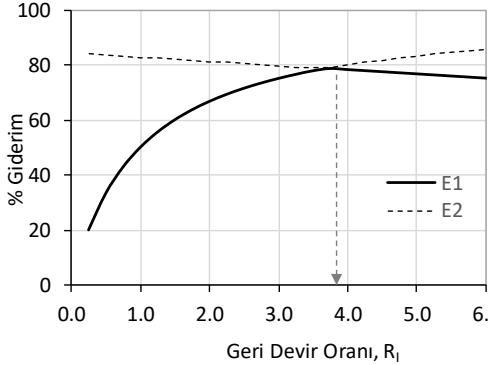
$$R \cdot S_{NO,d} = N_{OX} - S_{NO,d} \quad (3.24)$$

Denitrifikasyon potansiyelinin yeterli olması halinde geri devrettilen nitratın tamamının harcanacağı kabulü ile çıkış nitrat konsantrasyonu ve denitrifikasyon verimi ( $E_1$ ), yukarıdaki denklem düzenlenerek geri devir oranına bağlı olarak aşağıdaki gibi hesaplanır.

$$S_{NO,d} = \frac{N_{OX}}{1+R} \quad (3.25)$$

$$E_1 = R \cdot \frac{S_{NO,d}}{N_{OX}} = \frac{R}{1+R} \quad (3.26)$$

Yukarıdaki denklemlerden görüldüğü gibi giderilen nitrat ( $RS_{NO}$ ), dolayısı ile denitrifikasyon verimi, R arttırıldıkça (denitrifikasyon potansiyeli aşılmadığı sürece) artar; ancak R arttırıldıkça çıkış nitrat konsantrasyonu azalacağı için belli bir değerden sonra iç geri devrin arttırılması geri döndürülen nitrat azotu kütlelerini çok fazla arttıramaz. **Şekil 3.7**'dan da görüleceği gibi geri devir oranı (R) 4 olarak seçildiğinde %80 denitrifikasyon verimi elde edilebilmektedir. Geri devir oranının daha fazla arttırılması, denitrifikasyon veriminde çok fazla artış sağlamayacağı gibi enerji maliyetini de arttıracaktır. Bu nedenle R=4'ten büyük geri devir oranları tercih edilmez. Ayrıca iç geri devir oranının gereksiz arttırılması sonucu anoksik bölgeye oksijen girişinin artması nedeniyle net denitrifikasyon potansiyelini de azaltır ve kısıtlı hale gelmesine, dolayısı ile çıkış nitrat konsantrasyonunun artmasına neden olabilir. **Şekil 3.7**'da verilen bir denitrifikasyon potansiyeli ( $N_{DP}$ ) için geri devir kısıtlı ve denitrifikasyon potansiyeli kısıtlı bölgelerin R ile değişimi ve optimum geri devir oranı gösterilmektedir. Optimumdan daha düşük geri devir oranlarında sistem nitrat kısıtlı olacağı için potansiyel kullanılamayacak ve verim geri devir oranı tarafından belirlenecek, aksine büyük olduğu zaman net potansiyel belirleyici olacağı için verim artmayacak hatta oksijen girişi de artacağı için düşebilecektir.



1- Geri Devir Oranı, R belirleyici ise:

$$E_1 = \frac{R S_{NO}}{N_{OX}} = \frac{R}{1+R}$$

2- Denitrifikasyon Potansiyeli  $N_{DP}$  belirleyici ise:

$$E_2 = \frac{N_{DP} - R_1 S_{O_2} / 2.86}{N_{OX}}$$

**Şekil 3.7.** Denitrifikasyon Veriminin Geri Devir Oranı ile İlişkisi

İstenen nitrat çıkış değerini sağlayabilmek için gerekli toplam geri devir oranı (R) **Denklem 3.26**'nın düzenlenmesi ile aşağıdaki denklemle doğrudan hesaplanabilir.

$$R = \frac{N_{OX}}{S_{NO,d}} - 1 \quad (3.27)$$

Çamur geri devir oranı, son çökeltme havuzu tasarımına ve seçilen MLSS konsantrasyonuna bağlı olarak genelde 0,5-1,0 arasında değişir. İç geri devir oranı ( $R_i$ ), toplam geri devirden ( $R$ ) çamur geri devir oranı ( $R_x$ ) çıkartılarak bulunur.

$$R_x = \frac{X_T}{X_R - X_T} \quad (3.28)$$

$$R_i = R - R_x \quad (3.29)$$

#### Bardenpho Prosesi:

Çok düşük nitrat çıkış değeri istendiği için veya giriş TKN çok yüksek olduğu için, 4'ten büyük geri devir oranı gerekli oluyorsa, Bardenpho prosesinde olduğu gibi post denitrifikasyon eklenerek toplam denitrifikasyon potansiyelinin bir kısmı ikinci anoksik tanka ayrılabilir. Bardenpho prosesinde toplam denitrifikasyon potansiyeli belirlenirken önde denitrifikasyon prosesine göre daha emniyetli olmak uygun olur. Sadece predenitrifikasyon ile istenen denitrifikasyon verimi elde edilebilse gerekli olacak anoksik fraksiyon ile karşılaştırıldığında, toplam anoksik fraksiyon, ( $f_{AX1} + f_{AX2}$ ), yavaş ayrıışan KOI'nin daha büyük bir kısmı aerobik bölgeye geçebileceği için yaşanabilecek potansiyel kaybı dolayısı ile daha büyük olmalıdır. Maksimum geri devir oranı seçimi ile predenitrifikasyon fraksiyonu maksimize edilerek bu fark en aza indirilebilir. Toplam denitrifikasyon potansiyeli belirlendikten sonra post denitrifikasyonla giderilmesi gereken nitrat,  $N_{DP2}$ , gerekli net toplam denitrifikasyon

potansiyelinden, çamur geri devri ve maksimum iç geri devirle predenitrifikasyon için sağlanabilecek nitrat çıkartılarak hesaplanır.

$$N_{DP2} = N_{DP} - R_I \cdot \frac{S_{OR1}}{2,86} - R_X \cdot S_{NO,d} - \frac{N_{OX}}{1+R_I+R_X} \cdot R_I \quad (3.30)$$

İkinci anoksik fraksiyon, bu denitrifikasyon potansiyelini sağlayacak kadar olmalıdır. Burada sadece içsel solunumdan kaynaklanan denitrifikasyon potansiyeli olacağı kabulü ile aşağıdaki denklemden,  $f_{AX2}$  hesaplanır.

$$f_{AX2} = \frac{2,86 \cdot N_{DP2}}{(1-f_E) \cdot b_H \cdot \theta_{XH} \cdot Y_{NH} \cdot C_{S1}} \quad (3.31)$$

Sistem konfigürasyonunda son bir aerobik havuz, azot gazının sıyırılması için gerekli çok küçük bir fraksiyon olarak seçilebilir. İkinci anoksik havuz gereğinden çok büyük yapılarak nitrat çok düşük seviyelere indirilirse burada ikincil fosfor salımı riski oluşabilir. İkinci aerobik havuz bu durumda tekrar fosfor alımı için emniyet görevi de yapar.

#### İç Geri Devir Kısıtı Olmayan Prosesler:

Bardenpho prosesi yerine çoklu kademeli besleme gibi geri devir gerektirmeyen bir proses, periyodik olarak havalandırılan kesikli havalandırma prosesi veya suyun sirkülasyonu dolayısı ile iç geri devir oranı zorunlu olarak çok yüksek olan oksidasyon hendeği (OD) de iç geri devir kısıtlamasına çözüm olarak düşünülebilir. Ancak bu durumda denitrifikasyon potansiyeli de değişeceği için yukarda anlatıldığı gibi anoksik fraksiyonun revize edilmesi ve yeni bir  $\theta_{XH}$  seçilmesi gerekir.

Oksidasyon hendeği teknolojisinde kanallardaki çok yüksek sirkülasyon debisi yüksek iç geri devir oranlarına neden olur. Kanallar içinde dönen suyun hızı  $v$  ise, reaktörün (kanalın ortasından ölçülen) çevresindeki bir tur,  $T=L/v$  sürede tamamlanır. Bir hidrolik bekleme süresinde (HRT) yapılan tur sayısı, iç geri devir oranı olarak yorumlanabilir ( $R_I=HRT/T$ ). Bu tip reaktörlerde kullanılan hız, tank geometrisi ve hidrolik bekleme süreleri gözönüne alınırsa hesaplanan iç geri devir oranı, 20-30 gibi çok yüksek değerler olabilir. Dolayısı ile bu sistemlerde iç geri devir kısıtlaması olmayacağından sistem, denitrifikasyon potansiyeli kısıtlı olarak çalışır.

Benzer şekilde, kesikli havalandırılmalı sistemlerde  $T_c$ =çevrim süresi olarak alınırsa iç geri devir oranı  $HRT/T_c$  büyüklüğüne karşılık gelir. Uygun bir anoksik fraksiyon için, çevrim süresi çok yüksek ( $HRT/T_c$  oranı düşük) seçilirse, hem çıkış amonyak ve nitrat konsantrasyonlarının salınımı fazla olacaktır, hem de denitrifikasyonda nitratın kısıtlı olmasına yol açabilir (nitrat tükendiği halde havalandırma başlamadığı için). Çok düşük seçilirse ( $HRT/T_c$  oranı yüksek;

>6) denitrifikasyon potansiyelinin boşuna harcanması ihtimali ile çıkış azot konsantrasyonu artabilir.

Kademeli besleme prosesi ile iç geri devir yapmadan iki veya daha fazla kademede azot gidermek istenirse, her kademedeki anoksik havuzda önceki aerobik havuzda üretilen nitratın tam olarak giderilmesi koşuluyla, çıkış nitrat konsantrasyonu dolayısı ile denitrifikasyon verimi, son kademeye beslenen debi oranı ( $\beta = Q_n/Q$ ) tarafından belirlenir.

$$S_{NO,d} = \frac{\beta \cdot N_{OX}}{1 + R_x} \quad (3.32)$$

Eğer sistemde fosfor giderimi (EBPR) de bekleniyorsa ilk beslemeyi, çamur geri devrindeki nitrat giderildikten sonra ardından gelen anaerobik havuza yapmak daha uygun olabilir.

#### Azotla Birlikte Fosfor Gideren Sistemler:

Azot Giderimi ile birlikte aşırı biyolojik fosfor giderimi için sistemin başına ek bir havuz konulduğunda (bio-P havuzu), burada anaerobik koşulların oluşabilmesi için öncelikle çamur geri devri ( $R_x$ ) ile giren nitratın tüketilmesi gerekir. Çamur geri devri predenitrifikasyon havuzuna yapılan UCT prosesi hariç,  $A^2O$ , Johannesburg, fosfor gideren OD proseslerinde olduğu gibi kısmen azot ve fosfor gidermek için geliştirilen proseslerde, toplam nitrat gideriminin bir kısmı aslında predenitrifikasyon (veya simültane denitrifikasyon) havuzunda değil bio-P havuzunda gerçekleşir. Predenitrifikasyon havuzunun denitrifikasyon potansiyeli,  $N_{DP1}$ , toplam denitrifikasyon potansiyelinden bio-P havuzunda giderilen nitrat çıkartılarak hesaplanmalıdır. Anaerobik öncesi gerçekleşen denitrifikasyon potansiyeli ise çamur geri devrindeki nitrat kadar olacaktır.

$$N_{DPR} = N_{DP} - N_{DP1} = R_x \cdot S_{NO,d} \quad (3.33)$$

Bu denitrifikasyon potansiyelini sağlayacak anoksik fraksiyon ( $f_{AXR}$ ), toplam anoksik fraksiyondan ( $f_{AX}$ ) anaerobik sonrası anoksik çamur fraksiyonu ( $f_{AX1}$ ) çıkartılarak hesaplanabilir.

$$f_{AXR} = f_{AX} - f_{AX1} \quad (3.34)$$

**$A^2O$  prosesinde** olduğu gibi, atıksu ve geri devir çamuru bio-P havuzuna beslendiğinde havuzun ilk kademeleri gerçekte anoksik olacak çamur geri devri ile gelen nitrat tüketildikten sonra anaerobik koşullar oluşacaktır. Bio-P havuzunun başındaki spesifik denitrifikasyon hızı, anaerobikten sonra gelen predenitrifikasyon hacmindeki hız ile yaklaşık aynı kabul edilirse, denitrifikasyon potansiyellerini giren nitrat kütesine eşit yapacak anoksik fraksiyonlar, geri devir oranları ile orantılı olacaktır. Tüm havuzlarda MLSS aynı olabileceği için çamur fraksiyonları aynı zamanda hacim fraksiyonudur.

$$\frac{f_{AX1}}{f_{AXR}} = \frac{R_I}{R_X} \quad (3.35)$$

Bio-P havuzunu, simultane nitrifikasyon-denitrifikasyon yapan Karusel tipi bir reaktör takip ediyor ve çamur geri devri bio-P havuzuna yapılıyorsa, Karusel reaktörün denitrifikasyon potansiyeli (simültane denitrifikasyon), çamur geri devrinden gelen nitrat ( $R_X \cdot S_{NO,d}$ ) bio-P havuzunda tüketileceği için aşağıdaki gibi hesaplanmalıdır.

$$N_{DP1} = N_{OX} - S_{NO,d} - R_X \cdot S_{NO,d} \quad (3.36)$$

Anaerobik öncesi ve sonrası anoksik çamur fraksiyonlarının oranını belirlerken, anaerobik öncesi denitrifikasyon hızının, sonraki simultane denitrifikasyon hızından yüksek olacağı gözönüne alınarak karar verilmelidir.

$$\frac{f_{AX1}}{f_{AXR}} \geq \frac{N_{DP1}}{N_{DPR}} = \frac{N_{OX} - S_{NO,d} - R_X \cdot S_{NO,d}}{R_X \cdot S_{NO,d}} \quad (3.37)$$

Diğer bir yaklaşımla, UYA kullanımı ile spesifik denitrifikasyon hızı,  $K_{SA}$ , değeri biliniyorsa, bio-P havuzunun anoksik olan hacmi,  $V_{DR}$ , doğrudan hesaplanabilir ve bu hacim gerekli toplam anoksik hacimden çıkartılarak Karusel reaktör içindeki anoksik hacim hesaplanır.

$$V_{DR} \cdot K_{SA} \cdot X_H = R_X \cdot Q \cdot S_{NO,d} \quad (3.38)$$

$K_{SA}$ :  $S_A$  kullanımı (UYA) ile ilgili spesifik denitrifikasyon hızı, (g N/g aktif UAKM.gün)

Aktif heterotrof konsantrasyonu,  $X_H = a \cdot X_T$  (mg aktif UAKM/L)

olup aktif çamurun aktivite oranı

$$a = p_{XH}/p_{XT} \quad (3.39)$$

formülü ile hesaplanabilir.

**Johannesburg prosesinde** olduğu gibi, çamur geri devri üzerinde bir post-anoksik havuz yapılarak atıksu, sonraki anaerobik kademeye beslenirse buradaki denitrifikasyon potansiyeli içsel solunumla ilişkili olacağından geri devir hattındaki anoksik çamur fraksiyonu ( $f_{AXR}$ ) aşağıdaki eşitlikten hesaplanabilir.

$$N_{DPR} = f_{AXR} \cdot (1 - f_E) \cdot b_H \cdot \theta_{XH} \cdot Y_{NH} \cdot \frac{C_{S1}}{2,86} = R_X \cdot S_{NO,d} \quad (3.40)$$

Predenitrifikasyon için anoksik fraksiyon,  $f_{AX1}$ , toplam anoksik fraksiyondan, hesaplanan değer çıkartılarak bulunabilir. Çamur geri devri üzerindeki anoksik havuzda biyokütle konsantrasyonu ( $X_R$ ), diğer havuzlardaki konsantrasyondan ( $X_T$ ) yüksek olduğu için, çamur fraksiyonu,  $A^2O$  prosesindeki anaerobik öncesi anoksik çamur fraksiyonu ile karşılaştırıldığında yüksek olsa bile hacim fraksiyonları yakın olacaktır.



Diğer bir yaklaşımla hacim oranları, aşağıdaki kütle dengelerinden hareketle belirlenebilir.

$$K_1 \cdot V_{D1} \cdot X_T = R_1 \cdot Q \cdot S_{NO,d} \quad (3.41)$$

$$K_R \cdot V_{DR} \cdot X_R = R_X \cdot Q \cdot S_{NO,d} \quad (3.42)$$

$K_1$ : predenitrifikasyon için spesifik hız (g N/g UAKM·gün)

$K_R$ : içsel solunumla ilişkili spesifik denitrifikasyon hızı (g N/g UAKM·gün)

$K_1/K_R$  oranı yaklaşık  $X_R/X_T$  oranı kabul edilebilir ise hacim oranları,  $V_{D1} / V_{DR} = R_1 / R_X$  alınabilir.

**UCT ve MUCT** akım şemaları anaerobik koşullar ile başlar ve sonra gelen anoksik havuza nitrat, hem iç geri devir hem de çamur geri deviri ile sağlanmış olur. Baştaki anaerobik havuza biyokütle sağlamak için yeni bir iç geri devir gerekir.

### 3.2.2.5. Çamur Üretimi, Oksijen İhtiyacı ve Alkalinite Tüketimi

Birim debi için üretilen çamurun ( $P_{XT}/Q=pX_T$ ) bileşenleri, heterotrofik biyokütle ve oluşan endojen kalıntısı ( $pX_H + pX_E$ ), inert partiküler KOİ ( $pX_I$ ) ve ototrofik biyokütle ( $pX_A$ ) atıksu karakterizasyonu ve  $\theta_{XH}$  in fonksiyonu olarak hesaplanan net dönüşüm oranlarından ayrı ayrı hesaplanır.

$$pX_T = pX_H + pX_{XE} + pX_I + pX_A \quad (3.43)$$

$$pX_H + pX_E = (1 + f_E \cdot b_H \cdot \theta_{XH}) \cdot Y_{NH} \cdot C_{S1} \quad (3.44)$$

$$pX_I = X_{I1} \quad (3.45)$$

$$pX_A = Y_{NA} \cdot N_{OX} \quad (3.46)$$

$$Y_{NH} = \frac{Y_H}{1 + b_H \cdot \theta_{XH}} \quad (\text{g hücre KOİ/g KOİ}) \quad (3.47)$$

$$Y_{NA} = \frac{Y_A}{1 + b_A \cdot \theta_{XH}} \quad (\text{g hücre KOİ/g N}) \quad (3.48)$$

Hesaplanan değer önce UAKM nin oksijen eşdeğerine ( $f_x=1,42$ ) bölünerek UAKM cinsinden ifade edilir. EBPR yapan sistemlerde biyokütle nin UAKM/AKM oranının daha düşük olacağı da göz önüne alınarak AKM birimine çevrildikten sonra giriş akımındaki inorganik (sabit) katılar ( $X_{F1}$ ) eklenerek fazla çamur, g AKM/m<sup>3</sup> atıksu, cinsinden aşağıdaki gibi hesaplanır.

$$pX_T(AKM) = \frac{pX_T}{1,42 \cdot 0,75} + X_{F1} \quad (3.49)$$

Tasarım debisi ile çarpılarak AKM/gün olarak hesaplandıktan sonra, proses tank hacimlerinin belirlenmesinde ve çamur arıtımı hesaplamalarında kullanılır.

Birim debi için aşağıdaki gibi hesaplanan Oksijen İhtiyacı, tasarım debisi ile çarpılarak günlük oksijen ihtiyacı hesaplanır ve daha sonra havalandırıcıların boyutlandırılmasında kullanılır.

$$\frac{OI_T}{Q} = \frac{OI_H}{Q} + 4,57 \cdot NO_X - 2,86 \cdot (NO_X - S_{NO,d}) \text{ g O}_2/\text{m}^3 \text{ atıksu} \quad (3.50)$$

Nitrifikasyon prosesi alkalinite tüketirken; denitrifikasyon prosesi, nitrifikasyonun tükettiği alkalitenin yarısı kadar alkalinite üretir. Kalan alkalinite, aşağıdaki denklemlerle hesaplanabilir ve 100 mg/L CaCO<sub>3</sub> değerinin altına düşmemesi istenir.

$$S_{ALK} = S_{ALK1} - \frac{50}{14} \cdot (S_{NH1} - S_{NH} + S_{NO}) \quad (3.51)$$

### 3.2.2.6. Tasarım Debisi için Tesisin Boyutlandırılması

Aerobik çamur yaşı ve havalandırılmayan çamur fraksiyonlarına karar verdikten sonra hesaplanan toplam çamur yaşı, yukarıdaki gibi hesaplanan günlük çamur üretimi ile çarpılarak sistemde olması gereken çamur kütlesi ( $M_x$ ) hesaplanır:

$$M_x = Q \cdot \rho \cdot X_T \cdot \theta_x \quad (3.52)$$

Kütle hesaplandıktan sonra, proses havuzlarındaki çamur konsantrasyonu (MLSS) seçilerek hacimler belirlenir. Aktif Çamur sistemlerinde ( $X_T$ ) MLSS seçimi, proses havuzu hacimlerini belirlemenin yanı sıra aynı zamanda ikinci çökeltme havuzunun boyutlandırılmasında da çok önemlidir. 5. Bölümde anlatıldığı gibi, seçilen bir alt akım konsantrasyonu ( $X_R$ ), limit akıyı veya çamur kritik yükleme hızını ( $SLR_c$ ) belirler. Yüksek bir MLSS seçilirse gerekli çamur geri devir oranı ( $R_x$ ) ve dolayısı ile gerekli ikinci çökeltme havuzu yüzey alanı ( $A$ ) artar. Bu durumda, ikinci çökeltme tankının ilk yatırım ve işletme maliyetleri ile proses havuzlarının maliyetini optimize eden bir değer olarak MLSS seçilmelidir.

A<sup>2</sup>O, Bardenpho gibi proseslerde olduğu gibi, bütün reaktörlerdeki MLSS aynı bir değer olarak seçilebiliyorsa toplam reaktör hacmi ( $V$ ) kütlelenin bu konsantrasyona bölümü ile hesaplanır ve çamur fraksiyonları hacim fraksiyonu alınarak her bir havuzun hacmi bulunur.

$$V_A = \frac{f_A \cdot M_x}{X_T} \quad (3.53)$$

Anoksik hacimler:

$$V_{D1} = \frac{f_{AX1} \cdot M_x}{X_T} \quad (3.54)$$

Bardenpho prosesindeki post denitrifikasyon hacmi, daha önce anlatıldığı şekilde hesaplanan  $f_{AX2}$  oranı kullanılarak hesaplanır.

$$V_{D2} = \frac{f_{AX2} \cdot M_X}{X_T} \quad (3.55)$$

Çamur geri devrinde kalan nitratın giderildiği hacim:

$$V_{DR} = \frac{f_{AXR} \cdot M_X}{X_R} \quad (3.56)$$

Anaerobik hacim aşağıdaki gibi hesaplandıktan sonra, bio-P havuzunun hacmi,  $V_{AN}+V_{DR}$  olarak bulunur.

$$V_{AN} = \frac{f_{AN} \cdot M_X}{X_T} \quad (3.57)$$

**Johannesburg prosesinde**, geri devir hattındaki anoksik havuz hariç diğerlerinde çamur konsantrasyonu aynıdır. Seçilen MLSS ( $X_T$ ) ve alt akım konsantrasyonuna ( $X_R$ ) bağlı olarak anoksik hacimler, aşağıdaki denklemlerden hesaplanabilir. Bu hacimlerin oranı **3.39** ve **3.40** denklemlerinden doğrudan da hesaplanabilir.

$$f_{AX1} \cdot M_X = V_{D1} \cdot X_T \quad (3.58)$$

$$f_{AXR} \cdot M_X = V_{DR} \cdot X_R \quad (3.59)$$

A<sup>2</sup>O prosesinde olduğu gibi,  $V_{AN}+V_{DR}$  hacmi, "Bio-P havuzu" hacmi olarak düşünülebilir. Aerobik hacim her iki prostele tamamiyle aynı olacaktır. Havalandırılmayan hacimlerin bölünmesi (anoksik-anaerobik-anoksik) çok az farklı olsa bile, toplam hacim iki proses için yaklaşık aynı olacaktır. Buna karşılık Johannesburg prosesinde, atıksudaki UYA tamamiyle anaerobik koşullarda kullanıldığı için EBPR kapasitesi artacaktır.

**UCT prosesinde**, çamur geri devri anoksik tanka yapıldığından baştaki anaerobik havuza biyokütle, anoksik tanktan iç geri devirle sağlanır. Bunun sonucu olarak aerobik ve anoksik havuzlardaki MLSS ( $X_T$ ) aynı olmakla birlikte anaerobik havuzdaki MLSS konsantrasyonu,  $X_{AN}$ , giriş debisi ile seyreceği için daha düşüktür. Seçilen ikinci iç geri devir oranına,  $R_{AN}$ , bağlı olarak aşağıdaki gibi belirlenen konsantrasyon kullanılarak anaerobik hacim hesaplanır.

$$X_{AN} = \frac{R_{AN}}{1+R_{AN}} \cdot X_T \quad (3.60)$$

$$V_{AN} = \frac{f_{AN} \cdot M_X}{X_{AN}} \quad (3.61)$$

Anoksik ve aerobik hacimler de benzer şekilde, seçilen  $X_T$  değeri ve çamur fraksiyonlarına bağlı olarak hesaplanır.

Johannesburg prosesi ile karşılaştırıldığında, UCT prosesinde anaerobik havuzdaki MLSS'in daha seyreltik olması dolayısı ile aynı anaerobik fraksiyon için anaerobik havuzun hacmi

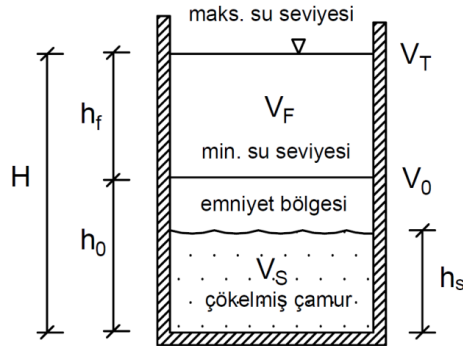
artacaktır. Ayrıca UCT prosesinde ikinci bir geri devir pompasına ihtiyaç duyulduğu için enerji ihtiyacı da yüksektir.

Kademeli beslemede, sistemin başından sonuna doğru her kademede MLSS'in gittikçe seyreceği gözönüne alınmalıdır. Bu durum, ortalama MLSS daha yüksek olabileceği için reaktör hacminde bir miktar azalmaya (veya son tanktaki MLSS ortalamasının altında olacağı için son çökeltme havuzunun boyutunu belirleyen katı madde yükünde azalmaya) yol açtığı için bir avantaj olarak kabul edilir. Ancak kademeli beslemede denitrifikasyon potansiyeli, aynı anoksik fraksiyon için predenitrifikasyona göre düşük olması nedeniyle anoksik fraksiyonun dolayısı ile çamur yaşının artması gerekeceği de unutulmamalıdır.

### 3.2.3 Ardışık Kesikli Reaktör (AKR) Tasarımı

#### 3.2.3.1 Proses Parametrelerinin Tanımlanması

AKR, biyolojik reaktör ve çökeltme havuzu olarak hizmet eden değişken hacimli bir reaktördür. (Şekil 3.8) Toplam reaktör hacmi, her biri ayrı olarak kontrol edilebilen iki kısımdan oluşur: reaktörde kalan çamur hacmi ( $V_0$ ) ve her çevrimde doldurulup boşaltılan doldurma hacmi,  $V_F$ .



Şekil 3.8. Bir Ardışık Kesikli Reaktörün Şematik Gösterimi

Çevrim süresi ( $T_C$ ) veya tersi olan günde yapılacak çevrim sayısı ( $m=24/T_C$ ), AKR tasarımında belirlenmesi gereken önemli bir parametredir. Günlük debi için gerekli doldurma hacmi doğrudan çevrim sayısı ile belirlenir.

$$V_F = \frac{Q}{m} \quad (3.62)$$

Nominal hidrolik bekletme süresi ile ilişkisi, aşağıdaki gibi hesaplanabilir.

$$\theta_h = \frac{V_T}{Q} = \frac{V_0 + V_F}{m \cdot V_F} = \left(1 + \frac{V_0}{V_F}\right) \cdot T_C \quad (3.63)$$

Buradaki  $V_0/V_F$  oranı, sürekli sistemlerdeki geri devir oranına karşılık gelmektedir.

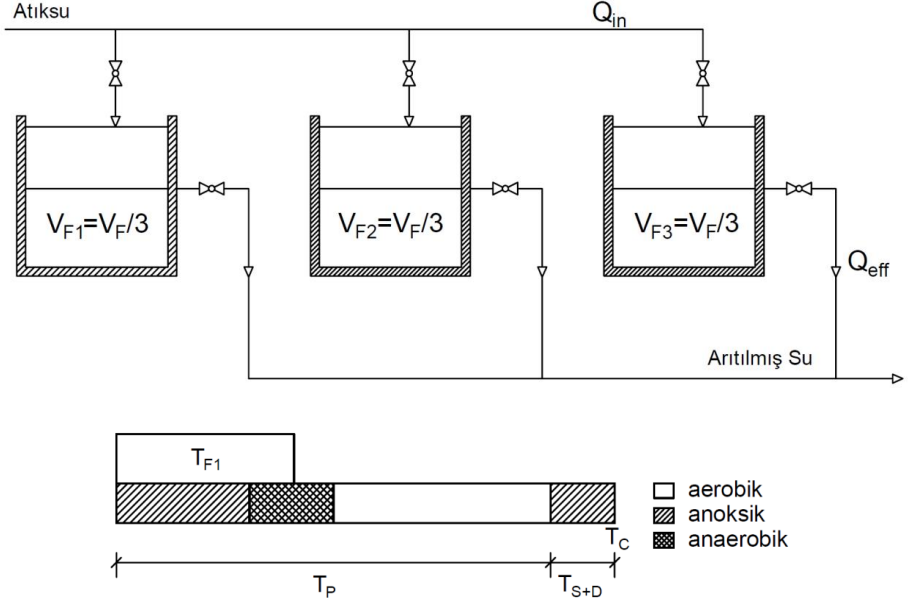
Bir çevrimde, karıştırma ve havalandırmanın yapıldığı proses fazından ( $T_P$ ) sonra, çökeltme ve boşaltma işlemleri için ayrılan bir faz gereklidir. Yeni çevrim başlayıncaya kadar, emniyet olarak kullanılabilen, dinlenme (idle) fazı olarak isimlendirilen bir süre de bırakılabilir. Karıştırma periyotları nitratin olup olmamasına bağlı olarak anoksik veya anaerobik olacaktır.

$$T_C = T_P + T_{S+D+I} \quad (3.64)$$

$$T_P = T_M + T_A = T_{AN} + T_{AOX} + T_A \quad (3.65)$$

Doldurma fazı,  $T_F$ , genel olarak çevrim süresinin bir kısmını kapsar. Çevrim süresinin tamamında doldurma yapan sistemler de olmakla birlikte, genellikle çökeltme boşalma fazında doldurma yapılmaz. Nutrient gideren sistemlerde, sadece karıştırma yapılan periyotlarda doldurma yapılabilmesi için, doldurma fazı çevrim süresinin yarısından az olmalıdır. Dengeleme kullanmadan sürekli gelen debiyi arıtmak için,  $n = T_C/T_F$  sayıda havuz gerekir. Günde "m" sayıda çevrim yapan ve "n" sayıda paralel havuzla çalışan bir AKR sisteminde her bir havuzun doldurma hacmi  $V_{F1} = V_F/n = Q/(m.n)$  olmalıdır. Bu hacmin sürekli gelen saatlik debi ile  $T_F$  saatte dolacağı düşünülürse  $T_F = 1/m.n$  olacaktır. Çevrim sayısı yerine çevrim süresini yazarak bir çevrimdeki toplam doldurma süresinin  $T_F = T_C/n$  kadar olması gerektiği bulunur. Çevrim içinde besleme birden fazla periyotta yapılması gerekiyorsa bu toplam sürenin 2 veya 3 kerede kullanılması da mümkündür (kademeli besleme).

**Şekil 3.9'**de 3 havuzlu bir sistemde çevrim başında tek seferde yapılan doldurma (predenitrifikasyon modu) için çevrim içi fazlar örnek olarak gösterilmiştir. Havuz sayısının artması ekipman sayısını da arttıracığından, küçük sistemlerde  $KO_2/TKN$  oranı yeterince yüksek ise bir miktar aerobik periyotta doldurma yapmayı göze alarak ikili havuz sistemi de tercih edilebilir.



**Şekil 3.9.** Üç Tanklı Bir Sistemde Tekli Doldurma Boşaltma ve Bir Çevrimdeki Fazlar ( $T_F=T_C/3$ )

Ardışık çevrimlerle belli bir çamur yaşı için kararlı hale getirilen AKR'de çamur bekleme süresi, sürekli sistemlerde olduğu gibi tanımlanır.

$$V_0 = \frac{M_X}{P_{XT}} \quad (3.66)$$

Ancak toplam çamur bekleme süresinin, istenen biyoproses verimlerine göre belirlenmesi gereken anaerobik, anoksik ve aerobik çamur fraksiyonlarına ek olarak çökelme, boşaltma ve dinlendirme fazlarında geçen süreyi kapsayan (biyoproses için kullanılmayan) bir fraksiyonu da olacağı gözönüne alınmalıdır. Burada çamur fraksiyonları belirtilen koşullarda geçen sürenin çevrim süresine oranı olacaktır.

$$\theta_{XA} = f_A \cdot \theta_X = \frac{T_A}{T_C} \cdot \theta_X \quad (3.67)$$

$$\theta_{XH} = (f_A + f_{AX}) \cdot \theta_X = \frac{T_A + T_{AX}}{T_C} \cdot \theta_X \quad (3.68)$$

$$\theta_{XP} = (f_A + f_{AX} + f_{AN}) \theta_X = \frac{T_P}{T_C} \cdot \theta_X \quad (3.69)$$

Sürekli sistemlerde olduğu gibi, nitrifikasyon verimi aerobik çamur bekleme süresi tarafından belirlenir.  $\theta_{XH}$  ise biyokütle üretimini, heterotrofik oksijen ihtiyacını ve denitrifikasyon

potansiyelini belirler. Anoksik çamur fraksiyonu, yine sürekli sistem tasarımında anlatıldığı gibi istenen azot giderimini sağlayacak denitrifikasyon potansiyelini verecek şekilde seçilmelidir. EBPR da isteniyorsa karıştırma süresi anoksik periyottan daha uzun yapılarak anaerobik koşulların oluşması sağlanır. Periyotların sıralanışı ve doldurma stratejisi, denitrifikasyon potansiyeli ve EBPR kapasitesi üzerinde etkilidir. Doldurma sadece anoksik ve anaerobik periyotlarda yapılmalıdır. Aerobik besleme KOİ kaybı ile azot ve fosfor giderimini zorlaştırır. İstenen nitrifikasyon verimini, denitrifikasyon potansiyelini ve EBPR kapasitesini sağlayacak  $\theta_{XP}$  (sürekli sistemlerdeki  $\theta_x$ ) belirlendikten sonra, çevrim içinde çökeltme ve boşaltmaya ayrılan süre gözönüne alınarak toplam çamur bekletme süresi,  $T_C/T_P$  oranında artırılır.

$$\theta_X = \theta_{XP} \cdot \frac{T_C}{T_C - T_{S+D}} \quad (3.70)$$

### 3.2.3.2. Tek Tank Tasarım Prensipleri

AKR sisteminde çökeltme, çökeltme kolonunda olduğu gibi tamamıyla durgun bir ortamda, proses havuzunda gerçekleşir. Çökeltme başladıktan sonra çamur bölgesinin üstünde oluşacak durultulmuş su seviyesi (arakesitin hareketi),  $V_T$  hacmindeki MLSS ( $X_T$ ) tarafından belirlenen bölgesel çökeltme hızına ( $v$ ) bağlıdır. Hareketli dekantörler kullanılmıyor, boşaltma sabit olarak  $V_0$  seviyesinden yapılıyorsa, çökeltmeye ayrılacak süre ( $T_S$ ) arakesitin bu seviyenin altına inmesi için gereken süreden ( $h_F/v$ ) emniyetle daha uzun olmalıdır.

AKR'de, sürekli sistemlerde kullanılan son çökeltme havuzunda olduğu gibi alttan çamur çekilmediği için buna bağlı bir akı da oluşmayacak; yoğunlaşma sadece gravite ile çökeltme hızına bağlı olacaktır. Dolayısı ile yoğunlaşmış çamur konsantrasyonu doğrudan çamur hacim indeksi (SVI) değerinden hesaplanabilir. Belirlenen bir çökeltme süresinin sonunda (veya çökeltme devam ederken üstte belirli bir durultulmuş su oluştuğundan sonra) durultulmuş su, minimum su seviyesine kadar boşaltılır. Reaktörde kalan hacim, ilk hacim ( $V_0$ ), belli bir emniyet faktörü ile çarpılarak yoğunlaşmış çamurun kapladığı hacim ( $V_S$ ) den hesaplanabilir. Son çökeltme havuzunda olduğu gibi, çökeltme ve yoğunlaştırma için gerekli bir yüzey alanı ihtiyacı yoktur; seçilen reaktör yüksekliğine bağlı olarak hacimden hesaplanabilir.

Gerekli yoğunlaştırılmış çamur hacmi, seçilen çamur yaşı ve atıksu karakterizasyonuna bağlı olarak hesaplanan çamur kütlesi belirlendikten sonra çamurun çökebilme özelliklerine (SVI) bağlı olarak hesaplanır. İlk hacim bundan belli bir emniyet faktörü (SF) kadar büyük olmalıdır.

$$V_0 = SF \cdot V_S = SF \cdot \frac{M_{XT}}{X_R} \quad (3.71)$$

$$X_R \text{ (g/m}^3\text{)} = \frac{10^6}{SVI} \quad (3.72)$$

Gerekli toplam çamur kütlesi, daha önce verilen tanımlar da kullanılarak aşağıdaki gibi hesaplanır.

$$M_{XT} = P_{XT} \cdot \theta_X = m \cdot V_F \cdot \left( \frac{P_{XT}}{Q} \right) \cdot \theta_{XP} \cdot \frac{T_C}{T_P} \quad (3.73)$$

Burada,  $\theta_{XP}$  sürekli sistemlerdeki toplam çamur bekleme süresine ( $\theta_X$ ) karşılık gelmektedir. Birim debi başına üretilen çamur, sürekli sistemlerde olduğu gibi, seçilen  $\theta_{XH}$  değeri kullanılarak **Denklem 3.60** ile hesaplanabilir. Hesaplanan çamur kütlesi değeri **Denklem 3.59**'de yerine konulup düzenlenirse çamur geri devir oranına karşılık gelen  $V_0/V_F$  oranı, seçilen çevrim süresi ve çevrim içinde çökeltme boşaltmaya ayrılan süreye bağlı olarak aşağıdaki gibi hesaplanabilir.

$$\frac{V_0}{V_F} = SF \cdot \frac{P_{XT}}{Q} \cdot \theta_{XP} \cdot SVI \cdot 10^{-6} \cdot \left( \frac{24}{T_C - T_{S+D}} \right) \quad (3.74)$$

Çökeltme ve boşaltmaya ayrılan süre sabit olarak alınırsa, yukardaki denklemden geri devir oranının seçilen çevrim süresi azaldıkça artacağı görülmektedir. Doldurma hacmi ise doğrudan seçilen çevrim süresi ile ilişkilidir ve çevrim süresi azaldıkça (çevrim sayısı arttıkça) azalır. Çevrim süresi belli bir aralıkta değişirken toplam hacim (ya da HRT) yaklaşık sabit kalabilir. Atıksuyun kuvveti ve gerekli toplam çamur bekleme süresine bağlı olarak HRT'yi minimize edecek çevrim süresi aralığı farklıdır. Optimum  $T_C$  değerlerinde  $V_0/V_F$  oranı genellikle birden büyük, kuvvetli evsel atıksular ve yüksek SRT için ise 4-5 gibi değerler alabilir.

Sürekli sistemlerde, son çökeltme havuzu tasarım ve işletilmesine bağlı olarak elde edilebilecek yoğunlaştırılmış alt akım konsantrasyonu ( $X_R$ ) ve seçilen MLSS değerinden hesaplanan çamur geri devir oranı genellikle birden küçük olur; bu nedenle de nitrat geri devri ayrıca tam karışımdan yapılır. Buna karşılık AKR'de çamur geri devir oranı, basitçe  $V_0/V_F$  oranına eşit olduğu için, hiçbir enerji maliyeti de olmadan, gerekli toplam nitrat geri devir oranı kadar yüksek seçilebilir. Bir ve daha küçük  $V_0/V_F$  oranları, minimum ve maksimum su seviyeleri arasındaki farkın büyüklüğü dolayısı ile bazı ekipmanların çalıştırılmasında sorun olabileceği için de uygun olmayabilir. Geri devir oranı arttıkça toplam hacimdeki MLSS konsantrasyonu da aşağıdaki denklem uyarınca artar.

$$X_T = \frac{V_0/V_F}{(1+V_0/V_F)} \cdot \frac{X_R}{SF} \quad (3.75)$$

Çökeltme hızı, konsantrasyonla orantılı olduğu için çok yüksek geri devir oranları ile elde edilen yüksek MLSS konsantrasyonunun çökeltme hızını düşüreceği dolayısı ile gerekli çökeltme süresini artıracak da unutulmamalıdır. Geri devir oranlarının 4 - 5 değerlerinden büyük olduğu durumlar bu açıdan da uygun olmayacaktır. Ayrıca çevrim süresinin seçiminde önemli bir



faktör de hacimsel oksijen transfer hızıdır. Çevrim süresi kısaltıkça (aynı miktar oksijeni daha kısa sürede vermek gerekir) gerekli oksijen transfer hızı artacağından hacim minimizasyonu ile havalandırma ekipman ihtiyacı arasında bir optimizasyon yaparak çevrim süresi seçilmelidir.

Sürekli sistemlerde biyoproses hacmi hesaplamada olduğu gibi,  $X_T$  seçerek toplam hacim (ya da HRT) hesaplamak da mümkündür. Çökeltme ve boşaltma süresince çamurun biyoprosesler için kullanılmadığı düşünülürse aynı proses performansı için gerekli çamur kütlesi, sürekli sistemlerle karşılaştırıldığında, AKR'de daha yüksek olmalıdır. Ancak yukarıda tartışıldığı gibi sürekli sistemlerden daha yüksek bir MLSS seçilebileceği de gözönüne alınırsa birim debi için gerekli reaktör hacmi, sürekli sistemin biyoproses tanklarına yakın büyüklükte olabilir. Gerekli hacim sürekli sistemin proses havuzlarının hacminden bir miktar yüksek olsa bile bu sayede son çökeltme havuzlarından ve bunların kapladığı alandan, geri devir pompaj enerjisinden kurtulmak mümkün olmaktadır.

### 3.2.3.3. AKR Proses Konfigürasyonları

Yaklaşık aynı HRT için farklı çevrim süresi ve geri devir oranları ile çalışılabilmesi, çamur fraksiyonlarının kolaylıkla zamansal olarak ayarlanabilmesi, doldurma fazının istendiği gibi seçilebilmesi ve istenen periyotta kullanılabilmesi gibi faktörler AKR tasarım ve işletilmesinde büyük esneklik sağlar.

Farklı proses konfigürasyonları ile istenen çıkış suyu kalitesi sağlanabilir. Gerekli azot giderimi, düşük çevrim süresi ile yüksek  $V_0/V_F$  oranı kullanılarak (sürekli sistemdeki predenitrifikasyon prosesine benzer şekilde) sadece predenitrifikasyonla gerçekleştirilebileceği gibi, daha yüksek  $T_C$  ve bununla uyumlu düşük  $V_0/V_F$  seçilerek azot gideriminin bir kısmı, aerobikten sonra gelen anoksik periyot /periyotlarda gerçekleştirilebilir. Besleme sadece anoksik periyotlarda (iki veya daha fazla) yapılırsa sürekli sistemlerdeki kademeli besleme prosesine benzer bir prosesle azot giderilmiş olur. Kademeli beslemede çıkış nitrat konsantrasyonu ( $\beta$  sonuncu doldurmanın toplam doldurma hacmine oranı olarak tanımlanarak) sürekli sistemlerde olduğu gibi **Denklem 3.32** ile hesaplanır.

Sürekli sistemlerde de olduğu gibi, mümkünse sadece predenitrifikasyonla azot gideriminin denitrifikasyon potansiyeli açısından daha avantajlı olacağı açıktır ancak özellikle seyreltik atıksular için minimum hacmi veren çevrim süreleri için gerekli geri devir oranları, istenen denitrifikasyon verimini sağlayacak kadar yüksek olmayabilir. Bu durumda çevrim içinde ikinci bir anoksik periyot gerekecektir. Azotun yanında EBPR da gerçekleştirilmek istendiğinde de doldurma fazında anaerobik koşulların başlayabilmesi için, tüm denitrifikasyonun sadece predenitrifikasyonla gerçekleşmesine yetecek kadar yüksek geri devir oranı seçmemek uygun olabilir. İlk kademede nitrat tükendiği halde havalandırma başlatılmaz karıştırma devam

ederse oluşacak anaerobik koşullar PAO seçimini sağlayabilir. Beslemenin tamamı çevrimin başında anoksik ve anaerobik koşullarda yapıldığı zaman KOİ'nin anoksik periyotta giren kısmı denitrifikasyon için harcanırken anaerobik koşullarda giren UYA, PAO'lar tarafından depolanabilecektir. Dolayısı ile kolay ayrıışan KOİ' nin daha büyük bir kısmının PAO'lara ayrılabilmesi için geri devir oranı nispeten küçük seçilerek denitrifikasyonun bir kısmı da ikinci anoksik periyotta doldurma olmaksızın endojen solunumla gerçekleştirilir. Doldurma, ilk hacimde kalan nitratin giderilmesi için (Johannesburg prosesinde olduğu gibi) karıştırma başladıktan bir süre sonra başlatılırsa; kolay ayrıışan KOİ'nin daha büyük kısmı PAO'lar tarafından depolanacaktır.

Zorunlu olarak anaerobik periyodun ardından gelen aerobik periyotta, anaerobikte depolanmış KOİ'nin harcanacak olması nedeniyle bir miktar denitrifikasyon potansiyeli kaybı olacaktır. Tek çamurlu AKR sisteminde, anaerobik periyodun arkasından bir anoksik periyot olamaması nedeniyle PAO'ların denitrifikasyon kapasitesinden yararlanılamamaktadır. Dolayısı ile maksimum havalandırılmayan fraksiyon olan 0,50 seçmek ve bunu ilk kabul olarak  $f_{AN}=0,15$   $f_{AX}=0,35$  olarak paylaşım tasarımı başlamak için uygun olur. Sıcaklık ve kinetik katsayılarla göre seçilen aerobik çamur yaşından, bu oranlar kullanılarak  $\theta_{XH}$  ve  $\theta_{XP}$  hesaplandıktan sonra gerekli çamur kütlesi hesaplanabilir. Çökeltme ve boşaltma sürelerine de karar verilerek, yukarıda anlatıldığı şekilde  $T_C$  seçilir ve geri devir oranı ( $V_0/V_F$ ) dolayısı ile HRT hesaplanır.

İkinci anoksik denitrifikasyon potansiyeli, toplam giderilmesi gereken nitrattan ilk anoksik periyotta giderilen nitrat çıkartılarak hesaplanabilir.

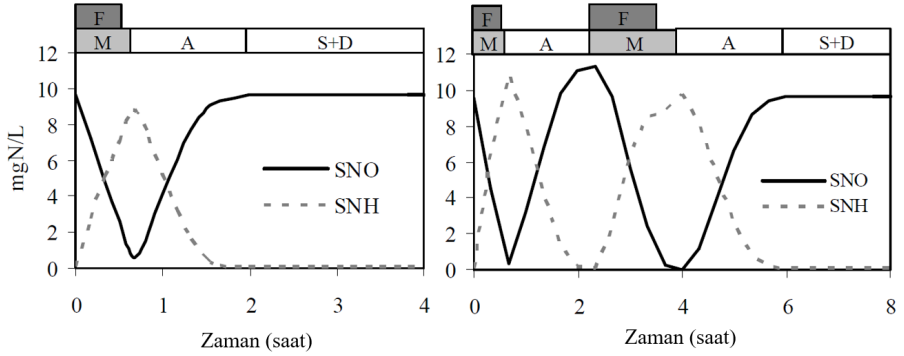
$$N_{DP2} = N_{OX} - \left(1 + \frac{V_0}{V_F}\right) \cdot S_{NO,D} \quad (3.76)$$

Depolanmış ve yavaş ayrıışan KOİ'nin önceki aerobik periyotta tüketildiği varsayılarak ikinci denitrifikasyon potansiyeli emniyetle aşağıdaki gibi hesaplanabilir.

$$N_{DP2} = f_{AX2} \cdot (1 - f_E) \cdot b_H \cdot \theta_{XH} \cdot Y_{NH} \cdot \frac{C_{S1}}{2,86} \quad (3.77)$$

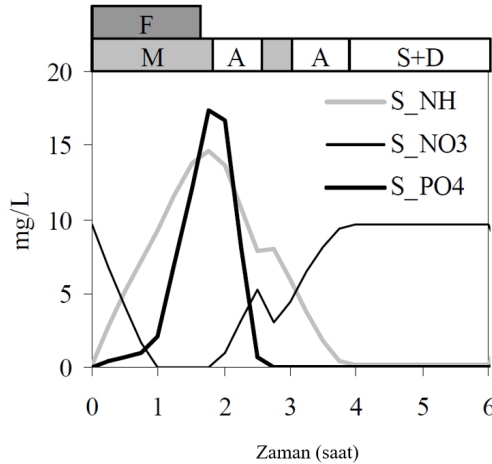
İkinci anoksik fraksiyon,  $f_{AX2}$ , iki denklem eşitlenerek bulunur.

Kütle dengelerinden hareketle bir ön tasarım yapıldıktan sonra, simülasyon programları yardımı ile farklı proses konfigürasyonları değerlendirilebilir ve çevrim içi sürelerin daha hassas olarak ayarlanması sağlanabilir. **Şekil 3.10'**de yaklaşık aynı hidrolik bekletme süresinde predenitrifikasyon ve iki kademeli besleme ile azot giderimi için çalıştırılan iki farklı işletmenin çevrim yapısı ve simülasyon sonuçları örnek olarak gösterilmiştir (Artan ve Orhon, 2005). Şekilde F: doldurma, M: karıştırma, A: havalandırma ve S+D: çökeltme ve boşaltma aşamalarını göstermektedir.



**Şekil 3.10.** AKR'de Predenitrifikasyon ve Kademeli Besleme için Azot Profilleri (Artan ve Orhon, 2005)

Burada sadece azot giderimi amaçlandığı için denitrifikasyon potansiyelleri mevcut nitratı giderecek şekilde ayarlanıp anaerobik koşullar oluşturulmamıştır. **Şekil 3.11**'te ise azot giderimi ile birlikte EBPR yapmak üzere işletilen prosesin çevrim koşulları ve simülasyon programı ile elde edilmiş azot ve fosfor profilleri verilmiştir. Burada besleme sadece ilk kademede yapılarak nitrat giderildikten sonra oluşan anaerobik koşullarda fosfor giderimi amaçlanmış; gerekli ek nitrat giderimi post denitrifikasyonla gerçekleştirilmiştir.



**Şekil 3.11.** AKR'de Azot ve Fosfor Giderimi için Çevrim Örneği (Artan ve Orhon, 2005)

## 4. BİYOPROSESLERDE HAVALANDIRICI KAPASİTESİ VE KARIŞTIRMA İHTİYACI

### 4.1. Havalandırıcı Kapasitesinin Belirlenmesi

Aktif çamur sistemlerinde difüzör sayısı ve blower (üfleyici) kapasitesinin belirlenebilmesi için aşağıdaki bilgilere ihtiyaç duyulmaktadır.

#### 4.1.1. Oksijen İhtiyacı

Teorik oksijen ihtiyacının belirlenmesi için öncelikle organik karbon giderimi ve nitrifikasyon için gerekli olan oksijen miktarının bilinmesi gerekmektedir. Bu hesaplamalarda aynı zamanda gün içinde tesis girişinde ölçülmüş olan organik karbon (KOİ) ve toplam azot (TN) parametrelerinin saatlik salınım faktörleri ( $f_C$ ,  $f_N$ ) de dikkate alınır. Buna göre aşağıdaki denklemde teorik (saatlik) oksijen ihtiyacı organik karbon ve azot için ayrı ayrı hesaplanır.

- Karbon giderimi için net oksijen ihtiyacının ( $O\dot{I}_C$ ) hesaplanmasında teorik oksijen ihtiyacından ( $O\dot{I}_{CT}$ ) denitrifikasyon ile kazanılan oksijen ihtiyacının ( $O\dot{I}_D$ ) çıkarılması gereklidir (**Denklem 4.1**).
- Denitrifikasyon prosesi olmayan tesisler için  $O\dot{I}_D=0$  alınır.
- Organik karbon giderimi için tasarlanmış tesislerde şayet nitrifikasyon prosesi gerçekleşiyorsa nitrifikasyondan kaynaklanan oksijen ihtiyacı da hesaplara dahil edilir.

Organik karbonun pik yaptığı koşulları hesaplarken  $f_N=1$ ; toplam azotun pik yaptığı koşullar hesaplanırken de  $f_C=1$  alınarak iki ayrı  $O\dot{I}_T$  hesabı yapılarak elde edilen bu değerlerden büyük olanı seçilir.

$$O\dot{I}_C = f_C \cdot (O\dot{I}_{CT} - O\dot{I}_D) \quad (4.1)$$

$$O\dot{I}_T = f_C \cdot O\dot{I}_C + f_N \cdot O\dot{I}_N \quad (4.2)$$

ATV 131E (2000)'de  $f_C$  ve  $f_N$  "giriş organik yüküne" ve "çamur yaşına" göre verilmiş olup ülkemizde bu değerler tesisten tesise farklılık göstermektedir. Sağlıklı blower seçimi için kuru hava debisinde  $f_C$  ve  $f_N$  değerleri KOİ ve TN parametrelerinin gün içindeki saatlik yük değişimlerinin ölçülerek elde edilmesi önerilmektedir.

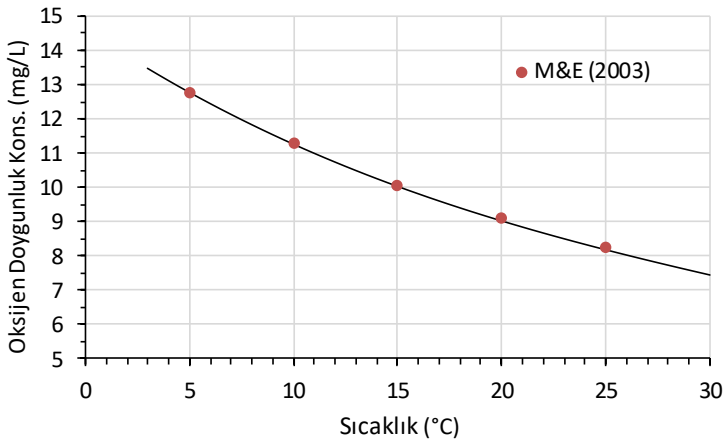
**Tablo 4.1.** Karbon ve Azot için Pik Faktörler (ATV 131E, 2000)

Pik faktörler	Çamur Yaşı (Gün)					
	4	6	8	10	15	25
$f_c$	1,30	1,25	1,20	1,20	1,15	1,10
$f_N, L_{BoI} \leq 1200$ kg/gün	-	-	-	2,5	2,0	1,5
$f_N, L_{BoI} \geq 6000$ kg/gün	-	-	2,0	1,8	1,5	-

#### 4.1.2. Atıksuyun Sıcaklığı ve Doymuluk Konsantrasyonu

Sıcaklık oksijenin sudaki çözünürlüğünü etkilediğinden havalandırıcı sistemi tasarımında önemlidir. Saf sudaki oksijen doymuluğunun sıcaklıkla değişimi aşağıda **Denklem 4.3** ile ifade edilmektedir. Proses sıcaklığı denklemde yerine konularak çözünmüş oksijen doymuluk değeri hesaplanır (Mueller vd., 2002). Hesaplamalarda kış ve yaz aylarında proses sıcaklıklarının farkı dikkate alınmalıdır. Genellikle kentsel atıksu arıtma tesislerinde proses sıcaklığı giriş atıksuyunda 2-3°C fazladır. Sıcaklığa bağlı konsantrasyon değişimi **Şekil 4.1**'de verilmektedir.

$$C_{T,Sat} = 14,65 - (0,41 \cdot T) + (0,00799 \cdot T^2) - (0,0000778 \cdot T^3) \quad (4.3)$$



**Şekil 4.1.** Sıcaklığa Bağlı Oksijen Doymuluk Konsantrasyonu Değişimi (Tuzluluk=% 0)

#### 4.1.3. Tesisin İnşaa Edileceği Yükseklikteki Basınç, $P_b$

Atıksu arıtma tesisinin inşaa edileceği rakım (elevation) atmosferik basıncı değiştirdiği için (a) havadaki oksijenin içeriğini ve (b) su içindeki oksijenin doymuluk değerini etkilemektedir. Dolayısı ile tesisin inşaa edileceği rakıma göre, basınç düzeltme hesaplarının yapılması

gerekir. Bunun için öncelikle atmosferik basıncın hesaplanması gerekmektedir. Hesaplama rölatif basıncın ( $P_a/P_b$ ) bulunması yeterlidir.

$$\frac{P_a}{P_b} = e^{-\frac{g \cdot M \cdot (z_b - z_a)}{R \cdot (273 + T)}} \quad (4.4)$$

Denklemden,

$P_a$  : Deniz seviyesindeki atmosferik basınç ( $N/m^2$ , Pa)

$P_b$  : İlgili rakımdaki ( $z_b - z_a$ ) atmosferik basınç ( $N/m^2$ , Pa)

$M$  : Havanın molar ağırlığı (28,97 kg/kmol)

$R$  : Evrensel gaz sabiti (8314 N·m/kg mol·K)

$g$  : Yerçekimi ivmesi (9,81 m/sn<sup>2</sup>)

$z_b - z_a$  : Deniz seviyesinden yükseklik/rakım (m)

$T$  : Sıcaklık, Kelvin (273+T°C)

Rölatif basınç denklemini ideal gaz kanunu ( $PV=nRT$ ) ile birlikte uygulayarak ilgili yükseklikte ve sıcaklıkta çözülmüş oksijen doygunluk konsantrasyonu aşağıdaki formül kullanılarak hesaplanır. Denklemden  $C_{STH}$ , proje rakımındaki çözülmüş oksijenin doygunluk konsantrasyonudur.

$$C_{STH} = C_{T,Sat} \cdot \frac{P_a}{P_b} \quad (4.5)$$

#### 4.1.4. Difüzörlerin Derinliğine Göre Çözülmüş Oksijen Doymunluk Konsantrasyonu

Havuz derinliği, dolayısı ile difüzör derinliği havuz içindeki su basıncını değiştirdiği için oksijenin doymunluk konsantrasyonunu da etkilemektedir. Sonuçta, derin havuzlarda tank tabanında basınç daha fazla olacağından oksijen daha fazla çözünecek ve blower debisi nispeten azalacaktır. Öte yandan, basıncın artması blower gücünü de arttıracaktır. Difüzör derinliğinde toplam basınç ( $P_{Dif}$ ), atmosferik basınç ( $P_b$ ) ve difüzör üzerindeki su basıncının toplanması ( $P_{Dif}$ ) ile hesaplanır.

$$P_{Dif} = P_b + H_{Dif} \quad (4.6)$$

Burada deniz seviyesindeki basıncın 1013 mbar (10,2 mss) olduğu bilgisinden, tesisin bulunduğu rakımdaki basınç, metre cinsinden bulunur.

$$P_b = \frac{P_a}{P_b} \cdot 10,2 \quad (4.7)$$

Havuz içindeki ortalama çözülmüş oksijen doygunluk konsantrasyonu ( $C_{O_2}$ ) aşağıdaki denklemle hesaplanabilir. Denklemdaki  $O_T\%$ , havalandırma havuzunu terkeden havadaki hacimsel oksijen oranı olup genellikle %17-19 aralığında alınmaktadır. Bu değer hava kabarcıklarının reaktörde yükselme hızına, derinliğe ve oksijen tüketim hızına bağlı olarak değişmektedir. Sisteme verilen havanın normal şartlar altında oksijen içeriği %21'dir.

$$C_{O_2} = \frac{1}{2} \cdot C_{STH} \cdot \left( \frac{P_{Dif}}{P_b} + \frac{O_T\%}{\%21} \right) \quad (4.8)$$

$C_{O_2}$  : Proses işletmesinde oksijen doygunluk konsantrasyonu (mg  $O_2$ /L)

$C_{STH}$  : İlgili yükseklikte çözülmüş oksijenin doygunluk konsantrasyonu (mg  $O_2$ /L)

#### 4.1.5. Standart Koşullarda Oksijen İhtiyacı Hesaplaması

Standart koşullardaki oksijen ihtiyacının hesaplanabilmesi için aşağıdaki bilgilere ihtiyaç duyulmaktadır:

- Havuzlardaki MLSS konsantrasyonu (kg AKM/m<sup>3</sup>)
- Suyun toplam çözülmüş madde içeriği (TÇM)
- Difüzörlerin tıkanma faktörü, F (%)
- Havalandırma havuzundaki çözülmüş oksijen konsantrasyonu (mg $O_2$ /L)
- Havuzdaki proses sıcaklığı (°C)

Arazi şartlarında Standart Oksijen İhtiyacı (SOR) hesabı için kullanılan denklem aşağıda verilmektedir.

$$\frac{SOR}{OR_T} = \frac{C_{S20}}{\alpha \cdot F \cdot (\beta \cdot C_{O_2} - C_X) \cdot 1,024^{(T-20)}} \quad (4.9)$$

Denklemda kullanılan  $C_{S20}$ , 20°C sıcaklıkta çözülmüş oksijen doygunluk konsantrasyonudur (**Şekil 4.1**).

#### F Tıkanma faktörü

Difüzörlü sistemlerde tıkanma faktörü, 0,7-0,9 arasında alınmakta olup yüzeysel havalandırıcılarda bu değer 1,0 olarak alınır. Difüzörlü sistemlerde F değeri işletme süresinde düşebilir. F değerinin düşmesi difüzörlerin tıkanmasının bir göstergesi olup blower çıkış basıncı da zamanla artış gösterebilir. Bu durumda difüzör temizliği ve yenilemesi yapılmalıdır.

#### $\alpha$ Katsayısı

Bu katsayı atıksuya ait hacimsel oksijen transfer katsayısının ( $K_{La}$ ), temiz suda ölçülen değere oranı olup aktif çamur konsantrasyonu ve giriş atıksu özellikleri ile değişkenlik göstermektedir.

$$\alpha = \frac{K_L a_{atıksu}}{K_L a_{temizsu}} \quad (4.10)$$

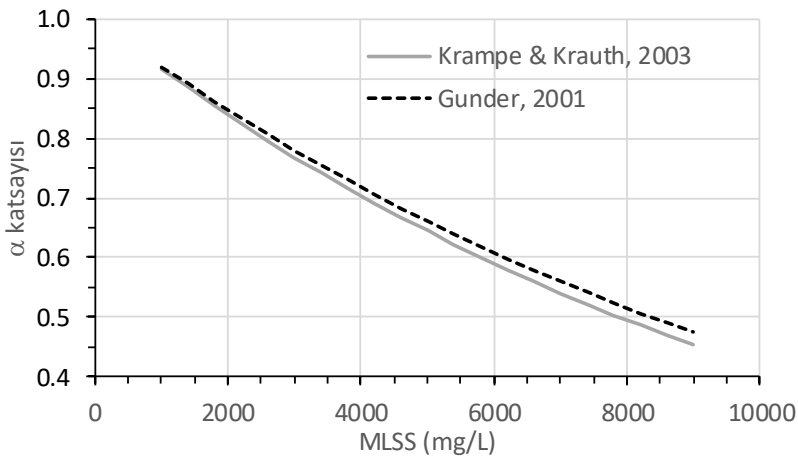
Aktif çamur konsantrasyonunun artması ile viskozitenin artışı  $\alpha$  katsayısının azalmasına sebep olur. Aktif çamur konsantrasyonuna göre  $\alpha$  katsayısının hesabı aşağıdaki denklem kullanılarak hesaplanır. Konvansiyonel aktif çamur sistemlerinde:

$$\alpha = e^{-0,08788 \cdot MLSS} \quad (\text{Krampe ve Krauth, 2003}) \quad (4.11)$$

$$\alpha = e^{-0,083 \cdot MLSS} \quad (\text{Günder, 2001}) \quad (4.12)$$

amprik ifadeleri kullanılarak  $\alpha$  katsayısı MLSS konsantrasyonuna bağlı olarak hesaplanabilir (**Şekil 4.2**). Sadece karbon giderimi yapmak üzere tasarlanmış aerobik tesisler için  $\alpha$  katsayısının yüzey aktif maddelerin varlığı sebebi ile daha düşük seviyelerde olduğu rapor edilmektedir. Anoksik hacmin varlığı bu etkiyi ortadan kaldırmaktadır. Bu parametre konvansiyonel aktif çamur sistemleri için genellikle 0,6-0,8 aralığındadır. Özellikle MBR'lar için havuzlar içindeki MLSS konsantrasyonuna göre havalandırıcı kapasitesi için  $\alpha$  katsayısı doğru hesaplanmalıdır.

$\alpha$  katsayısının giriş atıksuyundaki kolay ayrışabilen maddeler (yüzey aktif madde vb.) sebebi ile düştüğü rapor edilmektedir. Özellikle, sadece karbon giderimi yapan tesislerde  $\alpha$  katsayısının (~0,5), nütrient giderimi yapan aktif çamur tesislerine göre (~0,7) daha düşük olduğu belirtilmektedir (Rosso ve Stenstrom, 2006). Bunun nedeni, atıksuda kolay ayrışabilen organik maddenin nütrient giderimi yapan tesislerde oksijensiz ortamda nitrat ile oksitlenmesidir.



**Şekil 4.2.**  $\alpha$  Katsayısının MLSS Konsantrasyonu ile Değişimi



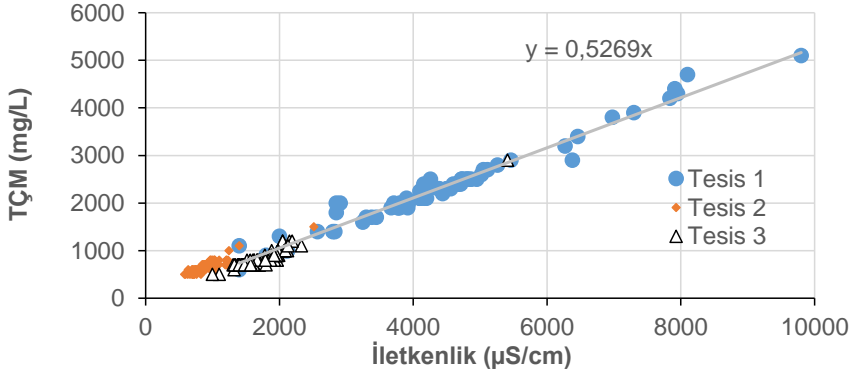
### $\beta$ Katsayısı

Bu katsayı tuzluluk düzeltme faktörü olup, oksijen doygunluk konsantrasyonu değeri 1'den küçüktür. Aşağıdaki ifade kullanılarak  $\beta$  katsayısı hesaplanabilir.

$$\beta = 1 - (5,7 \cdot 10^{-6} \cdot T\text{ÇM}) \quad (4.13)$$

TÇM : Toplam çözünmüş maddeler (mg/L)

Genellikle kentsel atıksu arıtma tesislerinde  $\beta$  katsayısının değeri 0,7-0,8 seviyelerindedir. TÇM kentsel atıksularda genellikle 1000-5000 mg/L aralığındadır. Kentsel atıksularda deniz suyu ve endüstriyel atıksularının karışımının fazla olduğu durumlarda TÇM değerinin yüksek olması beklenir. İstanbul'daki büyük ölçekli 3 atıksu arıtma tesisinin girişindeki iletkenlik ve TÇM parametrelerinin ölçümleri ve korelasyonu **Şekil 4.3**'te gösterilmektedir.



**Şekil 4.3.** Giriş Atıksuyunda İletkenlik ve Toplam Çözünmüş Madde ilişkisi

### Havalandırma havuzu çözünmüş oksijen konsantrasyonu ( $C_x$ )

Havalandırma havuzu oksijen konsantrasyonu ( $C_x$ ) işletme sırasında ayarlanacak oksijen konsantrasyonu olup aktif çamur prosesine göre seçilmektedir. Ayrık nitrifikasyon için genelde çözünmüş oksijen konsantrasyonu 2 mg  $O_2/L$  olup simültane nitrifikasyon denitrifikasyon prosesleri için 0,5-0,7 mg  $O_2/L$  seviyelerinde alınabilir (Insel vd., 2003; Münch vd., 1996). Giriş atıksu karakterizasyonuna ve MLSS konsantrasyonuna göre bu seviyenin değişkenlik gösterebileceği unutulmamalıdır.

#### **4.1.6. Blower Kapasitesinin Hesaplanması**

İlk aşamada, hava miktarının hesaplanabilmesi için difüzör tipine karar verilmesi gereklidir. Difüzör tedarikçi bilgileri kullanılarak Spesifik Oksijen Transfer Verimi (SpOTE) ile birlikte aşağıdaki amprik ifade kullanılarak bu değere karar verilir. MLSS konsantrasyonu birimi  $kg/m^3$

olarak dikkate alınmalıdır. Elde edilen SpOTE metre derinlik başına transfer edilen % oksijen miktarını ifade etmektedir.

$$SpOTE = 9 - (8,63 \cdot 10^{-4} \cdot MLSS) + (2,56 \cdot 10^{-8} \cdot MLSS) \quad (4.14)$$

Difüzör derinliği ( $H_{Dir}$ ) kullanılarak Oksijen Transfer Verimi (OTE) elde edilmektedir.

$$OTE [\%] = H_{Dir} \cdot SpOTE \quad (4.15)$$

İkinci aşamada proses şartlarında  $1 \text{ m}^3$  havada oksijenin kütesinin hesaplanması gerekmektedir. Öncelikle havanın yoğunluğu sıcaklığa ve basınca bağlı olarak aşağıdaki denklemle hesaplanmalıdır.

$$\rho_{hava,T} = \frac{P_b \cdot M}{R \cdot (273 + T)} \quad (4.16)$$

$P_b$  : Atmosfer basıncı ( $\text{N/m}^2$ , Pa)

$M$  : Havanın mol ağırlığı ( $28,97 \text{ kg/kg} \cdot \text{mol}$ )

$R$  : Evrensel gaz sabiti ( $8314 \text{ Nm/kg} \cdot \text{mol K}$ )

$T$  : Sıcaklık ( $^{\circ}\text{C}$ )

Havadaki oksijenin ağırlığı

$$M_{O_2,hava,T} = \rho_{hava,T} \cdot W_{O_2} \quad (4.17)$$

denklemden hesaplanır. Denklemden  $w_{O_2}$  normal şartlar altında havanın ağırlık olarak oksijen içeriğidir ( $0,2318 \text{ kg O}_2/\text{kg hava}$ ).

Blower seçiminde kullanılacak hava debisi ise;

$$Q_{Hava,h} = \frac{SOR}{OTE\% \cdot M_{O_2,Hava,T}} \quad (4.18)$$

denklemden elde edilir.

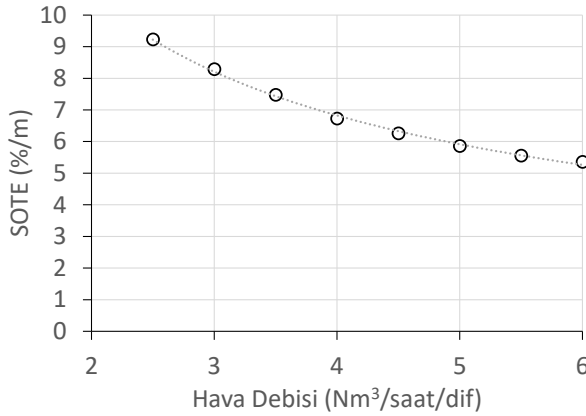
SOR: Standart şartlarda oksijen ihtiyacı ( $\text{kgO}_2/\text{saat}$ )

OTE: Oksijen transfer verimi (%)

$Q_{Hava,h}$  : Saatlik hava ihtiyacı ( $\text{Nm}^3/\text{saat}$ ) olarak elde edilmektedir. Birim blower kapasitesine göre blower sayısı yedekli olarak seçilmelidir.

**Denklem 4.14**'den farklı olarak oksijen transfer verimi (OTE), difüzör verileri kullanılarak da hesaplanabilir. Öncelikle difüzörün geçirebileceği hava debisinin, dolayısı ile difüzör sayısının hesaplanması gerekmektedir. Difüzörlerin oksijen transfer verimleri hava debisi ile değişmektedir (**Şekil 4.4**). **Şekil 4.4**'te verilen grafik difüzör tipine ve özelliğine göre değişkenlik göstermektedir. Difüzörlerin hava debisi arttıkça spesifik oksijen transfer verimi

(SOTE) düşmektedir. Difüzör başına verilecek hava debisine göre önce **Şekil 4.4**'ten SOTE seçilmeli, **Denklemler 4.15** kullanılarak da OTE hesaplanmalıdır. Ayrıca, difüzörlerin işletilmesi gereken bir minimum basıncın (veya hava debisinin) olduğu da unutulmamalıdır. Difüzör için seçilecek birim hava debisine göre, blower kapasitesi hesabının iterasyonla çözülmesi gerekir. Diğer bir husus difüzör sayısının tank taban alanına yerleşip yerleşemeyeceği olup bunun için de tank derinliği ve difüzör sayısı için optimizasyon yapılması gerekir.



**Şekil 4.4.** Hava Debisine Göre Spesifik Oksijen Transfer Veriminin Değişimi (EPDM Disk Difüzör Örneği)

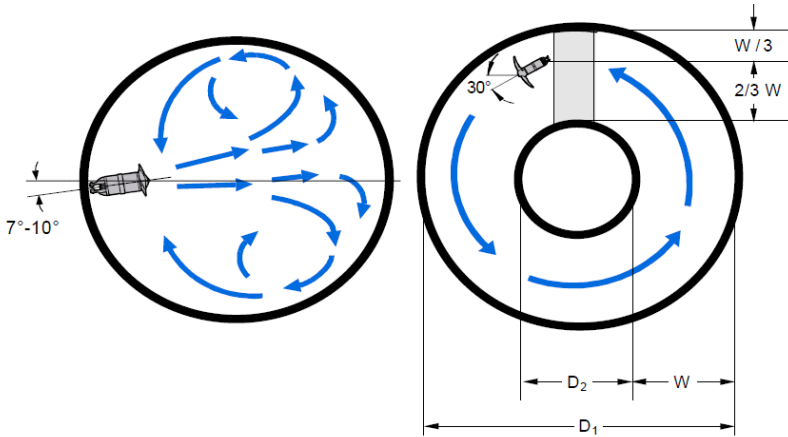
#### 4.2. Karıştırıcı Seçimi

Aktif çamur sistemlerinde anaerobik ve denitrifikasyon hacimlerinin karıştırılmasında, çamurların homojenizasyonunda, çökelen maddelerin tam karışımının sağlanmasında karıştırıcı ekipmanları yaygın olarak kullanılmaktadır. Daha önceleri, ekipman seçimi spesifik karıştırma enerjisi 10-30 W/m<sup>3</sup> üzerinden yapılırken, günümüzde bu değer bilgi birikiminin artması ve teknolojinin gelişmesi ile 1-6 W/m<sup>3</sup> değerlerine kadar inmiştir. Bilindiği üzere karıştırma işleminde türbülanslı akım etkin olmaktadır. Mikser seçimine etki eden faktörler aşağıda verilmektedir.

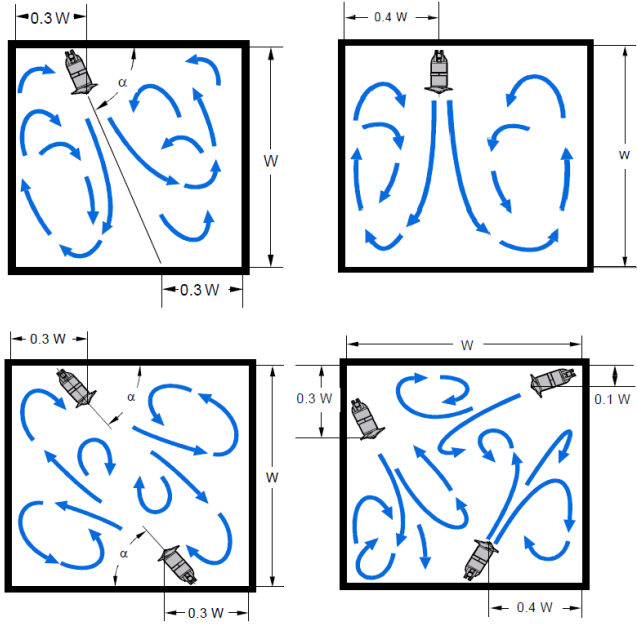
- Reaktörün boyutları ve hacmi
- Giriş ve çıkış noktaları
- Reaktör içinde MLSS konsantrasyonu ve akışkanın viskozitesi
- Havuz içindeki diğer ekipmanlar ve akıma engel olacak faktörler
- Difüzör yerleşimleri ve havalandırma kontrolü

Seçilen mikserin (i) dikey ve yatay doğrultuda ayarlanmasının kolay olması (ii) havuz içinde tam karışımı sağlaması, (iii) bakım ve onarımının hızlı ve kolay yapılması (iv) gürültüsüz çalışması (v) bakım maliyetlerinin düşük olması şeklinde özelliklere sahip olması

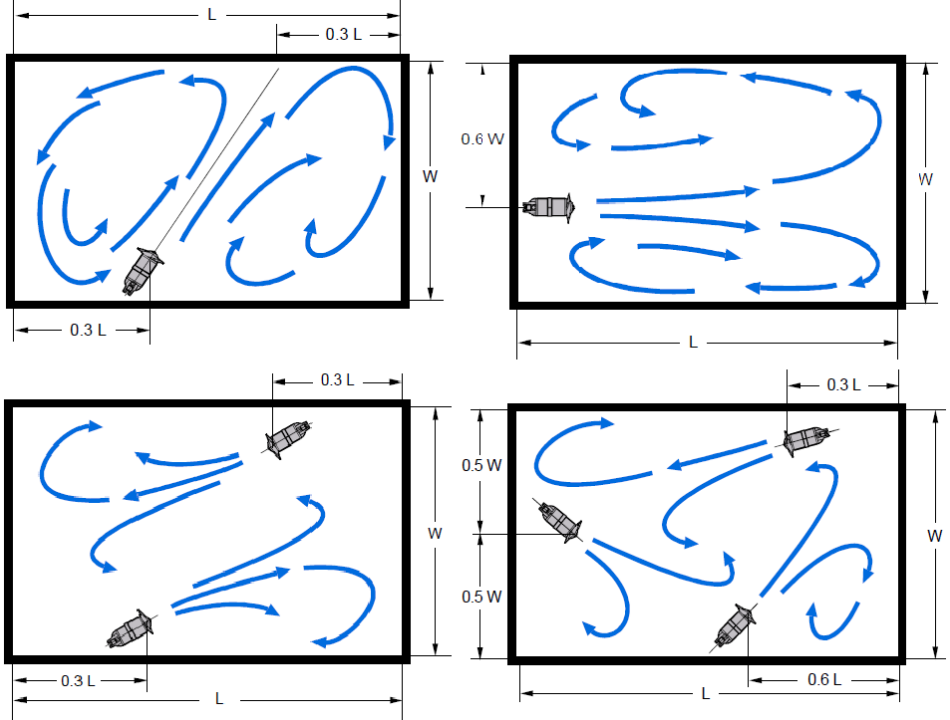
gerekmektedir. Reaktör içinde karıştırma işlemi için önerilen maksimum katı madde yüzdesi %8 olup reaktör içinde akım yönlendirme işlemi için maksimum % 1,5 olarak önerilmektedir (Grundfos, 2019). Mikserlerin itme gücünün ( $F$ : Thrust) mikser enerjisine ( $P$ ) oranı, ekipmanın verimi (Newton/Watt) olarak rapor edilmektedir. İlk aşamada, reaktörlerde mikser yerleşimine karar verildikten sonra CFD (Computational Fluid Dynamics; Hesaplamalı Akışkanlar Dinamiği) simülasyonları ile optimizasyon yapılması önerilmektedir. Karıştırma işleminde (i) farklı giriş noktalarındaki akımların hemen karışımının sağlanması, (ii) kısa devre ve ölü bölgelerin oluşmaması, (iii) su yüzeyinde türbülans yaratmayacak şekilde mikserlerin yerleşimi hususlarına dikkat edilmelidir. Aşağıda, **Şekil 4.5**, **Şekil 4.6** ve **Şekil 4.7**'de sırasıyla dairesel, kare ve dikdörtgen havuzlarda mikserler için tavsiye edilen yerleşim planları verilmektedir (ABS, 2000).



**Şekil 4.5.** Dairesel Havuzlarda Karıştırıcı Yerleştirme Düzeni (ABS, 2000)



**Şekil 4.6.** Kare Planlı Havuzlarda Karıştırıcıların Konumlandırılması (ABS, 2000)



**Şekil 4.7.** Dikdörtgenel Havuzlarda Karıştırıcıların Yerleştirilmesi (ABS, 2000)

Aktif çamurun çökmemesi için gerekli olan akış hızının minimum 0,3 m/sn olması istenmektedir (Metcalf & Eddy, 2014). Mikserlerin zarar görmemesi için duvarlara, difüzör gruplarına, engellere ve benzeri yapılara belirli mesafede konumlandırılması gerekmektedir. Bununla ilgili hususlar ve optimum yerleşim için tedarikçi firmanın tavsiyelerine uyulması tavsiye edilmektedir.

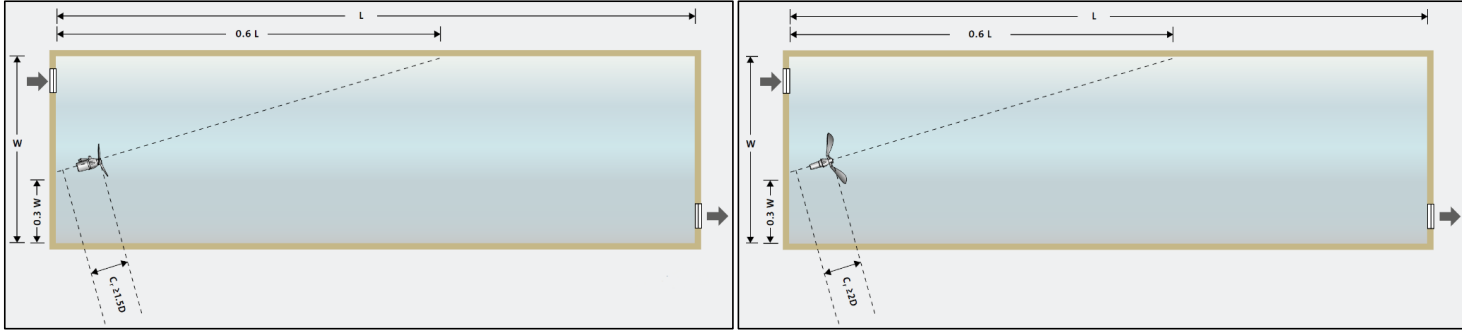
**Şekil 4.8**'de uzun havuzlarda karıştırmayı sağlamak veya akım oluşturmak için seçilen ekipman yerleşimi gösterilmektedir. **Şekil 4.9**'da havuz uzunluğunun genişliğe (L/W) oranı 3'ün üzerinde olduğu hacimler için benzer yerleşim gösterilmektedir. Karıştırma işlemi için mikser 15° açı ile pervaneden havuzun içine doğru döndürülmeli ve ekipman pervane çapının yarısı kadar duvardan uzaklaştırılmalıdır. Akım oluşturmak için yerleştirilen ekipman arasındaki uzaklık pervane çapının 5 katı uzaklıkta olmalı, duvar ile arasında 0,5 m mesafe bırakılmalıdır (Grundfos, 2019).

Kapalı döngüye sahip karusel havuzlarda mikserlerin yerleşimi akım yönlendirmek için ve aktif çamura yatay akış hareketi vermek için kullanılmaktadır. Bu hacimlerde havalandırma işlemi aktif çamurun fiziksel özelliklerini değiştirmekte ve hidrolik şartlarda hava debisine bağlı farklılık göstermektedir. Bu durum akım özelliklerini değiştirerek karıştırıcı ekipmanlara olumsuz etki etmektedir. Sonuçta mikserlerin difüzör gruplarına belirli mesafelerde yerleştirilmesi gerekmektedir. Bununla ilgili örnek yerleşim **Şekil 4.10**'da gösterilmektedir. Öte yandan, karusel havuzlarda kanal genişliğinin fazla olduğu durumlarda birden fazla mikser yerleşimi gerekebilir. Mikserlerin yarattığı hidrolik koşulların birbirini ve akım stabilitesini etkilememesi amacıyla havuz içinde belirli mesafelerin korunması gerekmektedir. **Şekil 4.11**'de görüldüğü üzere mikserlerin kanat ucunun duvara olan uzaklığı kanat çapının %50'sinden az olmamalıdır. Karusel tip havuzlarda aerobik ve anoksik hacimler aynı hacimde oluşturulduğu için aerobik hacimden anoksik hacme geçiş için belirli bir mesafe bırakılması gerekmektedir. Bunun için havuz içindeki Oksijen Tüketim Hızının (OTH) hesaplanması gerekmektedir. OTH (mg O<sub>2</sub>/L/saat) değeri yukarıda hesaplanan Standart Oksijen İhtiyacının (SOR) aerobik havuz hacmine bölünmesi ile bulunur. Difüzör grubunun sonundan anoksik hacme ulaşana kadar gerekli mesafe ise aşağıdaki denklemle bulunur. Bu aynı zamanda havuz geometrisinden de etkilenmektedir.

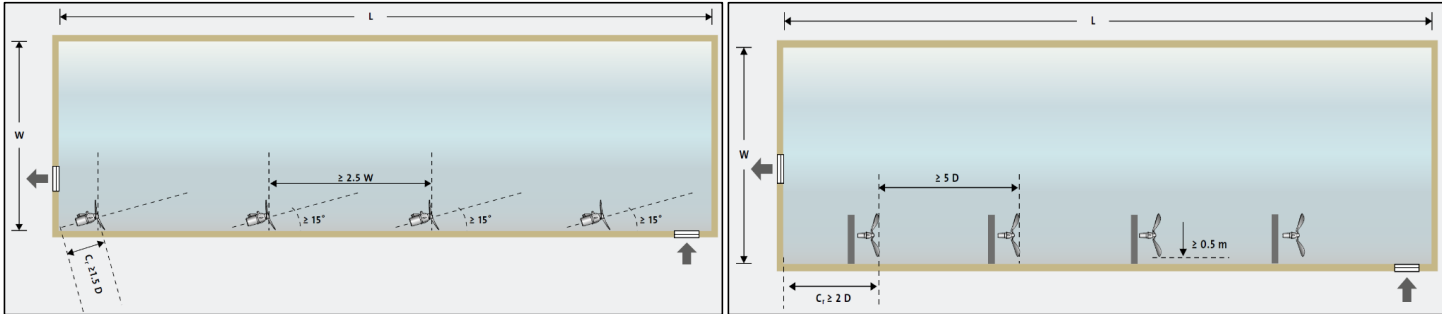
$$L = \frac{S_x}{\frac{SOR}{V}} \cdot \vartheta \quad (4.19)$$

- L : oksijenin tükendiği mesafe (m)  
SOR : standart şartlarda oksijen ihtiyacı (kgO<sub>2</sub>/gün)  
V : aerobik havuz hacmi (m<sup>3</sup>)  
ϑ : ortalama yatay akış hızı (m/sn)

**Şekil 4.12'**de ardışık kesikli reaktörlerde (AKR) ve benzer sistemlerde difüzör ve mikserlerin birlikte kullanıldığı durum için önerilen yerleşim şekilleri gösterilmektedir. Difüzör grubu ile mikserin kanadının alt ucu arasındaki mesafenin en az  $1,5 \cdot D$  uzaklığında olması istenmektedir. Burada "D" mikserin pervane çapını karakterize etmektedir.

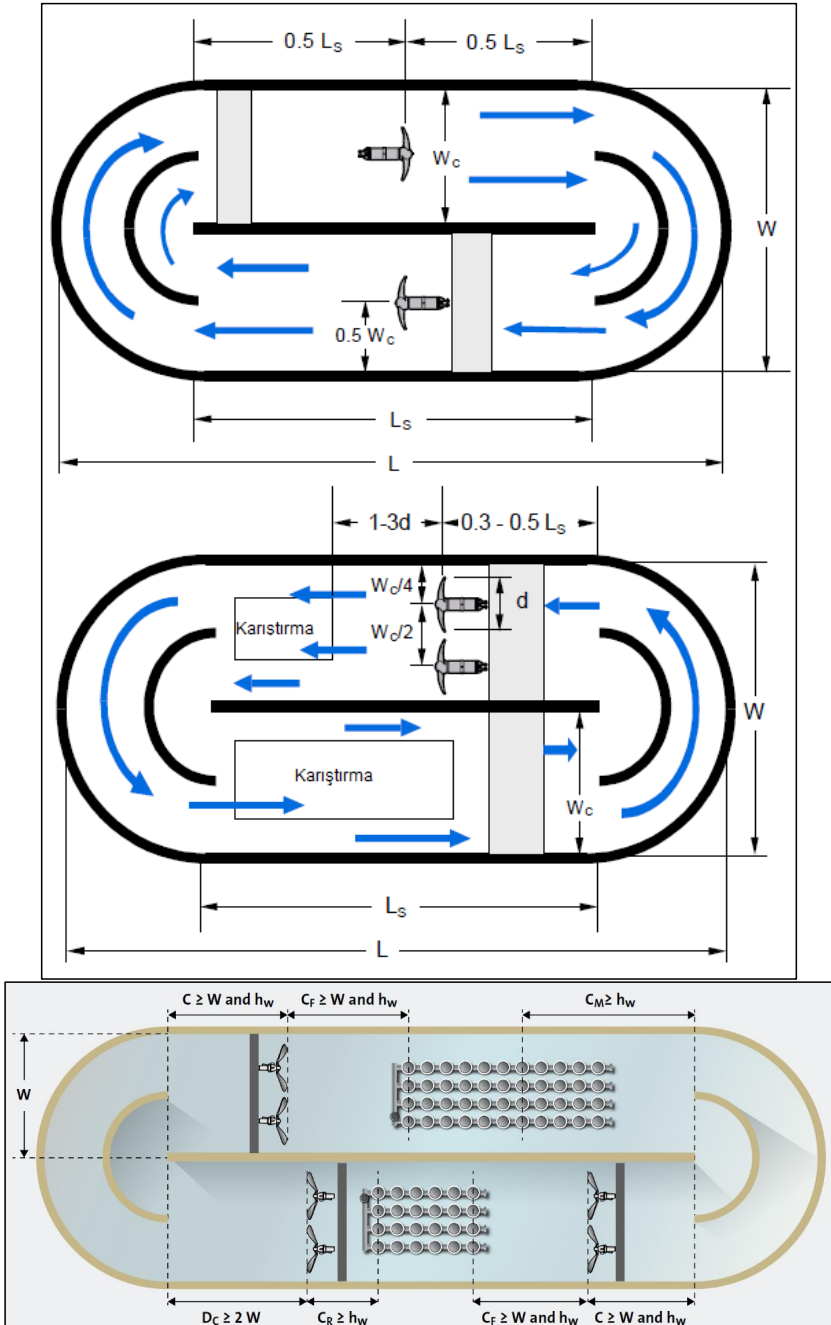


**Şekil 4.8.**Uzunluk/Genişlik Oranı  $2,5 < L/W < 3$  Aralığında Olan Havuzlar için Karıştırma (sol) ve Akım Yönlendirme (sağ) için Yerleşim (Grundfos, 2019)

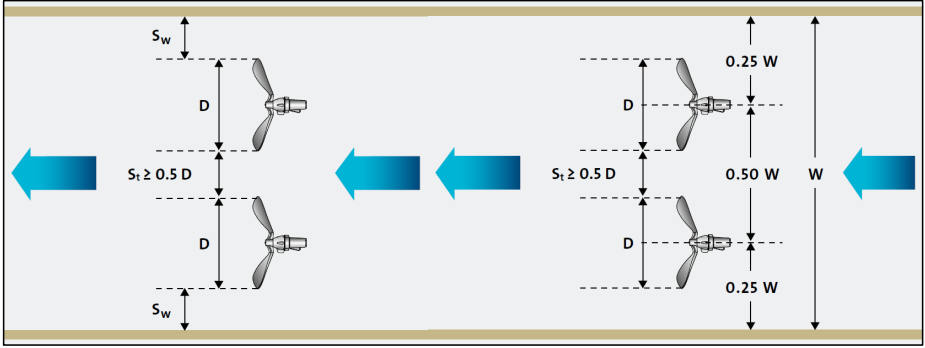


**Şekil 4.9.**Uzunluk/Genişlik Oranı,  $L/W > 3$  Olan Havuzlar için Karıştırma (sol) ve Akım Yönlendirme (sağ) için Ekipmanların Yerleşimi (Grundfos, 2019)

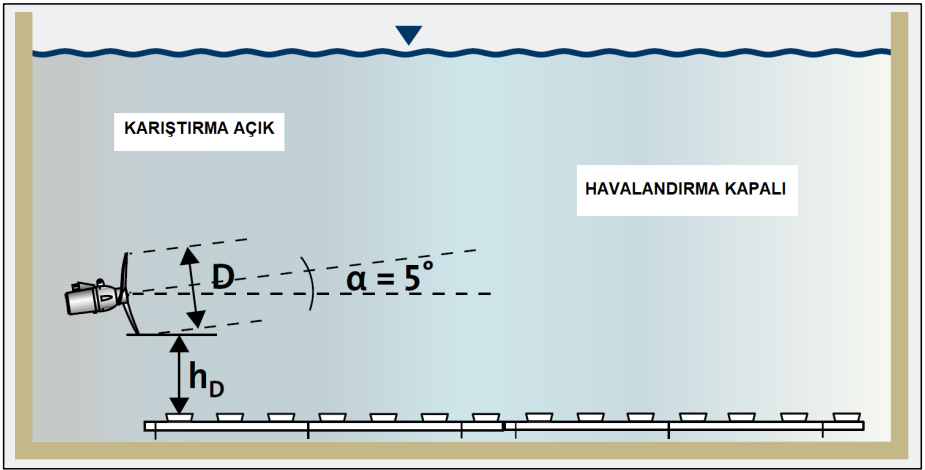




**Şekil 4.10.** Karusel Havuzlarda Karıştırıcıların Yerleşimi ve Havalandırma Sistemine Göre Konumlandırılması (ABS, 2000; Grundfos, 2019)



Şekil 4.11. Karusel Havuz Kanalındaki Karıştırıcıların Yerleşimleri (Grundfos, 2019)



Şekil 4.12. Ardışık Kesikli Reaktör Havuzlarında Karıştırma ve Havalandırma Düzeneği (Grundfos, 2019)

## 5. SON ÇÖKELME HAVUZU TASARIM VE İŞLETİLMESİ

### 5.1. Son Çökeltme Havuzlarının Fonksiyonları

Son çökeltme havuzlarından beklenen iki temel fonksiyon: (i) durultma (clarification) ile çok düşük askıda katı madde (AKM) içeren temiz, arıtılmış bir üst faz elde etmek ve (ii) yoğunlaştırma (thickening) ile yüksek AKM konsantrasyonuna sahip çamur geri devir akımı elde etmektir. Son Çökeltme Havuzu (SÇH) bu fonksiyonlarından birini yerine getiremezse, çamur savaklardan taşır çıkış akımına geçerek çıkış suyu AKM standardının aşılmasına neden olacağı gibi kontrolsüz çamur kaybına da (dolayısı ile de istemsiz olarak çamur bekletme süresinin düşmesine) yol açar ve proses havuzlarının verimi de bu durumdan etkilenir. Örneğin SÇH'ndan biyokütle kaçacağı nedeniyle çamur yaşı, nitrifikasyon için gerekli çamur yaşının altına düşerse, SÇH fonksiyonunu yerine getiremediği için nitrifikasyon prosesi kaybedilebilir. Bu nedenle, son çökeltme havuzlarından beklenen diğer bir fonksiyon da pik debi periyotlarında, geçici olarak çamur depolama kapasitesine sahip olmasıdır (WEF, 2005).

Kararlı halde işletilen tipik bir aktif çamur sisteminde çamurun büyük bir kısmı biyoproses havuzlarındadır. Ancak giriş atıksu debisindeki ani bir yükseliş, çamurun bir kısmını, son çökeltme havuzuna kaydırır ve çamur battaniyesinin (sludge blanket) yükselmesine neden olur. Son çökeltme havuzlarında depolanan aktif çamurun tekrar biyoreaktöre döndürülmesi bir süre alacak; genellikle bir operatör müdahalesi ve/veya proses otomasyonu gerektirecektir. SÇH'nun çamur depolama fonksiyonu, çamur geri deviri ayarlama mekanizmasının kısa süreli aşırı yüklenme durumu ile baş etmesi için gerekli zamanda kullanılmalıdır. Çamur depolama özelliğinin kasıtlı olarak kullanılması halinde, çamur battaniyesinin çıkış suyuna karışması ile deşarj akımındaki AKM konsantrasyonunun artmasını önlemek için doğru bir tasarım ve iyi bir işletme gereklidir. Öte yandan, son çökeltme havuzunda tutulan aktif çamur sebebi ile denitrifikasyon sonucu oluşan azot gazının yüzdürücü etkisi ile çamur köpürmesi veya nitratın tükenmesi halinde ikincil fosfor salımı gibi sorunlar olabileceği de unutulmamalıdır.

Biyolojik azot/fosfor giderimine çalışan bir aktif çamur sistemindeki son çökeltme havuzu içinde çamurun uzun süre bekletilmesi ile çamur denitrifikasyona maruz kaldığından çıkan azot gazı nedeni ile katı maddeler savaklara taşınabilmektedir (Henze vd., 1993). Öte yandan, nitratın SÇH'nda tükenmesi ile oluşan anaerobik şartlar fosforun salınımını da hızlandırarak çıkış toplam fosfor (TP) parametresini olumsuz etkilemektedir. Aktif çamur sistemi biyolojik fosfor giderimini başarı ile gerçekleştirip 1 mg P/L limitini sağlayabildiği halde son çökeltme

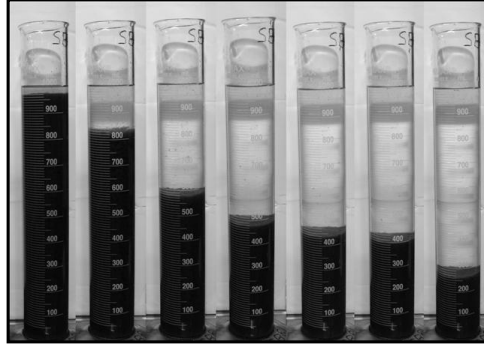
havuzunda biriktirilen yoğun çamur, oluşan anaerobik koşullarda bünyelerindeki fosforu saldığı için tesisin çıkış kalitesi bozulmaktadır (İnsel vd., 2018). Dolayısı ile SÇH iyi tasarlanıp işletilmediği zaman, sadece kaçan biyokütle nedeniyle değil aynı zamanda istenmeyen reaksiyonların oluşması ile de çıkış kalitesi bozulabilir.

Biyoproses havuzlarındaki koşullar da (örneğin düşük havalandırma veya aşırı havalandırma) çamurun çökeltme özellikleri üzerinde etkili olduğu için bundan SÇH verimi de etkilenir. Çıkış standartları hem biyoprosesin hem de son çökeltme havuzunun uyumlu çalıştırılması ile elde edilebilir. Çamurun çökeltme özellikleri birçok faktöre bağlıdır ve zamanla da değişkenlik gösterebilir. SÇH tasarım kriterlerinin istenilen fonksiyonu yerine getirebilmesi için çamur çökeltme özelliklerinin belirli bir aralıkta değişebileceğinin kabul edilmesi ve tasarımın buna göre yapılması gerekmektedir.

## 5.2. Çamurun Çökeltme Özelliklerinin Belirlenmesi

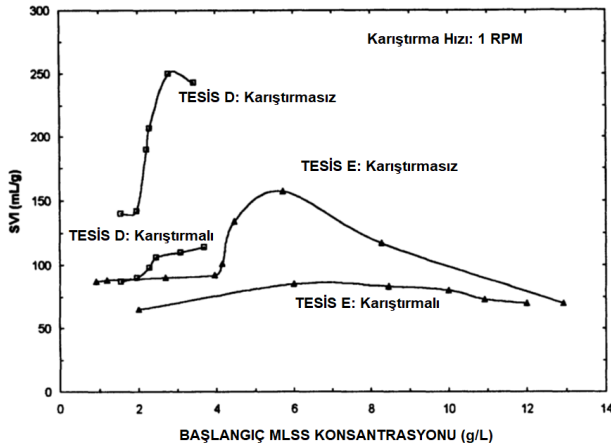
### 5.2.1. Çamur Hacim İndeksi

Çamur Hacim İndeksi, ÇHİ (Sludge Volume Index, SVI) aktif çamurun arıtılmış sudan ayrılabilme özelliğini yansıtan bir parametredir. Ölçüm yöntemi, 1 litrelik cam mezüre alınan aktif çamurun 30 dakika sonrasında sıkışabilme özelliğini yansıtmaktadır (**Şekil 5.1**). Deney sonunda, 1 litre içinde çökelen çamur hacmi, deneyin başında konulan MLSS konsantrasyonuna bölünerek ÇHİ hesaplanır. Çamur hacim indeksi, MLSS konsantrasyonuna da bağlı olduğu için deney başlamadan aktif çamurun konsantrasyonunun, atıksu arıtma çıkış suyu ile seyreltilerek 3,5 kg/m<sup>3</sup> seviyesine getirilmesi istenir. ÇHİ deneylerinde başlangıç MLSS değeri 3,5 kg/m<sup>3</sup> üzerine çıktığı zaman MLSS konsantrasyonu sonuçlara girişim yapmaktadır. MLSS konsantrasyonu 3,5 kg/m<sup>3</sup> üzerinde yürütölen ÇHİ deneylerinde karıştıırma düzeneği bulundurulmalıdır. **Şekil 5.2**'de deney başlangıç MLSS konsantrasyonunun ÇHİ ölçümüne etkisi gösterilmektedir (Bye ve Dold, 1998). Deneyler karıştıırmalı ve karıştıırmasız olarak planlanmıştır. MLSS konsantrasyonunun 3,5 kg/m<sup>3</sup> seviyesine getirildikten sonra yapılan ölçüm ÇHİ<sub>3,5</sub> olarak adlandırılmaktadır (Standard Methods, 2004, No: 2710D).



**Şekil 5.1.** Zamana Göre Aktif Çamurun Çökmesi (Henze vd., 2008)

İyi çökme özelliği olan çamurun 80-150 mL/g aralığında ÇHİ değeri olduğu bilinmektedir. ÇHİ değeri 150 mL/g üzerinde olduğunda, çamurun çökme özelliğinin bozulmakta; 180 mL/g üzerinde ise önlem alınması gerekmektedir (Jenkins vd., 2004). Standart metodlara göre (Standard Methods, 2012) ÇHİ ölçümlerinde dereceli silindir kullanılmalı, İmhoff konisi vb. kesinlikle kullanılmamalıdır. ÇHİ seviyesi iyi çökmeyi gösteren bir çamur olmasının yanında çamurun floklaşma özelliğinin zayıf olması tesisin çıkış suyu kalitesini olumsuz etkileyebilmektedir. Çamurun arıtılan atıksudan ayrılabilme özelliği yalnızca ÇHİ parametresi ile değerlendirilmemelidir.

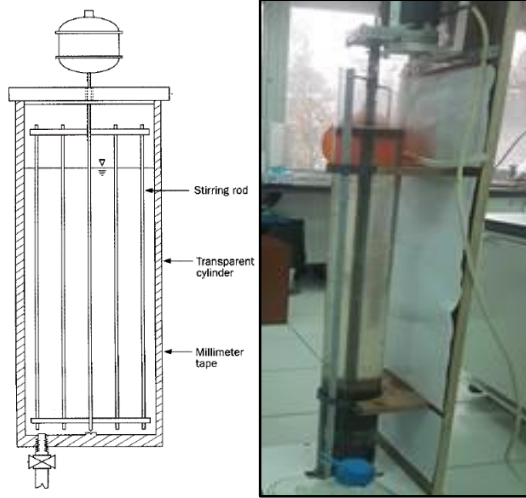


**Şekil 5.2.** Başlangıç X Konsantrasyonunun ÇHİ (SVI) Üzerine Etkisi (Bye ve Dold, 1998)

### 5.2.2 Bölgesel Çökme Hızı (Zone Settling Velocity, ZSV)

ÇHİ parametresi aktif çamurun çökme kinetiği ile ilgili önemli bilgi içermediği için bölgesel çökme hızı parametresi (ZSV) hem çamurun çökme hızı ve sıkıştırılabilme özelliği ile ilgili

bilgi vermekte, hem de çökeltme havuzu tasarım/işletilmesinde kullanılmaktadır. ZSV kullanılarak akı bazlı (gravite akısı,  $G_g$ ) çökeltme eğrisi elde edilmektedir. Bunun için, iç çapı en az 10 cm olan ve 1 RPM hızda karıştırıcıya sahip şeffaf silindirik bir çökeltme kolonu kullanılır (**Şekil 5.3**). Deney esnasında geri devir çamuru ve çıkış suyu alınarak en az 6 farklı seyreltme kullanılmalıdır. Farklı seyrelmelerde elde edilen çamur hızlı bir şekilde çökeltme kolonuna doldurulur. Karıştırıcı çalıştırılarak çamurun başlangıçtaki çökeltme hızı ( $v_s$ ) bir kronometre yardımıyla ölçülür. Mekanik karıştırıcının dönme hareketi esnasında aktif çamurun silindirin yan duvarlarına yapışması engellenmelidir (Standard Methods, 2004, No: 2710E).



**Şekil 5.3.** ZSV için Deney Düzeneği

Bölgesel çökeltme kinetiği, tasarıma ve işletme koşullarına bağlı olarak tesisten tesise farklılık gösterir. Bu farklılığı ortaya koymak için deneysel sonuçların bir modele göre değerlendirilmesi gerekir. Aktif çamurun çökeltme kinetiği, ilk olarak Vesilind denklemi ile karakterize edilmiştir (Vesilind, 1968). Bu kinetiğe bağlı olarak çökeltme havuzunun performansı ortaya konabilmektedir. Vesilind çökeltme kinetiği aşağıdaki denklemde gösterilmektedir .

$$v = v_0 \cdot e^{-K \cdot X} \quad (5.1)$$

Bu denklemde:

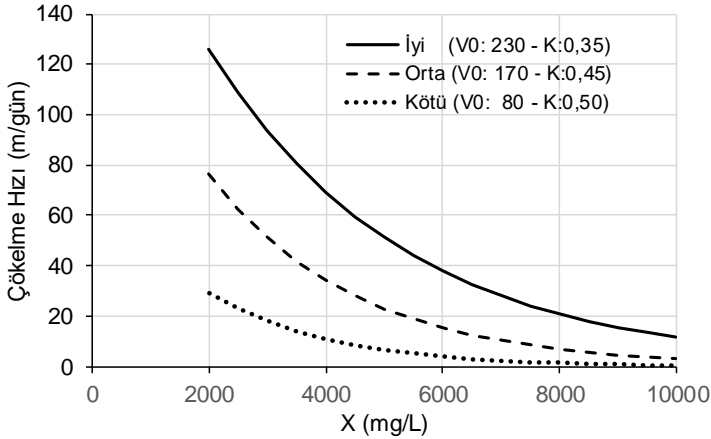
$v$  : Çökeltme hızı (m/saat)

$v_0$  : Maksimum çökeltme hızını (m/saat)

$K$  : Bölgesel çökeltme katsayısı ( $m^3/kg$ )

$X$  : Aktif çamurun MLSS konsantrasyonunu ( $kg/m^3$ )

ifade etmektedir. **Şekil 5.4**'te Vesilind çökeltme kinetiğine göre “İyi”, “Orta” ve “Kötü” çökeltme özelliğindeki aktif çamurun, aktif çamur (X) farklı konsantrasyonlarına göre çökeltme grafikleri gösterilmiştir.



**Şekil 5.4.** Vesilind Parametrelerine Göre Çamur Çökeltme Özelliklerinin Karşılaştırılması

Deney düzeneğinde elde edilen X konsantrasyonuna bağlı çökeltme hızı ölçüm sonuçlarından denklemin diğer parametreleri ( $V_0$  ve  $K$ ) elde edilir. “ $K$ ” katsayısının değeri yükseldikçe çamurun yoğunlaşma (sıkıştırılabilme) özelliği azalmaktadır. Literatürde iyi çökeltme özelliğine sahip bir çamurun bölgesel çökeltme katsayısı 0,30-0,45  $m^3/kg$  aralığındadır. Filamentli bakterilerin baskın olduğu çamurlarda bu değer 0,6-0,7  $m^3/kg$  değerlerine kadar yükselebilmektedir (**Tablo 5.1**). Aktif çamurun maksimum çökeltme hızı ( $v_0$ ) ise 40-265 m/gün aralığında rapor edilmektedir (Giokas vd., 2003).

**Tablo 5.1.** Çamur Hacim İndeksine (ÇHİ) Göre Çökeltme Özellikleri ve Parametreleri (Giokas vd., 2003)

ÇHİ aralığı	Çökeltme Özelliği	Maksimum Çökeltme Hızı $v_0$ (m/gün)	Bölgesel Çökeltme Katsayısı $K$ ( $m^3/kg$ )
0-50	Çok İyi	265 ± 32	0,281 ± 0,041
50-100	İyi	230 ± 21	0,325 ± 0,031
100-200	Orta	177 ± 04	0,418 ± 0,034
200-300	Kötü	137 ± 13	0,517 ± 0,059
300-400	Çok Kötü	40 ± 21	0,633 ± 0,096

Vesilind denklemini yoğun çamurun çökeltme kinetiğini ortaya koymakta olup aktif çamur konsantrasyonunun 2000 mg/L değerinin altındaki çökeltme karakteristiğini yansıtamamaktadır.

Bunun nedeni düşük konsantrasyonlarda flokülasyon mekanizmasının etkili olmasıyla açıklanmaktadır. Özellikle son çökeltme havuzları içinde yüzeye yakın seviyelerde flokülasyon mekanizmasının dikkate alınması gereklidir. Bu amaçla daha düşük konsantrasyonlardaki X konsantrasyonunun floklaşarak çökeltme özelliğini de dikkate alan Takács vd. (1991) çift eksponansiyel ifade önerilmiştir.

$$v_s = (v_0 \cdot e^{-K_h \cdot X}) - (v_0 \cdot e^{-K_f \cdot X}) \quad (5.2)$$

**Denklem 5.2'**deki parametreler:

$v_s$  : Çökeltme hızı (m/gün)

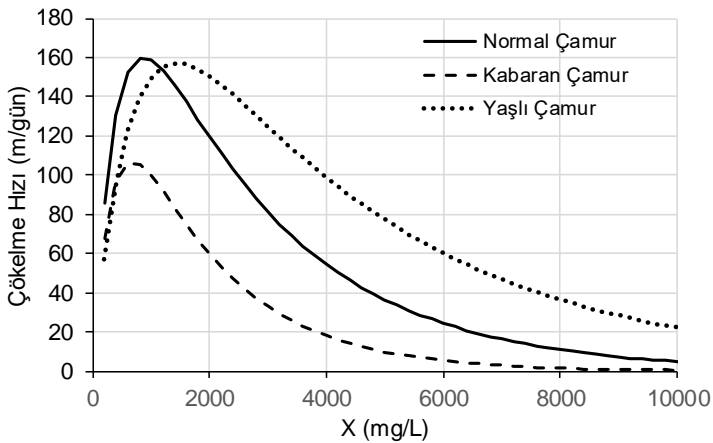
$v_0$  : Maksimum çökeltme hızı (m/gün)

X : Aktif çamur MLSS konsantrasyonu (kg/m<sup>3</sup>)

$K_h$  : Engellenmiş bölgesel sıkışma parametresi (m<sup>3</sup>/kg)

$K_f$  : Floklu bölgesel sıkışma parametresi (m<sup>3</sup>/kg)

**Denklem 5.1'**de verilen floklu çökeltme parametresinin ( $K_f$ ) yüksek değerleri düşük konsantrasyonlarda hızlı çökelebilen çamuru yansıtmaktadır. **Şekil 5.5'**te çamur normal, kabarma özelliği olan (bulking) ve yaşlı (stabilize) çamur olarak kategorize edilmiş ve çift eksponansiyel denklem kullanılarak farklı çamur çökeltme eğrileri elde edilmiştir.



**Şekil 5.5.** Takács Çökeltme Parametrelerine Göre Çamur Çökeltme Özelliklerinin Karşılaştırılması

**Tablo 5.2'**de farklı çamur özelliklerine göre önerilen Takács vd. (1991) çökeltme model parametreleri özetlenmiştir. Tablonun en alt satırında son çökeltme havuzundan çıkan katı



maddenin giriş yüküne göre oranı da verilmektedir. Daha önce de bahsedildiği üzere çamur çökme özellikleri tesisten tesise farklılık gösterebilir.

**Tablo 5.2.** Aktif Çamurun Türüne Göre Önerilen Çökme Parametreleri (Takács, 2018)

Parametre	Sembol	Aktif Çamur		
		Normal	Kabaran	Yaşlı
Maksimum çökme hızı (m/gün)	$v_0$	270	200	270
Engellenmiş bölgesel sıkışma parametresi ( $m^3/kg$ )	$K_n$	0,40	0,60	0,25
Floklu çökme parametresi ( $m^3/kg$ )	$K_f$	2,5	3,0	1,5
Çökelemeyen katı madde oranı	%	0,1	0,1	0,2

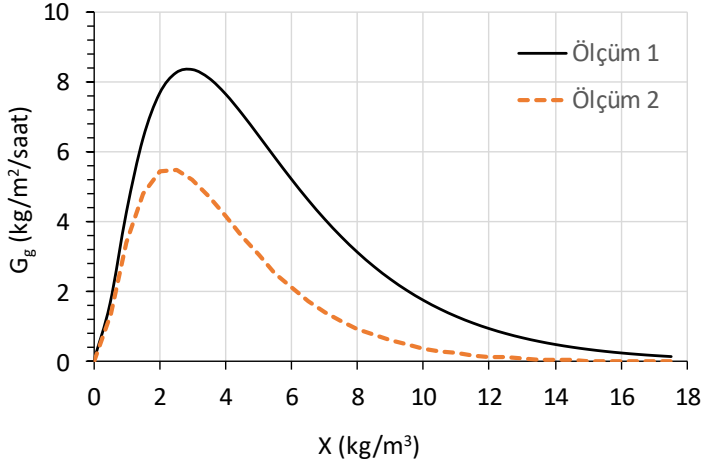
### 5.2.3 Çökme Akısı

Çökme akısı (settling) veya gravite akısı,  $G_g$ , gravite ile çökme etkisi altında hareket eden katı madde kütesidir ve **Denklemler 5.2**'de verilen çökme hızı ( $v_s$ ) ile katı madde konsantrasyonunun,  $X$ , (MLSS) çarpımı ile hesaplanabilir.

$$G_g = v_s \cdot X \quad (5.3)$$

$G_g$  gravite akısının birimi  $kg/m^2/saat$  olarak hesaplanır. Çeşitli araştırmacılar, ölçülmüş çökme hızı verisi yoksa çökme eğrisini oluşturmakta kullanılan model katsayıları önermişlerdir (**Tablo 5.1**, **Tablo 5.2**). Son zamanlarda yapılan çalışmalar ışığında, ÇHİ parametresinin yerine, karıştırmalı Bölgesel Çökme Hızı (Stirred ZSV) ölçümünün çamur çökme özelliğini daha doğru yansıttığı bilinmektedir.

Akı eğrisi, genellikle 2-4  $kg/m^3$  askıda katı madde konsantrasyonlarında maksimum değere sahiptir. Bu aralığın altındaki konsantrasyonlarda akı, düşük katı madde konsantrasyonlarında (flokülasyon hızına bağlı); üstündeki konsantrasyonlarda ise (yoğunlaşma hızına bağlı) azalan çökme hızları nedeniyle düşmektedir. İyi çökelen çamurlarda maksimum akı, 15  $kg/m^2/saat$  değerini bulmaktadır. İstanbul atıksu arıtma tesislerinden anlık alınan aktif çamur numuneleri için elde edilen  $G_g$  akıları **Şekil 5.6**'da gösterilmektedir. Şekilde, "Ölçüm 1" ile gösterilen grafik çökme özelliği iyi olan çamuru, "Ölçüm 2" ise kabarma probleminin olduğu çamurun  $G_g$  akı-konsantrasyon ilişkisini yansıtmaktadır.

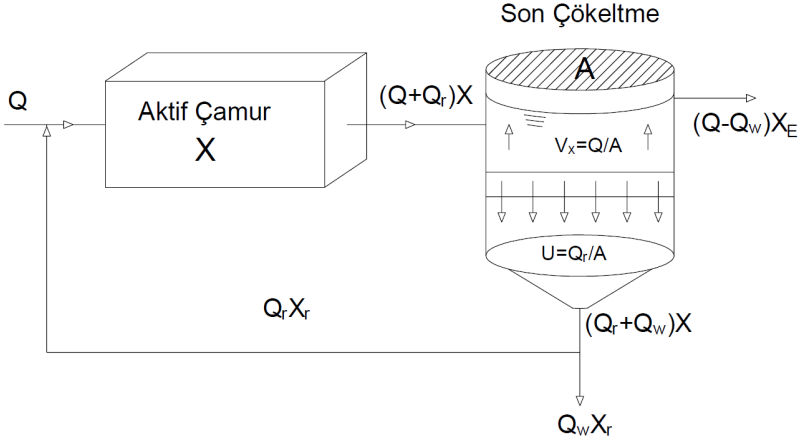


**Şekil 5.6.** İstanbul AAT'lerde Ölçülmüş X Konsantrasyonlarına Bağlı İki Farklı Gravite Akısı

### 5.3. Yükleme Kriterleri ve Boyutlandırma

#### 5.3.1. Kütle Dengeleri

Biyolojik reaktörün ve son çökeltme havuzunun her ikisinin boyutlandırmasında etkili olan en önemli tasarım kararlarından biri havalandırma havuzundaki AKM (MLSS) konsantrasyonunun (X) seçilmesidir. Yüksek MLSS konsantrasyonu seçilmesi, havalandırma havuzunun hacmini dolayısı ile ilk yatırım maliyetini düşürür ancak son çökeltme havuzuna gelen katı madde yükünü artıracaktır. Rastgele bir X konsantrasyonu seçmek oldukça risklidir. Havalandırma havuzu ve SÇH ilk yatırım maliyetleri ile havalandırma ve geri devir pompaj maliyetleri göz önünde bulundurularak optimum bir değer seçilmelidir. Son çökeltme havuzuna giren AKM konsantrasyonu, kademeli besleme (step-feed) gibi bazı prosesler dışında, havalandırma havuzlarındaki MLSS konsantrasyonu ile aynıdır.



**Şekil 5.7.** SÇH Katı Madde Kütle Dengesi

Son çökeltme tankına giren katı madde, durutulmuş üst akım ve yoğunlaştırılmış alt akım vasıtası ile sistemi terk eder. **Şekil 5.7'**de verilen aktif çamur akım şemasına göre AKM için kütle dengesi aşağıdaki gibi yazılabilir.

$$(Q+Q_r) \cdot X = (Q_r+Q_w) \cdot X_r + (Q-Q_w) \cdot X_e \quad (5.4)$$

Üst akımdaki çıkış AKM ( $X_e$ ) konsantrasyonunun çok düşük olması istendiği için ikinci terim ihmal edilebilir. Fazla çamur debisi ( $Q_w$ ), geri devir debisi ( $Q_r$ ) yanında ihmal edilir ve  $R_x=Q_r/Q$  tanımı kullanılırsa:

$$X = \frac{Q_r}{Q+Q_r} \cdot X_r \quad (5.5)$$

denklemleri elde edilir. Denklemlerden görülebileceği gibi geri devir debisi,  $Q_r$ , (veya oranı,  $R_x$ ) ve alt akım katı madde konsantrasyonu,  $X_r$ , arttırıldığında havalandırma havuzunda (veya herhangi bir proses havuzunda) AKM konsantrasyonu (MLSS) artmaktadır. Belli bir geri devir konsantrasyonu için, kararlı halde istenen MLSS konsantrasyonunu sağlayacak geri devir oranı yukarıdaki denklemi düzenleyerek,

$$R_x = \frac{X}{X_r - X} \quad (5.6)$$

olarak hesaplanır. Çamurun çökeltme özellikleri ve SÇH tasarımına göre ulaşılabilecek maksimum alt akım konsantrasyonu ile hesaplanan geri devir oranı minimum alt akım debisini verir. Bu değerden daha büyük alt akım debisi ile çamur çekilirse yoğunlaştırılmış çamur ile birlikte üstteki tabakadan bir miktar su da çekileceği için daha seyreltik bir geri devir konsantrasyonu elde edilecektir.

Daha düşük bir geri devir debisi ise, SÇH'nda çamur tabakasının yükselmesine yol açar ve bu durum uzun süre devam ederse tank yüksekliğine bağlı olarak çamur depolama kapasitesi aşılabilir. Sonuç olarak çamur savaklara kadar yükselerek üst akımdan kütleli çamur kaybı meydana gelir. Seçilen MLSS değerini sağlamak üzere son çökeltme havuzunun ön tasarımı, (i) gerekli aktif yüzey alanı (A); ve (ii) çamur geri devir pompa kapasitesinin belirlenmesini gerektirir. Katı madde akısı yöntemi ile boyutlandırma ve işletme, özellikle ölçülmüş çökeltme hızı verileri olduğunda en sağlıklı yöntemdir.

### 5.3.2. Katı Madde Akısı Yöntemi

SÇH öncelikle durultma işlemini gerçekleştirebiliyor olmalıdır. Bunun için seçilen debide çökeltme havuzu taşma hızı veya yüzeysel üst akım hızı (SOR), giriş katı madde konsantrasyonundaki çökeltme hızına ( $V_{sx}$ ) eşit veya bu değerden daha düşük olmalıdır.

$$SOR = Q/A \leq V_{sx} \quad (5.7)$$

Dolayısı ile seçilecek maksimum taşma hızı, biyoproses tankında istenen X (MLSS) konsantrasyonu ile ilgilidir. Yağışlı hava maksimum debisinde, X giriş konsantrasyonu ile beslenen SÇH'nda durultma fonksiyonunun yerine getirilebilmesi için gerekli minimum aktif yüzey alanı, aşağıdaki denklemden hesaplanabilir. Uygulamalarda yüzey alanının teorik değere göre %25 emniyet faktörü ile artırılması tavsiye edilir.

$$A = Q_{YHD} / V_{sx} \quad (5.8)$$

$V_{sx}$  : Giriş AKM konsantrasyonunda bölgesel çökeltme hızı (m/saat)

$Q_{YHD}$  : Yağışlı hava maksimum debisi (m<sup>3</sup>/saat)

A : SÇH aktif yüzey alanı (m<sup>2</sup>)

Aktif yüzey alanı, çamur dağıtım yapısı haricinde kalan alan olarak ele alınmalıdır. Beklenen yoğunlaştırma fonksiyonu için, taşma hızından hesaplanan yüzey alanının uygun olup olmadığı, seçilen X konsantrasyonunu hangi alt akım debisi ile sağlayabileceği, limit akı (kritik katı madde yüzey yükü) değeri hesaplanarak kontrol edilmelidir.

Sürekli işletilen SÇH'nda çamur, gravite akısı ( $G_g$ ) ve alt akım debisine bağlı akının toplamı ile aşağıya doğru taşınır. Çamur alttan pompa ile çekildiği için oluşan akı, alt akım akısı ( $G_u$ ) olup aşağıdaki gibi hesaplanır.

$$G_u = U \cdot X \quad (5.9)$$

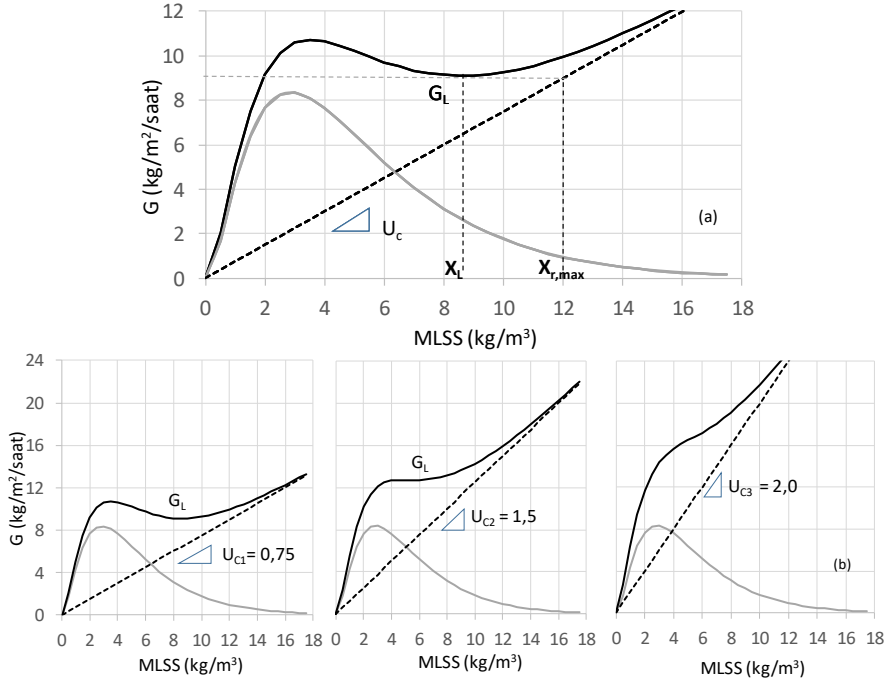
$$U = Q_r / A \quad (5.10)$$

U = Alt akım hızı (m/gün)

Toplam akı ( $G_T$ ), gravite ile olan akıya alt akım akısı eklenerek hesaplanır.

$$G_T = G_g + G_u = X_l \cdot (V_{si} + U) \quad (5.11)$$

**Şekil 5.8a**'da gravite akısı eğrisi, alt akım akısı doğrusu ve bunların toplamı olan, toplam akı eğrisinin aktif çamur konsantrasyonu ( $X$ ) ile değişimi gösterilmiştir. Çökme hızı ( $V_{si}$ ), çamurun çökme özellikleri ve konsantrasyonu tarafından belirlenmesine karşılık  $U$ , çamur konsantrasyonundan bağımsızdır. Seçilen alt akım debisi ile değiştirilebildiği için çamur çekme hızını ifade eden " $U$ " bir işletme parametresidir. **Şekil 5.8a**'dan görüldüğü gibi sabit bir  $U$  değeri için  $G_T$ , (önce bir maksimuma çıktıktan sonra) bir minimumdan geçmektedir. Sabit bir alt akım debisi ile işletilen SÇH'nda minimum toplam akı değerine ( $G_L$ ) karşılık gelen katı madde konsantrasyonu limit konsantrasyonu ( $X_L$ ) gösterir. Çökme özellikleri sabit ( $G_g$  eğrisi) olan bir çamurun yoğunlaştırılmasında kullanılan SÇH, farklı alt akım hızları ( $U=Q_r/A$ ) ile işletildiğinde farklı  $G_T$  eğrileri elde edilir. İşletme doğrusunun eğimi arttırıldıkça toplam akı eğrisi, 0 noktası etrafında saat yönünün tersi yönde döner ve daha düşük  $X$  konsantrasyonlarında minimum yapar ve belli bir değerden sonra minimum noktası kaybolur (**Şekil 5.8b**). Bu alt akım hızı, uygulanabilecek maksimum değerdir ve minimum limit konsantrasyonu ( $X_L$ ) belirler. Maksimum değer altında seçilen bir alt akım hızı ( $U$ ) için, toplam akının minimum olduğu değer olarak limit akı belirlenir. Limit akıda çamur, tabandaki çamur bölgesine ulaşabilir. Tabandaki çökme hızı sıfır olacağı için beklenen maksimum alt akım konsantrasyonu, ( $X_{r,max}$ ) minimum akı çizgisinin işletme doğrusunu (Şekil 5.8a-kesikli çizgi) kestiği noktadaki  $X$  değeridir.



**Şekil 5.8.** (a) Toplam Akı Eğrisi ve Bileşenleri, (b) Farklı Alt Akım Akısında Limit Akının - G<sub>L</sub> Durumu

Uygulanan akı yani birim yüzey alanı için tanka gelen katı madde yükü (SLR), aşağıdaki gibi tanımlanır:

$$SLR = \frac{(Q+Q_r) \cdot X}{A} = \frac{Q}{A} \cdot X + \frac{Q_r}{A} \cdot X \quad (5.12)$$

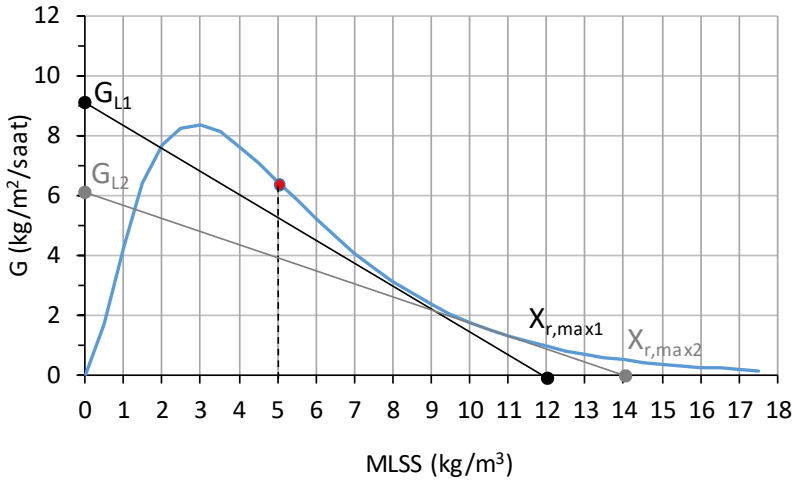
Uygulanan katı madde yüzey yükü, toplam akı eğrisinin minimum olduğu değer olarak tanımlanan limit akıya (G<sub>L</sub>) eşit olduğu zaman, tank yoğunlaştırma açısından kritik koşullardadır.

$$SLR_C = \frac{Q}{A} \cdot X + U_c \cdot X = G_L \quad (5.13)$$

Bu denklemi sağlayan U<sub>c</sub> değeri, kritik minimum geri devir debisini verir (Q<sub>r,min</sub>) ve daha fazla düşürülmesi yoğunlaştırma açısından aşırı yükleme koşullarına yol açar ve çamur örtüsü savaklara doğru yükselmeye başlar. Çıkış akımında biyokütle kaçacağı olmadığı, dolayısı ile kütlelerin tamamının alt akımdan çıkacağı düşünülerek, 5.12 denklemindeki (Q+Q<sub>r</sub>)·X yerine Q<sub>r</sub>·X yazılırsa, kritik koşullar için **Denklem 5.13** aşağıdaki şekilde de yazılabilir.

$$SLR_C = \frac{Q_{r,min} \cdot X_r}{A} = U_c \cdot X_{r,max} = G_L \quad (5.14)$$

Toplam akı eğrisini oluşturmaya gerek kalmadan sadece gravite akısı eğrisinden limit akı değeri, daha kolay bir grafik yöntemle bulunabilmektedir.  $X_{r,max}$ ' dan gravite akısı eğrisine çizilen teğetin eğimi,  $U_c$ , y-eksenini kestiği nokta  $G_L$  değerini verir. **Şekil 5.9**'da  $G_g$  eğrisine farklı eğimlerle (farklı alt akım debilerine karşılık gelen  $U$  değerleri) çizilen teğetlerin farklı ( $X_r$ ,  $G_L$ ) çiftleri verdiği görülmektedir. Beklenen maksimum alt akım konsantrasyonu yükseldikçe limit akı düşmekte, dolayısı ile gerekli yüzey alanı artmaktadır. Buna karşılık yüksek alt akım konsantrasyonu elde edildiğinde seçilen  $X$  (MLSS) değeri daha düşük geri devir debisi ile sağlanabilmektedir.



**Şekil 5.9.** Farklı Maksimum Alt Akım Konsantrasyonları İçin Gerekli Limit Akılar

Seçilen farklı  $X_{r,max}$  değerleri ile belirlenen limit akılardan aşağıdaki gibi hesaplanan yüzey alanlarından birine karar verilirken, alan ve geri devir pompa kapasitesi ihtiyacı arasında bir optimizasyon yapılmalıdır. Tesisin kurulacağı yer ve enerji maliyetleri bu seçimde etkili olabilir. Yoğunlaştırma için gerekli bu alan, aynı zamanda durultma için gerekli alan ihtiyacını (taşma hızından hesaplanan alan) yeterli bir emniyetle karşılıyor olmalıdır.

$$A = \frac{(1+R_x) \cdot Q \cdot X}{G_L} \quad (5.15)$$

Yukarıdaki denklemde giren katı madde yükünün hesabında gerekli olan  $R_x$ , seçilen  $X$  ve  $X_{r,max}$  değerleri için kütle dengesinden hesaplanabilir. Örneğin,  $X=5 \text{ kg/m}^3$  olması isteniyorsa; alt akım konsantrasyonu  $X_{r,max}=12 \text{ kg/m}^3$  seçilirse minimum geri devir oranı,  $R_x=0.71$  olarak hesaplanırken,  $X_r=14 \text{ kg/m}^3$  seçilirse 0,56 yeterli olacaktır. Bu durumda limit akı, **Şekil 5.9**'dan görüldüğü gibi,  $G_{L1}=9$  dan  $G_{L2}=6 \text{ kg/m}^2/\text{saat}$  değerine düşer. 5.15 denkleminden, yüksek alt

akım konsantrasyonu ( $X_r=14 \text{ kg/m}^3$ ) seçilirse, alan ihtiyacının 1,37 kat arttığı hesaplanabilir. Buna karşılık geri devir debisi ise 0,56/0,71 oranında azalacaktır.

Bu örnekteki düşük pompa kapasitesine ve yüksek alana karar verilirse (2. işletme doğrusu), taşma hızı ( $Q/A$ ) düşeceğinden, SÇH durultma açısından çok daha emniyetli hale gelecektir. Şekilden 2. işletme doğrusunun,  $X=5 \text{ kg/m}^3$ 'den çıkılan dikmeyi daha düşük bir noktada kestiği görülmektedir. Bu nokta taşma hızından kaynaklanan akı,  $(Q/A) \cdot X$ , değerini verir ve şekilden okunan değere göre  $Q/A=4/5=0,8 \text{ m/saat}$  olarak hesaplanabilir. Bu değer,  $X=5$ 'deki çökme hızı,  $V_x=6,2/5=1,24 \text{ m/saat}$  değeri ile karşılaştırılırsa seçilen alan, durultma için gerekli kritik minimum alandan yaklaşık %55 ( $1,24/0,8=1,55$ ) büyük olacaktır. Daha düşük olan yüzey alanı seçilirse taşma hızı,  $Q/A=5,5/5=1,1 \text{ m/saat}$  değerine yükselecek ve bu kez yaklaşık %13 ( $1,24/1,1=1,13$ ) büyük olacaktır. Farklı  $X$  değerleri için de benzer hesaplamalar yapılarak  $X$  değerine karar verilebilir ve seçilen değere göre, SÇH yüzey alanı ile proses tanklarının hacmi belirlenir.

SÇH genellikle, kritik yükleme koşullarındaki işletme doğrusunun eğiminden hesaplanan minimum geri devir debisinin üstünde bir geri devir debisi ile işletilir. Bu durumda işletme doğrusu çökme eğrisine teğet olmayacak ve  $X_r$  konsantrasyonu,  $X_{r,max}$  dan daha seyreltik olacaktır. Seyrelme faktörü, çamur toplama sisteminin özelliğine bağlıdır. Çamur toplama sistemi genel olarak küreme ve emme tipi sistemlerden oluşur. Emme tipi (Suction Type) çamur toplama sistemi kullanılırsa, seyrelme faktörü %50-70 mertebesinde alınmaktadır. Çamur geri devir pompa kapasitesi hesaplanırken bu seyrelme faktörü gözönüne alınmalıdır.

SÇH hacmi, kütle akısı teorisine göre yüzey alanı belirlendiği zaman, doğrudan derinlik ile ilgilidir. Derinlik arttıkça çamur depolama kapasitesi artacağından derin havuzlarda geçici aşırı yükleme koşulları, çamur kaybı olmaksızın sürdürülebilir. Çamur depolama kapasitesi beklenen aşırı yükleme durumlarının süresine bağlı olarak kestirilebilir. Ancak derinlik seçimi, daha çok pratik tecrübelerle dayanır ve genellikle 3-5 m yan duvar su yükseklikleri yeterli kabul edilmektedir (Metcalf & Eddy, 2014). Çamur depolama kapasitesinin sürekli kullanılmasının, SÇH'nda istenmeyen reaksiyonlara yol açacağı da unutulmamalıdır. Çamur çekme sistemleri, yoğunlaştırma süresi 2 saati aşmayacak şekilde boyutlandırılmalıdır.

### 5.3.3. Diğer Yöntemler

Çamurda bölgesel çökme hızları ölçülerek veya uygun model katsayıları kullanılarak çökme akısı eğrisi oluşturulmadan, tamamiyle tecrübeye dayanan yükleme kriterleri de kullanılmaktadır. Son çökme havuzlarının boyutlandırılmasında yüzey alanının ( $A$ ) belirlenmesi için taşma hızı (overflowrate), katı madde yükü (solids loading rate) esas alınmaktadır.



Son çökeltme havuzları zamana bağlı değişkenlik gösteren ve pik debileri içeren koşullara maruz kaldığı için katı madde dengesinin son çökeltme havuzu içinde sağlanması amacı ile derin havuzlar daha avantajlıdır. Derin son çökeltme havuzlarının daha fazla çamur tutma kapasitesi olduğu için havalandırma ve son çökeltme havuzu içindeki dağılımının ayarlanması gerekmektedir.

**Tablo 5.3**'te farklı aktif çamur sistemlerine göre önerilen taşma hızı (Q/A) ve katı madde yükleri ( $[1+R_x] \cdot X/A$ ), ortalama ve pik (yağışlı hava) debi için özetlenmiştir. Son çökeltme havuzunun yan su derinliği de tabloda yer almaktadır.

**Tablo 5.3.** Son Çökeltme Havuzları için Önerilen Taşma Hızı ve Katı Madde Yükleri (Metcalf & Eddy, 2014)

Aktif Çamur Sistemi	Taşma Hızı (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /gün)		Katı Madde Yüğü (kg/m <sup>2</sup> )		Su derinliği, m
	Ortalama	Pik	Ortalama	Pik	
Konvansiyonel	16-28	36-56	4-6	10	4-5,5
Biyolojik N,P Giderimi*	24-32	40-64	5-8	10	4-5,5
Uzun Havalandırma	8-16	24-32	1-5	8	4-5,5

\*Fosfor için koagülant ilavesi;

TP<2 mg/L (Taşma Hızı: 24-32)

TP<1 mg/L (Taşma Hızı: 16-24)

0,2<TP<0,5 mg/L (Taşma Hızı: 12-20)

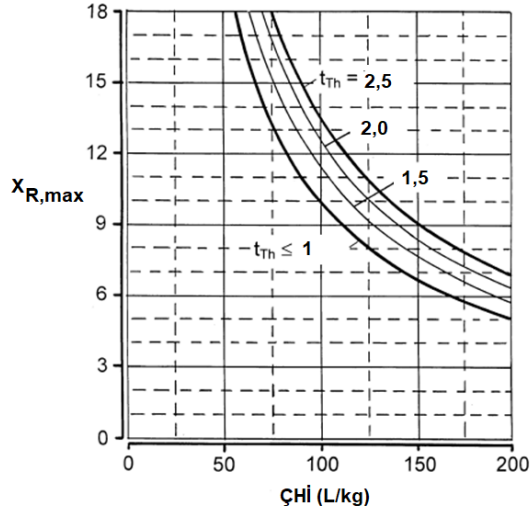
Son çökeltme havuzları kenardan beslemeli (rim feed) olarak da tasarlanmaktadır. Yüzey katı madde yüğü, savaklanma hızı merkezden beslemeli sistemlere göre çok daha yüksek seçilebilmektedir. Bu sistemlerde yüzey yükleme hızı pik debilerde 19-52 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/gün; katı madde yükleme hızı ise 10-12 kg/m<sup>2</sup>/saat seviyelerine çıkarılabilir. Çamur da standart uygulamada olduğu gibi sıyrıcı ile merkeze iletmek yerine tank tabanı boyunca doğrudan emme işlemi uygulanarak toplanabilir. Kenardan beslemeli sistemde debi kanal boyunca azaldığı için giderek daralan bir kanal inşaa edilmelidir. Pik ve ortalama debide kanalın çamuru uniform dağıtımını açısından kapasite tahkiki yapılmalıdır.

ÇHİ ölçümlerine dayanan boyutlandırma yöntemleri yaygın olarak kullanılmaktadır. Maksimum alt akım konsantrasyonu, ÇHİ ve saat cinsinden yoğunlaştırma süresinin ( $t_{Th}$ ) fonksiyonu olarak ampirik bir denklemle hesaplanmaktadır. Bu ilişki **Şekil 5.10**'da verilmiştir (ATV 131E, 2000).

$$X_{r,max} = \frac{1000}{\text{ÇHİ}} \cdot \sqrt[3]{t_{Th}} \quad (5.16)$$

Boyutlandırma, çamurun çökeltme özellikleri  $50 \leq \text{ÇHİ} \leq 200$  mL/g aralığında değişebileceği kabul edilerek yapılır. Geri devir hattındaki çamur konsantrasyonu,  $X_r$ , çamur çekme

ekipmanlarına bağılı olarak maksimum değerin 0,5-0,7 katı olarak kabul edilmektedir. İstenen reaktör konsantrasyonu,  $X$ , için gerekli çamur geri devir oranı ( $R_x=Q_r/Q$ ), bu değer kullanılarak kütle dengesinden hesaplanır. Hesaplanan çamur geri devir oranının, yağışlı hava pik debisi için  $R_x \leq 0,75$  olması istenir. Havalandırma havuzu ve SÇH boyutlandırmasının dayandığı  $X$  seçimi buna göre yapılmalıdır.



**Şekil 5.10.** ÇHİ Seviyesine ve Yoğunlaştırma Süresine Bağlı Çökeltmiş Çamur Konsantrasyonu (ATV 131E, 2000)

Taşma hızı (SOR veya  $q_A$ ), müsaade edilen hacimsel çamur yükleme hızı,  $q_{sv}$  (litre/ $m^2$ /saat) ve seyreltilmiş çamur hacmi (DSV) kullanılarak aşağıdaki denklemden hesaplanır. DSV ( $L/m^3$ ), seyreltilmiş ÇHİ test koşullarındaki çökeltmiş çamurun litre olarak hacmini ifade eder. ÇHİ ( $mL/g$ ) tanımından değeri denklemden yerine konursa aşağıdaki denklem elde edilir.

$$SOR = \frac{Q}{A} = q_A = \frac{q_{sv}}{DSV} = \frac{q_{sv}}{X \cdot \text{ÇHİ}} \quad (5.17)$$

Çıkış AKM konsantrasyonunun  $20 \text{ mg/L}$  değerini aşmaması için, hacimsel çamur yükleme hızının esas olarak yatay akışlı tanklar için  $q_{sv} \leq 500 \text{ L}/(m^2 \cdot \text{saat})$  olması istenir. Esas olarak düşey akışlı tanklar için,  $q_{sv} \leq 650 \text{ L}/(m^2 \cdot \text{saat})$  değeri tavsiye edilir. Yatay bileşenin düşey bileşene oranına göre bu iki değer arasında interpolasyon yapılabilir. Yatay akışlı tanklar için taşma hızı,  $q_A \leq 1,6 \text{ m/saat}$  olmalıdır. Gerekli yüzey alanı, yağışlı hava pik debisi ve yukarıdaki gibi belirlenen taşma hızı kullanılarak hesaplanır (ATV 131E, 2000).

$$A = \frac{Q_{YHD}}{q_A} \quad (5.18)$$

Yağışlı hava pik debisinde taşma hızı 1,6 m/saat olacak şekilde yüzey alanı hesaplanan bir SÇH'da, çamur çökeltme özellikleri nispeten iyi olarak kabul edilirse (örneğin ÇHİ=80 L/kg), çamur yükleme kriterinin ( $q_{sv}=500$  L/m<sup>2</sup>/saat) de sağlanabilmesi için olması gereken maksimum giriş konsantrasyonu aşağıdaki denklemden  $X=3,9$  kg/m<sup>3</sup> olarak hesaplanır. Bunu sağlayacak geri devir oranı da,  $X_r=0,7 \cdot (1200/80)=10,5$  kg/m<sup>3</sup> kabulü ile  $R_x=0,6$  olarak bulunur ve yağışlı hava pik debisi ile çarpılarak çamur geri devir debisi hesaplanabilir.

$$q_{sv} = \frac{Q}{A} \cdot X \cdot \text{ÇHİ} \quad (5.19)$$

Yağışlı hava pik debisinde bu kriterleri sağlayacak şekilde boyutlandırılan yüzey alanı ve geri devir pompa kapasitesine sahip SÇH, kuru hava pik debisi koşullarında daha yüksek giriş konsantrasyonu ile işletilebilir. Yağışlı hava pik faktörü 2,5, kuru hava pik faktörü 1,5 kabul edilirse, kuru hava pik debisinde taşma hızı 1,5/2,5 oranında düşeceğinden, çalışılabilecek X konsantrasyonu da bu oranda arttırılırsa,  $X=3,9 \cdot (2,5/1,5)=6,5$  kg/m<sup>3</sup> için çamur yükleme kriteri aşılmamış olur. Ancak aktif çamur sisteminde böyle bir MLSS değerini sağlayabilmek için gerekli geri devir oranının, aynı geri devir konsantrasyonu için  $R_x=1,625$  değerine çıkartılması gerekir ki geri devir pompa kapasitesi bu kadar yüksek bir değeri sağlayamayacaktır. Çünkü yağışlı hava debisine göre hesaplanan geri devir oranına göre seçilen pompa kapasitesi ile kuru hava debisinde geri devir oranı, ancak 2,5/1,5 oranında arttırılarak 0,60 değerinden 1,0 değerine yükseltilebilir. Bu da proses tanklarındaki X konsantrasyonunun bu geri devir oranı ile  $10,5/(1+1)=5,25$  kg/m<sup>3</sup> değerine çıkartılabileceği anlamına gelir. Böyle bir işletme yapılırken yağışlı hava debisi sisteme alınır (örneğin kademeli besleme gibi önlemlerle X konsantrasyonu seyreltilmez veya çamur atılmazsa) üst akımdan çamur kaybetme riski meydana gelir.

Çeşitli ülkelerde kullanılan farklı yükleme kriterleri, farklı alan ve pompa kapasitesi ihtiyaçlarına yol açmaktadır. **Tablo 5.4**'te  $X=3,5$  kg/m<sup>3</sup> seçilerek 1000 m<sup>3</sup>/saat ortalama kuru hava debisi için çeşitli yöntemlerle hesaplanan SÇH yüzey alanları ve pik debilerde yol açtığı farklı üst ve alt akım hızları ile katı madde yükleme hızları karşılaştırmalı olarak verilmiştir (Henze vd., 2008).

Örnekte çok iyi çamur çökeltme özellikleri kabul edilmiştir: ATV (Almanya) ve STOWA (Hollanda) tasarım yöntemlerinde seyreltilmiş ÇHİ=60 ml/g, WRC (Water Research Commission, Güney Afrika) yönteminde karıştırmalı ÇHİ<sub>3,5</sub>=48 ml/g, kütle akısı yönteminde ise ZSV model katsayıları  $V_{max}=16,8$  m/saat ve  $K=0,36$  m<sup>3</sup>/kg olarak alınmıştır. ATV ve STOWA rehberlerine göre tasarım, kütle akısı yöntemi ile karşılaştırıldığında, kompakt alt akıma dayanan düşük geri devir çamur pompa kapasiteleri ve daha büyük yüzey alanlarına yol açmaktadır. Ampirik tasarımda ise çamur çökeltme özellikleri hesaba katılmadığı için daha emniyetli kriterler kullanmak gereği ile büyük SÇH'ları hesaplanmaktadır.

**Tablo 5.4.** Taşma Hızı ve Katı Madde Yükleme Hızlarına Ait Farklı Uygulamaların Karşılaştırılması (Henze vd., 2008'den adapte edilmiştir)

Parametre	Birim	Amprik	G-Akı	WRC	ATV	STOWA
<b>Son Çökeltme Alanı</b>	<b>m<sup>2</sup></b>	<b>1108</b>	<b>700</b>	<b>802</b>	<b>1500</b>	<b>1200</b>
<b>Kuru Hava Debisi 1000 m<sup>3</sup>/saat</b>						
Taşma Hızı	m/saat	0,90	1,43	1,25	0,67	0,83
Geri Devir Hızı	m/saat	0,81	0,79	1,25	0,33	0,42
Geri Devir Konsantrasyonu, X <sub>R</sub>	g/m <sup>3</sup>	7,39	9,86	7,00	10,50	10,50
Katı Madde Yükleme Hızı	Kg/m <sup>2</sup> /sa	6,00	7,75	8,72	3,50	4,38
<b>Maksimum Saatlik Debi 1500 m<sup>3</sup>/saat</b>						
Taşma Hızı	m/saat	1,35	2,14	1,87	1,00	1,25
Geri Devir Hızı	m/saat	1,20	0,64	1,25	0,33	0,42
Geri Devir Konsant., X <sub>R</sub>	Kg/m <sup>3</sup>	9,33	13,05	8,75	14,00	14,00
Katı Madde Yükleme Hızı	Kg/m <sup>2</sup> /sa	7,58	10,25	10,91	4,67	5,83
<b>Yağışlı Hava Debisi 2500 m<sup>3</sup>/saat</b>						
Taşma Hızı	m/saat	2,26	3,57	3,12	1,67	2,08
Geri Devir Hızı	m/saat	0,90	1,57	1,25	0,33	0,42
Geri Devir Konsant., X <sub>R</sub>	Kg/m <sup>3</sup>	12,25	11,45	12,25	21,00	21,00
Katı Madde Yükleme Hızı	Kg/m <sup>2</sup> /sa	11,05	18,00	15,27	7,00	8,75

#### 5.4. Son Çökeltme Havuzunun İşletilmesi

Atıksu arıtma tesislerinde çamur çökeltme özellikleri tesisten tesise çevresel ve işletme koşullarına bağlı olarak farklılık göstermektedir. Sağlıklı bir tesis işletmesi için ZSV deneyinin tesislerde ayda 1 defa yapılması önerilmektedir. Elde edilen çamur çökeltme hızlarından kütle akısına ait grafik kolaylıkla elde edilebilmektedir.

Kütle akısı yöntemine dayanan grafiksel durum analizi, özellikle günlük ve mevsimlik debi değişikliklerinde sistemin nasıl davranacağıının belirlenmesinde ve buna göre SÇH işletilmesinde yardımcı bir araçtır. İşletme noktası ("state point" SP) analizi için gerekli bilgiler:

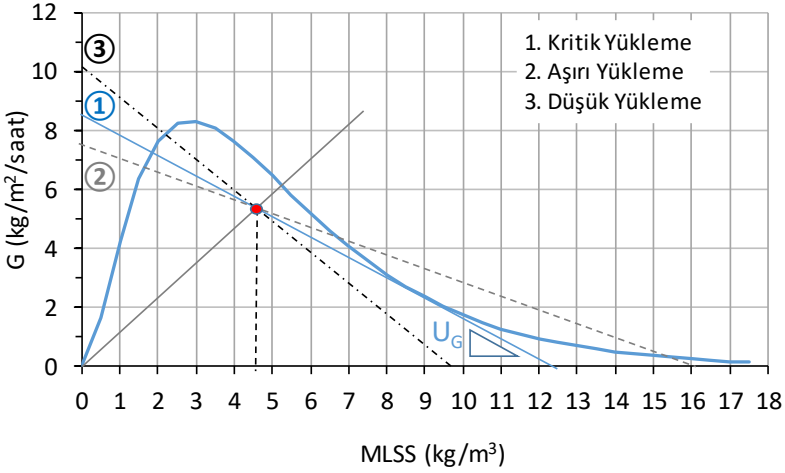
- A: SÇH yüzey alanı (m<sup>2</sup>)
- Q: Üst akım debisi (m<sup>3</sup>/gün)
- Q<sub>r</sub>: Geri devir debisi veya oranı (R<sub>x</sub>=Q<sub>r</sub>/Q)

- X: SÇH'na giren katı madde konsantrasyonu (kg AKM/m<sup>3</sup>)
- Çamurun çökeltme özellikleri (Gravite akısı, G<sub>g</sub> eğrisi)

Bu faktörler arasındaki ilişkiler önceki bölümde verilen kütle dengelerine dayanır. SÇH'na giren kütle, katı ya da su, üst akımdan veya alt akımdan çıkacaktır. Durultma ve yoğunlaştırma fonksiyonu gerçekleşiyorsa üst akımdan ihmal edilecek kadar düşük katı madde içeren (10-15 mg/l AKM) durultulmuş su çıkarken alt akımdan yoğunlaşmış çamur çıkar ve proses havuzuna geri devretilir. Geri devir hattından atılan fazla çamur kütlesi de geri devretilen kütlenin yanında ihmal edilebilir.

Katı madde konsantrasyonuna karşı (X-ekseni) uygulanan katı madde akısı (Y-ekseni) işaretlenir. **Denklem 5.12'**de görüldüğü gibi ilk terim üst akımdan (savaklanan su) kaynaklanan akıyı ifade eder ve eğimi taşma hızı (Q/A) olan ve "0" noktasından geçen bir doğruyla gösterilebilir. Bu doğru ile seçilen (SÇH'na giren) AKM konsantrasyonundan çizilen dikmenin kesiştiği nokta, durum ya da işletme noktası olarak (SP) olarak isimlendirilir. Grafikte çökeltme eğrisi de gösterilirse, durum noktasının yerine göre durultmanın gerçekleşip gerçekleşmeyeceği doğrudan anlaşılır. Çökeltme eğrisi, her X (MLSS) için gravite ile olan çökeltme akısını verdiğine göre SP, eğrinin altında kalan bölge içinde kalıyorsa taşma hızı Q/A, seçilen X deki çökeltme hızından küçük anlamına gelmektedir. Dolayısı ile durultma açısından bir sorun olmadığı anlaşılır. Bu nokta (SP) eğrinin tam üzerinde ise durultma fonksiyonu açısından kritik koşulları, üstünde ise deşarj edilen suda AKM kaçacağı olacağını gösterir.

Seçilen bir alt akım debisi (veya geri devir oranı) için, **Denklem 5.12'**deki denklemindeki ikinci terim de eklenerek toplam akı (SLR) hesaplanır ve Y ekseninde işaretlenir. Bu noktayı durum noktası (SP) ile birleştiren doğrunun (işletme doğrusu) eğimi,  $U=Q_r/A$  ve X eksenini kestiği nokta beklenen alt akım konsantrasyonu,  $X_r$  dir. İşletme doğrusu, çökeltme eğrisinin (sağdaki) kuyruk bölgesine ne kadar yakınsa yoğunlaştırma açısından kritik koşullara yaklaşıyor; tam teğet geçerse kritik yükleme koşulları geçerlidir. Kritik koşullar, belli bir MLSS' de çalışmak için minimum geri devir oranını ve beklenebilecek maksimum alt akım konsantrasyonunu belirler. Geri devir debisi (Q<sub>r</sub>) kritik değerın altına inerse işletme doğrusu çökeltme eğrisinin kuyruk kısmını keser. Bu durum yoğunlaştırma açısından sorun olduğunu ve çamur örtüsünün yükselmeye başladığını ifade eder. İşletme doğrusu, teğet noktasından fazla içeride ise Q<sub>r</sub> debisi gereğinden fazla büyük seçilmiş yani gereksiz yere pompa kapasitesi kullanılıyor ve alt akım fazla seyreliyor demektir. **Şekil 5.11'**de emniyetle durultma yapan bir SÇH'nın farklı geri devir debileri ile işletilmesi halinde meydana gelen üç farklı durum görülmektedir.



**Şekil 5.11.** Aynı Taşma Hızı ve Farklı Alt Akım Hızları ile İşletilen SÇH'de Yoğunlaştırma Açısından Üç Farklı Durum

Kritik yüklenme koşullarında, havuz içinde üç bölge oluşur: (i) tabanda alt akım konsantrasyonundaki çamur bölgesi; (ii) ortada çamur konsantrasyonunun limit konsantrasyona eşit olduğu bölgesel çökme (zone settling) tabakası, (iii) en üstte savaklara yakın bölgede seyreltik engellenmiş çökme bölgesi. Her üç bölgede de uygulanan akılar (SLR), limit akıya ( $G_L$ ) eşittir.

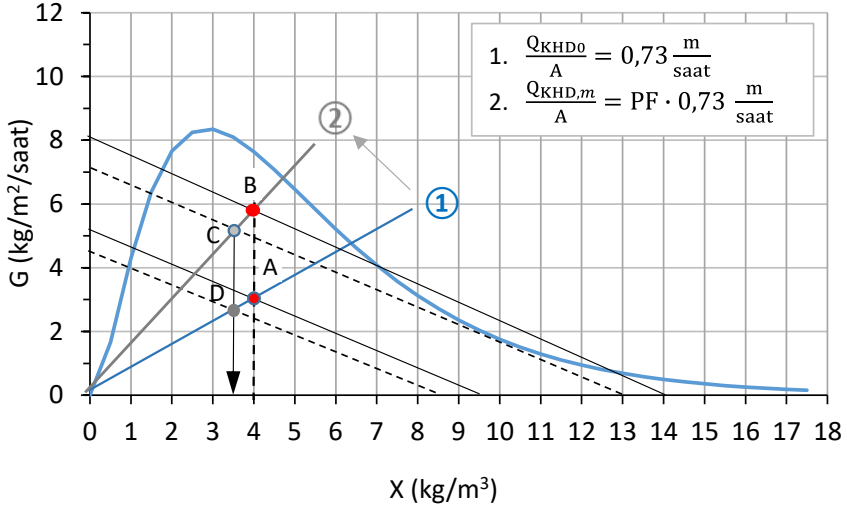
Ortadaki ( $X_L$  konsantrasyonundaki) bölgesel çökme tabakası sabit değildir; düşük yüklenme ve aşırı yüklenme durumlarına göre daralır veya genişler. Taşma hızı veya giren aktif çamur konsantrasyonu ( $X$ ) düşük olduğu için ya da geri devir debisi çok yüksek olduğu için oluşan, düşük yüklenme koşullarında bölgesel çökme yüksekliği aşağıya doğru hareketle alt akım çamur bölgesine yaklaşır. Düşük yüklenme koşulları devam ederse çamur bölgesi ile karışır ve toplam akı eğrisinde bir minimum oluşmaz. Sabit bir taşma hızı ve  $X$  konsantrasyonu için bu değer, maksimum geri devir debisini ( $Q_{r, \max}$ ) belirler. İşletme doğrusunun eğimi ( $Q_r/A$ ), toplam akının minimum yaptığı nokta ( $G_L$ ) kaybolacak kadar yüksek olmamalıdır. **Şekil 5.8b**'de giderek arttırılan  $U_c$  çamur akımı ile kaybolan minimum  $G_L$  noktası gösterilmiştir.

Taşma hızı veya giriş konsantrasyonu arttığı için ya da geri devir debisi kritik minimumun altına düştüğü için, limit akıdan daha fazla çamur yüklemesi yapıldığında, taşma hızı kriteri aşılmamışsa durultma fonksiyonu açısından bir sorun olmayacağı halde, yoğunlaşma açısından sistem aşırı yüklenmiş olur. Bu durumda çamur örtüsü giriş besleme noktasının yüksekliğine erişinceye kadar yükselmeye başlar. Çamur transferi  $G_L$  ile sınırlı olduğuna göre

uygulanan akı ile limit akı farkı kadar bir akı, çökme bölgesinin genişlemesine yol açar yani son çökme havuzunda çamur birikir.

Bölgesel çökme tabakasının, besleme yüksekliğine ne kadar sürede ulaşacağı aşırı yüklemenin ne kadar olduğuna (SLR- $G_L$ ) bağlıdır; fark arttıkça yukarı doğru hareket hızlanır. Genişleme besleme noktasına kadar ulaşırsa, bu noktadan sonra oluşan seyreltik çökme katmanındaki çamur konsantrasyonu, kritik koşullardaki değerden yüksektir. Aşırı yükleme koşulları devam ederse, üstteki durultulmuş su tabakası kaybolarak seyreltik çamur katmanı savaklara kadar ulaşır ve üst akımdan çamur kaybı başlar. Bu durum taşma hızının ( $Q/A$ ), giriş konsantrasyonundaki çökme hızını aşması koşullarında gerçekleşir; yani durultma açısından da aşırı yükleme koşulları oluşur. Çıkış akımından çamur kaybı, sistem daha düşük yeni bir X konsantrasyonunda yeni bir kritik yükleme koşulunda dengeye gelinceye kadar devam eder.

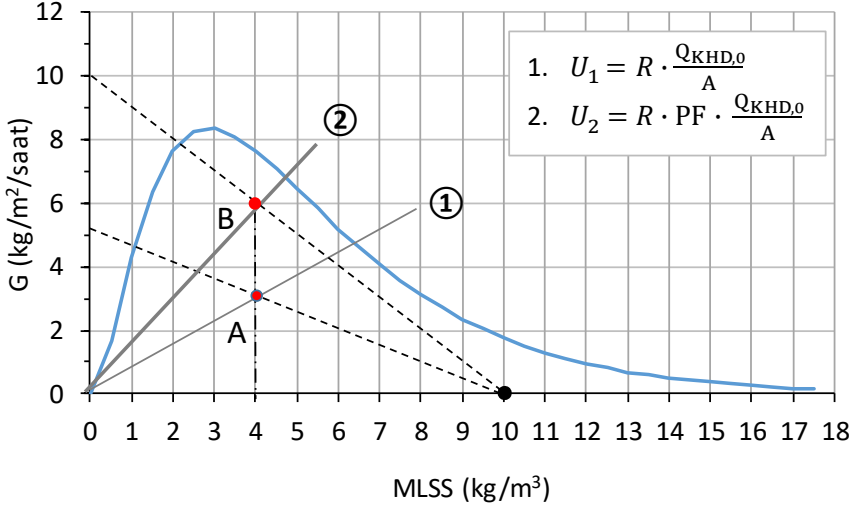
Tesis debisi, dolayısı ile SÇH'na gelen debi, gün içinde ve mevsimsel olarak değişir. Kararlı halde durultma ve yoğunlaştırma açısından emniyetli bir noktada çalışan SÇH'na, (**Şekil 5.12**, A noktası) günlük maksimum debi geldiğinde, üst akım doğrusunun eğimi artacağı için, SP yukarı doğru kayacaktır. SP hala çökme eğrisinin altında kalıyorsa durultma açısından sorun yok demektir (B noktası). Aynı alt akım debisi ile çalışmaya devam edilirse işletme doğrusu, paralel olarak sağa kaydırılarak yeni durum noktasından geçirildiğinde, çökme eğrisinin sağ kanadını keserse yoğunlaştırma açısından aşırı yükleme durumu söz konusu olup tabanda çamur tabakası yükselmeye başlar. Maksimum debinin ne kadar sürdüğüne, önceden ne kadar çamur birikmiş olduğuna ve SÇH derinliğine bağlı olarak çamur örtüsü savaklara kadar ulaşmıyorsa kütleli çamur kaybı olmaz ancak sistemdeki çamur kütesinin daha büyük bir oranı SÇH'larına transfer edilmiş olacağından proses tanklarındaki MLSS düşer ve gelen yük bu nedenle zamanla azalır. İşletme doğrusu, kritik koşullara kadar paralel olarak aşağıya çekildiğinde, üst akım doğrusunu (yüksek debideki; Doğru 2) kestiği nokta (C noktası) daha düşük bir X değerinde oluşan yeni denge durumunu gösterir. Debi hızla tekrar eski değerine indiğinde ilk üst akım doğrusu üzerinde (Doğru-1) daha düşük bir konsantrasyonda denge kurulacak (D noktası) ve çamur yavaşça tekrar proses havuzlarına geri dönerken başlangıçtaki durum noktasına (A noktası) geri dönecektir.



**Şekil 5.12.** Sabit Geri Devir Debisi ile Gün İçindeki Değişimler

Günlük normal işletme koşullarında, debi değişimlerine bağlı olarak gerçekleşen geçici aşırı yükleme koşulları, sistemin giriş konsantrasyonunu ayarlaması ile çamur kaybı olmaksızın atlatılabilir. SÇH yüksekliği, oluşan çamur örtüsünün durutulmuş su bölgesine ulaşamayacağı kadar yüksekse aşırı yükleme durumunda savaklardan kütleli çamur kaybı olmamasına rağmen oluşan yeni dengelerdeki düşük MLSS, havalandırma havuzundaki (aerobik bölge) çamur bekletme süresi açısından kritik bir durum varsa biyoproses verimini olumsuz etkileyebilir (Örnek olarak, MLSS konsantrasyonunun havalandırma havuzunda düşürülmesi nitrifikasyon prosesinin dolayısı ile sistemin azot gideriminin bozulmasına neden olabilir). MLSS'in düşürerek sistemin kendisini düzeltmesini beklemek yerine, artan debi ile birlikte çamur geri devir debisi de arttırılırsa toplam uygulanan yük artmasına rağmen işletme doğrusu çökeltme eğrisini kesmediği sürece, çamur örtüsünde bir yükselme olmayacak ve aynı X konsantrasyonunda denge kurulabilecektir (**Şekil 5.13**). Çamurun prosese geri döndürülmesine yardımcı olacağı için sabit geri devir debisi yerine, geri devir oranının sabit tutulması daha stabil bir işletme sağlar.





**Şekil 5.13.** Geri Devir Oranı (Q<sub>r</sub>/Q) Sabit SÇH İşletme Stratejisi

Yağışlı hava pik debisinde de yoğunlaşma açısından aşırı yüklenme olduğunda benzer şekilde geri devir debisini arttırarak ve çamur battaniyesi seviyesi kontrol edilerek savaklardan kütleli çamur kaybı önenebilir. Yağışlı hava pik debisi beklenenden fazla olduğu veya bu arada çamurun çökeltme özellikleri bozulduğu için taşma hızı, Q/A, çalışılan X konsantrasyonundaki çökeltme hızını geçerse meydana gelen durultma açısından aşırı yüklenme koşullarında, geri devir debisi değiştirilerek aşırı yüklenme koşulları geri döndürülemez. Bu durumda üst akımla biyokütle kaybı gerçekleşir (**Şekil 5.14**). Tekrar kritik yüklenme koşullarına dönülmesi ancak kütle kaybı (veya çamur atılması) yolu ile mümkün olur. Bu durumda kütle dengesinde üst akımdan istemsiz olarak çıkan kütle (X<sub>e</sub>) de hesaba katmak gerekir.

$$SLR = \frac{Q}{A} \cdot X + \frac{Q_r}{A} \cdot X = \frac{Q_r}{A} \cdot X_r + \frac{Q}{A} \cdot X_e \quad (5.20)$$

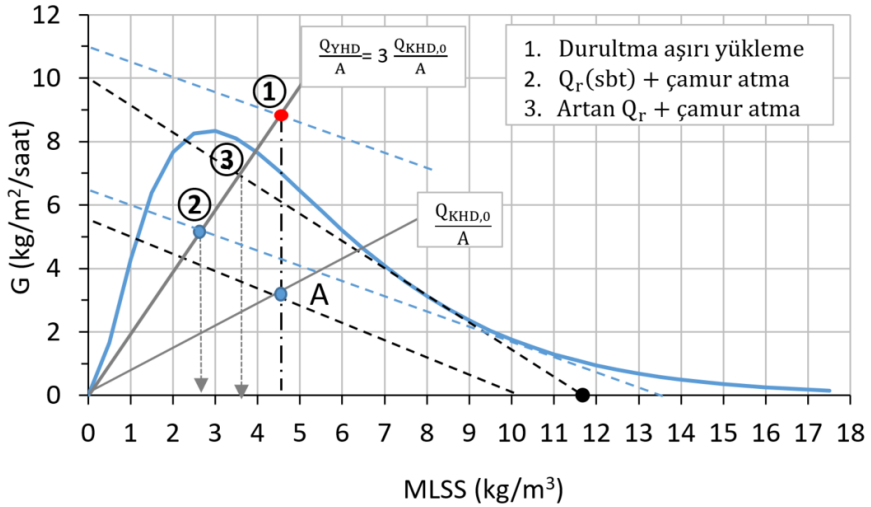
Aşırı yüksek taşma hızı nedeniyle meydana gelen aşırı yüklenme koşullarında uygulanan akı ile limit akı arasındaki farktan, uzaklaştırılacak çamur kütlesi hesaplanabilir. Bu kütle üst akımla çıkıyorsa çıkış suyunda olabilecek AKM konsantrasyonu (X<sub>e</sub>) aşağıdaki kütle dengesinden hesaplanabilir.

$$\frac{Q}{A} X_e = SLR - G_L \quad (5.21)$$

Çamur kütlelerinin üst akımla çıkmasını bekleyerek AKM standardının da aşılmasına yol açmak yerine, böyle bir durumda çamur atarak veya beslemeyi doğrudan SÇH öncesine yaparak giriş X konsantrasyonunu düşürmek gerekir. Giriş akımının seyreltilmesi ile hidrolik yüklenme

değişmemekle birlikte, X düştüğü için çökeltme hızı artacağından, durultma kriteri aşılmamış olur. Aşırı yağışlarda atıksu, KOİ ve TKN açısından seyreltik olacağından böyle bir işletme stratejisi kabul edilebilir.

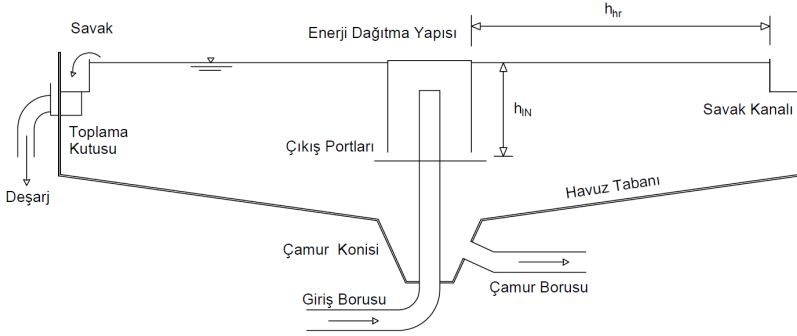
Bir diğer kriter her zaman sabit olmayan çamurun çökeltme özelliğidir. Biyoprosesle ilgili veya başka nedenlerle çamurun çökeltme özellikleri bozulabilir. Bu durumda çökeltme akısı eğrisi aşağıya doğru ineceği için, her iki kriter açısından aşırı yüklenme koşullarının oluşması daha düşük debilerde meydana gelebilir.



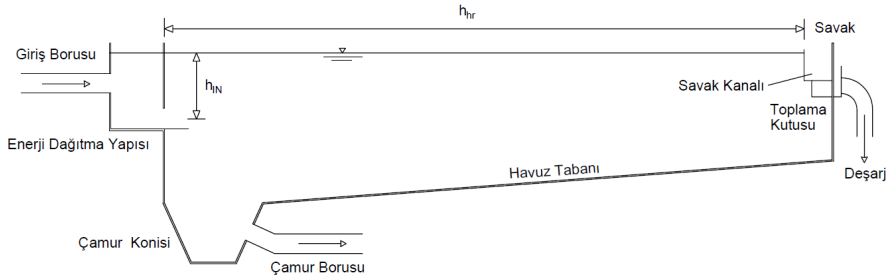
**Şekil 5.14.** Son Çökeltme Havuzunun Ortalama ve Pik Debi Koşullarında İşletilmesi

### 5.5. Son Çökeltme Havuzlarının Yapısal Hususları

Son çökeltme havuzları genellikle dairesel ve dikdörtgen planlı tasarlanmaktadır. Çökeltme havuzlarında su yatay olarak hareket etmekte, aktif çamur ise yerçekimi ile son çökeltme havuz tabanında yoğunlaşmaktadır. Çökelen çamur tabandan çamur toplama sistemi ile geri devir pompaları vasıtasıyla proses havuzlarına iletilir. **Şekil 5.15'**te dairesel ve dikdörtgen çökeltme havuzu gösterilmektedir. Son çökeltme havuzlarının yatay akış karakterinde olduğu; havuzun içine giriş noktasındaki derinliğin ( $h_{IN}$ ), bu noktadan çıkış savağı yatay uzaklığına ( $h_{hr}$ ) oranı ile değerlendirilmektedir. Bu oran  $h_{IN}/h_{hr} \leq 0,33$  koşulunu sağladığı taktirde yatay akış karakterinde olmaktadır. Şayet,  $h_{IN}/h_{hr} \geq 0,5$  eşitsizliği var ise çökeltme havuzu içinde dikey akış koşulları hakimdir (ATV 131E, 2000). Orta ve büyük ölçekli havuzlarda çoğunlukla yatay akış hareketi bulunmaktadır.



(a) Dairesel Çökeltme Havuzu



(a) Dikdörtgen Çökeltme Havuzu

**Şekil 5.15.** Yatay Akışlı (a) Dairesel ve (b) Dikdörtgen Son Çökeltme Havuzları

Çökeltme havuzlarındaki  $h_N/h_{hr}$  oranına göre seçilmesi gereken tasarım kriterleri **Tablo 5.5**'te verilmektedir (ATV 131E, 2000).

**Tablo 5.5.** Son Çökeltme Havuzu Geometrisine Bağlı Tasarım Kriterleri

Oran ( $h_N/h_{hr}$ )	$\geq 0,33$	$\geq 0,36$	$\geq 0,39$	$\geq 0,42$	$\geq 0,44$	$\geq 0,47$	$\geq 0,50$
<b>Hacimsel spesifik katı yükleme hızı, <math>q_{sv}</math> (L/m<sup>2</sup>/saat)</b>	<500	<525	<550	<575	<600	<625	<650
<b>Taşma hızı, <math>q_A</math> (m/saat)</b>	<1,60	<1,65	<1,75	<1,80	<1,85	<1,90	<2,00
<b>Çamur geri devir oranı, <math>R_x</math></b>	<0,75	<0,80	<0,85	<0,90	<0,90	<0,95	<1,00

ATV 131E (2000)'e göre son çökeltme havuzlarında su derinliği, fonksiyonel bölgelerin derinlikleri ayrı ayrı hesaplanıp toplanarak belirlenmektedir. **Şekil 5.16**'da yatay akışlı dairesel SÇH'da fonksiyonel bölgeler ve tavsiye edilen yükseklikler görülmektedir.

Bu yükseklikler:

$h_1$ : Temiz su bölgesi 0,5 metre olarak alınır.

Bekletme süresinin 0,5 saat olduğu kabul edildiği ve aktif çamur/suyun ayrıldığı  $h_2$  bölgesi:

$$h_2 = 0,5 \frac{q_A \cdot (1+R)}{\left(1 - \frac{DSV}{1000}\right)} \quad (5.22)$$

olarak hesaplanır. Formülde,

$q_A$  : Taşma hızı ( $m^3/m^2/saat$ )

$DSV$  : Seyreltilmiş çamur hacmi ( $L/m^3$ )

$R$  : Çamur geri devir oranı (-)

Çökeltme havuzunda aktif çamuru tutmak için ayrı bir hacim ( $h_3$ ) tanımlanmaktadır. Özellikle kısa süreli pik debilerde çamur kaybının yaşanmaması için çamurun son çökeltme havuzunda depolanması amaçlanır. Kısa süreli yağış olması durumunda ise çamur geri devri ile döndürülmektedir. Burada önemli bir husus son çökeltme havuzunda biriktirilen çamurun anaerobik koşullarda fosforu salarak çıkış kalitesini bozmasıdır. Yağışlı hava koşullarında çamur hacmi  $500 L/m^3$  ve 1,5 saat yoğunlaştırma zamanı kabul edilerek  $h_3$  aşağıdaki şekilde hesaplanır.

$$h_3 = \frac{1,5 \cdot 0,3 \cdot q_{SV} \cdot (1+R)}{500} \quad (5.23)$$

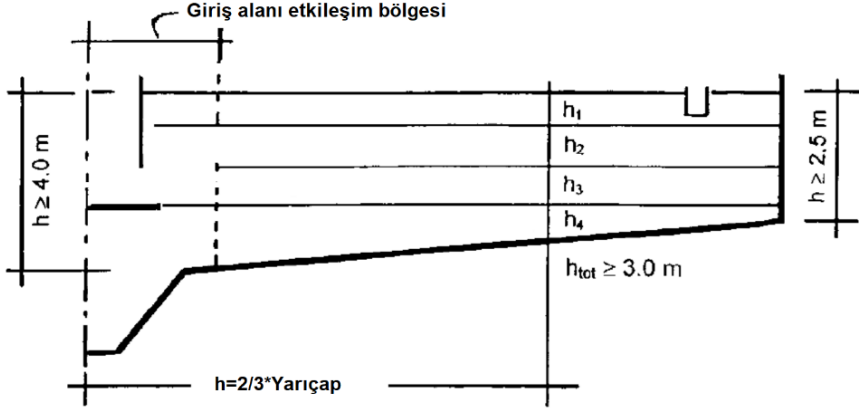
Yatay akıma sahip son çökeltme havuzlarında  $q_{sv} \leq 500 L/m^2/saat$ ; dikey akıma sahip havuzlarda ise  $q_{sv} \leq 600 L/m^2/saat$  alınır.

Son olarak çamur çekme bölgesinde ise havalandırma havuzundan gelen aktif çamurun 2,5 saat boyunca yoğunlaşacağı düşünülerek  $h_4$  yüksekliği hesaplanır: Burada  $q_A$  taşma hızı,  $t_{Th}$  ise yoğunlaştırma süresidir.

$$h_4 = \frac{X \cdot 0,3 \cdot V_X \cdot (1+R) \cdot t_{Th}}{X_R} \quad (5.24)$$

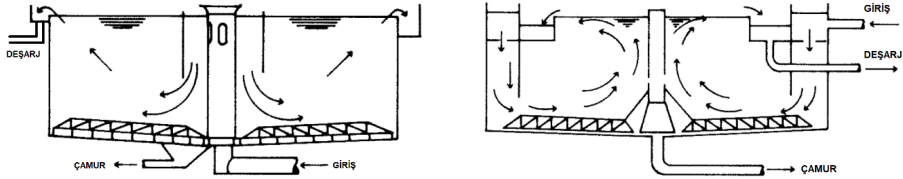
Toplam son çökeltme havuzu yüksekliği ise:

$h_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4$  ile hesaplanmakta olup dairesel havuzlarda merkezden 2/3 yarıçap kadar uzaklığa denk gelmektedir. Tank taban eğimi 1/15 olarak alınmaktadır.



**Şekil 5.16.** ATV 131E'e Göre Derinlik Hesabına Esas Boyutlandırma (ATV 131E, 2000)

Dairesel çökeltme havuzlarının çapları, rüzgarın olumsuz etkileri nedeni ile genellikle 30-50 metre aralığında tercih edilmektedir. Besleme şekli merkezden veya kenardan beslemeli olarak yapılabilir. Aktif çamur ünitesinden gelen çamur, merkezden besleme yerine, havuzun çevresinden beslemeli olarak da gerçekleştirilebilmektedir (**Şekil 5.17**). Aktif çamur, savak noktasına gelene kadar çökelme; böylece katı maddeden arınmış su savaklara ulaşana kadar daha uzun yol katetmektedir.



(a). Merkezden beslemeli SÇH

(b). Kenardan Beslemeli SÇH

**Şekil 5.17.** Merkezden ve Kenardan Beslemeli Dairesel Son Çökeltme Havuzları (WEF, 2005)

Dikdörtgen çökeltme havuzlarında ise genellikle boy/en oranı  $L/W=15$  olarak alınmakta ve havuz boyu 100 metreye kadar çıkabilmektedir. Havuz boyunun uzun olduğu durumda tesiste rüzgar kesici önlemlerin de alınması gerekir. Dikdörtgen çökeltme havuzlarında aktif çamur girişi bir kısa kenardan, çıkışı ise diğer kısa kenara yakın yapılır. Giriş yapısı aktif çamurun son çökeltme havuzuna üniform girişini sağlamalı, tabanda yoğunlaşan/toplanan çamur ile etkileşimi engellenmelidir. Yatay akım rejimindeki dikdörtgen çökeltme havuzunun boyu en az 30 metre alınmalıdır (WEF, 2005).

Giriş yapılarındaki farklı debilerde yük kayıpları vb. hidrolik koşulların tahkik edilmesi gerekmektedir. Proses havuzlarından son çökeltme havuzunun girişine kadar aktif çamurun flok yapısını bozacak hidrolik koşullardan kaçınılmalıdır. Havalandırma havuzu ile son çökeltme havuzu arasında ortalama debide 0,9 m/sn pik debi şartlarında (herhangi bir ünitenin devre dışı kalması durumu dahil) hızın maksimum 1,4 m/sn seviyesini geçmesi istenmez (WEF, 2005).

Dairesel havuzlarda giriş yapısı toplam çapın %5-15'u arasında alınır ve çamurun dikey hareketi 0,7 m/sn değerini geçmemesi istenir. Giriş yapısının derinliği genellikle havuz derinliğinin su yüzeyinden itibaren %25'i ile %50'si arasında alınmaktadır. Giriş yapısının hacmi ( $V_E$ ) aşağıdaki hız gradyanı ( $G$ ) ifadesi kullanılarak belirlenmektedir (ATV 131A, 2016).

$$G = \sqrt{\frac{P_E}{\mu \cdot V_E}} \quad (5.25)$$

Formülde,

- $G$  : hız gradyanı ( $\text{sn}^{-1}$ )  
 $P_E$  : aktif çamurun dağıtım yapısına giriş enerjisi ( $\text{N} \cdot \text{m}^2/\text{sn}$ )  
 $\mu$  : dinamik vizkozite (15 C° de  $0.00112 \text{ N} \cdot \text{sn}/\text{m}^2$ )  
 $V_E$  : dağıtım yapısı hacmi ( $\text{m}^3$ )'dir.

Aktif çamurun dağıtım yapısına giriş enerjisi  $P_E$ ,

$$P_E = 0.5 \cdot \rho_0 \cdot v^2 \cdot Q_{YHD} \cdot (1 + R_x) \quad (5.26)$$

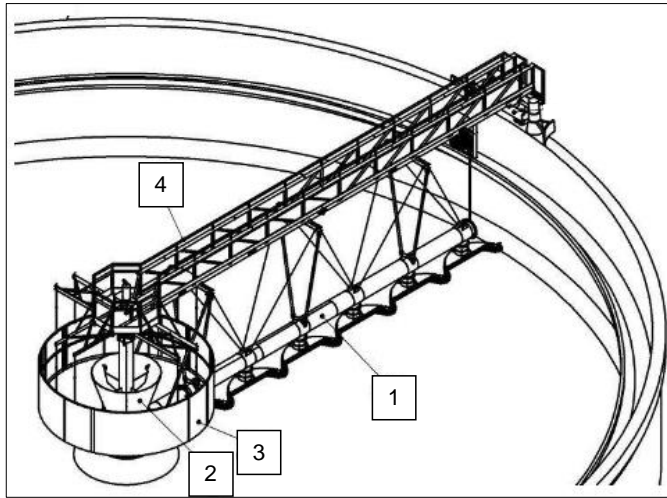
formülünden hesaplanabilir. Formülde;

- $\rho_0$  : Aktif çamurun yoğunluğu ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )  
 $v$  : Aktif çamurun dağıtım yapısına giriş hızı ( $\text{m}/\text{sn}$ )  
 $R_x$  : Geri devir oranı (-)  
 $Q_{YHD}$  : Maksimum saatlik yağışlı hava debisi ( $\text{m}^3/\text{sn}$ )

Çamur çıkış portlarının çamur çökeltme bölgesinin hidrolik yapısını bozmayacak şekilde planlanması ve çıkış enerjisini azaltıcı önlemlerin alınması gerekir. Hız gradyanı  $G$ , yukarıda verilen formülde  $40-80 \text{ sn}^{-1}$  aralığında seçilmelidir. Giriş yapısında, dairesel havuzlardaki portlardan çamurun çıkış hızının  $10 \text{ cm}/\text{sn}$ 'nin; dikdörtgenel havuzlarda ise bu hızın  $2,5 \text{ cm}/\text{sn}$ 'nin altında kalması istenir (ATV 131E, 2000).

Bazı uygulamalarda son çökeltme girişine flokülasyonu arttırmak amaçlı bir bekletme haznesinin bulunması tercih edilmektedir. Bu yapının hacmi, bekletme süresi kuru hava

debisinde 20 dakika alınarak hesaplanır (WEF, 2005). Bekletme haznesi, dairesel son çökeltme havuzu çapının yaklaşık %30'una karşılık gelmektedir (**Şekil 5.18**).



- 1: Çamur toplama borusu
- 2: Enerji dağıtma yapısı
- 3: Flokülasyon yapısı
- 4: Hareketli köprü

**Şekil 5.18.** Flokülasyon Yapısının Dairesel Son Çökeltme Havuzuna Yerleşimi (WEF, 2005)

**Tablo 5.6**'da tank çapına göre önerilen yan su derinlikleri verilmektedir. Havuz çapı arttıkça yan duvar su derinliği de artış göstermektedir (WEF, 2005) Sıyırma tipi çamur toplama sisteminde havuz taban eğimi 1/12 veya 1/15 olarak alınmaktadır. Tabanı düz olarak planlanan çökeltme havuzlarına, drenaj için %1-2 taban eğimi alınması önerilmektedir. Son çökeltme havuzlarında hava payları ise 0,5-0,7 m aralığında kabul edilir. **Şekil 5.19**'da son çökeltme havuzu çıkış kanal yapıları gösterilmiştir.

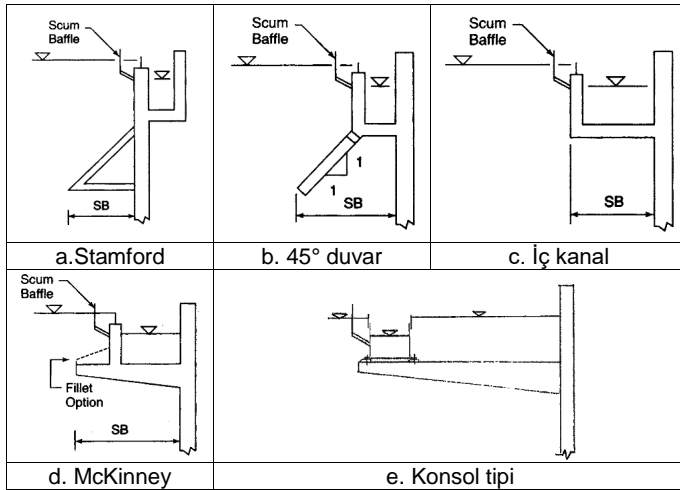
Çamurun savaklara ulaşmaması için **Şekil 5.19b,c,d**'de verilen köpük engeli (scum baffle) mesafesinin belirlenmesi için aşağıdaki ampirik denklem kullanılmaktadır. Denklemde "D" havuz çapını ifade etmektedir. Elde edilen sonuç mm olarak bulunur:

$$SB [mm] \geq 460 \text{ mm} + 25 \text{ mm/m} \cdot (D - 9,15) \quad (5.27)$$

**Tablo 5.6.** Son Çökeltme Havuzunda Çapa Göre Önerilen Yan Duvar Su Derinlikleri

Tank Çapı (m)	Derinlik (m)
<12 m	3,0 - 3,7
12 - 21	3,3 - 3,7
21 - 30	3,7 - 4,0
30 - 43	4,0 - 4,3
43 - 50	4,3 - 4,6

Çökeltme havuzlarında çıkış yapıları genellikle "V-savak" şeklinde tasarlanır. V savak açısı 90° olup 15-30 cm'de bir savak olacak şekilde savak kanalı tasarlanır. Savak yükü 250-300 m<sup>3</sup>/m/saat olarak alınmalıdır (Metcalf & Eddy, 2014). Oluklarda savak tek taraflı ise savak uzunluğu başına saatlik debi 10 m<sup>3</sup>/m/saat, çift taraflı ise 6 m<sup>3</sup>/m/saat alınması tavsiye edilir (ATV 131E, 2000). Çift taraflı oluklarda savağın duvara yakın olan ucunun yine duvara mesafesinin en az 50 cm civarında alınması ve yukarıya hareket eden su hızının 0,7 m/saat hızından daha az olacak şekilde mesafenin hesaplanması gerekir. Dikdörtgen çökeltme havuzlarının sonunda savak kanalının çıkış duvarına olan uzaklığı en az su derinliği kadar (veya <5 metre) olmalıdır.



**Şekil 5.19.** Son Çökeltme Havuzu Çıkış Kanalı Yapıları (WEF, 2005)

Dairesel ve dikdörtgen son çökeltme havuzu yüzeyinden arıtılmış suyu üniform toplamak için yüze yakın batık borular (submerged launders) şeklinde teçhiz edilmiş sistemler de kullanılmaktadır (**Şekil 5.20**). Bu sistemin avantajı savak yükünü arttırabilmek, yüzücü maddelerin çıkış kalitesini bozmasının azaltılması, tank yüzeyinden debinin üniform toplanması ve çamur akımlarının savaklara doğru hareketinin engellenmesidir. Tasarım kriterleri aşağıda verilmektedir (WEF, 2005).

- Orifis çapı 25-45 m aralığında seçilmelidir.
- Pik debi koşullarında orifislerden suyun giriş hızı 0,6-1,0 m/sn aralığında olmalıdır.
- Boru içindeki su hızı 0,6 m/sn değerini aşmamalıdır.
- Su altındaki borular için 10 m'de bir destek yapılmalıdır.





**Şekil 5.20.** Son Çökeltme Havuzu için Batık Tip Savak Borulaması

Son çökeltme havuzlarında çamur genellikle küreyici yardımıyla toplanır ve çamurun merkezde toplanabilmesi için tabana eğim verilir. Çamur küreme sisteminin bağlı olduğu köprü hızı 3-10 m/dakika aralığında alınır. Çamur toplama konisi geri devir çamurunun su ile seyrelmesini engellemek için yapılır ve koninin eğiminin 5/1-6/1 olarak; koninin çapının ise havuz derinliğinin %75'i olarak alınması önerilir. Çamur toplama sistemi emme tip ise havuzun tabanı düz olarak tasarlanabilir. Çamurun havuz tabanında düzenli toplanabilmesi için hareketli köprüye monte edilmiş emme tertibatı ve çamur iletim hatlarının planlanması gereklidir. Dikdörtgen havuzlarda köprüye bağlı sıyırma ile çamur toplama işleminde, 40 metreden daha uzun havuzlar için 2 adet çamur toplama konisi önerilmektedir (WEF, 2005).

Yüzeyden köpüğün toplanması köprüye bağlı yüzey sıyırıcılar yardımıyla sağlanır. Yüzebilen özellikteki maddeleri veya çökemeyen aktif çamurun toplanması için son çökeltme havuzu yüzeyinde biriken maddeleri verimli toplayabilen tasarımlar tercih edilmelidir (**Şekil 5.21**). Dairesel havuzlardaki köpük tutucular savaktan en az 30 cm içeride boyutlandırılmalıdır. Köpük tutucu bariyerin batma derinliğinin 20 cm civarında olması gereklidir.

Havuz tabanından çamur toplama sistemi küreme ile yapıldığında geri devir (RAS) akımında seyrelme faktörü (SF) %70; emme tipi çamur toplama yapıldığında ise seyrelme faktörü %50<SF<%70 aralığında alınıp  $X_{R,max}$  konsantrasyonu ile çarpılarak geri devir MLSS ( $X_r$ ) konsantrasyonu hesaplanır. Çamur uzaklaştırmada hesaplanacak debi için  $X_r$  dikkate alınmalıdır. Çamurun son çökeltme havuzundan geri devir pompa istasyonuna alınabilmesi için gerekli minimum su yükü 0,8 m olarak kabul edilebilir (ATV 131E, 2000).



**Şekil 5.21.** Yüzeysel (Köpük) Sıyırıcı için Bir Örnek

Çökelen çamur toplama sistemi ile ilgili özet bilgi aşağıda verilmektedir. Buna göre farklı çamur toplama sistemlerine göre çamur çekme periyodu ( $t_{SR}$ ) tanımlanarak bu sistemlerin çalışma prensibine uygun olarak küreyici plakası (kiriş) yüksekliği,  $h_{SR}$  dairesel ve dikdörtgen şeklindeki havuzlar için aşağıdaki denklemler kullanılarak bulunur:

Dairesel Havuzlar için:

Çamur sıyırıcı giriş yüksekliği,  $h_{SR}$  [m]

$$h_{SR} = \frac{4 \cdot Q_f \cdot f_{SR}}{a \cdot v_{SR} \cdot t_{SR}} \quad (5.28)$$

$f_{SR}$  : çamur toplama düzeltme faktörü [ $<1.5$ ]

$Q_f$  : geri devir debisi [ $m^3/saat$ ]

$a$  : köprü-sıyırıcı düzeltme faktörü [ $<2$ ]

Çamur çekme periyodu,  $t_{SR}$  ile tanımlanmış olup;

$$t_{SR} = \frac{\pi \cdot D}{v_{SR}} \quad (5.29)$$

$v_{SR}$  : köprünün çevresel dönüş hızı [ $m/saat$ ]

$D$  : Dairesel çökeltme havuzu iç çapı [m]

Dairesel havuzlarda giriş yüksekliği  $40 < h_{sr} < 60$  cm, köprü hızı ise  $72 < v_k < 144$  m/saat aralığında alınmaktadır (ATV 131E, 2000).

Dikdörtgen Havuzlar İçin:

*Küreyici tip sıyırıcılarda;*

Çamur sıyırıcı giriş yüksekliği,  $h_{SR}$  [m];

$$h_{SR} = \frac{Q_r \cdot f_{SR} \cdot t_{SR}}{L_{SR} \cdot L_{SL}} \quad (5.30)$$

$f_{SR}$  : çamur toplama düzeltme faktörü

$L_{SR}$  : Küreyicinin uzunluğu (tank genişliği) [m]

$L_{SL}$  : Çamurun küreyici ile iletilme mesafesi (~15· $h_{SR}$  olarak alınır)

$Q_r$  : havuz için geri devir debisi [ $m^3$ /saat]

denklemlerle hesaplanır. Çamur çekme periyodu ( $t_{SR}$ ) aşağıdaki şekilde hesaplanır:

$$t_{SR} = \frac{L_{RW}}{v_{SR}} + \frac{L_{RW}}{v_{ret}} + t_S \quad (5.31)$$

**Denklemler 5.28'e** göre çamur çekme periyodu,  $t_{SR}$  (i) çamurun köprü ile iletilmesi için geçen süre, (ii) köprünün geri dönüş hareketi ve (iii) küreyiciyi indirme ve kaldırma sırasında geçen sürenin toplamına eşittir.

$L_{RW}$  : çökeltme havuzunun uzunluğu [m]

$v_{ret}$  : köprünün dönüş hızı [m/saat]

$Q_r$  : havuz için geri devir debisi [ $m^3$ /saat]

$t_S$  : küreyiciyi indirme ve kaldırma sırasında geçen zaman [saat]

$v_{SR}$  : köprünün hareket hızı [m/saat]

*Flight tipi sıyırıcılarda;*

Çamur sıyırıcı giriş yüksekliği,  $h_{SR}$  [m]

$$h_{SR} = \frac{Q_r \cdot f_{SR}}{L_{SR} \cdot v_{SR}} \quad (5.32)$$

Hesaplarda, çamur çekme periyodu,  $t_{SR}$

$$t_{SR} = \frac{L_{FS}}{v_{SR}} \quad (5.33)$$

$L_{FS}$  : Flight tipi sıyırıcı uzunluğu [m]

$v_{SR}$  : köprünün hareket hızı [m/saat]

Flight tip sıyırıcılarda iki giriş arası uzunluk giriş derinliğinin ( $h_{sr}$ ) 15 katı kadar olmalıdır (**Şekil 5.22**). Dikdörtgen havuzlarda sıyırma tipi çamur toplama için giriş yüksekliği  $40 < h_{sr} < 90$  cm,

köprü hızı için  $v_k < 108$  m/saat koşulu aranmaktadır. Dikdörtgen havuzlarda flight tip küreme sistemi için giriş yüksekliği  $15 < h_{sr} < 30$  cm, köprü hızının ise  $36 < v_k < 108$  m/saat aralığında olması istenmektedir (ATV 131E, 2000).



**Şekil 5.22.** Dikdörtgen Son Çökeltme Havuzu Çamur Toplama Sistemi

## 6. PROSES SİMÜLASYONU İLE TASARIM KONTROLÜ

### 6.1. Giriş ve Tarihçe

Günümüzde genel amaçlı proses simülatörleri deneyimli tasarım mühendislerinin vazgeçilmez araçları haline gelmiştir. Proses simülatörlerinin bu başarıya ulaşmasında atıksu arıtımı konusunda bilimsel gelişmeler, ölçüm tekniklerinin gelişmesi ve bilgisayar teknolojisindeki atılımların katkısı büyüktür. Modelleme/Simülasyon ile tasarım esaslarının belirlenmesi ve proses kontrolü, otomasyon senaryolarının oluşturulması, ekipmanların seçimi, atıksu/çamur üniteleri için proses performanslarının değerlendirilmesi, işletmede arıtma veriminin iyileştirilmesi, kapasite artışlarının hesaplanması, işletme maliyetlerinin düşürülmesi, işletme personeli eğitimi gibi birçok amaca hizmet etmektedir (İnsel, 2004). Aynı zamanda tesisler SCADA sistemleri ile ilişkilendirilerek işletmede farklı karar aşamalarında kullanılmaya başlanmıştır. Değişken çevresel koşullar göz önüne alınarak elde edilen simülasyon sonuçları, konservatif tesis tasarımlarındaki ciddi eksiklikleri ortaya çıkarmaktadır (Jenkins vd., 2014). Atıksu arıtma tesislerinin tasarımının değişken koşullar (giriş yükü, sıcaklık, yağış, inhibisyon vb.) altında davranışlarının proses simülatörleri ile kontrol edilmesi gereklidir.

Atıksu arıtma tesislerinin çok sayıda üniteden oluşması ve bu üniteler arasındaki etkileşim, proses tasarımını ve yorumlanmasını zorlaştırmıştır. Proses üniteleri arasındaki etkileşimin anlaşılabilmesi ve tasarım/işletme ile ilgili doğru karar alınabilmesi için çok bileşenli proses modelleri gerekmektedir. Modelde proses bileşenleri (hal değişkenleri) olarak organik madde fraksiyonları, azot ve fosfor bileşenleri, prosesi gerçekleştiren tüm fonksiyonel mikroorganizma grupları, azot türleri ( $\text{NO}_2^-$ ,  $\text{NO}_3^-$ ,  $\text{N}_2\text{O}$  vb.), arıtma gazları (oksijen, metan, karbondioksit, hidrojen, sülfür, azot oksitler vb.), alkalinite, pH, kimyasal reaksiyon ürünleri (Magnezyum Amonyum Fosfat (MAP),  $\text{FePO}_4$  vb.) örnek verilebilir (Takács, 2008). Proses modelleri, bileşenler arasındaki ilişkileri aerobik, anoksik, anaerobik koşullara ve ünitelerdeki kütle dengesi hesaplamalarına göre gerçekleştirmektedir.

Atıksu arıtma tesisleri için bilinen ilk doğrusal modelin, 1952 yılında Garret ve Sawyer tarafından önerildiği bilinmektedir. Modelde üretilen fazla çamur miktarı substrat ( $\text{BOI}_5$ ) yüküne bağlanmış olup organik yük 0,25-0,50 kg  $\text{BOI}_5/\text{kg}$  AKM/gün aralığında verilmektedir. Literatürde dinamik aktif çamur modeli ilk defa 1974 yılında John F. Andrews (1974) tarafından ortaya atılmış olup 1983 yılında IBM kişisel bilgisayarların gelişimi proses modeli kullanımını arttırmıştır. 1980'lerde Güney Afrika'da, Dr. Peter Dold, içsel solunum ve ölüm yenilenme

modeli ile çok bileşenli model kavramını getirmiş olup KOİ fraksiyonlarına dayalı model kurulumu gerçekleştirilmiştir (Dold vd., 1980; Ekama vd., 1986). Aynı yıllarda SSSP (Single Sludge Simulation Programı) dinamik simülasyon programı Bidstrup ve Grady (1987) tarafından hazırlanmıştır. Dr. Gilles Patry, Hydromantis Firmasına ait GPS-X (General Purpose Simulator-X) yazılımının temellerini 1987 yılında atmıştır. Avrupa'da ise Dr. Mogenz Henze organik karbon ve biyolojik azot giderimi hesaplarını gerçekleştiren International Water Association (IWA) bünyesinde Aktif Çamur Modeli No1'i yayınlamıştır (Henze vd., 1987). Sonrasında Kanada'da 1990 yılında biyolojik azot ve organik karbon giderimi için tanımlanmış proses modeli Dr. Peter Dold tarafından Biowin programı içinde piyasaya sürülmüştür (Envirosim, Biowin). ASM1 modeli 13 değişken ve 8 prosese sahip iken Envirosim firması tarafından geliştirilen matematik model, 82 değişken ve 46 prosesten oluşmaktadır. Dr. Dold ile tesisin atıksu ve çamur akımlarının birlikte simülasyonuna imkan veren genel amaçlı model kullanımı başlamıştır. Cape Town Üniversitesi (Güney Afrika) tarafından deneysel ve tesis verilerinden elde edilen deneyimlerle, aşırı biyolojik fosfor giderimi model literatürüne dahil edilmiştir (Wentzel vd., 1992). Bu model, organik karbon ve biyolojik azot gideriminin yanında aerobik şartlarda aşırı biyolojik fosfor giderimini içermektedir. Henze vd. (1995) tarafından biyolojik azot/karbon ve aerobik fosfor depolamasının yer aldığı Aktif Çamur Modeli No.2 (ASM2) yayınlanmıştır. Anoksik koşullarda aşırı biyolojik fosfor depolamanın etkisi University of Capetown (UCT) tipi aktif çamur sistemlerinde karakterize edilmiştir. Aerobik fosfor depolamanın yanında anoksik fosfor depolama prosesi de model matrisine Barker ve Dold (1997) ile girmiştir. Anoksik koşullarda düşük anoksik dönüşüm oranları ( $Y_{HD}$ ) da kullanılmaya başlanmıştır (Orhon vd., 1996). Anoksik fosfor depolama proseslerinin eklendiği ASM2d (1999) modelleri International Water Association (IWA) teknik raporu olarak yayınlanmıştır. ASM3 modelinde ise (Gujer vd., 1999) organik karbonun bakteriler tarafından depolama ürünlerine dönüştürüldükten sonra metabolize edildiği ifade edilmektedir. Öte yandan, sonraki bilimsel çalışmalar depolama ve çoğalma proseslerinin aynı anda olduğunu göstermiştir (Krishna ve van Loosdrecht, 1999). Biyoproseslerde hücre içi metabolizmaların metabolik modele entegrasyonu Delft Teknik Üniversitesi'ndeki çalışmalar ile yoğunlaşmıştır (Murnleitner vd., 1997; Smolders vd., 1994). Bu çalışmaları Filipe ve Daigger (1998) tarafından yürütülen bilimsel çalışmalar takip etmiştir. Metabolik modeller ASM tipi modeller kadar yaygınlık kazanmayıp akademik ölçekte kalmıştır.

Proses modeli literatüründe anaerobik çamur çürütme modelleri de gelişmelerden nasibini almıştır (Batsone vd., 2002; Siegrist vd., 2002). Biyolojik ve fizikokimyasal proseslerin birlikte çözüldüğü sıvı-gaz etkileşiminin formüle edildiği bu modeller, mezofilik/termofilik çamur çürütme prosesleri için hazırlanmıştır. Bu model bileşenleri protein, karbonhidrat ve yağ bileşenleri üzerinden oluşturulmuş, tesis bazında simülasyonlar için aktif çamur modelleri ile

entegre edilmesi gerekmiştir. Bu amaçla arayüz (interface) oluşturulmuş, model bileşenlerini birbirine dönüştüren algoritmalar önerilmiştir (Nopens vd., 2009). Ancak, bu algoritmalarındaki belirsizlik tesisin genel performansının değerlendirilmesinde olumsuzluk yarattığı için pratik kullanım alanı bulamamıştır.

Aktif çamur proseslerinde çökeltme prosesleri de genel amaçlı modellere entegre edilmiş olup çökeltme havuzlarının performansının değerlendirilmesini sağlamaktadır (Ekama vd., 1997; Takács vd., 1991; Vesilind vd., 1968). Bununla birlikte sera gazı emisyonları (N<sub>2</sub>O) (Hiatt ve Grady, 2008; Wild vd., 1995), glikojen depolayan (GAO) ve fosfor depolayan organizmaların (PAO) rekabeti (Yagci vd., 2004), yüksek sıcaklıkların prosese etkisi (Sarioglu vd., 2017), çamur azaltma teknolojileri (Cambi vb.), deamonifikasyon (Hellinga vd., 1998) ve fizikokimyasal prosesler (Sötöman vd., 2005; Takács, 2008) de genel modellere dahil edilerek tüm proseslerin genel performans üzerindeki etkileri hesaplanabilir duruma ulaşmıştır. Yukarıda adı geçen tüm gelişmeler dikkate alınarak tesis bazında proses hesaplamalarının tek bir süper model üzerinden hesaplanması genel değerlendirme açısından büyük avantajlar sağlamaktadır (Ekama, 2009; Seco vd., 2020). Günümüz simülatörlerinde (Mantis, EnviroSim, Sumo© vb.) tüm prosesler tek bir süper model içinde birleştirilmiş ve ortam koşullarına göre model bileşenleri işlemci tarafından zamana bağlı olarak hesaplanabilmektedir. Genel amaçlı proses simülatörlerinde kullanılan prosesler ve reaktör teknolojileri **Tablo 6.1**'de özetlenmektedir.

**Tablo 6.1.** Simülatör Programlarında Kullanılan Prosesler ve Teknolojiler (İnsel, 2020)

Biyolojik-Kimyasal Prosesler	Ayırma Prosesleri	Reaktör Teknolojileri
Nitrifikasyon/denitrifikasyon	Ön çökeltme	Tam karışimli reaktörler
Biyolojik fosfor giderimi	Yoğunlaştırma prosesleri	Piston akımlı reaktörler
Çamur üretimi ve oksijen tüketimi	Son çökeltme prosesi	Ardışık Kesikli Reaktör
Fermentasyon-Anaerobik Çürütme	Reaktif çökeltme prosesi	Membran Biyoreaktör (MBR)
Nütrient geri kazanımı	Flokülasyon	MBBR sistemleri
Sera gazı emisyonları	Kimyasal çöktürme	Damlatmalı filtreler
Havalandırma/gaz transferi	Filtrasyon	Membran oksijen sistemleri
pH – Alkalinite	Siklon Separatörler	Hibrit Prosesler
Anammox prosesi	Membran Filtrasyonu	Granüler Aktif Çamur
Gerçek zamanlı proses kontrol		Termal hidroliz

Farklı tesis konfigürasyonlarının aynı anda kullanılması ve karmaşık havuz hidroliğinin de dikkate alınması yukarıda belirtilen stokiyometrik hesapların kısa zamanda elle çözülmesini imkansız kılmaktadır. Sonuç olarak performans analizi için simülasyonların kullanılması gerekmektedir. Öte yandan, atıksu arıtma tesisi simülasyonları ile aynı zamanda uygun proses kontrol stratejilerinin belirlenmesi de yaygın olarak kullanılmaktadır. Özellikle işletme aşamasında tesis işleyişi riske atılmadan, simülasyonlar senaryo analizleri ve işletmeciler için eğitiminde de kullanılmaktadır (Makinia, 2010; Vanrolleghem vd., 2003).

## 6.2. Proses Simülasyonları

Proses simülasyonları, tesis bazında tasarım esaslarının belirlenmesi ve proses kontrolü, otomasyon senaryolarının oluşturulması, otomasyonda uygun ekipmanların seçimi, atıksu ve çamur arıtma proseslerinin performansının değerlendirilmesi, darboğaz (bottleneck) analizi, arıtma veriminin iyileştirilmesi, kapasite artışının hesaplanması, işletme maliyetlerinin düşürülmesi, sera gazı emisyonlarının hesaplanması personel eğitimi vb. bir çok amaca hizmet etmektedir (İnsel, 2004; Olsson vd., 2005). Tesise özgü atıksu karakterizasyonu, model parametreleri ve işletme koşulları programa tanıtıldığında, sistem performansı analizi gerçekleştirilerek proses problemleri belirlenebilmekte ve gerçeğe çok yakın sonuçlar elde edilmektedir (İnsel vd., 2012).

Bu programların çalışma esasları genel kütle dengesi üzerinden olup proses hesaplarını yürüten ve arka planda çalışan bir model bulunmaktadır. Bu modeller **Tablo 6.1**'de gösterilen biyokimyasal ve ayırma proseslerini içermektedir. Kütle dengeleri ise seçilen reaktör teknolojilerine ve tesis konfigürasyonuna bağlı yürütülmektedir. Modeller simülasyon programlarının kütüphanesinde kullanıma hazır olduğu gibi kullanıcı tarafından da oluşturulabilmektedir.

Prosesler ve değişkenlerden oluşan çok bileşenli proses modelleri, bilgisayar teknolojisinin gelişmesi ile atıksu arıtma prosesleri, anaerobik/aerobik çamur çürütme, yenilikçi arıtma prosesleri, proses simülasyonlarının vazgeçilmez parçalarını oluşturmuştur. Öte yandan, biyolojik proseslerle entegre fizikokimyasal prosesler (kimyasal fosfor çöktürmesi, MAP, vb.) ve membran biyoreaktör ile ilgili kütüphaneler de ticari programlarda yerini almıştır. Yaygın olarak kullanılan akademik ve ticari simülasyon programları **Tablo 6.2**'de özetlenmektedir.



**Tablo 6.2.** Proses Modelleme ve Simülasyonunda Kullanılan Simülasyon Programları

<b>Yazılım</b>	<b>Ülke</b>	<b>Web Sitesi</b>
Aquasim	İsviçre	<a href="https://www.eawaq.ch/en/department/siam/software/">https://www.eawaq.ch/en/department/siam/software/</a>
ASIM	İsviçre	<a href="https://www.eawaq.ch/en/department/enq/software/asim/">https://www.eawaq.ch/en/department/enq/software/asim/</a>
Biowin	Kanada	<a href="https://envirosim.com/products">https://envirosim.com/products</a>
EFOR	Danimarka	<a href="http://www.mpassociates.gr/software/environment/efor.html">http://www.mpassociates.gr/software/environment/efor.html</a>
GPS-X	Kanada	<a href="https://www.hydrumantis.com/GPSX.html">https://www.hydrumantis.com/GPSX.html</a>
MATLAB/Simulink	ABD	<a href="https://www.mathworks.com/products/simulink.html">https://www.mathworks.com/products/simulink.html</a>
SIMBA	Almanya	<a href="https://www.inctrl.com/software/simba/">https://www.inctrl.com/software/simba/</a>
STOAT	İngiltere	<a href="http://www.wrcplc.co.uk/ps-stoat">http://www.wrcplc.co.uk/ps-stoat</a>
SUMO	Fransa	<a href="http://www.dynamita.com/the-sumo/">http://www.dynamita.com/the-sumo/</a>
WEST	Danimarka	<a href="https://www.mikepoweredbydhi.com/products/west">https://www.mikepoweredbydhi.com/products/west</a>

Simülasyon programlarının doğru kullanımı, tesisin programa gerçeğe en yakın şekilde yansıtılmasından geçmektedir. Tesis simülasyonunda yapılan kabullerin ve simülatöre tanıtılan verilerin doğruluğu gerçekçi sonuçlar elde edilmesini sağlayacaktır. Buna göre;

1. Giriş atıksu karakterizasyonu, organik madde (KOİ), azot ve fosfor fraksiyonları
  2. Girişteki inert/organik madde konsantrasyonları
  3. Atıksu/Proses için uygun model (kinetik ve stokiyometrik) katsayıları
  4. Atıksu arıtma tesisi konfigürasyonu ve proses akışı
  5. Proses işletme koşulları (MLSS, hacimler, hava debisi, tüm debiler, çamur yaşı vb.)
  6. Proses kontrol sistemi (havalandırma, çamur yaşı, içsel geri devir, çamur geri devri vb.)
- gerçeği yansıtacak şekilde programa tanıtılması gerekmektedir (Rieger vd. 2012, Insel, 2004). Aksi taktirde elde edilecek sonuçlar da, bu sonuçların güvenilirliği de kullanıcının riski olmaktadır.

### 6.3. Tanımlar ve Model Bileşenleri

Atıksu arıtma tesislerinin simülasyon modellerinde kullanılan genel tanımlar aşağıda özetlenmiştir:

**Proses Konfigürasyonu:** Tesiste proses akışını gösteren ve üniteler arasındaki fiziksel ve mantıksal bağlantıları gösteren diyagramdır. Konfigürasyon, atıksu, çamur akımları gibi tüm proses ünitelerinin bağlantılarını göstermeli ve bu bağlantılar arasında boşluk bırakılmamalıdır.

**Hal (Durum) Değişkenleri:** Değerleri zamansal ve mekansal olarak hesaplanan değişkenlerdir. Bunlara fonksiyonel biyokütle konsantrasyonları, çözünmüş oksijen ile birlikte KO<sub>2</sub>, azot ve fosfor fraksiyonları vb. örnek verilebilir.

**Model Matrisi:** Tesise ait ünitelerin hesaplamalarında kullanılan ve hal değişkenleri arasında dönüşümleri gösteren matristir. Bu matris hal değişkenleri, prosesleri, stokiyometrik ve kinetik parametreler ile birlikte hız ifadelerini içermektedir. Bu matriste yer alan hal değişkenleri arasındaki dönüşüm ifadeleri kullanılarak zamanın bir fonksiyonu olarak sonuçlar hesaplanmaktadır.

**Model Parametreleri:** Modelin yapısına etki eden tüm parametrelerdir. Kinetik ve stokiyometrik parametreler, sıcaklık düzeltme faktörleri, havalandırma katsayısı, biyokütle ayırma ile ilgili katsayılar, basınç düzeltme katsayıları vb. model parametreleri içindedir.

**Stokiyometrik Katsayılar:** Hal değişkenleri simülasyon sırasında diğer hal değişkenlerine dönüşmektedir. Stokiyometrik katsayılar bu hal değişkenleri arasında dönüşümleri ifade etmekte olup genellikle dönüşüm oranları (Y) ile ifade edilmektedir. Hal değişkenleri her bir proses içinde kütle denkleğini sağlamak zorundadır. Her bir proseste hal değişkenlerinin KO<sub>2</sub>, azot, fosfor ve karbona ait kütle denklemleri sağlanmalıdır.

**Kinetik Parametreler:** Hal değişkenleri arasında dönüşüm hızını ayarlayan ve proses hız ifadelerinde yer alan parametrelerdir. Tesise ait çevresel şartlara bağlı olarak (sıcaklık, basınç vb.) değerleri de anlık olarak hesaplanabilmektedir. Yeni nesil modellerde düşük ve yüksek pH'larda prosesleri yavaşlatacak fonksiyonlar bulunmaktadır.

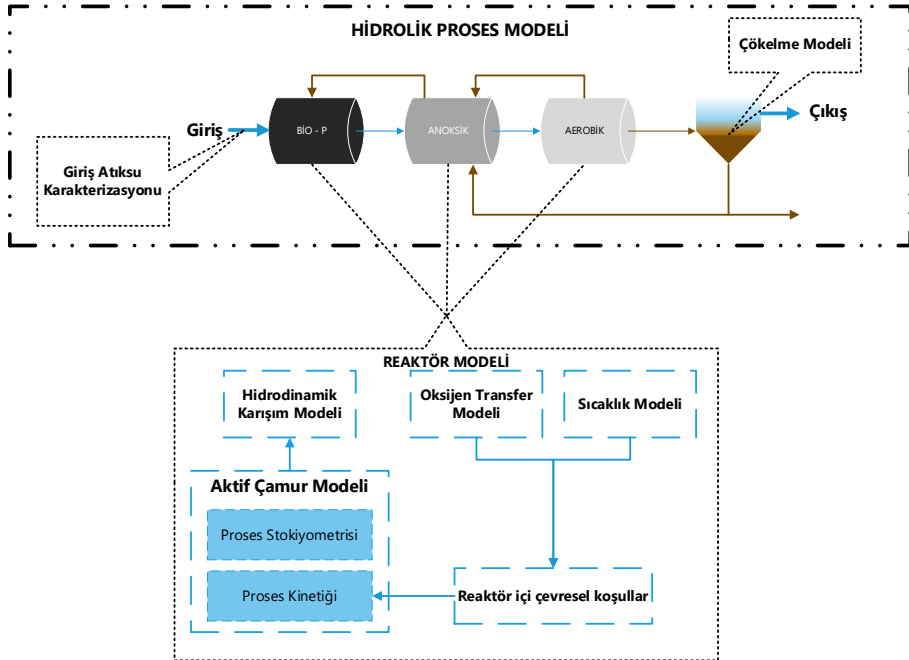
**Denge Durumu (Steady State) Simülasyonu:** İlgilenilen hesap periyodu içinde tesisin ortalama yük altında performansını yansıtan simülasyon sonucudur. Giriş debi ve parametreleri, çevresel ve işletme koşullarının sabit olduğu şartlarda hesaplanan performans denge durumu simülasyonunu yansıtır. Denge durumu simülasyonunda tüm hal değişkenlerinin zamana bağlı değişimleri sıfır olmalıdır ( $dC/dt=0$ ). Genellikle tesislerin dengeye ulaşması, sistemin çamur yaşının en az 3 katından daha fazla sürede gerçekleşmektedir.

**Dinamik Simülasyon:** Giriş debi ve parametrelerin, çevresel koşulların, işletme parametrelerinin (çamur uzaklaştırma, havalandırma, geri devir vb.) değişken olduğu simülasyonu ifade etmektedir. Atıksu arıtma tesislerinde genellikle hal değişkenlerinin değerleri veya sistem performansı günlük veya saatlik dilimlerde hesaplanabilmektedir.

Atıksu arıtma tesislerinin simülasyon modeli genel olarak 4 ana başlık altında incelenmektedir.

**Şekil 6.1'**de model alt bileşenleri gösterilmiştir. Bunlar (1) proses akış diyagramı, (2) giriş

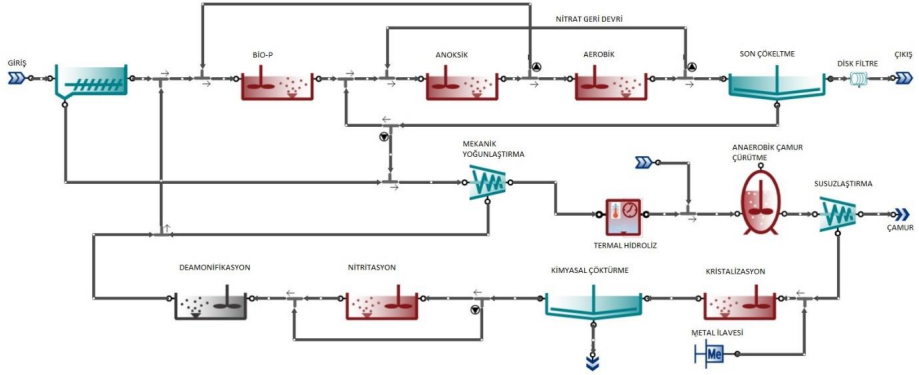
atıksu karakterizasyon modeli, (3) hidrodinamik model, (4) kütle (oksijen) transferi modeli, (5) aktif çamur (proses) modeli ve (6) çökeltme modelidir (Vanrolleghem vd., 2003).



**Şekil 6.1.** Atıksu Arıtma Tesisi Simülasyon Modeli Bileşenleri

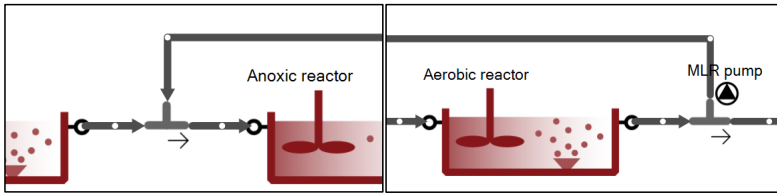
### 6.3.1. Genel Proses Modeli

Atıksu arıtma tesislerinin genel proses modelinin oluşturulmasında öncelikle proses akım diyagramına karar verilmiş olması gereklidir. Önceki bölümlerde bahsedildiği üzere tesis girişinden başlayarak ön çökeltme, aktif çamur konfigürasyonu, biyokütle ayırma sistemleri (son çökeltme, MBR vb.) ile birlikte çamur yoğunlaştırma, çamur stabilizasyon prosesleri ve yan akım prosesleri çizim ekranında oluşturulur. Atıksu akımları, arıtılmış su akımları ve çamur yoğunlaştırma/susuzlaştırma geri dönüş akımları ve bağlantıları da çizime eklenir. Genel olarak simülatörlerde tanımlanmış olan ünitelerin bağlantı noktaları (node) giriş, çıkış olacak şekilde tanımlanmıştır (Şekil 6.2).



**Şekil 6.2.** Atıksu Arıtma Tesislerinin Genel Proses Modeli  
(<http://www.dynamita.com/the-sumo/>)

Atıksu ve çamur akımlarının yönlendirilmesi için gerekli olan birleştiriciler (combiner) ve ayırıcılar (divider) hatların birleştirilmesi ve ayrılması için kullanılmaktadır (**Şekil 6.3**). Özellikle, içsel geri devirler, çamur geri devirleri, süzüntü akımlarının birleştirilmesi ve tesisin farklı bir noktasına bağlanabilmesi için akım yönlendiriciler yaygın olarak kullanılmaktadır. Öte yandan atıksu ve çamur akımlarının hatlara ayrılmasına yardımcı olmakta, debi ayrımı oransal ve doğrudan debi olarak tanımlanabilmektedir. Genel proses modeli oluşturulurken gerekli olan bilgiler ünite hacimleri, giriş atıksuya ait konvansiyonel karakterizasyon, üniteler arasındaki su ve çamur debileri, hava debileri vb. gibi temel bilgilere ihtiyaç duyulmaktadır. Ayrıca konfigürasyondaki reaktörlerde havalandırma veya karıştırmanın aktif olup olmadığı belirlenmelidir. Havalandırmanın olmadığı zaman nitrat konsantrasyonuna göre reaktörler anoksik veya anaerobik koşullara sahip olmaktadır.



**Şekil 6.3.** Akım Birleştirici ve Ayırıcı Gösterimine Örnek (www.dynamita.com)

### 6.3.2. Hidrodinamik Model

Atıksu arıtma proseslerinde kirlenici parametreler tesisin hidrolik özelliklerinden etkilenmektedir. Örneğin yavaş ayrışabilen KOİ giderim verimi, reaktörün piston akımlı (PFR) veya tam karışım (TKR) özellikte olmasına göre değişmektedir. Öte yandan, çökelebilen katı maddeler son çökeltme havuzunun hidrolik özelliklerine göre su akımından ayrılabilir.

Genelde atıksu arıtma tesisleri için yapılan proses simülasyonlarında, reaktörlerin ideal hidrolik koşullarda ve/veya gerçek hidrolik koşullara benzer şekilde çalıştığı kabulüyle konfigüre edilmektedir. Reaktörlerde akım hakim bölgeler bulunduğu gibi ölü bölge denilen ve akımın durgun olduğu bölgeler de bulunmaktadır. Reaktördeki bu hidrolik koşullar (a) karıştırma gücü (b) reaktörün hacmi (c) giriş ve çıkış noktaları (d) giriş hızı ve değişimleri (e) giren sıvının reaktör içeriğine göre yoğunluk ve sıcaklık farklarına göre değişim göstermektedir (Metcalf & Eddy, 2014).

Reaktörlerin hidrolik koşulları dispersiyon katsayısına göre karar verilmektedir. Dispersiyon katsayısı, reaktörün akış eksenini boyunca dispersiyon ( $E_L$ ) ile taşınımının adveksiyon ile taşınımına ( $u \cdot L$ ) oranı olup aşağıda verilen denklem ile hesaplanır. Dispersiyon katsayısı Peclet ( $Pe$ ) sayısının tersi olarak da bilinmektedir (**Denklem 6.1**).

$$\frac{1}{Pe} = \frac{E_L}{u \cdot L} = \frac{\text{Dispersiyon ile taşınım}}{\text{Adveksiyon ile taşınım}} \quad (6.1)$$

**Denklem 6.1**'de

$E_L$  : Reaktör boyunca dispersiyon katsayısı,  $L^2 \cdot T^{-1}$

$u$  : Sıvının ortalama hızı,  $L \cdot T^{-1}$

$L$  : Reaktörün uzunluğu,  $L$

Dispersiyon katsayısı ( $1/Pe$ ) $\rightarrow 0$  değerine sahip olduğunda reaktörde piston akım reaktör (PAR) koşulları hakimdir. Öte yandan dispersiyon katsayısı ( $1/Pe$ ) $\rightarrow \infty$  değerine yaklaştığında ise hidrolik koşullar ideal tam karışimli reaktörü (TKR) işaret eder. Literatürde dispersiyon katsayısı 0,5-4 arasında ise reaktör tam karışimli kabul edilmektedir (Khudenko ve Shpirt, 1986; EPA 1993). Havuzların uzun ve dar olması reaktörleri piston akımlı özelliklere yaklaştırmakta olup dispersiyon katsayısı 0,05-0,2 değerlerinden küçük ise piston akımlı reaktör olarak dikkate alınabilir (Eckenfelder vd., 1985; EPA, 1993; Khudenko ve Shpirt, 1986).

Mevcut havuzların simülasyon platformlarında seri bağlı reaktörler olarak tanımlanması için iz maddesi testi (tracer test) uygulanabilmektedir. Gerçekte işletilen bir aktif çamur havuzunun simülasyon programında eş hacimli seri bağlı reaktör sayısına karar verilmesinde kullanılmaktadır. Bu test esnasında işletilen bir aktif çamur reaktör girişine anlık olarak dozlanan bozunmayan özellikteki bir madde reaktör çıkışında zamana bağlı olarak ölçülür. Bozunmayan özellikteki iz maddesine örnek olarak lityum klorür verilebilir (Vanrolleghem vd., 2003). Bozunmayan maddenin çıkıştaki ölçüm profiline bakılarak seri bağlı reaktör sayısına, **Denklem 6.2**'de verilen ampirik ifade kullanılarak karar verilebilmektedir (Chambers, 1992; Levenspiel, 1999). Sonuç olarak, iz maddesi testi sonucundan elde edilen değerler **Denklem**

6.2'de verilen denklem çözümümü ile karşılaştırılarak en uygun reaktör sayısı (N) belirlenir (**Şekil 6.4**).

$$E_{\theta} = (Nt_i) \cdot E = N \cdot \frac{(N\theta)^{N-1}}{(N-1)!} \cdot e^{-N\theta} \quad (6.2)$$

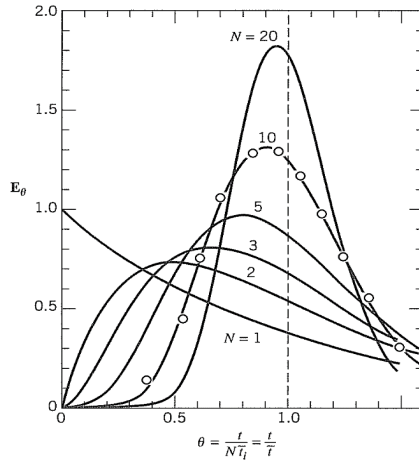
Denklemden gösterilen katsayılar aşağıda verilmektedir:

$E_{\theta}$  : normalize edilmiş ortalama kalış süresi dağılımı

$\theta_i = \frac{t}{\bar{t}_i}$  : eş hacimli reaktörlerin herbiri için boyutsuz bekleme süresi ( $\bar{t}_i$ ) için boyutsuz zaman

$\theta_i = N \cdot \theta$  olarak dikkate alınmaktadır.

N : reaktör sayısı



**Şekil 6.4.** Anlık İz Maddesi Beslemesine Karşı Elde Edilen Ölçüm Sonuçları (Levenspiel,1999)

Simülasyon platformlarında tesisi oluştururken Tablo **Şekil 6.3**'te verildiği gibi tam karışimli havuzlardan reaktör konfigürasyonu oluşturulmaktadır. Buna göre reaktör hidrolöjisi birbirine bağlı reaktörler şeklinde piston akımlı reaktör modunda çalıştırılabilmektedir. Uzun ve dar havuzlarda piston akımlı reaktör sayısına (N) karar verebilmek için reaktör boyutlarına ve havuz içindeki debiye göre bir ampirik denklem literatürde verilmiştir (**Denklem 6.3**). Ampirik ifadeye göre havalandırma havuzunda uzunluk artışı ve en kesitin azalması reaktör sayısını arttırmaktadır.

$$N = \frac{7,4 \cdot L \cdot Q \cdot (1+R)}{w \cdot H} \quad (6.3)$$

Ampirik ifadede:

- N : Seri bağılı havuz sayısı (adet)  
L : Havalandırma havuzu uzunluğu (m)  
w : Reaktör kanal genişliği (m)  
H : Su derinliği (m)  
R : Çamur geri devir oranı (-)  
Q : Giriş debisi (m<sup>3</sup>/saniye)

Karusel havuzlar içsel (nitrat) geri devir oranı ( $IR=Q_{IR}/Q$ ) yüksek olan sistemlerdir. Karusel havuzlarda yüksek içsel geri devir, reaktörü tam karışimli (çözünmüş oksijen hariç) özelliğe yakınlaştırmaktadır (Insel vd., 2005). Karusel havuz içinde aktif çamur bir tam turunu tamamladığında aerobik ve anoksik ortamlara maruz kalarak nitrifikasyon ve denitrifikasyon proseslerini gerçekleştirmektedir. Çözünmüş oksijen gradyanı kanal içinde aerobik ve anoksik bölgelerin oluşmasını sağlamaktadır. Aerobik ortamda üretilen nitrat, anoksik ortama yatay akış sağlayan mikserler tarafından, kanal içi akış ile anoksik ortama taşınmaktadır. Karusel havuzlarda içsel geri devir debisi ( $Q_{IR}$ ), kanaldaki hızın ( $\sim 0,3$  m/sn) kanal en kesiti ile çarpımına eşittir. Karusel havuzlar aynı zamanda aralıklı havalandırma tipi aktif çamur sistemleri olarak değerlendirilebilir. Çevrim süresi ( $T_c$ ) kanal içinde aktif çamurun bir tam turunu tamamlayabilmesi için geçen zaman olup aşağıdaki şekilde hesaplanmalıdır (**Denklem 6.4**):

$$T_c = \frac{L}{v} \quad (6.4)$$

- L : kanalın orta noktası dikkate alınarak tam tur için gerekli mesafe (m)  
v : kanal içindeki ortalama akış hızıdır (m/sn)

Aralıklı havalandırma sistemlerinde olduğu gibi karusel havuzlarda nitrat içsel geri devri oranı Çevrim Süresi Oranı (Cycle Time Ratio) ile eşdeğer anlamdadır. Çevrim Süresi Oranı (CTR) çevrim süresinin reaktör hidrolik bekleme süresine ( $\theta_h$ ) oranıdır:


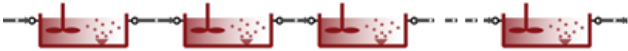
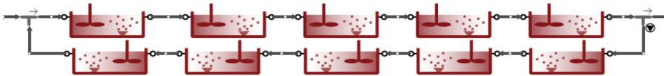
$$CTR = \frac{T_c}{\theta_h} \quad (6.5)$$

CTR değerinin küçülmesi kanal içinde hareket eden aktif çamurun çevrimsel olarak daha sık anoksik ve aerobik ortama maruz kalmasıdır. Dolayısı ile CTR parametresinin küçülmesi ile nitrat geri devri arttırılmaktadır. Pratik olarak karusel havuzlarda aerobik ve anoksik ortamların yaratılması çözünmüş oksijen seviyesine, aktif çamurun oksijen tüketim hızına ve kanal içindeki akış hızına bağlıdır. Denitrifikasyon için anoksik bölgelerin yaratılabilmesi için difüzörlerden sonra oksijenin tükenmesi için gerekli mesafelerin bırakılması gerekmektedir.

Çözünmüş oksijen konsantrasyonu 2 mg/L olarak düşünülürse, difüzörlerden 20-30 metre sonra oksijenin tükenerek anoksik ortam oluşacağı, oksijen tüketim hızından hesaplanabilir. Karusel havuzlarda aerobik ve anoksik ortamların aynı reaktör içinde sağlanması için genellikle Boy/En oranı 5-10 aralığında kabul edilmektedir. Kanalın eni, toplam reaktör genişliği olarak alınır.

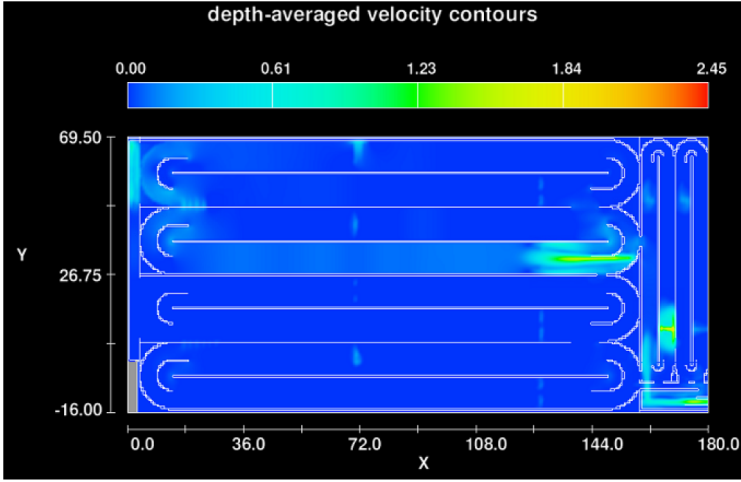
Karusel havuzlarda akışı karakterize etmek ve oksijen gradyanını sağlayabilmek için simülasyonlarda birbirine seri bağlı en az 10 adet tam karışimli reaktör (TKR) kullanılması önerilmektedir (Abusam ve Keesman, 1999). Karusel havuzlarda TKR'ler arasında bağlantı kurulduktan sonra geri devir konularak hidrolik akış tamamlanmaktadır. Karusel reaktörlerin konfigürasyonu **Tablo 6.3**'te gösterilmektedir.

**Tablo 6.3.** Aktif Çamur Örnek Reaktör Tipleri

Simülasyon Konfigürasyonu	Reaktör Tipi
	Tam Karışimli Reaktör
	Piston Akımlı Reaktör
	Karusel Reaktör (Kapalı Devre Biyo-reaktör)

Reaktörlerde akım özelliklerinin belirlenebilmesi için Hesaplamalı Akışkanlar Dinamiği (CFD: Computational Fluid Dynamics) teknikleri de kullanılmaktadır. Reaktörlerin, debi giriş-çıkış, ekipmanları (mikser, difüzör, akım yönlendiriciler vb.) ile birlikte simüle edilerek belirli sınır şartlar altında havuzun herhangi bir noktasındaki hidrolik özellikleri detaylı olarak belirlenebilmektedir. Havalandırma havuzlarında akış hızı profili ile ilgili hesaplamalı akışkanlar dinamiği örnekleri aşağıda sunulmaktadır (**Şekil 6.5**). Hesaplamalı akışkanlar dinamiği kullanılarak reaktör için nümerik hesaplamada kullanılacak uygun konfigürasyonlara da karar verilebilmektedir (Aksel vd., 2015). Reaktörlerin sınır koşulları, mikser boyutları ve dönüş hızları, difüzör yerleşimleri, havuz içindeki engeller vb. veriler kullanılarak **Şekil 6.5**'te verildiği şekilde havuz içindeki hızlar hesaplanabilmektedir.





**Şekil 6.5.** Hesaplamalı Akışkanlar Dinamiği ile Karusel Havuz Akışı Simülasyonu (Aksel vd., 2015).

### 6.3.3. Prosesler ve Model Parametreleri

Aktif çamur modelleri proses simülatörlerine model bileşenleri, prosesleri, kinetik/stokiyometrik parametreleri içerecek şekilde Gujer Matrisi formatında tanıtılmaktadır (Gujer ve Larsen, 1995). Model matrisinde hal değişkenlerinin birbirine dönüşümleri ve hız ifadeleri gösterilmektedir. Aktif çamur prosesinde hal değişkeni sayısı KOİ fraksiyonlarına ve modeldeki fonksiyonel bakteri türlerine bağlı olarak farklılık göstermektedir. Reaksiyon hızları ortam koşullarına göre (sıcaklık, pH vb.) düzeltme faktörleri ile hızları otomatik olarak ayarlanabilmektedir. Tesis bazında hesaplama yapan yeni nesil proses simülatörleri aşağıdaki reaksiyonları içermektedir.

**Nitrifikasyon:** Nitrifikasyon prosesinde amonyum azotu ( $\text{NH}_4\text{-N}$ ) aerobik koşullarda nitrat azotuna ( $\text{NO}_3\text{-N}$ ) dönüştürülmektedir. Proses tasarımında aerobik çamur yaşının hesaplanmasında kullanılan nitrifikasyon bakterilerinin çoğalma ve ölüm hızları önemli rol oynamaktadır. Nitrifikasyon hızının düşük olması daha yüksek aerobik çamur yaşı (yüksek hacim) gerektirmektedir. Simülasyonlarda nitrifikasyon prosesi bir veya çok kademeli olarak seçilebilmektedir. İki kademeli nitrifikasyonda,  $\text{NH}_4\text{-N}$  sırası ile nitrit azotuna ( $\text{NO}_2\text{-N}$ ) ve sonrasında nitrat azotuna ( $\text{NO}_3\text{-N}$ ) dönüştürülme olup bu proseslerden sorumlu iki ototrofik biyokütle popülasyonu bulunmaktadır. Tesis ölçümlerinde nitritin olması durumunda ve/veya Anammox prosesinin hesaplanması gerektiğinde çok kademeli nitrifikasyon prosesi seçilmelidir. Burada unutulmaması gereken nitrifikasyonun çevresel koşullardan (oksijen, pH, sıcaklık vb.) en çok etkilenen proses olmasıdır.

**Heterotrofik Çoğalma ve Ölüm:** Heterotrofik bakteriler çözünmüş formdaki kolay ayrışabilen organik maddeleri kullanarak aerobik, anoksik ve anaerobik koşullarda çoğalma prosesi gerçekleştirmektedir. Çoğalma hızı ve dönüşüm oranı yüksek olan biyokütle topluluğu olduğu için aktif çamur sistemlerinde en yüksek fraksiyona sahiptir. Konvansiyonel tek çamurlu aktif çamur sistemlerinde aktif biyokütle konsantrasyonu dönüşüm oranı ve ölüm hızına bağlıdır. Düşük çamur yaşlarında işletilen reaktörlerde heterotrofik çoğalma hızı daha yüksektir. Elektron alıcısı koşullarına göre anoksik ve anaerobik koşullarda çoğalma ve ölüm hızları oksijenli koşullara oranla daha düşüktür. Anaerobik fermentatif koşullarda çoğalma prosesi fermentasyon prosesi ile açıklanmakta olup kolay ayrışabilen organik madde heterotrofik bakteriler tarafından uçucu yağ asitlerine dönüştürülmektedir. Bir çok model proses kademelerini otomatik olarak eşleştirmektedir. Heterotrofik bakterilerin çoğalma hızları da sıcaklığın bir fonksiyonudur.

**Hidroliz:** Yavaş ayrışabilen organik madde, aktif çamur prosesinde heterotrofik bakterilerin faaliyeti sonucunda kolay ayrışabilen organik madde formuna dönüştürülmektedir. Hidroliz mekanizması, maksimum hidroliz hızı ve yarı doyumluk sabitinin olduğu bir yüzey doyumluk fonksiyonu ile ifade edilmektedir. Hidroliz prosesi aerobik, anoksik ve anaerobik koşullarda gerçekleşebilmekte olup aerobik koşullara göre daha düşük hızlarda gerçekleşmektedir. Özetle hidroliz hızı doğrudan yavaş ayrışabilen organik madde konsantrasyonuna bağlı olmayıp, bu organik madde konsantrasyonunun heterotrofik biyokütle konsantrasyonuna oranına bağlıdır. Hidroliz olabilen organik maddeler giriş atıksuyunda yüksek fraksiyonlarda bulunduğu için nütrient giderimi açısından önemli bir yer tutmaktadır. Aktif çamur sistemlerinde hidroliz olabilen organik maddeler, hızlı ve yavaş hidroliz olabilen organik madde fraksiyonu şeklinde birden fazla bileşene de ayrılabilir. Ayrıca model simülasyonlarında koloidal boyutta maddeler de adsorpsiyon ile hidroliz mekanizmasına katılmaktadır. Hidroliz olabilen organik madde, fosfor giderimi için ön hidroliz/fermentasyon, denitrifikasyon potansiyelinin optimizasyonu, anaerobik çürütücülerde ön çökeltme ile biyogaz miktarının artırılması için proses modifikasyonlarında kullanılabilir.

**Fosfor Depolayan Bakteriler:** Aktif çamur modellerinde fosfor giderimi, fosfor depolayan mikroorganizmaların (PAO) anaerobik koşullarda uçucu yağ asitlerini (asetik asit, propiyonik asit vb.) depolamasını ve fosforu salmasını gösteren ilgili reaksiyonlar eklenerek simüle edilmektedir. Ayrıca aerobik/anoksik koşullarda depolama ürünlerinin kullanılması düşük ve yüksek fosfor konsantrasyonlarına göre 2 farklı kinetik ifade ile entegre edilmiştir. Anoksik koşullarda fosfor depolayan biyokütle, denitrifikasyon ve fosfor depolama özelliğine sahiptir. Ancak aerobik koşullara göre daha yavaş bir kinetik ile hesaplama yapılmaktadır. Fosfor depolayan bakteriler ayrıca anaerobik koşulların özelliğine bağlı olarak fermentasyon prosesine de katkıda bulunabilmektedir. Simülasyonlarda depolanan substratın tükenmesi ve

mikroorganizmanın içsel solunuma geçmesi ile ikincil fosfor salımı hesaplanabilmektedir. Örneğin, aşırı biyolojik fosfor giderimi yapan çamurun son çökeltme havuzlarında beklemesi ile fosfor salımı (denitrifikasyon ile) hesaplanabilmektedir. Fosfor depolanmasında giriş atıksuyunda K, Mg iyonları da önem taşımaktadır.

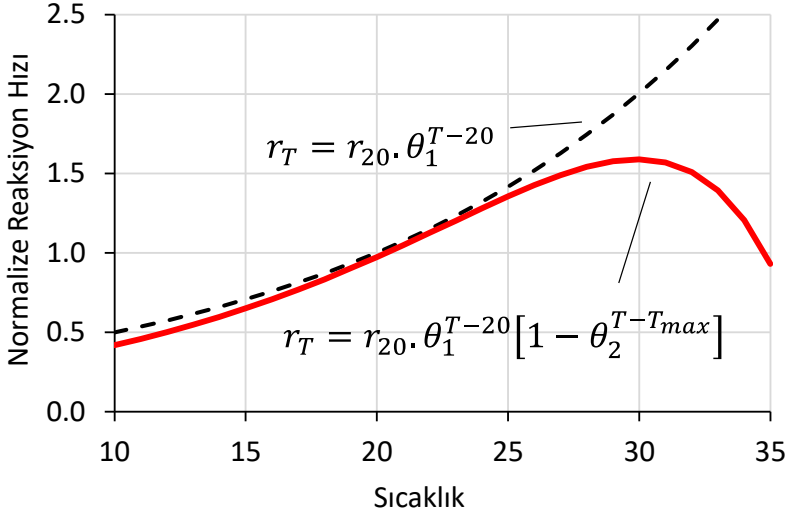
**Glikojen Depolayan Bakteriler:** Glikojen depolayan bakteriler anaerobik şartlarda uçucu yağ asitlerini depolama özelliğine sahiptir. Ancak fosfor depolama özellikleri bulunmamaktadır. Yüksek sıcaklıklarda fosfor depolayan bakterilere göre daha yüksek hızlara ulaşabilmekte ve tesislerin performansını etkileyebilmektedir. Simülasyonlarda glikojen depolayan bakteri popülasyonu da hesaplamalara dahil edilmektedir (Yagci vd., 2004).

**Metanojenik Aktivite:** Aktif çamur modellerinde özellikle anaerobik çamur çürütücü performansının hesaplanmasında esas olarak asidoklastik ile hidrojenotrofik metanojenlerin faaliyetleri etkili olmaktadır. Asidoklastik metanojenler uçucu yağ asitlerini, hidrojenotrofik metanojenler ise hidrojen ve CO<sub>2</sub>'yi metabolize ederek metan gazına dönüştürmektedir. Tesis simülasyonlarında metanojenik aktivite atıksu proses akımında da hesaplanabilmektedir. Bu reaksiyonlara ait proses stokiyometrisi ve kinetiği genel model matrislerine eklenmiştir.

**Kimyasal Reaksiyonlar:** İşlemcilerin gelişimi ile pH hesabının biyoproses ve kimyasal prosesler ile birlikte hesaplanması, genel proses performansının değerlendirmesi için önem taşımaktadır (Sötemann vd., 2005). Kimyasal reaksiyonlar ilk olarak ASM2/2d modelinde metal eklenmesi ile fosfor gideriminin hesaplanabilmesi için eklenmiştir. Modelde çöktürme ve çözünme olacak şekilde iki proses ile tanımlanmıştır. Ancak son zamanlarda yürütülen çalışmalardan kimyasal reaksiyonların hesaplanabilmesi için serbest iyon etkisi, kimyasal denge, adsorpsiyon, çökelti olgunlaşması gibi proseslerin de eklenmesi gerektiği ortaya çıkmıştır. Bilindiği üzere FePO<sub>4</sub> kristalleri pH 2-4 arasında oluşmaktadır. Özellikle kentsel atıksu arıtma tesisleri nötral pH'ya yakın işletildiği için hidroksit floklarının da kimyasal çöktürmeye etkisi modellere entegre edilmiştir. Ayrıca, anaerobik çürütücüye sahip aktif çamur sistemlerinde fosfor ve azot kütle dengelerinin doğru belirlenebilmesi için strüvit (MAP), kalsiyum fosfat ve vivianit'in de reaktörlerde hesaplanması gereklidir. Kimyasal reaksiyonlar pH hesabına ve iyon dengesine bağlı olduğu için giriş akımında anyon ve katyon ölçümlerinin de modele doğru girilmesi gereklidir. Kimyasal reaksiyonlar ve/veya pH hesapları opsiyonel olarak seçilebilmektedir.

**Sıcaklık Etkisi:** Bilindiği üzere sıcaklık termodinamik olarak reaksiyon hızlarını arttırmaktadır. Yeni nesil aktif çamur simülatörlerinde sıcaklık Arrhenius fonksiyonu ile hız sabitlerini sıcaklığa bağlı değiştirmektedir. Aktif çamur modellerinde, Arrhenius fonksiyonu eksponansiyel bir ifade olup sıcaklığa bağlı sürekli artışı kabul etmektedir. Simülatörlerde proses modelleri tek eksponansiyel model olarak hazırlanmıştır. Arrhenius fonksiyonunun kullanılabilir sıcaklık

aralığı 10-27°C olarak alınabilir. Bu sıcaklığın üzerinde aktif çamurda proses hızları azalma göstermektedir. Özellikle nitrifikasyon bakterilerinin ve PAO'ların substrat depolama hızları sıcaklık ile düşüş göstermekte ve proses üzerinde sıcaklığın etkisi 30°C üzerinde belirgin hale gelmektedir (Sarioglu vd., 2017). **Şekil 6.6**'da tek ve çift eksponansiyel ifade ile reaksiyon hızı değişimi gösterilmiştir. Ayrıca, kimyasal reaksiyonlarda denge sabitlerinin, gazların çözünürlüğünün sıcaklığa bağlı hesaplanmaları da simülasyona dahil edilmiştir.



**Şekil 6.6.** Sıcaklığın Proses Kinetiği Üzerine Etkisi

Simülasyonlarda kullanılan model parametrelerinin 20°C sıcaklık için literatürde verilen aralık değerleri ve İstanbul için belirlenen değerler **Tablo 6.4**'te verilmiştir.

**Tablo 6.4.** Simülasyonlarda Kullanılan Model Parametreleri (20°C) (İnsel vd., 2020).

Model Parametreleri		Birim	İstanbul	Aralık	$\theta$
<b>Ototrofik çoğalma - ölüm</b>					
Maksimum ototrofik çoğalma hızı	$\hat{\mu}_{NH}$	gün <sup>-1</sup>	0,50	0,40-1,20	1,072
Çoğalma yarı doygunluk sabiti	$K_{NH}$	mg N/L	0,70	0,20-1,50	1,000
Oksijen yarı doygunluk sabiti	$K_{OA}$	mg O <sub>2</sub> /L	0,5	0,25-1,00	1,000
Ototrofik Ölüm Hızı	$b_{NH}$	gün <sup>-1</sup>	0,15	0,05-0,17	1,029
Ototrofik dönüşüm oranı	$Y_A$	g KOİ/g N	0,24	0,24	1,000
<b>Heterotrofik çoğalma - ölüm</b>					
Anoksik dönüşüm oranı	$Y_{HA}$	g KOİ/g KOİ	0,54	0,50-0,67	1,000
Maksimum Heterotrofik Çoğ. Hızı	$\hat{\mu}_H$	gün <sup>-1</sup>	3,5	2,0-6,0	1,050
Oksijen yarı doygunluk sabiti	$K_{OH}$	mgO <sub>2</sub> /L	0,3	0,05-0,5	1,000
Anoksik çoğalma düzeltme faktörü	$\eta_B$	-	0,3	0,30-0,80	1,000
Yarı Doygunluk Sabiti	$K_S$	mg KOİ/L	5,0	1-20	1,000
İçsel Solunum Hızı, İSH*	$b_H$	gün <sup>-1</sup>	0,35	0,35-0,60	1,000
Anaerobik İSH Düzeltme faktörü	$\eta_{AnE}$	-	0,3	0,2-0,5	1,000
<b>Hidroliz Prosesi</b>					
Anaerobik hidroliz düzeltme faktörü	$\eta_{AnH}$	-	0,2	0,2-0,5	1,000
Maksimum Hidroliz Hızı	$k_h$	gün <sup>-1</sup>	1,2	0,5-3,0	1,040
Hidroliz Yarı Doygunluk Sabiti	$K_X$	gün <sup>-1</sup>	0,05	0,01-1,00	1,000
<b>Fosfor Depolayan Bakteriler</b>					
UYA maksimum depolama hızı	$q_{PHA}$	gün <sup>-1</sup>	5,0	3,0-7,0	1,035
Fosfor depolama yarı doygunluğu	$K_{PO4}$	mg P/L	0,7	0,1-1,0	1,000
İçsel Solunum Hızı	$b_H$	gün <sup>-1</sup>	0,15	0,05-0,20	1,029
<b>Asidoklastik metanojenler</b>					
Maksimum Çoğalma Hızı	$\hat{\mu}_{AME}$	gün <sup>-1</sup>	0,30	0,40-1,20	1,030
UYA yarı doygunluk konsantrasy.	$K_{UYA}$	mg KOİ/L	400	200-500	1,000
Ölüm Hızı	$b_{AME}$	gün <sup>-1</sup>	0,03	0,05-0,17	1,030
<b>Hidrojenotrofik metanojenler</b>					
Maksimum Çoğalma Hızı	$\hat{\mu}_{HME}$	gün <sup>-1</sup>	1,30	0,40-1,20	1,030
UYA yarı doygunluk konsantrasy.	$K_{UYA}$	mg KOİ/L	0,1	200-500	1,000
Ölüm Hızı	$b_{HME}$	gün <sup>-1</sup>	0,13	0,05-0,15	1,030

#### 6.3.4. Giriş Atıksu Karakterizasyonu

Simülasyona esas giriş atıksu karakterizasyonu modelin yapısına bağlı olarak değişkenlik göstermektedir. Giriş atıksuyunda KOİ ve azot parametrelerinin fiziksel özelliklerine (çözünmüş ve partiküler) ve ayrışabilirlik özelliklerine göre fraksiyonlarına ayrılması

gerekmektedir. Biyolojik azot ve karbon giderimi tasarımına esas fraksiyonlar Bölüm 2'de özetlenmiştir. Bu bölümde giriş kirletici fraksiyonlarının seçilen modelde kullanımları açıklanmaktadır.

Günümüzde hibrit prosesler, hızlı aktif çamur sistemleri, membran biyoreaktörler gibi teknolojik gelişimlere paralel daha detaylı giriş fraksiyonlarının modellere dahil edilmesi gerekmiştir. Dolayısı ile flokülasyon, adsorpsiyon proseslerinin önemi artarak giriş atıksu karakterizasyonunda kolloidal KOİ fraksiyonu modellere yeniden entegre edilmiştir (Melcer vd., 2003). Tesis bazındaki giriş atıksuyunda UYA haricindeki giriş KOİ fraksiyonlarının kolloidal formları da modelde yer almaktadır (**Şekil 6.7**). Proseslerin ve bileşenlerin daha detaylı tanımlandığı Bölüm 2'de açıklanan ve giriş atıksu karakterizasyonu çalışmalarından elde edilen fraksiyonların SUMO-1 modelindeki ([www.dynamita.com](http://www.dynamita.com)) KOİ bileşenleri cinsinden ifadeleri aşağıda özetlenmiştir.

Toplam kolay ayrışabilen KOİ konsantrasyonu,  $S_S$

$$S_S = S_{UYA} + S_B + S_{MEOL} \quad (6.6)$$

$S_{UYA}$  :Uçucu Yağ Asidi (mg KOİ/L)

$S_B$  :Kolay ayrışabilen organik madde (mg KOİ/L) [UYA haricinde]

$S_{MEOL}$  :Metanol (mg KOİ/L) [Dışsal substrat kaynağı]

Toplam yavaş ayrışabilen KOİ,  $X_S$

$$X_S = X_B + C_B \quad (6.7)$$

$X_B$  :Yavaş ayrışabilen organik madde (mg KOİ/L)

$C_B$  :Koloidal formda ayrışabilen organik madde (mg KOİ/L)

$C_U$  :Koloidal formda inert organik madde (mg KOİ/L)

$X_U$  :Partiküler inert organik madde (mg KOİ/L)

Filtre edilmiş KOİ (1,2  $\mu$ m):  $S_{C,KOI} = (S_U + S_B + S_{UYA}) + C_B + C_U$

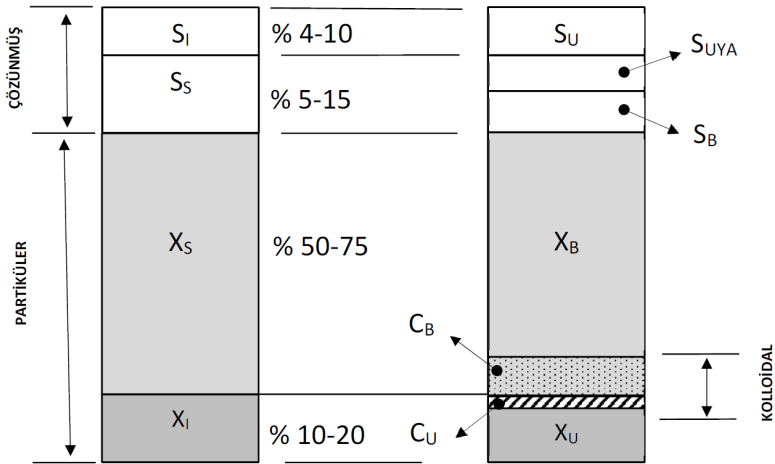
Filtre/floküle edilmiş KOİ (0,22  $\mu$ m):  $S_{KOI} = S_U + S_B + S_{UYA}$

$S_U$  :Çözülmüş inert organik madde (mg KOİ/L)

Filtre edilmiş KOİ giriş ham atıksu KOİ'sinin yaklaşık %40'ını oluşturmaktadır. Filtre/floküle edilmiş KOİ ise Filtre edilmiş KOİ'nin %60'ını oluşturmaktadır. Bu değerler kanalizasyon sisteminin özellikleri ve endüstriyel katılıma göre değişkenlik gösterebilmektedir.

Günümüz modellerinde yer alan koloidal formdaki ayrışabilen ve inert KOİ fraksiyonları ( $C_B$ ,  $C_U$ ) hesaplama aşamasında aşağıda verildiği şekilde tanımlanmıştır (Melcer vd., 2003; www.dynamita.com):

- Simülasyonda koloidal formda ayrışamayan KOİ ( $C_U$ ) adsorpsiyon ile partiküler inert KOİ ( $X_U$ )'ye dahil edilmektedir. Buna göre  $C_U$ 'nun bir kısmı çamur akımında tutulmakta, adsorbe edilemeyen fraksiyon ise deşarj akımına geçmektedir.
- Koloidal formda ayrışabilen KOİ fraksiyonu ( $C_B$ ) ise yine adsorpsiyon prosesi ile yavaş ayrışabilen KOİ ( $X_B$ )'ye dahil edilmektedir. Geriye kalan  $C_B$  ise benzer şekilde deşarj edilecek su akımında hesaplanır. İstanbul atıksu arıtma tesislerinde yaklaşık %10-15 oranında koloidal KOİ bulunmaktadır (Sözen vd., 2008).

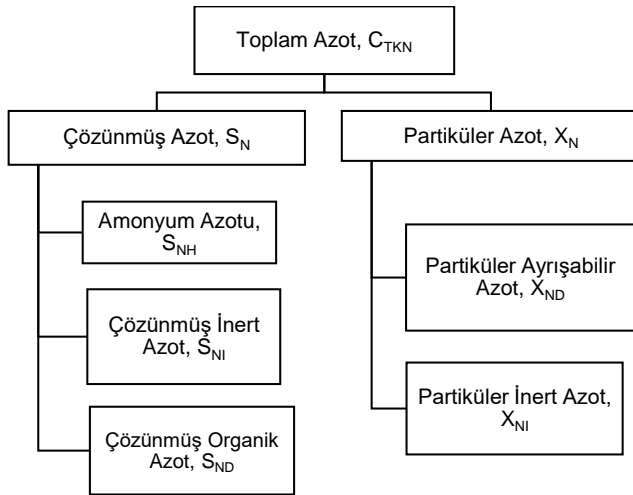


**Şekil 6.7.** KOİ Fraksiyonlarının Karşılaştırılması

Giriş KOİ fraksiyonlarının belirlenmesi ileri biyolojik atıksu arıtma tesisi konfigürasyon seçiminde büyük önem taşımaktadır. Tesislerde KOİ fraksiyonlarının birbirinden farklı olabileceği, dolayısı ile farklı konfigürasyon ihtiyaçları olabileceği unutulmamalıdır (İnsel vd., 2020). Aktif çamur modellerinin doğrudan endüstriyel atıksu arıtma tesislerine uygulanabilmesi için endüstriye uygun KOİ fraksiyonlarının modelde tanımlanması gerekir. Örnek olarak atıksu uygulamalarında çözünmüş formda yavaş ayrışabilen KOİ fraksiyonları ( $S_H$ ) modele entegre edilmiştir (Ubay Çokgör vd.,1998). Çözünmüş organik madde deşarjda KOİ konsantrasyonuna katkıda bulunacağından ve biyoreaktör hacmi seçiminde etkili olacağından özellikle endüstriyel atıksular için önem taşımaktadır.

Nitrifikasyon ve denitrifikasyon proseslerinin simülasyonu için atıksularda giriş azot fraksiyonlarının da tanımlanması gerekmektedir. **Şekil 6.8'**de giriş azot konsantrasyonları

çözünmüş ve partiküler azot formları göz önüne alınarak fraksiyonlara ayrılmıştır. Kentsel atıksularda genellikle giriş azot TKN formunda olup oksitlenmiş azot yok denecek kadar azdır. Giriş TKN'nin yaklaşık %80-90'ı çözünmüş formdadır. Giriş  $\text{NH}_4\text{-N}$  ise giriş TKN konsantrasyonunun %65-80'i arasında ölçülmektedir (Henze vd., 2008). İstanbul atıksularında bu oran %56-75 arasında ölçülmüştür (İnsel vd., 2020). Partiküler ve çözünmüş ayrışabilen azot konsantrasyonları ise giriş TKN değerinin %8-10'u mertebesindedir. Kentsel atıksularda genellikle giriş atıksuyunda oksitlenmiş azot formları özel koşullar haricinde bulunmamaktadır. Özellikle uzun kanalizasyon sistemlerinde, terfi istasyonlarında veya bacalardaki düşümlerde kazanılan oksijen transferi ile  $\text{NH}_4\text{-N}$  oksitlenmiş azot formuna dönüşebilmektedir. Bu durumlarda model bileşeni olarak  $\text{NO}_x\text{-N}$  parametresi de girişe eklenmelidir.



**Şekil 6.8.** Giriş Atıksuyunda Azot Fraksiyonları

### 6.3.5. Çökeltme/Ayrırma Modelleri

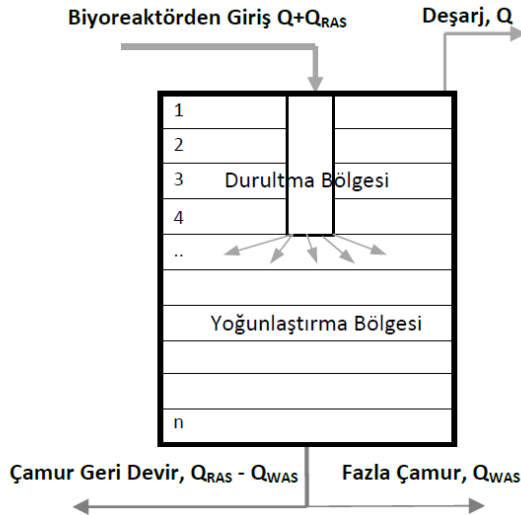
Atıksu arıtma tesisinde çökeltme modellerinin kullanım amaçları (a) çıkış suyundaki AKM konsantrasyonunun hesaplanması (b) son çökeltmede tutulan çamur kütlelerinin belirlenmesi, (c) çamur battaniyesinin hesaplanması, (d) geri devir AKM konsantrasyonunun hesaplanması, (e) son çökeltmede gerçekleşen reaksiyonların çıkış kalitesine etkisinin araştırılmasıdır.

Atıksu arıtma tesislerinde çökeltme prosesi tek boyutlu (1-D) ve iki boyutlu (2-D) olarak hesaplanmaktadır. Tek boyutlu (1-D) hesaplamalarda çamurun dikey doğrultuda hareketi dikkate alınmaktadır (Dupont ve Henze, 1992; Takács vd., 1991, Vitasovic, 1989). İki boyutlu hesaplamalarda ise çökeltme havuzu geometrisi, giriş çıkış yapıları dikkate alınarak yoğunluk akımlarının da etkileri simüle edilebilmektedir (Ekama vd., 1997). Kullanım kolaylığı, işlem hızı



açısından simülasyon platformlarında tek boyutlu (1-D) çökeltme yaygın olarak kullanılmaktadır (Takács vd. 1991; Vesilind 1968). Bu modeller son çökeltme havuzunu dikey doğrultuda katmanlara ayırarak askıda katı maddenin çökmesini konsantrasyona bağlı olarak katı madde akışı ile hesaplamaktadır. Genellikle son çökeltme havuzu dikey doğrultuda 9-10 eş katmana ayrılmaktadır (Takács, 2018; Takács vd., 1991). Katman numaraları ünitenin en üstünden başlanarak aşağıya doğru artırılmaktadır (**Şekil 6.9**). En üstteki (1.) katmandan deşarj edilen su gösterilmekte olup en alttaki katmanda (n) çamur geri devri gerçekleştirilmektedir. Çamur girişi son çökeltme ünitesinin genelde orta katmanlarından (5.-6.) yapılmaktadır.

Katmanlar birbirlerine seri bağlı olup katı madde akısına ve katmanlar arasındaki kütle dengesine göre çökeltme simülasyonu yapılmaktadır. Katman sayılarının artırılarak (10-20) çamur battaniyesi yüksekliği ile ilgili dinamik şartlarda daha detaylı hesaplamalar yürütülebilir (Insel vd., 2003). Katman sayısının seçimi simülasyon kullanıcılarına bırakılmıştır (**Şekil 6.9**). Çamurun katmanlar arası hareketi, giriş debisi (Q), çamur geri devir debisi ( $Q_{RAS}$ ) ve çamur çökeltme hızı ile hesaplanan kütle dengesi ile hesaplanmaktadır. Katman sayısının artırılması işlem hızını düşürdüğünden basitleştirilmiş bir çözüm olan 3 katmanlı model de kullanılabilir (Wett, 2002). Bu model son çökeltmede tutulan çamurun engellenmiş çökeltme ve sıkışma bölgesindeki konsantrasyonunun hesaplanabilmesini sağlamaktadır.



**Şekil 6.9.** Son Çökeltme Havuzunun Tek Boyutlu Modellenmesi

Bölüm 5'te açıklandığı şekilde Vesilind denklemi çamurun yoğunlaşma kinetiğini ortaya koymakta olup düşük aktif çamur konsantrasyonlarında Takács vd. (1991) çift eksponansiyel

kullanımı daha uygundur. Çökelmeyen katı madde fraksiyonunu karakteri eden  $f_{ns}$  parametresi, model denklemine de entegre edilmiştir (Makinia, 2010; Takács vd., 1991).

$$v_s = v_0 \cdot e^{-K_h \cdot X \cdot (1-f_{ns})} - v_0 \cdot e^{-K_f \cdot X \cdot (1-f_{ns})} \quad (6.8)$$

Denklemden yer alan parametreler aşağıda özetlenmiştir.

- $v_s$  : Çökelme hızı (m/gün)  
 $v_0$  : Maksimum çökelme hızı (m/gün)  
 $X$  : Aktif çamur MLSS konsantrasyonu (kg/m<sup>3</sup>)  
 $K_h$  : Engellenmiş bölgesel sıkışma parametresi (m<sup>3</sup>/kg)  
 $K_f$  : Floklu bölgesel sıkışma parametresi (m<sup>3</sup>/kg)  
 $f_{ns}$  : Çökelmeyen katı madde fraksiyonu (%)

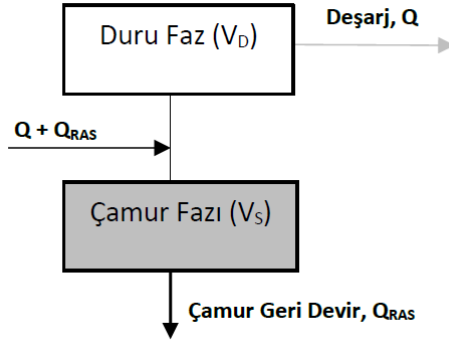
Denklemden verilen  $K_f$  parametresini deşarj akımındaki AKM konsantrasyonunu,  $K_h$  parametresi ise yoğunlaştırma bölgesindeki çamur konsantrasyonunu (dolayısı ile çamur battaniyesinin yüksekliğini) etkilemektedir. Son zamanlarda Takács vd. (1991) modeli modifiye edilerek son çökelme havuzundaki alt katmanlardaki çamur sıkışmasının da hesaplanması mümkün olmaktadır (Takács, 2018). Çökelme parametreleri çamurun fizyolojik yapısına ve filamentli özelliğine bağlı olarak değişkenlik göstermektedir (İnsel ve Zengin Balcı, 2018). Çökelme/yoğunlaştırma prosesi simülasyon aşamasında 4 farklı şekilde gerçekleştirilebilmektedir. Bunlar:

1. Çökelme ünitesinin hacmi olmayan fiziksel bir ayırıcı olarak programda tanımlanması gerekmektedir. Çökelme/yoğunlaştırma prosesinin üniteye giren katı madde yükünü tutma yüzdesi tanımlanarak model sadeleştirilebilir. Atıksu arıtma tesislerinde ayırma proseslerinin katı maddeleri tutma yüzdeleri **Tablo 6.5**'te verilmiştir. Çıkış AKM konsantrasyonu da çökelme prosesinin çıkış AKM konsantrasyonu olarak programa giriş yapılır. Program ünite üzerinde % giderim verimini hesaplayarak geri dönen katı madde yükünü de kütle dengesinden hesaplar. Girilen geri devir debisine göre çamur konsantrasyonları da belirlenir.

**Tablo 6.5.** Ayırma Proseslerinde Önerilen Katı Madde Tutma Verimi (Tchobanoglous, 2014'den uyarlanmıştır)

Ayırma Prosesi	Aralık (%)
Ön Çökeltme	40-65
Birincil Filtrasyon	85
Son Çökeltme	90-99,8
Membran Ayırma	~100
Graviteli Yoğunlaştırma	80-95
Kum Filtrasyonu	60-70
Santrifüj Yoğunlaştırma/Susuzlaştırma	90-98

2. Son çökeltmede duru faz ve çamur fazlarının hacimlerinin tanımlanması gerektiği taktirde duru faz boş bir reaktör olarak, çamur fazı ise reaksiyonların aktive edildiği ayrı bir reaktör olarak simülatörde tanımlanabilir (**Şekil 6.10**). Bu yaklaşımda genelde hedeflenen dinamik simülasyonlarda duru fazın hacminin dengeleme amaçlı kullanılması; çamur hacminin ise çamurda halen cereyan eden proseslerin arıtma sistemi üzerindeki etkilerinin dikkate alınmasıdır (Koch vd., 1999).



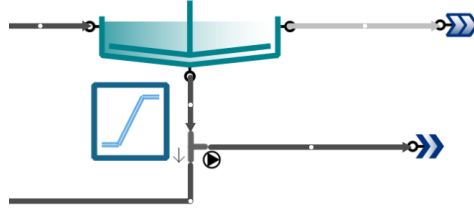
**Şekil 6.10.** Son Çökeltme Duru Faz ve Çamur Hacimleri Simülasyonu için Konfigürasyon

3. Yukarıda bahsedildiği şekilde katı madde akısına dayalı hesaplama yöntemi ile son çökeltme havuzunda tutulan katı madde miktarı, çıkış AKM konsantrasyonu, çamur battaniyesi yüksekliği ve çamur geri devir AKM konsantrasyonu programdan çıktı olarak alınabilir. Bu aşamada havuzun toplam yüzey alanı ( $A_T$ ) ve toplam havuz yüksekliğine ( $H_L$ ) ihtiyaç duyulmaktadır. Eğer paralel işletilen havuzların işletme koşulları aynı ise yüzey alanları tek bir yüzey alanı olarak toplanıp programa girilir, ancak havuz yüksekliği değiştirilmez.

4. Bir önceki maddede katı madde akısına dayalı çökelme hesabının yanında biyolojik reaksiyonların da (katmanlı modele) dahil edilerek simülasyonun yürütülmesidir. Bu alternatifte, son çökelme havuzunda katı madde konsantrasyonu ve bekleme süresine göre etkin olabilen denitrifikasyon, fosfor salınımı gibi proseslerin etkilerinin incelenmesi için tüm prosesler aktif hale getirilebilmektedir. Son çökelme havuzu girişinde çözülmüş oksijen ve nitrat konsantrasyonu da önemli bir parametre olup denitrifikasyon (Henze vd., 1993) ve fosfor salınımı (İnsel vd., 2018) prosesleri de performansı etkilemektedir

Son çökelme havuzlarına ait aşağıdaki örnek kontrol algoritmaları, simülator programlarda uygulanabilmektedir. Önemli olan ölçülen parametre ile manipule edilen değişken arasındaki kontrol parametrelerinin ayarlanmasıdır.

- Giriş atıksu debisi ölçümüne dayalı çamur geri devir debisinin oransal kontrolü
- Son çökelme havuzundaki çamur battanisi ölçümüne bağlı çamur geri devir debisi kontrolü (**Şekil 6.11**)



**Şekil 6.11.** Giriş Atıksu Debisi veya Çamur Battanisi Ölçümüne Bağlı Çamur Geri Devir Debisi Oransal Kontrolü (www.dynamita.com)

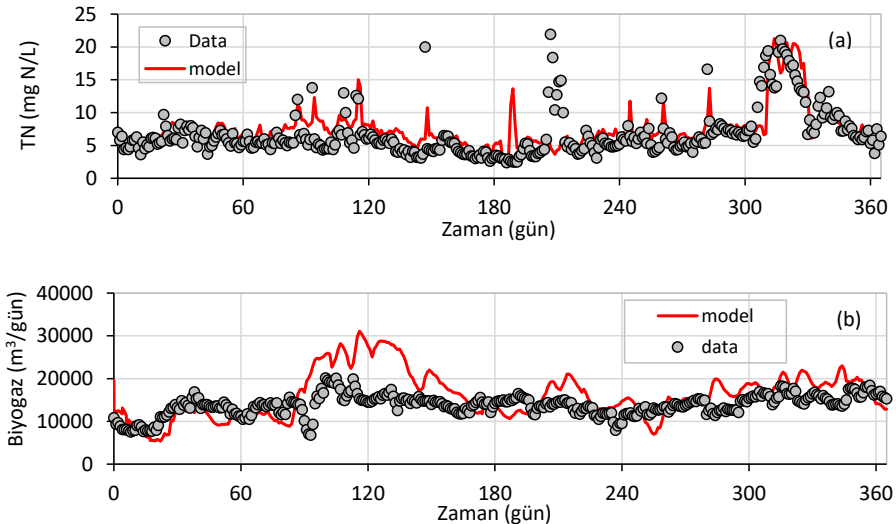
#### 6.4. Simülasyon Yaklaşımı

Atıksu arıtma tesisi simülasyonlarında denge durumu (steady state simulation) ve dinamik simülasyon (dynamic simulation) ile proses performansı incelenmektedir. Öncelikle simülatördeki akım diyagramına ünite hacimleri, ekipman kapasiteleri ve işletme parametreleri tanımlanmaktadır. Proses hacimleri ve ana ekipman kapasiteleri, bu tasarım raporu kapsamında verilen yöntem kullanılarak elde edilebilir.

Denge durumu simülasyonunda giriş atıksu karakterizasyonu debi ağırlıklı ortalama alınarak girilmelidir. Tüm işletme parametreleri, geri devir debileri, işletme verileri, proses kontrol parametreleri sabit değer olarak tanımlandıktan sonra denge durumu simülasyonu yürütülür. Denge durumu simülasyonu, prosesin çıktılarının artık zamanla değişim göstermediği durumu yansıtmaktadır (Reiger vd., 2012; Vanrollegheem vd., 2003). Denge durumu simülasyonunda

amaç, prosesteki tesis ortalamasını yansıtacak çamur üretimi, oksijen tüketimi, hava debisi, çıkış suyu kalitesi, biyogaz debisi vb. elde etmektir. Denge durumuna ulaşabilmek için genellikle biyolojik arıtmanın toplam çamur yaşının en az 3 katı kadar süre gerekmektedir. (Riggs ve Karim, 2006; WEF, 2006). Konfigürasyonda anaerobik çamur çürütme ünitesinin de olması durumunda bu süre daha uzun olmaktadır.

Denge durumu simülasyonu tamamlandıktan sonra biyolojik arıtma belli bir biyokütle kompozisyonuna sahip olmaktadır. Denge durumunun son değerleri ile dinamik koşullarda simülasyon yürütülmelidir. Dinamik simülasyonlar, değişken giriş debi ve kirlenici parametreler, sıcaklık değişimleri gibi tüm çevresel faktörlerin simülatör programına tanıtılması ile yürütülmektedir. Bu simülasyonlardaki asıl hedef, sistem dinamiğinin ortaya konması ve proseste kısıtlayıcı faktörlerin (içsel geri devir, hava ihtiyacı, çamur geri devri, ekipman kapasitesi vb.) belirlenerek mühendislik tasarımının iyileştirilmesidir. İstenilen dinamik sonuçlar, simülatöre girilen verilerin frekansı ile uyumlu olmalıdır. Proses simülatörlerinde genel olarak toplam simülasyon süresi ve simülasyon adımı bilgilerinin girilmesi gerekir. Örnek olarak havalandırma sisteminin gün içindeki değişimini hesaplayabilmek için saatlik veri girişine ihtiyaç olmaktadır. Simülasyonun ihtiyacına göre veri elde edilmesi için önceden planlama yapılması gereklidir. **Şekil 6.12**'de giriş debisi 400, 000 m<sup>3</sup>/gün olan büyük ölçekli bir atıksu arıtma tesisinin dinamik simülasyonuna örnek verilmiştir (İnsel vd., 2020).



**Şekil 6.12.** Büyük Ölçekli Arıtma Tesisine Ait (a) Çıkış TN Konsantrasyonu ve (b) Anaerobik Çamur Çürütücü Biyogaz Debisi Dinamik Simülasyonu

## 7. SİMÜLASYON İLE PROSES KONTROLÜ

Seçilen kontrol yöntemlerinde yapılacak değişikliklere sistemin cevap verme süresi kritik önem taşımaktadır (WEF, 2006). Örneğin, basınçlı bir hattaki vananın kapatılması ile basıncın yükselmesi saniyeler; içsel geri devrin arttırılarak nitrat giderim veriminin optimize edilmesi saatler; çamur yaşının ayarlanması ile proses veriminin değiştirilmesi için günler seviyesinde süre gerekebilmektedir. Tesis işletmesi sırasında konfigürasyonun yeniden ayarlanmasının etkilerinin görülmesi de yine günler mertebesinde sürebilmektedir. Havalandırma havuzlarında çözünmüş oksijenin ölçümü saniyeler mertebesinde değişmesine rağmen blowerlerin (üfleycilerin) hava debisindeki değişimi 25-30 dakikada etkisini gösterecektir. Sonuç olarak ölçümün kısa sürede yapılmasına rağmen kontrol aksiyonundaki gecikmenin etkisi de göz ardı edilmemelidir.

Proses parametrelerinin anlık olarak ayarlanmasında ölçümlerin güvenilirliği de önemlidir. Özellikle ölçüm cihazlarının hassasiyeti, güvenilirliği ve cevap süresi (response time) prosesin verimli ve güvenilir kontrol edilmesini sağlamaktadır. Günümüzde, arıtma tesislerinin hedeflenen şartlarda işletilmesi için debi ve çözünmüş oksijen gibi konvansiyonel parametreler yanında, amonyum azotu, nitrat, askıda katı madde, fosfor, çökeltme hızı, solunum hızı ve çamur battaniyesi yüksekliği gibi parametreler de ölçüm parametresi olarak kullanılmaktadır. Son yıllarda ölçülen parametrelerin sayısındaki artış, proses kontrol teknolojilerini yaygınlaştırmakta, öte yandan en uygun proses kontrol seçimini de zorlaştırmaktadır.

Aktif çamur sistemlerinde ilk proses kontrol yaklaşımı, tesise giren katı madde yükü veya arıtılan birim atıksu başına verilmesi gereken hava miktarının ayarlanması şeklindedir. Son 40-50 yılda enstrümantasyon, proses, otomasyon ve bilgisayar teknolojisindeki gelişim; insan hatalarını azaltarak, tesislerin veriminin ve işletme maliyetlerinin kontrol altında tutulmasını sağlamıştır. Uygun kontrol ve otomasyon ile mevcut tesislerin kapasitelerinde %30 oranında artış, ilk yatırım maliyetlerinde ise %50'lere varan tasarruf rapor edilmiştir (Jenkins vd., 2014). Benzer şekilde, çevre teknolojilerinin gelişimi de tesisleri komplike endüstriyel tesisler haline dönüştürmüş ve entegre proses kontrol sistemlerinin uygulanmasını zorunlu hale getirmiştir.

Çevre teknolojilerinde kaynak geri kazanımı, atıksu arıtma uygulamalarındaki enerji verimliliği, hammadde geri kazanımı bu kontrol teknolojilerinin sürekliliğini ve güvenilirliğini daha da arttırmıştır. Atıksu arıtma tesislerinde kullanılan kontrol yöntemleri aşağıda açıklanmaktadır.

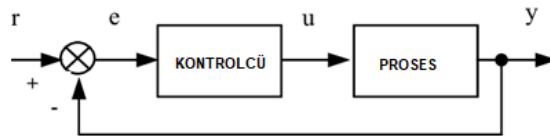
**Açık Döngülü Kontrol (Open Loop Control):** Kapalı döngüde bağlantılar açık olup kontrolcü çalışmaktadır. Açık döngülü kontrolde, prensipte procesten alınan bilgilere göre herhangi bir geri

besleme işlemi yoktur. Ölçüm sonucu otomatik geri besleme olarak kullanılmamakta, fakat kontrol bir zamanlayıcı ya da daha önceden belirlenmiş aksiyon programı ile yapılmaktadır. Aralıklı havalandırma sistemlerinde çıkış nitrat konsantrasyonunun düşürülebilmesi için çevrim süresinin ( $T_c$ ) ve aerobik zaman fraksiyonunun (AF) çıkış nitrat konsantrasyonuna göre ayarlanması açık döngülü kontrol sistemine bir örnektir (Hanhan vd., 2011).

### Kapalı Devre Kontrol Sistemleri (Closed Loop Control)

Kapalı devre kontrol sistemleri, herhangi bir arıtma prosesinden ölçüm bilgileri alınarak kontrol aksiyonunun gerçekleştirilmesidir. Aşağıda kapalı devre kontrol sistemlerine örnekler verilmektedir:

- **Aç Kapa Kontrol (On/Off Control):** Belirlenen bir ayar (set-point) seviyesine göre bir ekipmanın açılıp kapanarak prosesin dengede tutulması ile sağlanmaktadır. Prosesin hızına göre kontrolcü sürekli aç-kapa çalışmaya başlayacaktır. Bu problemi engellemek için açma-kapama kontrolcülere genellikle ölü bantta çalıştırılır. Proseste salınımı engellemek amacıyla kontrol eylemi olmadığı için aralık, kontrolcünün çalışmadığı açma ve kapama aralığında tutulmalıdır. Gelişmiş versiyonu olarak ölü bant (dead-band) olarak da tanımlanan koşullarda minimum ve maksimum seviyeler belirlenerek, ekipmanın maksimum seviyede durması, minimum seviyede ise çalışması şeklinde kontrol işlemi kurulmuştur. Pompaların seviyeye göre çalıştırılması, yüzeyel havalandırıcıların oksijen seviyesine göre açma/kapama işlemleri bu kontrol sistemine bir örnektir. Uygulaması kolay olmakla birlikte enerji açısından verimli bir kontrol yöntemi değildir.
- **Geri Beslemeli Kontrol Sistemleri (Feed-Back Control):** Geri beslemeli kontrolün kavramları **Şekil 7.1**'de çözülmüş oksijen için teorik olarak gösterilmiştir. Kontrolcüler isimlerini, kontrol döngüsündeki bilgi akış yönünden almaktadır. Kontrol bileşenleri de dikkate alındığında proses: aktüatörleri, gerçek prosesi ve sensörler/analizörleri içermektedir. Kontrol bakış açısıyla; "**y**" proses ölçüm sinyalleri, ölçülebilen değişkenlerdir. Kontrol açısından "**u**" aktüatör sinyalleri, proses açısından kontrol edilebilen değişkenlerdir (**Şekil 7.1**). İstenilen çıktılar "**y<sub>d</sub>**" genellikle ayar noktası ya da kontrole esas referans değerleri olarak nitelendirilmektedir. Ayar noktası ile çıktılarının (gerçek ölçüm) farkı ise  $e=y_d-y$  hata olarak bilinmektedir. Kontrol aksiyonları "**e**" hata payını minimize edecek şekilde formüle edilmektedir.



**Şekil 7.1.** Geri Beslemeli Kontrol Algoritması Örneği

- **Kademeli Kontrol (Cascade Control Loop):** Kademeli kontrol sisteminde iç içe geçmiş birden fazla kontrol döngüsü yer almaktadır. Prosesten bilgi alarak başka bir döngüyü ayarlayan kontrol döngüsüne ana kontrol döngüsü (master control loop), kontrol edilen içteki döngü de ikincil kontrol döngüsü (slave control loop) olarak adlandırılmaktadır. Çözünmüş oksijen kontrolüne göre hava debisi kontrol sistemi buna bir örnektir. Ayrıca, amonyum azotu ölçümüne bağlı olarak dinamik çözünmüş oksijen ayar noktası belirlenmesi de mümkündür (ATV-M 268E, 1997; Olsson vd., 2005). Kademeli kontrol uygulamalarında döngülere ait parametrelerin birbiri ile uyumlu seçilmesi önemlidir. Aksi takdirde ekipmanların gereğinden fazla çalışmasına ve/veya prosesin denge durumundan uzaklaşmasına neden olabilecektir.
- **Kurala Bağlı (Rule-Based) Kontrol:** Proses tasarımı ve işletmesine uygun olarak seçilmiş olan işletme mantığının formülize edilmesi ile elde edilen kontroldür. Aşağıda verilen örnekte, at nalı reaktör konfigürasyonuna sahip ve bir dikey vinç sistemine asılmış yüzeysel havalandırıcının, çözünmüş oksijene göre suya batma derinliğinin ayarlanması ile çıkış TN seviyesi ayarlanmıştır. Gündüz saatlerinde reaktörün ortasında oksijen konsantrasyonu 1 mg O<sub>2</sub>/L seviyesinde tutulacak şekilde yüzeysel havalandırıcı suya batırılmıştır; geceleri tesis aralıklı havalandırma modunda (80 dakika havalandırma, 30 dakika karıştırma) işletilecek şekilde programlanmıştır (İnsel, 2004).

Atıksu arıtma tesislerinde proses kontrolünün planlanması 4 aşamalı olarak ele alınmalıdır. Bunlar;

1. Proses hesaplandıktan ve hacimler ile ekipman kapasiteleri belirlendikten sonra değişken koşullar altında gerekli olan kapasiteler belirlenmelidir. Buna örnek olarak, sıcaklığa bağlı olarak sistem için gerekli olan nitrifikasyon (aerobik) çamur yaşı, gerekli olan havalandırma hacmini belirleyecektir. Diğer bir örnek ise giriş azot konsantrasyonu değişken bir tesis için gerekli olan anoksik hacim oranının hangi seviyeler arasında ayarlanacağı durumudur. Proses hesabına dayalı kapasiteler, marjinal proses koşullarına göre belirlenmelidir. Proses hesapları denge durumu (steady state) simülasyonlar kullanılarak performans analizi gerçekleştirilebilir.
2. Atıksu arıtma prosesleri için seçilen ölçüm ve kontrol algoritmaları birbirleri ile ilişkilendirilmeli ve uyumlu hale getirilmelidir. Örnek olarak, proses işletmesinde enerji verimliliği açısından üfleyicilerin ayar noktalarının belirlenmesi için aerobik havuz çıkışındaki amonyum ölçümüne göre çözünmüş oksijen konsantrasyonunun ayarlanmasıdır. Burada dikkat edilmesi gereken bir başka konu ise seçilen kontrol algoritmalarının birbiri ile çakışmamasıdır. Örnek olarak nitrat ölçümüne bağlı olarak anoksik hacim kontrol algoritması, amonyuma bağlı çözünmüş oksijen kontrolü ile çekişme içine girebilir. Amonyum ölçümüne bağlı çözünmüş oksijen konsantrasyonu



düşürüldüğünde, çıkıştaki nitrat simültane nitrifikasyon ve denitrifikasyon prosesi ile düşük değere sahip olacaktır. Bu durumda, azot giderimi için anoksik hacimlere ihtiyaç duyulmayabilir. Dolayısı ile nitrat ölçümüne bağlı anoksik hacim kontrolü devre dışı kalmaktadır.

3. Belirlenen proses kontrol mimarisine uygun yöntemin seçilmesi de önemlidir. Proses kontrol yöntemi aç/kapa, kurala dayalı, seviyeye bağlı, hıza ayarlı kontrol vb. olabilir. Seçilen kontrol yöntemlerinin proses ekipmanları ile de uyumlu olması gerekmektedir. Örneğin, proses koşullarında çözünmüş oksijen seviyesine bağlı blower hızı kontrol edilebilir. Bu durumda havalandırma havuzundaki sensörler, anlık oksijen ölçümlerini kontrolcüye iletmeli, kontrolcü ise blowerin hızını otomatik olarak ayarlamalıdır.
4. Proseslerin sürekli kontrolünün sağlanabilmesi için yaygın olarak oransal (P), oransal-integral (PI) veya oransal-integral-türevsel (PID) kontrol seçilebilir. Sürekli kontrol metodlarının seçimi prosesin zaman sabitine bağlıdır. Yani kontrol aksiyonunun gerçekleştirildiği andan itibaren alınan salınım ve ölçümün cevap süresine bağlıdır. Kontrol yöntemine ait parametrelerin sayısal değerlerinin belirlenmesi gerekmektedir. Bu parametrelerin, tesis işletmeye alındığı zaman kontrolcüye tanımlanması gerekmektedir. Bu amaçla proses simülatörleri yaygın olarak kullanılmaktadır.

Günümüzde kentsel atıksu arıtma tesislerinde yaygın olarak kullanılan proses kontrol uygulamaları aşağıda özetlenmektedir.

**Dinamik çamur yaşı kontrolü:** Havalandırma havuzlarında ölçülen AKM parametresine göre günlük atılan çamurun otomatik ayarlanmasını sağlamaktadır. Dolayısı ile AKM konsantrasyonu, dinamik olarak kontrol sistemi tarafından ayarlanmaktadır. Örneğin, nitrifikasyonun istendiği veya istenmediği koşullarda hassas çamur yaşı kontrolü önemli olmaktadır. Proses tepkisi yavaş olduğu için PID kontrolü gerektirmektedir.

**Çözünmüş oksijen seviyesi kontrolü:** Konvansiyonel proses kontrol parametresi olup havalandırma havuzlarındaki çözünmüş oksijen seviyesine bağlı olarak blowerlerin hava transfer hızını ayarlamaktadır (ATV-M 268E, 1997). Günümüzde amonyum azotunun gerçek zamanlı ölçülmesi, havalandırma havuzunda oksijenin dinamik olarak ayarlanmasına imkan vermektedir. Dolayısı ile havalandırma havuzlarındaki oksijen konsantrasyonunun 2 mg O<sub>2</sub>/L seviyesinde olması gibi konservatif bir yaklaşım (ATV-DVWK-M 265E, 2000) yerine, prosesin ihtiyacı olan seviyenin otomatik belirlenmesi ile sağlanmaktadır. Proses koşullarına göre PI veya PID kontrol uygulanabilir.

**Amonyum azotu kontrolü:** Çıkıştaki amonyum azotu ölçümüne göre hava debisi veya çözünmüş oksijen seviyesi otomatik olarak ayarlanmaktadır (ATV-M 268E, 1997). Bu ölçüm ile nitrifikasyon bakterilerinin aktivitesi sağlanan oksijene göre ayarlanmaktadır. Dolayısı ile blowerlerin işletme

maliyetleri düşürülebilmektedir. Bir kentsel atıksu arıtma tesisinde işletme maliyetinin %50-70'inin hava ihtiyacından kaynaklandığı düşünülürse, nitrifikasyonda kalıcı problem yaratmayacak şekilde işletme maliyetinden önemli tasarruflar sağlanabilmektedir. Proses koşullarına göre PI veya PID kontrol uygulanabilir.

**Anoksik hacim kontrolü:** Biyolojik azot gideren sistemlerde, çıkış nitratın kontrolü dinamik yükler altında anoksik hacmin büyüklüğü ile ayarlanmaktadır. Ancak, anoksik hacmin yeterliliği içsel geri devri ile birlikte planlanmalıdır. Özetle, anoksik hacmin büyütülmesi daha yüksek içsel geri devirler gerektirebilir. Diğer bir deyişle, anoksik bölgenin efektif kullanılabilmesi için nitratın bu bölgede tükenmemesi gerekmektedir. Buna göre, çıkış akımında nitrat konsantrasyonu yükseldiği zaman öncelikle anoksik hacmin artırılması gereklidir. Ancak anoksik hacmin artırılmasının burada nitrat limitasyonu yaratmaması gerekir. Çıkış nitrat ölçümüne göre difüzörlerin kapatılması ile anoksik hacim artırılırken, anoksik bölgede yapılan ORP/NO<sub>3</sub> ölçümüne bağlı içsel geri devir pompalarının hızı ayarlanmalıdır.

Karusel havuzlarda çözünmüş oksijen konsantrasyonu kanal boyunca değişim gösterdiği için aerobik bölgede 2-3 farklı noktada ölçülmesi önerilmektedir. Havuzun hidrolik özelliklerine ve akış hızına bakılarak ortalama/ağırlıklı ortalama alınarak hava debisi ayarlanabilir. Burada önemli olan husus, çözünmüş oksijen konsantrasyonunun ayar (set) değerinin ayarlanmasında Karusel havuzlarda (i) anoksik hacmin yaratılabilecek şekilde problemlerin yerleştirilmesi ve/veya (ii) simültane nitrifikasyon ve denitrifikasyon prosesi yardımıyla azot gideriminin sağlanmasıdır.

Aynı zamanda çıkış amonyum azotu konsantrasyonuna bağlı olarak aerobik havuzdaki oksijen seviyesi dinamik olarak kontrol edilebilmektedir. Anoksik hacim kontrolü genellikle difüzörlerin kapanması ile sağlanmakta olup aç/kapa (on/off) tipi kontrol ile sağlanabilir.

**Kimyasal madde dozlama kontrolü:** Bilindiği üzere aşırı biyolojik fosfor giderim verimi, atıksuyun içindeki uçucu yağ asidi seviyesi, anaerobik havuza giren nitrat konsantrasyonu ve çamur yaşına bağlıdır. Çıkış fosfor konsantrasyonunun deşarj limiti altında tutulabilmesi için fosfor parametresi sürekli ölçülerek son çökeltme havuzu öncesinde kimyasal madde dozlaması (demir klorür, alum) kontrolü sağlanabilmektedir. Bu durumda biyolojik olarak giderilemeyen fosfor ölçülerek kimyasal madde tasarrufu sağlanabilmektedir. Öte yandan, denitrifikasyon için nitrat ölçümüne bağlı karbon kaynağının dozlanması da proses kontrolüne örnek verilebilir (Jenkins vd., 2014)

**Aşırı Biyolojik Fosfor Giderimi:** Aşırı biyolojik fosfor gideriminde fosfor depolayan bakteriler, fosfor ile birlikte potasyum (K) ve magnezyum (Mg) iyonlarını da bünyelerine almaktadır. Fosforun anaerobik ortamda salınması ile bu iyonlar da salınmaktadır. Anaerobik ortamda potasyum parametresinin prob ile ölçümü fosfor gideriminin izlenmesi ve optimize edilmesine imkan tanımaktadır.

Prosesle ait ölçümler algılayıcılar veya analizörler yardımıyla sağlanmaktadır:

**Algılayıcılar (Sensor):** İlgili proses değişkenleri ile ilgili ölçümü doğrudan yapabilen ve işletmeciye prosesle ilgili çevrim içi bilgi aktaran ekipmanlardır. Bunlara örnek çözünmüş oksijen problemleri, redoks metre, seviye ölçer, debi ölçer verilebilir. Proses değişkenlerini ölçüm sinyalleri olarak bilgisayarlara, kontrol cihazlarına, ekranlara hızlı bir şekilde aktarabilen cihazlardır. Ölçüm hızı yüksek olup milisaniye seviyesinde bilgi elde edilebilmektedir.

**Analizör (Analysers):** Prosesle ilgili spesifik parametrelerin ölçülebilmesi için otomatik numune alma işleminin, numune hazırlanmasının ve analitik ölçüm yönteminin uygulanması işlemlerini yürüterek analiz sonuçlarını bilgisayarlara, kontrol cihazlarına, ekranlara iletir. Ölçüm sıklığı algılayıcılar (sensörler) ile karşılaştırıldığında çok daha düşüktür.

Proses ölçümleri algılayıcılar/analizörler tarafından yapıp transmitterler yardımıyla kontrolcü bilgisayarlara iletilmekte; bilgisayarlar ise programda set edilen değere göre ekipmanı kontrol etmek üzere sinyal üretmektedir. Ekipmanların kontrolü aktüatörlerle sağlanır. Aktüatörler, bilgisayarlardan aldığı kontrol eylemini ilgili ekipmana aktarabilen donanımlardır. Örnek olarak pompaların hızları, savak yükseklikleri, vanaların açıklıkları, kimyasal dozlamamanın hızı, blowerlerin hızları aktüatörlerle ayarlanabilmektedir.

Proses üzerine yerleştirilmiş algılayıcılar (sensor) veya analizörlerin ölçümleri mikrodenetleyiciler, PLC veya dağıtılmış bilgisayar sistemlerine iletilmektedir. Ölçüm sonuçlarına ve kontrol algoritmasına (aç/kapa, kademeli kontrol, PID, kurala bağlı kontrol vb.) göre ekipmanları kontrol eden motor hızları ayarlanarak (pompa, blower vb.) değişken, kademeli ve sabit hız kontrolleri yapılabilmektedir. İlgili proses değişkeninin ölçüm ve kontrol yöntemi simülasyon gerçeğe uygun olarak tanıtılması gerekmektedir. Aktüatörlerin çalışma aralıklarının (range), doğrusallığının (linearity) ile birlikte gecikme (hysteresis) faktörünün de dinamik simülasyon aşamasında göz önüne alınması açısından önemlidir.

Proses kontrolünde yaygın kullanım alanı bulan simülatörler, tasarım mantığı ile uyumlu enstrümantasyon ile yukarıda bahsedilen proses kontrol alternatiflerinin kısa sürede değerlendirilmesine imkan tanımaktadır. Dinamik şartlar altında tesislerin uzun ve kısa süreli performansları ve işletme maliyetleri, gerçeğe yakın hesaplanabilmektedir (İnsel, 2004). Günümüzde giderek karmaşık hale gelen arıtma sistemlerinde istenilen hedeflerin sağlanması, tesisle uyumlu proses kontrol mimarisinin seçimi ile mümkündür.

Atıksu arıtma tesisleri proses kontrolünde bir çok ekipman için PID (Proportional-Integral-Derivative) kontrol algoritması yaygın olarak kullanılmaktadır. Ölçüme bağlı olarak ekipmanın aktüatörler veya doğrudan kontrolünü (blower, pompa, vana vb.) sağlamak üzere kontrol parametreleri ayarlanmaktadır. Birden fazla PID kontrol algoritması da tesis bazında kontrol mimarisine entegre edilebilmektedir. **Tablo 7.1'**de ölçülen değişken, kontrol edilen değişken

(controlled variable) ve ayarlanabilen değişkenler (manipulated variables) için örnekler verilmiştir (Perendeci ve İnel, 2020).

**Tablo 7.1.** Ölçülen, Kontrol Edilen ve Ayarlanabilen Değişkenler

Ölçülen Değişken	Kontrol Edilen Değişken	Ayarlanabilen Değişken
Çözünmüş oksijen	Çözünmüş oksijen konsantrasyonu	Blower hava debisi
Amonyum azotu	Çıkış NH <sub>4</sub> -N seviyesi	Blower hava debisi, ÇO seviyesi
MLSS konsantrasyonu	Çamur yaşı	Çamur pompa debisi İçsel geri devir
NO <sub>3</sub> konsantrasyonu	Anoksik hacim, Çıkış NO <sub>3</sub> -N	Kademeli besleme debisi Anoksik hacim fraksiyonu
pH (çamur çürütme)	pH seviyesi	Asit/Baz pompa debileri

Proses simülatörleri kullanılarak uygun proses kontrol yöntemlerinin denendiği dinamik hesaplamalar gerçekleştirilebilir. Dinamik simülasyonlar günlük, saatlik, dakikalık zaman periyotları için seçilebilir. Dinamik simülasyonlar ilk olarak herhangi bir proses kontrolü aktive edilmeden yürütülmelidir. İkinci aşamada ise kontrol sistemleri aktive edilerek, sistemin stabilitesini kısa zamanda sağlayacak şekilde kontrol parametreleri bir mantık çerçevesinde deneme-yanılma yöntemi ile belirlenir. Tesise uygulanacak proses kontrol algoritmasının stabilitesi önemlidir. Kontrol algoritması dışarıdan bir etki olduğunda tesisin performansı üzerindeki salınımını minimize edecek ve yeni denge durumuna hızla ulaşabilecek özellikte olmalıdır. Tesisle ilgili işletme parametreleri ve çevresel faktörler zamanla değişeceği için kontrol parametrelerinin belirli aralıklarla optimize edilmesi gereklidir.

Sürekli proses kontrolü metodu seçiminde Zaman Sabiti ( $\tau_P$ ) ve Ölü Zaman ( $\theta_P$ ) kavramları önemlidir. Zaman Sabiti (Time Constant), kontrol aksiyonunda bulunulduktan sonra proses değişkeninin ne kadar süre sonra değişim gösterebildiğini ifade etmektedir ( $\tau_P$ ). Matematiksel olarak proses koşulları değiştii andan itibaren sistemin yeni dengeye ulaşması için bir süre gereklidir. İlgili proses değişkeninin, yeni denge seviyesinin %63'üne ulaşması "Zaman Sabiti" ( $\tau_P$ ) ile açıklanmaktadır. Yeni denge seviyesinin %95'ine ulaşılması için  $3 \cdot \tau_P$  süre gerekmektedir. Buna bir örnek olarak aktif çamur sisteminin dengeye ulaşması için gerekli olan zaman, çamur yaşının 3 katı kadar süredir (Riggs ve Karim, 2006).

Örnek olarak, son çökeltme havuzu geri devir hattından çamur atma işlemi başladığı andan itibaren ne kadar süre sonra MLSS konsantrasyonunun yükselmeye başlaması seçilecek metod

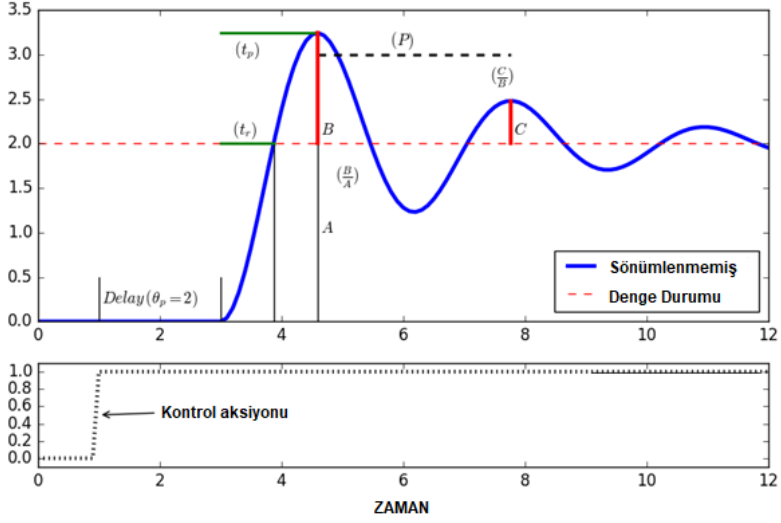
için önemlidir. Diğer bir örnek ise blowerin hava debisinin değişmesi ile sistemin eski çözünmüş oksijen seviyesinden yeni çözünmüş oksijen seviyesine ulaşma süresini karakterize etmektedir.

Ölü Zaman (Dead Time) ise kontrol aksiyonundan itibaren proses değişkeninin ilk defa değişiklik göstermeye başlama süresidir ( $\theta_P$ ). Benzer şekilde blower hava debisi değişmesi ile çözünmüş oksijenin ilk defa farklılık göstermesi şeklinde yorumlanabilmektedir. Bahsedilen bu iki parametrenin durumuna göre P, PI veya PID kontrol aksiyonları seçilebilmektedir (Riggs ve Karim, 2006):

- $\theta_P/\tau_P > 1$  ise proses oldukça yavaş olup PID aksiyonu seçilmelidir.
- $1/2 < \theta_P/\tau_P < 1$  ise PI veya PID aksiyonlarından birisi seçilebilir.

Kontrol metodolojisinde mümkün olduğunca az sayıda parametre kullanılmalıdır. Yani parametre sayısının artması, kontrolcü ayarlarını güçleştirmekte ve sistemi daha kompleks hale getirmektedir. Asıl hedef prosele dışarıdan bir etki olduğunda, performansın mümkün olduğunca az salınım ile yeni dengesine ulaşmasının sağlanmasıdır. **Şekil 7.2**'de  $t=1$  anında yapılan etkinin dengeye ulaşması ile ilgili karakteristik gösterilmektedir (Katebi vd., 1999; Riggs ve Karim, 2006; WEF 2006). Dışsal etkinin geldiği andan itibaren elde edilen büyüklükler aşağıda tanımlanmıştır:

- $\theta_P$  : Gecikme süresi  
 $t_F$  : Artış süresi  
 $t_p$  : Pik seviyeye ulaşma süresi  
P : Proses periyodu  
B/A : Hedef aşılma oranı  
C/B : Etki azalma oranı



**Şekil 7.2.** Kontrol Aksiyonunun Denge Durumuna Kadar Sistem Dinamiğine Etkisi

Örnek olarak bir biyoproses havuzlarına hava dağıtan kontrol valfinin pozisyonu veya pompanın akış hızının istenilen debiye göre en düşük hata ile ayarlanmaya çalışması bu kontrol aksiyonlarının parametreleri ile ayarlanmaya çalışılır. Değişken koşulların prosesin performans salınımlarına etkisinin azaltılması, ekipmanların bu salınıma bağlı olarak erken aşınması/bozulmasını engellemek için uygun kontrol parametreleri seçilmelidir. Günümüzde simülatörlerde kontrol sistemleri prosese uygun olarak programlanabilmekte ve performans analizi gerçekleştirilebilmektedir.

PID kontrol aksiyonunun proses değişkeni üzerindeki etkisi aşağıdaki şekilde formüle edilir:

$$y = y_0 + K_p \cdot (e + K_i \int e \cdot dt + K_D \cdot de/dt) \quad (7.1)$$

burada

$y$  : Proses çıktısı anlık değeri

$y_0$  : Proses çıktısı başlangıç değeri

$e$  : İlgili çıktının ayar noktasından farkı/hata payı [ $y_{Setpoint} - y$ ]

$K_p$  : Oransal kontrol parametresi [proses değişkeni/manipule edilen değişken]

$K_i$  : İntegral kontrol kazanç parametresi [ $K_i = 1/T_i = 1/zaman$ ]

$K_D$  : Türevsel kontrol kazanç parametresi [ $K_D = zaman$ ]

- Gerçek seviyenin kesin olmadığı durumlarda sadece "P aksiyonu" kullanımı yeterlidir. Dolayısı ile ilk olarak  $K_p$  parametresinin ayarlanması yeterlidir. Bu parametre oransal kontrol

parametresi olarak bilinmektedir ( $P = K_p \cdot e$ ).  $K_p$  parametresine örnek olarak oksijen konsantrasyonunun hava debisine oranı ( $\frac{\text{mg } O_2/L}{\text{N m}^3/\text{saat}}$ ) verilebilir. (Not: Simülasyonlarda  $K_i$  ve  $K_D$ 'nin sıfıra ayarlanması gereklidir).

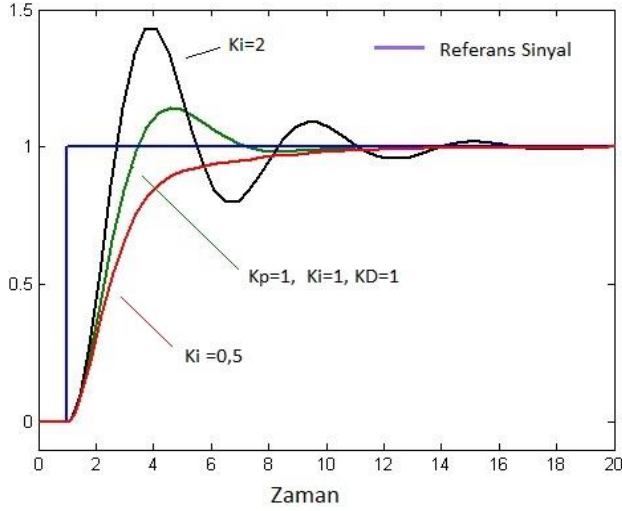
- Denge durumundaki seviyenin tutturulabilmesi için bu seviyenin altında ve üstünde kalan alanların toplamının minimize edilmesi gerekmektedir. Dolayısı ile "I" aksiyonunu ifade eden  $K_i$  parametresi (1/zaman) ayarlanmalıdır ( $I = K_i \int e dt$ ).
- Etki sisteme uygulandıktan sonra gecikme fazı proses süresine göre uzun olduğu zaman D aksiyonu eklenmelidir. D aksiyonu türeve yönelik bir aksiyon olduğu için değişkenin denge durumundan uzaklaşmasını engelleyecek niteliktedir. Örnek olarak çamur yaşı kontrolü için PID kullanılmaktadır ( $D = K_D \cdot d_e/dt$ ).

Ölçümde salınımlar çok fazla ise D aksiyonunun kullanımında dikkat edilmelidir. Yüksek salınının olduğu ölçümlerde veri filtreleme (data filtering) işlemi kullanılmalıdır. Öte yandan problemlerin seçiminde, prob cevap süresinin de proses dinamiğinde etkili olacağı unutulmamalıdır.

PID kontrol parametrelerinden  $K_p$ ,  $K_i$  ve  $K_D$  parametrelerinin proses değişkenine etkileri **Şekil 7.3**'te gösterilmiştir. Özetle,  $K_p$  değeri pik süresi,  $K_i$  değeri salınımı,  $K_D$  değeri ise proses değişkeninin eğimi üzerinde ayar yapabilmektedir.

Bu değerlerin simülasyon programı ile ayarlanmasında:

- Artış süresi  $t_r$  mümkün olduğunca minimize edilmeli ve  $K_p$  parametresi doğru seçilmelidir. Gerektiğinden büyük seçilmesi sistemin salınımına girmesine neden olmaktadır (ringing response). Örnek olarak, blowerın oksijen seviyesini tutturabilmek için maksimum ve minimum hava debilerinde salınım göstermesidir.
- Proses değişkeninin yeni denge durumundan minimum salınım göstermesi gerekmektedir.
- Salınımlar mümkün olduğunca azaltılmalıdır. Pratik bilgilerden stabiliteyi bozmadan en uygun bozunma oranının  $C/B = 1/4$  mertebesinde olduğu rapor edilmektedir.
- Genellikle  $T_D < T_I$  olarak seçilmektedir.
- Yeni denge durumunun (steady state) sonunda salınımlar  $\pm 5$  seviyesinde olursa kabul edilebilir ölçüdedir.



**Şekil 7.3.**  $K_P$ ,  $K_I$  ve  $K_D$  Parametrelerinin Referans Sinyale Etkisinin Gösterimi

WEF (2006) tarafından tavsiye edilen yöntemde ise aşağıdaki adımlar önerilmektedir:

- $K_P$  parametresi proses değişkeninde (çözünmüş oksijen, amonyum azotu vb.) süregelen salınıma sebep oluncaya kadar yükseltilecek  $K_U$  parametresine ayarlanır. Oransal kontrol (P) aksiyonu aktif durumda olup diğer parametreler (I, D) sıfıra ayarlanır.
- Sonrasında integral süresi ( $T_I$ ) parametresinin proses değişkeninde yeniden salınım oluşturmasını sağlamak için artırılması gereklidir. Daha sonra son  $T_I$  değeri, salınınım başladığı  $T_I$  seviyesinin iki katına ayarlanır. Bu sırada  $T_D$  parametresi sıfıra ayarlanmalıdır.
- Türevsel kontrol aksiyonunu ifade eden  $T_D$  ise, proses değişkeninde salınım oluşturuncaya kadar artırılır. Son değer olarak salınım oluşturan seviyenin yarısına ayarlanır.

Proses kontrol parametrelerinin ayarlanabilmesi için literatürde PID kontrol algoritmalarının ayarlanmasında Cohen-Coon (1953) zaman sabiti ( $\tau_p$ ), ölü zaman ( $\theta_p$ ) ve  $K_R$  parametresine bağlı amprik fonksiyonlar kullanılmaktadır. Burada değişim oranı  $K_R$ ;

$$K_R = \frac{\Delta u}{\Delta p} \quad (7.2)$$

olarak dikkate alınmalıdır.

$\Delta p$  : Ayarlanan işletme parametresinin değişimine karşı

$\Delta u$  : simülasyon sonucundaki değişimi göstermektedir.



Simülasyon ile elde edilen bu değer **Tablo 7.2**'de  $K_P$  yerine konarak PID kontrolcü ayarlarına karar verilebilir. **Tablo 7.2**'de P, PI ve PID kontrolcülerine göre sınıflandırılmış parametreler gösterilmektedir.

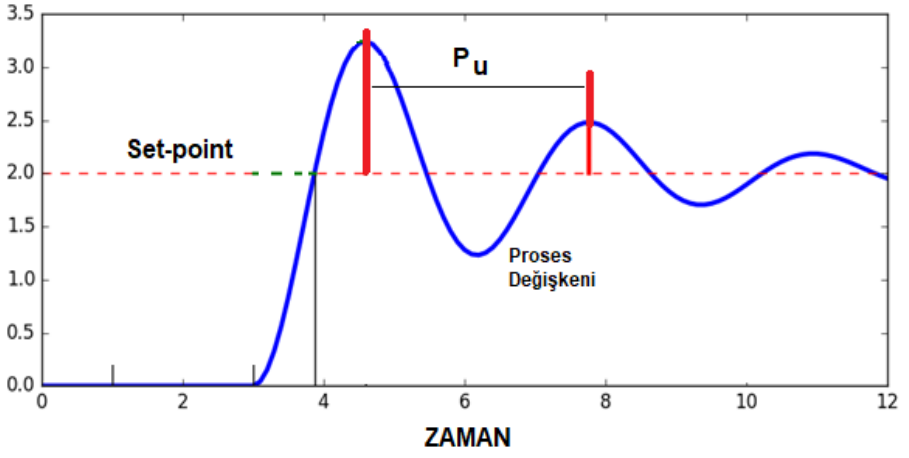
**Tablo 7.2.** Cohen ve Coon (1953)'a Göre PID Kontrolcü Ayarları

	<i>Parametreler</i>		
	$K_P$	$T_I$	$T_D$
<b>P</b>	$\frac{1}{K_R} \cdot \frac{\tau_p}{\theta_p} \cdot \left(1 + \frac{\theta_p}{3\tau_p}\right)$	-	-
<b>PI</b>	$\frac{1}{K_R} \frac{\tau_p}{\theta_p} \left(0.9 + \frac{\theta_p}{12\tau_p}\right)$	$\frac{\theta_p \left(30 + \frac{3\theta_p}{\tau_p}\right)}{9 + 20 \left(\frac{\theta_p}{\tau_p}\right)}$	-
<b>PID</b>	$\frac{1}{K_R} \cdot \frac{\tau_p}{\theta_p} \frac{\left(16 + \frac{3\theta_p}{\tau_p}\right)}{12}$	$\frac{\theta_p \left(32 + \frac{6\theta_p}{\tau_p}\right)}{13 + 8 \left(\frac{\theta_p}{\tau_p}\right)}$	$\frac{4\theta_p}{11 + 2 \left(\frac{\theta_p}{\tau_p}\right)}$

Ziegler-Nichols (1942) tarafından önerilen yöntemde gerçekte veya simülasyonlarda,  $K_P$  parametresi, proses değerinde salınımın neden oluncaya kadar artırılır. Bu değer  $K_U$  olarak belirlenir. Proses periyodu ( $P_U$ ) parametresi ise proses değişkeninin salınımindaki iki ardışık pik arasındaki zamanı göstermektedir (**Şekil 7.4**). **Tablo 7.3**'teki amprik ifadeler kullanılarak  $K_P$ ,  $T_I$  ve  $T_D$  parametreleri hesaplanır. Aktif çamur sistemleri için örnek olarak oksijen konsantrasyonunun ayar noktasının (set-point) tutturulması için blowerlerin hava debisinin, havuz içinde çözünmüş oksijen salınımına neden olmadan ayarlanması verilebilir.

**Tablo 7.3.** Ziegler-Nichols (1942)'a Göre Kontrolcü Ayarları

	<i>Parametreler</i>		
	$K_P$	$T_I$	$T_D$
<b>P</b>	$0,50 \cdot K_U$	-	-
<b>PI</b>	$0,45 \cdot K_U$	$P_U/1,2$	-
<b>PID</b>	$0,60 \cdot K_U$	$P_U/2,0$	$P_U/8$



Şekil 7.4. Ziegler-Nichols (1942) Yöntemine Göre  $P_u$  Gösterimi

## 8. TASARIM ÖRNEĞİ

Bölüm 3'te verilen tasarım yöntemine örnek olarak,  $TN \leq 10$  mg N/L ve  $TP \leq 1$  mg P/L deşarj standartlarını sağlamak üzere sürekli AÇ tesisinin biyoproses havuzlarının ve son çökeltme havuzunun boyutlandırılması, ortalama debi,  $Q=100.000$  m<sup>3</sup>/gün alınarak yapılmıştır. Kış koşulları için ( $T=15^{\circ}C$ ) seçilmiştir. Bölüm 2 ve 6'da verilen ham atıksu karakterizasyonu ile kinetik ve stokiyometrik katsayılarından yararlanılmıştır.

### 8.1. Tasarım Kriterleri ve Konfigürasyon Seçimi

Tesis tasarımında dikkate alınan ham atıksu debi ve karakterizasyonu aşağıda verilmektedir (**Tablo 8.1**). Konfigürasyonda ön çökeltme, aktif çamur, son çökeltme, çamur yoğunlaştırma üniteleri, anaerobik çamur çürütme ve susuzlaştırma ünitesi bulunmaktadır. Tesis akım diyagramı **Şekil 8.1**'de gösterilmiştir.

**Tablo 8.1.** Tasarıma Esas Debi ve Ham Atıksu Karakterizasyonu

Parametre	Birim	Değer
Ortalama Debi, Q	m <sup>3</sup> /gün	100.000
Pik debi faktörü	-	1,8
Toplam KOİ	mg/L	610
KOİ (1,5µm)	mg/L	150
KOİ <sub>çöz</sub> (0,45µm)	mg/L	90
UYA	mg KOİ/L	69
TKN	mg N/L	70
TP	mg P/L	7,5
AKM	mg/L	350
UAKM	mg/L	215

Seçilen ham atıksu karakterizasyonundan hareketle, biyolojik arıtma girişindeki konsantrasyonlar aşağıdaki kabuller yapılarak hesaplanmıştır (**Tablo 8.2**).

- Ön çökeltme havuzu AKM giderim verimi %25 olarak kabul edilmiştir.
- Ön çökeltme havuzunda herhangi bir reaksiyon gerçekleşmemektedir.
- Ön çökeltmede partiküler KOİ, AKM giderim verimi oranında giderilmektedir. Çözünmüş KOİ bileşenleri ön çökeltmede etkilenmemektedir.
- Çıkış amonyum 2 mg N/L'den küçük olacak şekilde aerobik çamur yaşı seçilmiştir.
- Tesiste ön çökeltme ve biyolojik çamur yoğunlaştırılarak anaerobik çürütme yapılmaktadır.
- Çamur arıtma geri dönüş akımları ön çökeltme havuzu sonrasına verilmektedir.
- Geri dönüş akımında herhangi bir yan akım prosesi, fosfor geri kazanımı yapılmamaktadır.
- Azot ve fosfor geri dönüş yükleri biyolojik arıtma giriş yüklerinin sırası ile %10'u ve %50'si olarak kabul edilmiştir.

**Tablo 8.2.** Ham, Ön Çökeltme Çıkışı ve Geri Dönüş Akımı ile Birlikte Atıksu Karakterizasyonu

Parametre	Birim	Ham	Ön çökeltme çıkışı	Geri dönüş akımı ile karışım*
KOİ	mg/L	610	495	495
TKN	mg N/L	70	67	73
TP	mg P/L	7,5	7	12
AKM	mg/L	350	263	263
UAKM	mg/L	215	171	161

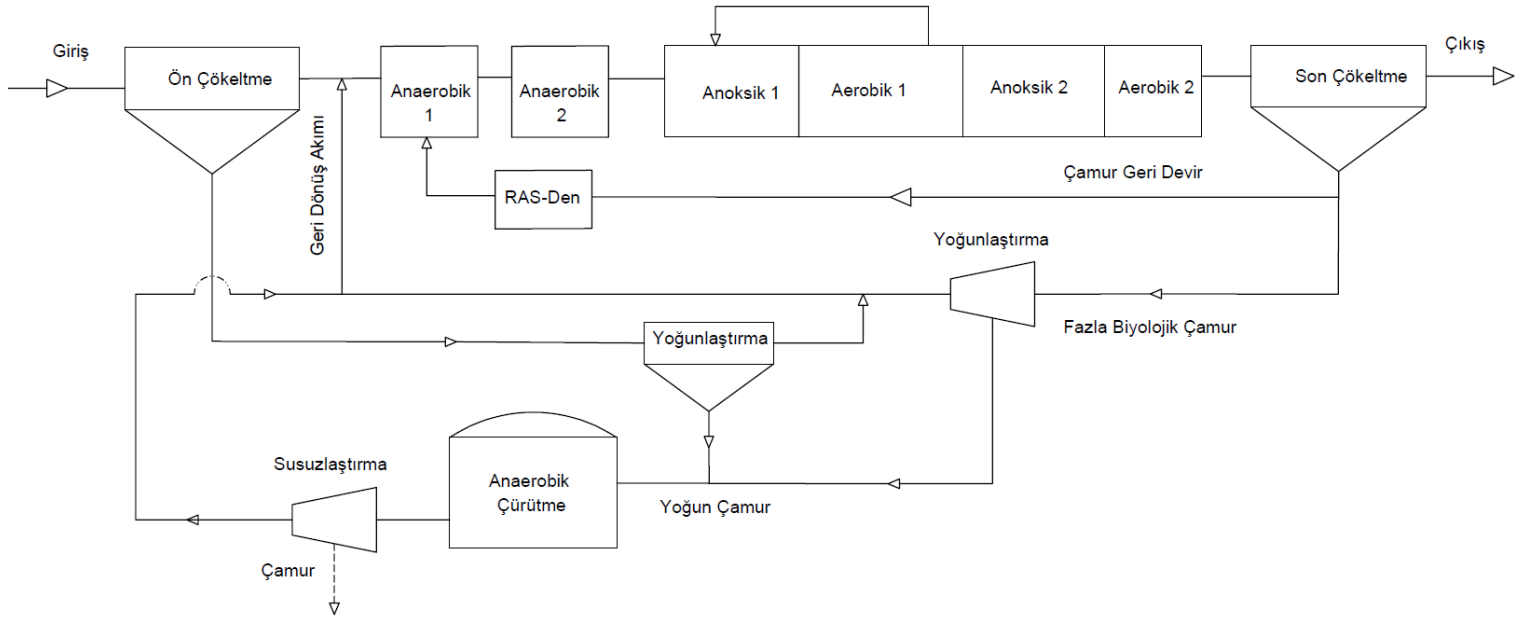
\*Biyolojik arıtmaya giren

**Tablo 8.3.** Atıksu KOİ Fraksiyonları

Parametre	Ham atıksu	Fraksiyon	Ön Çökeltme Sonrası	Fraksiyon
	mg/L	%	mg/L	%
KOİ	610	100	495	100
KOİ <sub>çöz</sub>	150	25	150	30
S <sub>I</sub>	35	5,7	35	7,1
UYA	69	11,3	69	13,9
S <sub>F-</sub>	46	7,5	46	9,3
X <sub>s</sub>	400	65,5	300	60,6
X <sub>I</sub>	60	10	45	9,1

Konfigürasyon seçiminde dikkat edilen hususlar aşağıda özetlenmiştir.

- Biyolojik arıtma girişinde TKN değerinin yüksekliği nedeniyle iç geri devir kısıtlaması olacağı düşünülerek geri devir kısıtı olmayan simültane nitrifikasyon-denitrifikasyon veya Bardenpho prosesi alternatifleri değerlendirilmiştir.
- KOİ/TKN oranının nispeten düşük olduğu göz önüne alınarak sistemi daha da büyütmemek için predenitrifikasyon ve ardından post denitrifikasyon yapılmasına karar verilmiştir (Bardenpho prosesi ile azot giderimi).
- Biyolojik fosfor giderimi için anaerobik fosfor tankları seri bağlı reaktör olarak tasarlanmıştır.
- Çamur geri devri ile nitratın anaerobik havuzlara girişini önlemek için geri devir denitrifikasyonu yapılmıştır (Johannesburg prosesi tipi çamur geri devri).
- İlk aerobik tankın sonunda çözünmüş oksijenin anoksik havuzlara girişini azaltmak için havalandırma kapatılarak aerobik hacmin %1'i kadar oranında DeOx bölgesi yaratılmıştır.
- Çökelme havuzu öncesi kısa süreli yeniden havalandırma (Aerobik 2) yapılarak azot gazı sınırlanmıştır.



**Şekil 8.1.** Atıksu Arıtma Tesisi Proses Akım Diyagramı

## 8.2. Biyoproses Havuzlarının Boyutlandırılması

### a) Aerobik Çamur Yaşı Seçimi

En düşük proses sıcaklığında emniyetle nitrifikasyonun gerçekleşmesi için aşağıdaki formül kullanılmıştır.

$$\theta_{XA} = \frac{EF}{\frac{\mu_{A,max}}{S} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{OA}+S_{O_2}} \cdot \theta_{T,\mu_A}^{T-20} - (b_A \cdot \theta_{T,b_A}^{T-20})} = 11,2 \text{ gün}$$

$\mu_{A,max}$  : Ototrofik bakterilerin 20°C maksimum çoğalma hızı = 0,60 gün<sup>-1</sup>

$b_A$  : Ototrofik bakterilerin 20°C ölüm hızı = 0,12 gün<sup>-1</sup>

$S_{O_2}$  : Aerobik havuz çözünmüş oksijen konsantrasyonu = 2,0 mgO<sub>2</sub>/L

$K_{OA}$  : Ototrofik bakterilerin oksijen yarı doyumluk konsantrasyonu = 0,5 mgO<sub>2</sub>/L

$S$  : Saatlik azot yükü salınım faktörü = 1,6 (azotun gün içinde saatlik pik değeri)

$EF$  : Emniyet faktörü = 1,2

Denklemden nitrifikasyon bakterileri için maksimum çoğalma ( $\theta_{T,\mu_A}$ ) ve ölüm hızları ( $\theta_{T,b_A}$ ) için sıcaklık düzeltme faktörleri sırası ile 1,072 ve 1,029 alınmıştır. Aerobik çamur yaşı  $\theta_{XA}=11$  gün seçilmiş olup çıkış amonyum azotu,  $S_{NH}$  aşağıdaki şekilde hesaplanmıştır:

$$\mu_{Amax,T,O} = \mu_{Amax,T} \cdot \frac{S_O}{K_{OA}+S_O} = 0,60 \cdot 1,072^{(15-20)} \cdot \left(\frac{2}{2+0,5}\right) = 0,34 \text{ gün}^{-1}$$

$$b_{A,T} = b_A \cdot 1,029^{(15-20)} = 0,12 \cdot 1,029^{(15-20)} = 0,104 \text{ gün}^{-1}$$

$$S_{NH} = \frac{K_{NH} \cdot (1+b_{A,T} \cdot \theta_{XA})}{\mu_{Amax,T,O} \cdot \theta_{XA} - (1+b_{A,T} \cdot \theta_{XA})} = \frac{1,0 \cdot (1+0,104 \cdot 11)}{0,34 \cdot 11 - (1+0,104 \cdot 11)} = 1,3 \text{ mgN/L}$$

$$S_{NH} = 1,3 \text{ mgN/L} < 2,0 \text{ mg N/L}$$

### b) Anaerobik Çamur Fraksiyonu Seçimi ve EBPR Kapasitesi

Anaerobik çamur fraksiyonu  $f_{AN} = 0,05$  seçilerek fermentasyon verimi  $E_F = 0,60$  kabul edilmiştir. Girişteki UYA denitrifikasyonda kullanılmayacağı için birim debi başına PAO'ların depolayabilecekleri KOİ,  $\Delta S_{sto}$ , aşağıdaki gibi hesaplanmıştır. Depolanmış KOİ'nin kullanılmasıyla üretilen PAO ve PAO'ların max. P içeriği 0,38 g P/g UAKM kabul edilerek EBPR kapasitesi,  $\Delta P_{PAO}$ , yaklaşık olarak hesaplanmıştır.

$$\Delta S_{sto} = S_{A1} + E_F \cdot S_{F1} = 69 + 0,60 \cdot 46 = 97 \text{ g KOİ/m}^3 \text{ atıksu}$$

$$\Delta P_{PAO} = f_{P\_PAO} \cdot Y_{NPAO} \cdot \Delta S_{sto} = f_{P\_PAO} \cdot \frac{Y_{PAO}}{1+b_{PAO} \cdot \theta_{XH}} \cdot \Delta S_{sto} \text{ formülünden}$$

$$\Delta P_{PAO} = 0,38 \cdot \frac{0,64/1,42}{1+0,03 \cdot 22} \cdot 97 = 10 \text{ mg P/L}$$

Biyolojik arıtma girişindeki ayrışabilen KOİ konsantrasyonu:

$$C_{S1} = UYA + S_{F1} + X_{S1} = 69 + 46 + 300 = 415 \text{ mg/L}$$

$$\text{Normal P giderimi} = 0,005 \cdot C_{S1} = 0,005 \cdot 415 = 2,1 \text{ g P/m}^3 \text{ atıksu}$$

$$\Delta P_{PAO} \geq \text{Giriş TP} - \text{Normal P giderimi}$$

$$10 \geq 12 - 2,1 \text{ g P/m}^3 \text{ atıksu}$$

fosfor giderimi için yeterli EBPR kapasitesi olduğu ve depolamanın fosfor kısıtlı olacağı ve çıkışta ortofosfat (PO<sub>4</sub>-P) konsantrasyonunun çok düşük olacağı anlaşılmaktadır. Çıkış PO<sub>4</sub>-P ≅ 0,1 g P/m<sup>3</sup> atıksu alınmıştır.

Çıkış TP hesaplarında biyokütle kaçacağından kaynaklanan fosfor da hesaba dahil edilmelidir. Aktif çamurun fosfor içeriğinin % 5 mg P/mg AKM olduğu kabulü ile: (daha sonra hesaplanarak bu değer kontrol edilmiştir)

$$\text{Çıkış TP} = \text{Çıkış PO}_4\text{-P} + 0,05 \cdot \text{Çıkış AKM} = 0,1 + 0,05 \cdot 15 = 0,85 \text{ mg P/L} < 1 \text{ mg P/L bulunur.}$$

### c) Azot Kütle Dengeleri

Deşarjda TN<10 mg N/L azot standardının sağlanabilmesi için aşağıdaki denkleme göre, çıkış nitrat konsantrasyonu (S<sub>NOd</sub>) 6 mg N/L seçilmiştir. Çıkışta AKM konsantrasyonu ortalama 15 mg/L seçilmiş ve biyokütle kaçacağı ile deşarja katkıda bulunan azot formüle dahil edilmiş olup hücre KOİ'nin %7'sinin azot olduğu kabul edilmiştir.

$$S_{NO,d} = TN_{limit} - S_{NH} - S_{NI} - i_X \cdot X_e = 10 - 1,3 - 2 - 15 \cdot 0,43 \cdot 1,42 \cdot 0,07 = 6 \text{ mg N/L}$$

Heterotrofların çamur bekletme süresi seçilen anoksik hacim fraksiyonu, f<sub>AX</sub> değerine bağlı olarak aşağıdaki gibi hesaplanır.

$$\theta_{XH} = \frac{f_A + f_{AX}}{f_A} \cdot \theta_{XA} = \frac{1 - f_{AN}}{1 - (f_{AX} + f_{AN})} \cdot \theta_{XA}$$

Anoksik hacim fraksiyonu f<sub>AX</sub> = 0,46 olarak seçilmiş ve θ<sub>XH</sub> = 21,6 gün olarak hesaplanmıştır. Buna göre oksitlenmiş azot miktarı (NO<sub>x</sub>) aşağıdaki gibi hesaplanmıştır.

$$Y_{NH} = \frac{Y_H}{1 + b_H \cdot \theta_{XH}} = \frac{0,65}{1 + 0,21 \cdot 21,6} = 0,118 \text{ g hücre KOİ/g KOİ}$$

$$N_x = i_{XB} \cdot Y_{NH} \cdot C_{S1} + i_{XE} \cdot f_E \cdot b_H \cdot \theta_{XH} \cdot Y_{NH} \cdot C_{S1}$$

$$N_x = 0,07 \cdot 0,118 \cdot 415 + 0,06 \cdot 0,20 \cdot 0,21 \cdot 21,6 \cdot 0,118 \cdot 415 = 6,1 \text{ g N/m}^3 \text{ atıksu}$$

$$N_{OX} = TKN - S_{NH} - N_x - S_{NI} - X_{NI} = 73 - 1,3 - 6,1 - 2 - 2,6 = 61 \text{ g N/m}^3 \text{ atıksu}$$



#### d) Geri Devir Oranları

Çökeltme Havuzu tasarımı ile ortak seçilen  $X_R$  ve  $X_T$  değerlerinden çamur geri devir oranı hesaplanır ve toplam geri devir oranından çıkartılarak gerekli iç geri devir oranı bulunur.

$$X_R = 12.000 \text{ mg AKM/L}$$

$$X_T = 5.000 \text{ mg AKM/L}$$

$$R_X = \frac{X_T}{X_R - X_T} = \frac{5.000}{12.000 - 5.000} = 0,70$$

$$R_I + R_X = \frac{N_{OX}}{S_{NO,d}} - 1 = \frac{61}{6} - 1$$

$R_I \cong 9$  olarak bulunur.

Hesaplanan içsel geri devir oranı çok yüksek olduğu için yalnızca predenitrifikasyon tipi konfigürasyon ile deşarj limitinin  $TN < 10 \text{ mg N/L}$  sağlanması mümkün değildir. Bunun için post denitrifikasyon prosesinin de olduğu Bardenpho prosesi kullanılmıştır (Bkz. **Şekil 3.4**). Predenitrifikasyon için maksimum içsel geri devir oranı,  $R_I = 3$  seçilmiştir. Bardenpho prosesinde ilk anoksik havuzda geri devrettilen nitrat kadar giderim planlanmakta olup, geriye kalan (denitrifiye edilemeyen) nitrat ikinci anoksik reaktörde giderilecektir.

#### e) Pre ve Post Denitrifikasyon Fraksiyonları

Toplam net denitrifikasyon potansiyeli, giderilmesi gereken nitrat kadar olmalıdır.

$$N_{DP1} + N_{DP2} + N_{DPR} \geq N_{OX} - S_{NO,d}$$

Üç anoksik havuza (pre, post ve RAS denitrifikasyonu) sağlanacak nitrat ve girecek oksijenler hesaplanarak bunları gidermek için gerekli anoksik çamur fraksiyonları ayrı ayrı hesaplanır.

- Çamur geri devrinde (RAS) giderilecek nitrat ve gerekli anoksik çamur fraksiyonu,  $f_{AXR}$ :

$$N_{DPR} = R_X \cdot S_{NO,d} = 0,7 \cdot 6 = 4,2 \text{ mg N/L}$$

$$f_{AXR} = \frac{2,86 \cdot N_{DPR}}{(1-f_E) \cdot b_H \cdot \theta_{XH} \cdot Y_{NH} \cdot C_{S1}} = \frac{2,86 \cdot 4,2}{(1-0,2) \cdot 0,21 \cdot 21,6 \cdot 0,118 \cdot 415} = 0,07$$

- İkinci anoksik havuzda post denitrifikasyonla giderilmesi gereken nitrat:

Toplam giderilmesi gereken nitrattan RAS denitrifikasyonu ve içsel geri devirle giderilebilecek nitrat çıkartılarak hesaplanır:

$$N_{OX} - S_{NO,d} - R_X \cdot S_{NO,d} - R_I \cdot \frac{N_{OX}}{1+R_I+R_X} = 61 - 6 - 4,2 - 3 \frac{61}{1+3+0,7} = 11,9 \text{ g N/m}^3 \text{ atıksu}$$

Bu nitrati gidermek için gerekli net denitrifikasyon potansiyeli:

$$N_{DP2} = 11,9 + \frac{S_{OA}}{2,86} = 12,1 \text{ mg N/L}$$

Oksijen girişinin harcayacağı potansiyel, ikinci anoksik havuza geçişte oksijen konsantrasyonu,  $S_{OA}=1 \text{ mg O}_2/\text{L}$  kabul edilerek hesaplanmıştır. İkinci anoksik havuzda denitrifikasyon potansiyelinin oksijen girişi sonucu harcanmasını azaltmak için havalandırma sonunda difüzörler ile çözünmüş oksijen ayarlanmıştır.

Bu potansiyeli sağlamak için gerekli post-anoksik çamur fraksiyonu,  $f_{AX2}$ :

$$f_{AX2} = \frac{2,86 \cdot N_{DP2}}{(1 - f_E) \cdot b_H \cdot \theta_{XH} \cdot Y_{NH} \cdot C_{S1}} = \frac{2,86 \cdot 12,1}{(1 - 0,2) \cdot 0,21 \cdot 21,6 \cdot 0,118 \cdot 415} = 0,20$$

Predenitrifikasyon için anoksik hacim fraksiyonu toplamdan  $f_{AX2}$  ve  $f_{AXR}$  çıkarılarak:

$$f_{AX1} + f_{AX2} + f_{AXR} = 0,46 \text{ (toplam anoksik fraksiyon)}$$

$$f_{AX1} = 0,46 - 0,20 - 0,07 = 0,19 \text{ olarak hesaplanır.}$$

- Bu anoksik fraksiyon ile sağlanabilecek denitrifikasyon potansiyeli, içsel geri devirle sağlanan nitrati ve giren oksijeni giderecek kadar olmalıdır.

$$N_{DP1} \geq R_I \cdot \frac{N_{OX}}{1 + R_I + R_X} + R_I \cdot \frac{S_{OR1}}{2,86} = 38,9 + 3 \cdot \frac{1}{2,86} = 40 \text{ mg N/L}$$

İç geri devirle transfer edilen oksijenin harcayacağı potansiyel,  $S_{OR1} = 1 \text{ mg O}_2/\text{l}$  kabul edilerek hesaplanmıştır.

-Predenitrifikasyon için denitrifikasyon potansiyeli, kolay ayrıışan KOİ'nin tamamı, yavaş ayrıışan KOİ'nin bir fraksiyonu ( $\delta \cdot f_{AX1}$ ) ve içsel solunumdan kaynaklanır.

Hidroliz hızına ve seçilen preanoksik fraksiyona bağlı olarak, preanoksik havuzda kullanılacak  $X_S$ 'in fraksiyonu,  $f_{AX1}$ 'den büyük ( $\delta \cdot f_{AX1}$ ) olabilir. Bu düzeltme faktörü, 1,2-1,5 arasında seçilebilir. Bu hesaplamada 1,2 olarak seçilmiştir.

$$N_{DP1} = (1 - Y_{HD}) \cdot \frac{S_{S1}}{2,86} + \delta \cdot f_{AX1} \cdot (1 - Y_{HD}) \cdot \frac{X_{S1}}{2,86} + f_{AX1} \cdot (1 - f_E) \cdot b_H \cdot \theta_{XH} \cdot Y_{NH} \cdot \frac{C_{S1}}{2,86}$$
$$N_{DP1} = (1 - 0,54) \cdot \frac{115}{2,86} + 1,2 \cdot 0,19 \cdot (1 - 0,54) \cdot \frac{300}{2,86} + 0,19 \cdot (1 - 0,2) \cdot 0,21 \cdot 21,6 \cdot 0,118 \cdot \frac{415}{2,86}$$

$$N_{DP1} = 18,5 + 11,1 + 11,7 = 41,3 \text{ mg N/L} \quad \text{olarak hesaplanır.}$$

Hesaplanan denitrifikasyon potansiyeli, gerekli net denitrifikasyon potansiyelini emniyetle karşılayabilmelidir ( $41,3 \text{ mg N/L} \geq 40 \text{ mg N/L}$ ). Predenitrifikasyon havuzundaki çamur fraksiyonu,  $f_{AX1}$ , dolayısı ile de en başta seçilen toplam anoksik fraksiyon,  $f_{AX} = 0,46$  değeri uygundur.

Not (a)  $f_{AX1}$  yeterli denitrifikasyon potansiyelini sağlamazsa, baştan seçilen toplam  $f_{AX}$  değeri artırılarak; (b)  $f_{AX1}$  gereksiz yere büyük denitrifikasyon potansiyeli oluşturursa toplam  $f_{AX}$ 'i düşürerek yukarıdaki hesapların tekrar edilmesi gerekir.

#### f) Çamur Hesapları

$$pX_T = pX_H + pX_{XE} + pX_I + pX_A$$

$$pX_H + pX_{XE} = (1 + f_E \cdot b_H \cdot \theta_{XH}) \cdot Y_{NH} \cdot C_{S1} = (1 + 0,2 \cdot 0,21 \cdot 21,6) \cdot 0,118 \cdot 415$$

$$pX_H + pX_{XE} = 93 \text{ g hücre KOİ/m}^3 \text{ atıksu}$$

$$pX_I = 45 \text{ g hücre KOİ/m}^3 \text{ atıksu}$$

Ototroflardan kaynaklanan çamur miktarı,  $pX_A$  ihmal edilebilir. Buna göre,

$$pX_T = pX_H + pX_{XE} + pX_I = 93 + 45 = 138 \text{ g hücre KOİ/m}^3 \text{ atıksu}$$

Giderilen fosfordan kaynaklanan biyolojik çamur aşağıdaki formülden hesaplanır:

$$pX_P = 3 \cdot \text{Giderilen TP} = 3 \cdot (\text{Giriş TP} - \text{Çıkış PO}_4) = 3 \cdot (12 - 0,1) \cong 36 \text{ g/m}^3 \text{ atıksu}$$

Sabit Katılar,  $X_{F1}$  girişteki AKM-UAKM olarak hesaplanır ve toplam çamura eklenir.

$$pX_{T,AKM} = \frac{pX_T}{1,42} + X_{F1} + pX_P$$

$$pX_{T,AKM} = \frac{138}{1,42} + (263 - 171) + 36 = 93 + 92 + 36 = 225 \text{ g AKM/m}^3 \text{ atıksu}$$

$$\Delta TP = \text{Giren TP} - \text{Çıkan PO}_4 = 12 - 0,1 = 11,9 \text{ mg P/L}$$

$$\text{Çamurun P içeriği} = \Delta TP / pX_T(AKM) = 11,9/225 = 0,05 \text{ g P/g AKM}$$

Çıkışta AKM kaçacağı sebebi ile partiküler fosfor =  $15 \cdot 0,05 = 0,75 \text{ mg/L}$  hesaplanmakta olup yukarıda yapılan kabul geçerlidir. İkinci çökeltme havuzu çıkışında AKM  $20 \text{ mg/L}$ 'yi aştığı durumlarda TP= $1 \text{ mg/L}$  deşarj standardı sağlanamaz. Konvansiyonel aktif çamur sistemlerinde AKM kaçacağından dolayı fosfor deşarj standardının sağlanabilmesi için son filtrasyon işlemi tercih edilebilir.

Çamurda UAKM/AKM oranı:

$$\frac{\frac{pX_T}{1,42}}{pX_{T,AKM}} = \frac{138/1,42}{225} = \%43$$

Çıkıştaki KOİ konsantrasyonu giriş çözünmüş inert KOİ ile çıkışta kaçan AKM'nin KOİ eşdeğeri toplanarak hesaplanır. UAKM/AKM oranı %43 olduğuna göre  $15 \text{ mg/l}$  AKM kaçacağı için;

$$KOİ_{\text{ç}} = S_1 + 1,42 \cdot 0,43 \cdot 15 = 35 + 10 = 44 \text{ mg/L'dir.}$$

Giriş atıksu ortalama debisi, 100.000 m<sup>3</sup>/gün olduğuna göre üretilen ortalama çamur miktarı kuru madde bazında,

$$P_X = 0,225 \cdot 100.000 = 22.500 \text{ kg AKM/gün olarak hesaplanır.}$$

### g) Nominal Hidrolik Bekletme Süreleri ve Hacimler

Tesisin çamur yaşı aşağıdaki formülden hesaplanmıştır.

$$\theta_{XT} = \frac{\theta_{XH}}{1-f_{AN}} = \frac{21,6}{1-0,05} = 22,7 \text{ gün}$$

Aşağıda ünite hacimleri birim giriş atıksu debisi başına verilmiş olup gerçek hacimler tasarım için kullanılan debi ile çarpılarak bulunmalıdır.

$$\frac{V_{AN}}{Q} = f_{AN} \frac{\theta_{XT} \cdot pX_{T,AKM}}{X_T} = 0,05 \frac{22,7 \cdot 225}{5.000} = 0,051 \text{ m}^3/\text{m}^3 \text{ atıksu}$$

$$\frac{V_{D1}}{Q} = f_{AX1} \frac{\theta_{XT} \cdot pX_{T,AKM}}{X_T} = 0,19 \frac{22,7 \cdot 225}{5.000} = 0,194 \text{ m}^3/\text{m}^3 \text{ atıksu}$$

$$\frac{V_A}{Q} = f_A \frac{\theta_{XT} \cdot pX_{T,AKM}}{X_T} = 0,49 \frac{22,7 \cdot 225}{5.000} = 0,501 \text{ m}^3/\text{m}^3 \text{ atıksu}$$

$$\frac{V_{D2}}{Q} = f_{AX2} \frac{\theta_{XT} \cdot pX_{T,AKM}}{X_T} = 0,20 \frac{22,7 \cdot 225}{5.000} = 0,204 \text{ m}^3/\text{m}^3 \text{ atıksu}$$

$$\frac{V_{DR}}{Q} = f_{AXR} \frac{\theta_{XT} \cdot pX_{T,AKM}}{X_R} = 0,07 \frac{22,7 \cdot 225}{12.000} = 0,030 \text{ m}^3/\text{m}^3 \text{ atıksu}$$

$$\text{Toplam Hacim, } V_T = 0,051 + 0,194 + 0,501 + 0,204 + 0,030 = 0,98 \text{ m}^3/\text{m}^3 \text{ atıksu}$$

Toplam nominal bekletme süresi;  $V_T/Q = 23,5$  saat

Giriş atıksu debisinin 100.000 m<sup>3</sup>/gün olması durumu için gerekli olan reaktör hacimleri aşağıda verilmektedir. Bardenpho prosesinde ikinci anoksik reaktörden sonra ( $V_{D2}$ ), azot gazını sıyırmak için aerobik bir hacim gereklidir. Toplam aerobik hacim aynı kalmak koşulu ile  $V_A$ 'nın %3-5'i çökeltme öncesi azot gazı sıyırmak için aerobik reaktör olarak kullanılmalıdır.

- Anaerobik reaktör hacmi,  $V_{AN} = 5.100 \text{ m}^3$
- Birinci anoksik reaktör hacmi,  $V_{D1} = 19.400 \text{ m}^3$
- Toplam aerobik reaktör hacim,  $V_A = 50.100 \text{ m}^3$
- İkinci aerobik reaktör hacim,  $V_{A2} = 0,04 \cdot 50.100 = 2.005 \text{ m}^3$
- Birinci aerobik reaktör hacim,  $V_{A1} = 50.100 - 2.005 = 48.095 \text{ m}^3$
- İkinci anoksik reaktör hacmi,  $V_{D2} = 20.440 \text{ m}^3$
- Geri devir denitrifikasyon reaktör hacmi,  $V_{DR} = 3.000 \text{ m}^3$

olarak hesaplanır. Biyolojik fosfor giderimi için anaerobik reaktörün piston akımlı veya en az iki seri bağlı tam karışırmlı reaktör olarak tasarlanması önerilmektedir.

Tesisin hat sayısına karar verirken olumsuz koşullar dikkate alınmalıdır. Hat sayısına karar vermede dikkat edilecek hususlar aşağıda verilmiştir.

- Tesis modüler özellikte olup genel yerleşimde alanın efektif kullanabilmesi önemlidir.
- Uzun süreli bakım ve onarım durumlarında tesisin işleyişinin aksamaması gereklidir.
- Hatların hidrolik ve yapısal olarak paralelliğinin korunması gerekli olup üniform debi ve hava dağıtımına imkan tanımalıdır.
- Gerektiğinde havuzların tahliyesinin hızlı yapılması işletme açısından önemlidir.
- Boşaltılan havuzun çamurlarının diğer havuzlara dağıtılabilmesi çamur yönetimi açısından önemli olup bu işlemin tesis işletmesini etkilememesi gereklidir.

Tesisin 5 paralel hattan oluşacağı kabulü ile olacağı kabul edilerek **Şekil 8.2'**de giriş debisi 20.000 m<sup>3</sup>/gün olan reaktörün boyutları gösterilmektedir. Su derinliğine tesisin kurulacağı alan, zemin durumu ve difüzör yerleşimi dikkate alınarak karar verilmelidir. Bu örnekte net su derinliği 6 m olarak kabul edilmiştir.

#### h) Oksijen ve Hava İhtiyacı

$$\frac{O\dot{I}_H}{Q} = (1 - Y_H) \cdot S_{S1} + (1 - Y_H) \cdot X_{S1} + (1 - f_E) \cdot b_H \cdot \theta_{XH} \cdot Y_{NH} \cdot C_{S1}$$

$$\frac{O\dot{I}_H}{Q} = (1 - 0,65) \cdot 115 + (1 - 0,65) \cdot 300 + (1 - 0,2) \cdot 0,21 \cdot 21,6 \cdot 0,118 \cdot 415$$

$$\frac{O\dot{I}_H}{Q} = 40,2 + 105 + 178 = 323,2 \text{ g } O_2/m^3 \text{ atıksu}$$

$$\frac{O\dot{I}_T}{Q} = \frac{O\dot{I}_H}{Q} + 4,57 \cdot NO_x - 2,86 \cdot (NO_x - S_{NO,d}) = 323,2 + 4,57 \cdot 61 - 2,86 \cdot (61 - 6)$$

Ortalama oksijen ihtiyacı birim debi başına aşağıda verilmiştir.

$$\frac{O\dot{I}_T}{Q} = 445 \text{ g } O_2/m^3 \text{ atıksu}$$

Organik karbon ve TKN yüklerine ait pik faktörler ( $f_C$ ,  $f_N$ ) gözönüne alındığında birim debi başına maksimum oksijen ihtiyacı:

$$\frac{O\dot{I}_T}{Q} = f_C \cdot \left[ \frac{O\dot{I}_H}{Q} - 2,86 \cdot (NO_x - S_{NO,d}) \right] + f_N \cdot 4,57 \cdot NO_x$$

Bu örnekte  $f_c$  ve  $f_N$  değerleri sırası ile 1,78 ve 1,60 olarak alınmıştır. Ancak, oksijen ihtiyacını maksimum yapan pik faktör ile hesap yapılır, diğeri ise  $f=1$  olarak işleme dahil edilir. Dolayısı ile organik karbon ve azot pik faktörleri için ayrı ayrı oksijen ihtiyacı hesaplanır:

- $\frac{O_{I_T}}{Q} = 1,78 \cdot (323,2 - 157,3) + 1,0 \cdot 4,57 \cdot 61 = 295 + 280 = 575 \text{ gO}_2/\text{m}^3\text{atıksu}$
- $\frac{O_{I_T}}{Q} = 1,00 \cdot (323,2 - 157,3) + 1,6 \cdot 4,57 \cdot 61 = 166 + 446 = 612 \text{ gO}_2/\text{m}^3\text{atıksu}$

Bu değerlerden büyük olan seçilir. Buna göre 100.000 m<sup>3</sup>/gün atıksu için maksimum oksijen ihtiyacı

$$O_{I_T} = 0,612 \text{ kg O}_2/\text{m}^3 \cdot 100.000/24 = 2.550 \text{ kg O}_2/\text{saat olarak hesaplanır.}$$

Tesisin deniz seviyesinden yüksekliği 100 m olacağı bilgisi ve hava sıcaklığı 25°C bilgileri kullanılarak bu seviyedeki basınç,  $P_b$

$$\frac{P_b}{P_a} = e^{-\frac{g \cdot M \cdot (z_b - z_a)}{R \cdot (273 + T)}}$$

Formülüne konularak deniz seviyesindeki basınç  $P_a=1.013$  mbar (10,33 mss) olacağından;

$$\frac{P_b}{1013} = e^{-\frac{9,81 \cdot 28,97 \cdot 100}{8314 \cdot (273 + 25)}}$$

formülünden çekilerek hesaplanır.

$P_b = 0,98 \cdot 1,013 = 992$  mbar olarak hesaplanarak metre cinsine çevrilir. 1 bar 10,2 mss olduğuna göre 992 mbar;

$$P_b = 0,992 \cdot 10,2 = 10,12 \text{ mss basınca karşılık gelmektedir.}$$

Oksijenin normal şartlar altında çözünürlük konsantrasyonu aşağıdaki formülle hesaplanmaktadır.

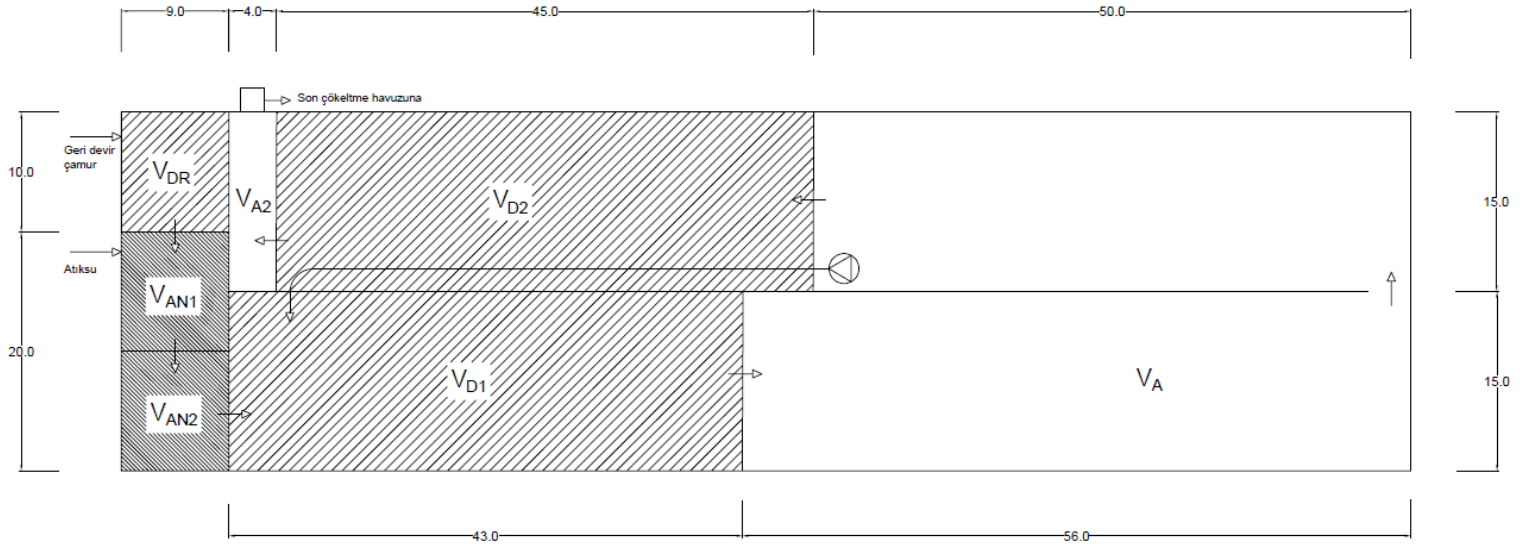
$$C_{T,Sat} = 14,65 - 0,41 \cdot T + 0,00799 \cdot T^2 - 0,0000778 \cdot T^3$$

15°C sıcaklık için çözünürlük 10,04 olarak hesaplanabilir. Projenin yapılacağı 100 m yükseklikteki doygunluk ise;

$$C_{STH} = C_{TSat} \cdot \frac{P_a}{P_b} = 10,04 \cdot 0,98 = 9,83 \text{ mg/L olarak bulunur.}$$

Havuz içinde difüzör derinliğinin 5,5 m alınması ile difüzör seviyesinde basınç:

$$P_{Dif} = P_b + H_{Dif} = 10,12 + 5,5 = 15,62 \text{ m olacaktır.}$$



**Şekil 8.2.** Biyoproses Havuzu Planı ve Boyutları ( $Q=20.000 \text{ m}^3/\text{gün}$  kapasiteli modül)

Havuzaya giren ve havuzdan çıkan havadaki oksijen yüzdesinin sırası ile %21 ve %17 olacağı kabulü ile ortalama çözünmüş oksijen doygunluk konsantrasyonu ( $C_{O_2}$ )

$$C_{O_2} = \frac{1}{2} \cdot C_{STH} \cdot \left( \frac{P_{Dif}}{P_b} + \frac{O_T\%}{\%21} \right)$$

$$C_{O_2} = \frac{1}{2} \cdot 9,83 \cdot \left( \frac{15,62}{10,12} + \frac{\%17}{\%21} \right) = 11,56 \text{ mg } O_2/L$$

olarak hesaplanır. Standart koşullardaki oksijen ihtiyacının (SOR) hesaplanabilmesi için aşağıdaki formül kullanılmalıdır.

$$\frac{SOR}{OR_T} = \frac{C_{S20}}{\alpha \cdot F \cdot (\beta \cdot C_{O_2} - C_X) \cdot 1,024^{T-20}}$$

F Tıkanma faktörü: 0,9

$$\alpha \text{ Katsayısı (Krampe ve Krauth, 2003): } \alpha = e^{-0,08788 \cdot MLSS} = e^{-0,08788 \cdot 5} = 0,6$$

$$\beta \text{ Katsayısı: } \beta = 1 - 5,7 \cdot 10^{-6} \cdot T\dot{C}M = 1 - 5,7 \cdot 10^{-6} \cdot 3000 = 0,982$$

Havalandırma havuzu çözünmüş oksijen konsantrasyonu ( $C_X$ ): 2 mgO<sub>2</sub>/L

20°C'de %0,3 tuzlulukta oksijen doygunluk konsantrasyonu  $C_{S20}=8,94$  mg/L

belirlenerek;

$$\frac{SOR}{O\dot{I}_H} = \frac{C_{S20}}{\alpha \cdot F \cdot (\beta \cdot C_{O_2} - C_X) \cdot 1,024^{(T-20)}}$$

$$\frac{SOR}{O\dot{I}_H} = \frac{8,94}{0,6 \cdot 0,9 \cdot (0,982 \cdot 11,56 - 2) \cdot 1,024^{(25-20)}} = 1,6$$

oranı hesaplanır. Saatlik maksimum oksijen ihtiyacı, Standart Oksijen İhtiyacına (SOR) çevrilir.

$$\frac{SOR}{2550} = 1,6$$

$$SOR = 4080 \text{ kg } O_2/\text{saat}$$

Bu aşamadan sonra saatlik hava debisi hesaplanır. Öncelikle işletmedeki MLSS konsantrasyonuna göre SpOTE (%/m) parametresi hesaplanır.

$$SpOTE = 9 - 8,63 \cdot 10^{-4} \cdot MLSS + 2,56 \cdot 10^{-8} \cdot MLSS$$

formülünden,

$$SpOTE = 9 - 8,63 \cdot 10^{-4} \cdot 5.000 + 2,56 \cdot 10^{-8} \cdot 5.000$$



Birim derinlik başına spesifik oksijen transfer verimi SpOTE = %4,6/metre olarak bulunur.

Net difüzör derinliği 5,5 m olduğuna göre oksijen transfer verimi:

OTE [%] = H<sub>Dif</sub> · SpOTE = 5,5 · 4,6 = %25 olarak hesaplanır.

Birim m<sup>3</sup> havada oksijenin kütle sinin hesaplanması gereklidir. 1 mbar=100 Pa olduğuna göre H=100 metre rakımda 25 °C hava yoğunluğu:

$$\rho_{hava,T} = \frac{P_b \cdot M}{R \cdot (273 + T)} = \frac{992 \cdot 100 \cdot 28,97}{8314 \cdot (273 + 25)} = 1,15 \text{ kg/m}^3$$

Aşağıdaki denklemde V<sub>O2</sub> normal şartlar altında havanın oksijen içeriği olup oksijenin içeriği 0,2318 kg O<sub>2</sub>/kg hava olduğuna göre;

$$M_{O_2,hava,T} = \rho_{hava,T} \cdot w_{O_2} = 1,15 \cdot 0,2318 = 0,266 \frac{\text{kgO}_2}{\text{m}^3 \text{ hava}} \text{ bulunur.}$$

Blower seçiminde kullanılacak hava debisi:

$$Q_{Hava,H} = \frac{SOR}{OTE \cdot M_{O_2,hava,T}} = \frac{4845}{0,25 \cdot 0,266} \cong 75.000 \text{ Nm}^3/\text{saat}$$

Not: Spesifik oksijen transfer verimi, difüzör üretici firmaları tarafından difüzör başına hava debisine bağlı olarak da verilmektedir. Havalandırıcı seçiminde difüzör sayı ve yerleşimine göre de blower hava debisine, enerji tüketimine yönelik bir optimizasyon yapılabilir.

### 8.3. Simülasyon ile Proses Hesabı Kontrolü

#### • Kararlı Hal Simülasyonu

Bu aşamada tasarımda elde edilen sonuçlar, simülasyon programı ile kontrol edilmiştir. Simülasyon proses akım diyagramı Sumo programına girilirken (**Şekil 8.3**) tasarımda hesaplanan proses hacimleri kullanılmış ve aşağıdaki adımlar takip edilmiştir.

1. Proses akım diyagramı tüm tesisteki debi dağılımları dikkate alınarak programa girilmiştir.
2. Tasarımda esas alınan ham atıksuya ait konvansiyonel atıksu karakterizasyonu ve kirleticilere ait fraksiyonlar giriş akımında tanımlanmıştır.
3. Tesiste ön çökeltme işleminde AKM giderim verimi %25 olarak girilmiştir.
4. Çamur yoğunlaştırma ve susuzlaştırma süzöntü akımları ön çökeltmeden sonra atıksu akımına karıştırılmıştır.
5. Tasarımda kullanılan tüm debiler ve hacimler akım diyagramına ünite bazında girilmiştir.
6. Son çökeltme tankı "point settler" olarak tanıtılmış, çıkış AKM konsantrasyonu ortalama 15 mg/L olarak kabul edilmiştir.

7. Statik ve mekanik çamur yoğunlaştırma sistemlerinin katı madde tutma verimi sırası ile %97 ve %99 olarak kabul edilmiştir.
8. Anaerobik çürütücünün bekletme süresi 20 gün olarak seçilmiştir.
9. Biyoreaktör içinde MLSS konsantrasyonu 5.000 mg/L olacak şekilde çamur atma işlemi WAS hattından ayarlanmıştır.
10. Tesisin kararlı hale ulaşması için 100 günlük simülasyon süresi verilmiştir.

Tesis tasarımı ve simülasyonundan elde edilen sonuçlar aşağıdaki tabloda karşılaştırılmıştır. Hesapla elde edilen çıkış kalitesi, üretilen biyolojik çamur simülasyon sonuçlarına yakın olduğu görülmektedir (**Tablo 8.4** ve **Tablo 8.5**).

**Tablo 8.4.** Tasarım ile Kararlı Hal Simülasyon Sonuçları Karşılaştırması (T=15°C)

Parametre	Birim	Değer	
		Tasarım	Simülasyon
KOİ	mg/L	44	46
TN	mg N/L	10,0	8,5
NH <sub>4</sub> -N	mg N/L	1,3	1,5
NO <sub>3</sub> -N	mg N/L	6,0	5,8
TP	mg P/L	0,80	1,00
PO <sub>4</sub> -P	mg P/L	0,00	0,19

**Şekil 8.3**'te gösterilen reaktörlerdeki kararlı amonyum azotu (NH<sub>4</sub>-N), nitrat azotu (NO<sub>3</sub>-N), orto fosfat (PO<sub>4</sub>-P) konsantrasyonlarına ait kararlı hal simülasyon sonuçları **Tablo 8.6**'da özetlenmektedir. Tesis boyunca NH<sub>4</sub>-N profili incelendiğinde anaerobik reaktörlerde 36 mg N/L seviyesindeyken Anoksik 1'de içsel geri devir ile seyrelerek 14 mg N/L seviyelerine düştüğü görülmektedir. Sonrasındaki Aerobik 1'de nitrifiye edilerek 2,2 mg N/L seviyelerine indirilmektedir (**Tablo 8.6**).

Nitrat azotu anaerobik reaktörlerde bulunmamaktadır. Geri devir denitrifikasyonu ile nitrat tamamen tüketilerek anaerobik reaktörlere girişi engellenmiştir. Öte yandan, Anoksik 1'de reaktör içinde yaklaşık 1 mg N/L nitrat kalmakta olup bu reaktör efektif olarak anoksik olarak kullanılmaktadır. Nitratın bu reaktörde anaerobik koşullar yaratacak kadar düşmesine izin verilmemelidir. Öte yandan, nitratın 1-2 mg N/L'nin üzerine çıkması da Aerobik reaktöre nitrat kaçışına neden olacaktır. Anoksik 2'de nitrat 4,6 mg N/L seviyesine düşürülmüştür.

**Tablo 8.5.** Üretilen Günlük Biyolojik Çamur ve Ortalama Hava Debisi (T=15°C)

Parametre	Birim	Değer	
		Tasarım	Simülasyon
MLSS	mg/L	5.000	5.000
Üretilen Biyolojik Çamur	kg/gün	21.200	21.791

Orto fosfat (PO<sub>4</sub>-P) konsantrasyonu incelendiğinde seri bağlı 2 anaerobik reaktörde sırası ile 39,5 ve 56,7 mg P/L'dir. Anaerobik reaktörlerin seri bağlı olması fosforun daha çok salınmasına imkan

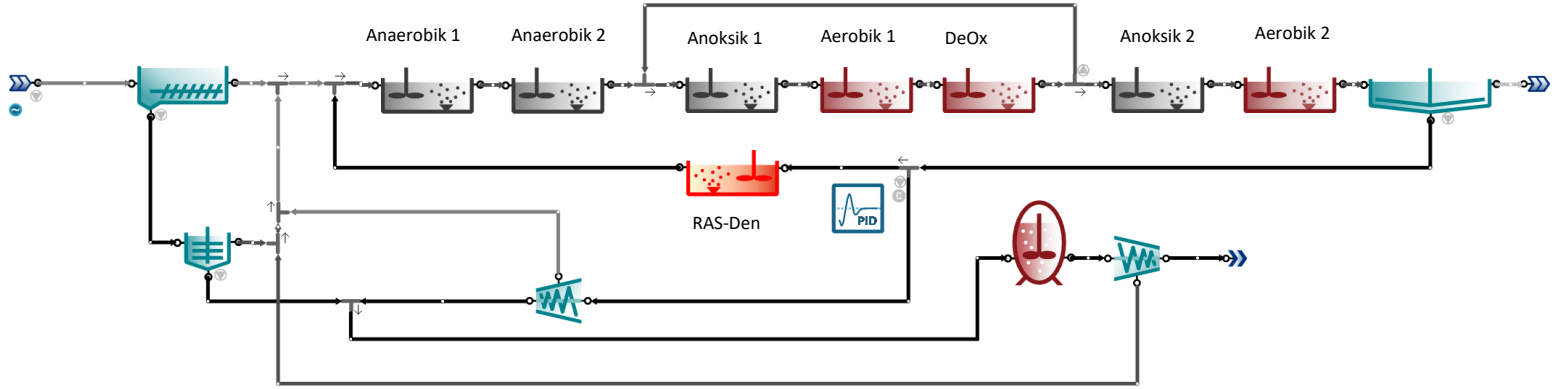
vermiştir. Genelde yaklaşım aşırı biyolojik fosfor giderimi için anaerobik reaktörlerin piston akımlı özellikte tasarlanmasıdır. Ayrıca reaktörlerin tam karışımında AKM konsantrasyonu ortalaması 5.000 mg/L; çamur geri devrinde ise 12.040 mg/L olarak hesaplanmıştır.

**Tablo 8.6.** Reaktör İçinde Kararlı Hal Simülasyon Sonuçları

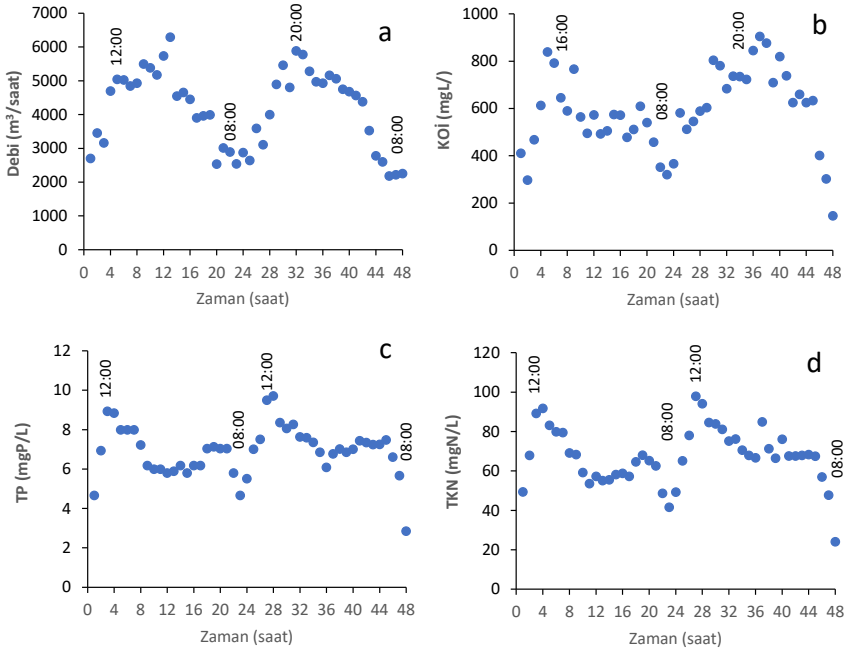
Parametre	Birim	Anaer 1	Anaer 2	Anoks 1	Aer 1	Anoks 2	Aer 2	RAS Denitr.	Deşarj
NH <sub>4</sub> -N	mg N/L	35	36	14	2,2	2,8	1,5	2,1	1,5
NO <sub>3</sub> -N	mg N/L	0	0	0,9	12,3	4,6	5,8	0,2	5,8
PO <sub>4</sub> -P	mg P/L	38	60	16	0,30	0,18	0,20	0,18	0,20

- **Dinamik Simülasyon**

Dinamik simülasyonda tesise saatlik giren değişken debi ve KOİ, TKN, TP parametreleri için çıkış saatlik performansı hesaplanmıştır. Tesis girişinde bir İSKİ Atıksu Arıtma Tesisinden alınan saatlik atıksu debi ve karakterizasyon verileri kullanılmıştır. Denge durumu simülasyonundan sonra tesisin 2 günlük dinamik simülasyonunda saatlik çıkış kalitesi ve hava debisinin günlük değişimleri hesaplanmıştır. Burada dikkate edilmesi gereken husus tesis tasarımının da “yük bazlı ortalama atıksu karakterizasyonu” kullanılarak yapılmasıdır. Dinamik simülasyon gerçek işletme koşullarını yansıttığı için deşarj limitlerinin aşılması durumunda proses kontrolü yapılmasını gerektirebilir. Bu durumda, deşarj limitinin aşıldığı parametre ile ilgili tasarım parametrelerinin yeniden gözden geçirilmesi uygun olacaktır.



**Şekil 8.3.** Sumo Programı Proses Konfigürasyonu



**Şekil 8.4.** Dinamik Giriş Atıksu Debisi ve Karakterizasyonu

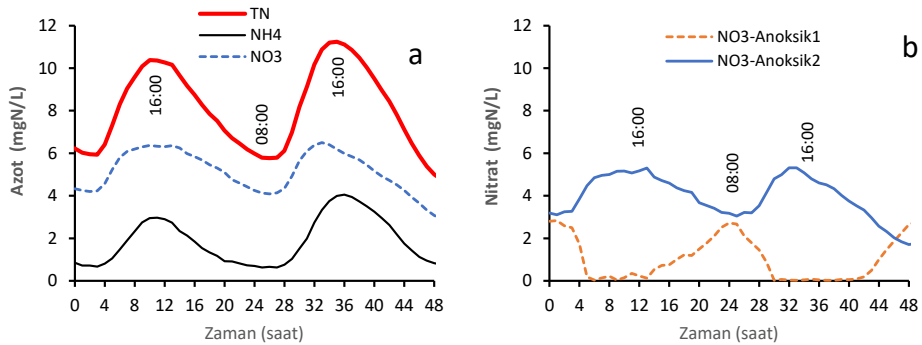
**Şekil 8.4'**te atıksu arıtma tesisinin saatlik giriş debisi ve karakterizasyon ölçümleri verilmektedir. Giriş atıksu karakterizasyonu incelendiğine debi artışının saat 12:00'de başladığı görülmektedir. Öte yandan maksimum KOİ konsantrasyonunun ise saat 16:00 civarında gerçekleştiği anlaşılmaktadır. Maksimum TKN ile KOİ yükleri arasında 4-5 saatlik bir faz farkı olduğu açıktır. Giriş TKN ile TP konsantrasyonları arasında paralellik görülmektedir. Sabah Saat 8'de tesise en düşük hidrolik ve kirlenici yükü ulaşmaktadır. Yük bazında karbon ve azot için pik faktörler sırası ile 1,78 ve 1,60 olarak hesaplanmıştır. Bu değerler yukarıda proses hesabında pik koşullardaki oksijen ihtiyacı hesabında da kullanılmıştır. **Şekil 8.3'**te verilen konfigürasyona girişi yapıldıktan sonra 48 saatlik dinamik simülasyonu gerçekleştirilmiştir.

Dinamik koşullarda çıkış azot fraksiyonları ile birlikte anoksik havuzlarda nitrat konsantrasyonunun değişimi **Şekil 8.5a** ve **Şekil 8.5b**'de verilmektedir. Yatay eksen simülasyon zamanını göstermekte olup başlangıç saati 08:00 olarak tanımlanmıştır. Günlük işletmede maksimum azot konsantrasyonuna saat 16:00'da ulaşmakta olup 11 mg N/L değerine ulaşmaktadır. Tesisin çıkışında amonyak ve nitrat piklerinin de aynı saatlerde gerçekleştiği görülmekte olup TN konsantrasyonu ortalamada 10 mg N/L seviyesinin altında kalmaktadır (**Şekil 8.5a**). Öte yandan, Şekil 4b incelendiğinde saat 16:00'da Anoksik 1'de nitratın tamamen tükendiği görülmektedir. İkinci anoksik havuzda ise nitrat 16:00'da 5,7 mg

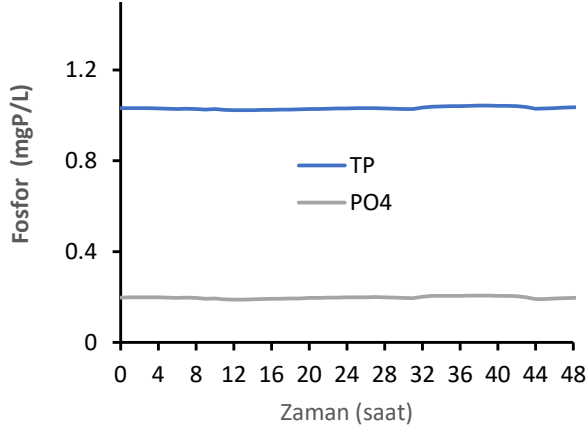
N/L seviyelerine ulaşabilmektedir. Ekipman kapasitesi seçiminde aşağıdaki koşullar gözönüne alınarak çevrim içi proses kontrolü gerçekleştirilebilir.

- Çıkış nitratın yükseldiği saat 16:00'da Anoksik 1'de tamamen tükenmekte  $R_f=3$  içsel geri devir oranı yetersiz kalmaktadır. Daha fazla nitrat giderimi yapabilmek için içsel geri devrin  $R_f=4$  seviyesine alınması uygun olacaktır. Bu durumda tesisin çıkış TN konsantrasyonu da 10 mg N/L'nin altına düşecektir.
- Çıkıştaki nitratın düşük ancak Anoksik 1'deki nitratın yükseldiği saat 08:00'de gerektiğinden yüksek içsel geri devir yapılmaktadır. İçsel geri devir, Anoksik 1'de nitratın 1 mg N/L seviyesine indirilmesi için  $R_f=2,5$  seviyesine kadar azaltılabilir. Bu durumda deşarj kalitesi etkilenmeden arıtma gerçekleşecek ve daha az enerji harcanmış olacaktır.

Sonuç olarak, enerji verimliliği açısından Anoksik 1'e konulacak nitrat ve/veya ORP ölçümüne kontrolüne bağlı içsel geri devir ayarlanması uygun olacaktır. **Şekil 8.6'**de  $PO_4\text{-P}$  ve TP parametreleri için çıkış konsantrasyonları gösterilmektedir. TP konsantrasyonu tasarımda dikkate alınan  $TP < 1$  mg P/L değerini sağlamaktadır. Çıkışta Orto-fosfat, 0,19 mg P/L civarında olup toplam fosfor 1,0 mg P/L mertebesindedir. Aradaki fark savaclardan kaçan 15 mg/L AKM'nin fosfor içeriği kadardır.

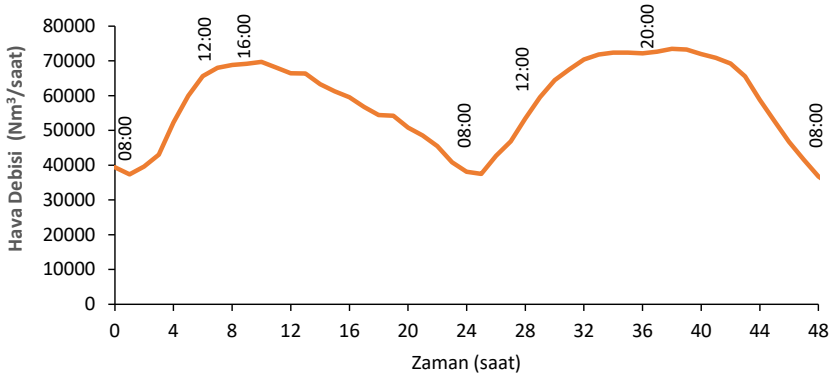


**Şekil 8.5.** Saatlik Çıkış Atıksuyunda (a) Azot Fraksiyonları ve (b) Anoksik Havuzlarda Nitrat Konsantrasyonları (T=15°C)



**Şekil 8.6.** Saatlik Çıkış Fosfor Bileşenleri

Aşağıda, sisteme saatlik verilmesi gereken hava debisi hesaplanmıştır (**Şekil 8.7**). Gün içinde minimum verilmesi gereken hava debisi 40.000 Nm<sup>3</sup>/saat, maksimumda ise 72.000 Nm<sup>3</sup>/saat değerine ulaşmaktadır. Elle yapılan hesaplarda pik faktörler ( $f_C$ ,  $f_N$ ) dikkate alındığında blower kapasitesi 75.000 Nm<sup>3</sup>/saat olarak emniyetli bulunmuştur. Kurak hava debisinde gün içinde toplam blower kapasitesinin %58'i minimum yük altında kullanılmaktadır. Maksimum saatlik koşullarda ise ortalamanın %127'si seviyesine ulaşmaktadır. Dinamik simülasyon sonuçları incelenerek blower sayısı ve işletme düzenine de karar verilebilir.



**Şekil 8.7.** Saatlik Hava Debisi İhtiyacı (T=15°C)

#### 8.4. Son Çökelme Havuzu Tasarımı

Son çökelme havuzu tasarımında farklı yöntemler kullanılabilir. Bu örnekte, çökelme deneylerinden elde edilen grafiklerin kullanıldığı “çökelme akısı” yöntemi tercih edilmiştir. Çökelme akısı yönteminin kullanılabilmesi için, çökelme hızı deneylerinden elde edilmiş MLSS konsantrasyonu–katı madde akı ( $G_g$ ) eğrilerine ihtiyaç vardır. Aşağıda, İstanbul'da faaliyet gösteren bir atıksu arıtma tesisi için elde edilmiş çökelme akısı eğrisi verilmektedir (**Şekil 8.8**). Son çökelme havuzu tasarımı için aşağıdaki bilgiler gereklidir.

- Ortalama debi ( $Q_{OKHD}=4.166 \text{ m}^3/\text{saat}$ ) ve maksimum saatlik pik faktör ( $PF_{\text{MaksKH}}=1,8$ )
- Havalandırma havuzu MLSS konsantrasyonu ( $5.000 \text{ mg/L}$ )
- İşletme koşullarında çamur geri devrinde MLSS konsantrasyonu ( $X_r=12.000 \text{ mg/L}$ )
- Çamur geri devir oranının seçimi ( $R_x=0,70$ )

##### Çökelme Havuzu Yüzey Alanının Belirlenmesi

Öncelikle, tesise giren maksimum saatlik debi ( $Q_{MKHD}$ ) için gerekli son çökelme havuzu toplam yüzey alanı belirlenmelidir. Sonrasında ortalama debi için durum tahkik edilmesi uygun olacaktır. Pik debi faktörü (PF) ölçümler sonucu elde edilmiş ve 1,8 olarak kabul edilir. Maksimum kuru hava debisi aşağıdaki şekilde hesaplanır.

$$Q_{MKHD} = PF_{\text{MaksKH}} \cdot Q_{OKHD} = 1,8 \cdot 4.166 = 7.498 \text{ m}^3/\text{saat} \text{ olarak hesaplanır.}$$

Reaktörde (havalandırma havuzu) seçilen AKM konsantrasyonu  $5.000 \text{ mg/L}$ 'den çizilen dikmenin (Şekil 8.8) eğriyi kestiği nokta, bu konsantrasyondaki çökelme hızına karşılık gelen akı değerini vermektedir. Durultma amacı için Şekil 8.8'de kırmızı nokta ile gösterilen gerekli taşıma hızının ( $q_A$ ) akı grafiğinin altında kalması gereklidir.

Katı madde akısının ( $G$ )  $5 \text{ kg/m}^2/\text{saat}$  olacağı kabulü ile işletme noktası (state point, Şekil 8.8 kırmızı nokta) belirlenir. Buna göre taşıma (savaklanma) hızı:

$$q_A = \frac{G}{X} = \frac{5}{1} = 1 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{saat} \text{ bulunur.}$$

Maksimum kuru hava debisi ( $Q_{MKHD}$ ) ve taşıma hızı ( $q_A$ ) bilgileri kullanılarak gerekli son çökelme havuz alanı ( $A$ ) hesaplanmalıdır.

$$q_A = \frac{Q_{MKHD}}{A}$$

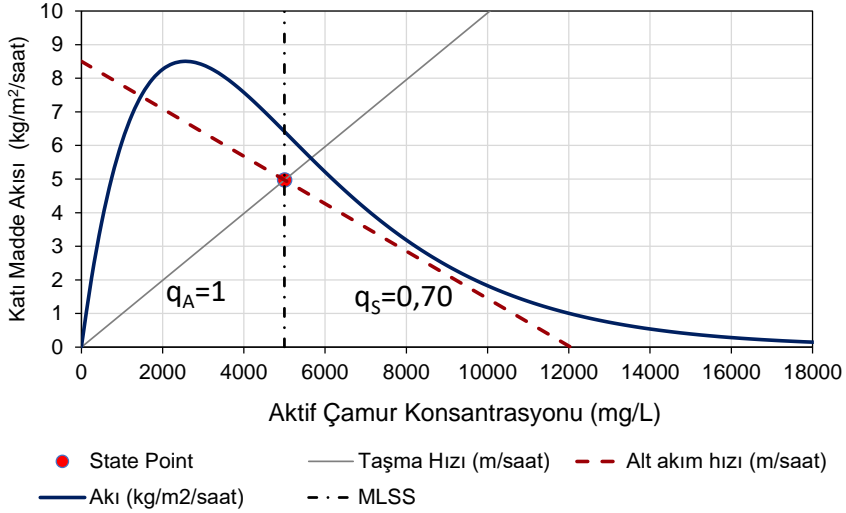
$$A = \frac{Q_{MKHD}}{q_A} = \frac{7.498}{1} = 7.498 \text{ m}^2$$

Çamur geri devir oranı  $R_x$ , %70 olarak alındığında çamur alt akım hızı:



$$q_S = \frac{R_x \cdot Q_{MKHD}}{A} = \frac{0,7 \cdot 7.498}{7.498} = 0,70 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{saat}$$

olarak hesaplanır. Bu değer alt (çamur) akım hızı doğrusunun eğimine eşittir. (Şekil 8.8) İşletme noktasından geçen ve 0,70 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/saat eğime sahip doğru, çökeltme akı eğrisini kesmediği için hesaplanan yüzey alanı yoğunlaştırma için de yeterlidir (Eğer q<sub>S</sub> doğrusu akı eğrisini keser ise doğrunun eğiminin limit akı eğrisini kesmeyecek şekilde ayarlanması gereklidir).



**Şekil 8.8.** Pik Saatlik Debi için Taşma Hızı, Alt Akım Hızı ve İşletme Noktası

Alt akım hızı (q<sub>S</sub>) doğrusunun X-eksenini kestiği nokta ise geri devir akımındaki AKM seviyesini verir. Seçilen X ve R<sub>x</sub> değerlerine göre geri devirde AKM konsantrasyonunun 12.000 mg/L olduğu grafikten görülmektedir. Çamur geri devir debisi maksimum saatlik debide;

$Q_r = q_S \cdot A = 0,70 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{saat} \cdot 7.498 \text{ m}^2 = 5.250 \text{ m}^3/\text{saat}$  olarak hesaplanmakta olup Q<sub>r</sub> pompa kapasitesi bu debiye göre belirlenmelidir.

Dairesel çökeltme havuz çapı Ø49 m olarak seçildiğinde gerekli havuz adedi aşağıdaki formülden hesaplanır:

$$n = \frac{A}{\pi \cdot D^2 / 4} = \frac{7.498}{\pi \cdot 49^2 / 4} = 4 \text{ havuz}$$

#### Çökeltme Havuzu Derinliği

Havalandırma havuzundan alınan çamur, dağıtma yapısı ile son çökeltme havuzlarına eşit dağıtılacaktır. Havuzun taban derinliğinin hesaplanması için çamur toplama sistemine karar

verilmelidir. Çamurun köprüye bağlı küreme tertibatı ile toplanacağı kabul edilmiştir. Son çökeltme havuzunun yan duvar su derinliği 3,5 m (3-5 m) alınarak dairesel havuzun merkez derinliği taban eğiminden hesaplanabilir. Havuz taban eğimi 1/12 olarak alındığında havuzun merkezindeki derinlik (çamur toplama konisi hariç) 5,54 m olarak hesaplanabilir..

#### Ortalama Debide İşletme Tahkiki

Benzer şekilde AKM konsantrasyonu 5.000 mg/L'den çizilen dikmenin eğriyi kestiği nokta (**Şekil 8.9**), bu konsantrasyondaki çökeltme hızına karşılık gelen akı değerini vermektedir. Şekil 8.9'da kırmızı nokta ile gösterilen ortalama debide taşma hızının ( $q_A$ ) akı grafiğinin altında kalması gereklidir. Ortalama debi için taşma hızı ( $q_A$ ) kontrol edildiğinde;

$$q_A = \frac{Q_{OKHD}}{A} = \frac{4.166}{7.498} = 0,55 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{saat}$$

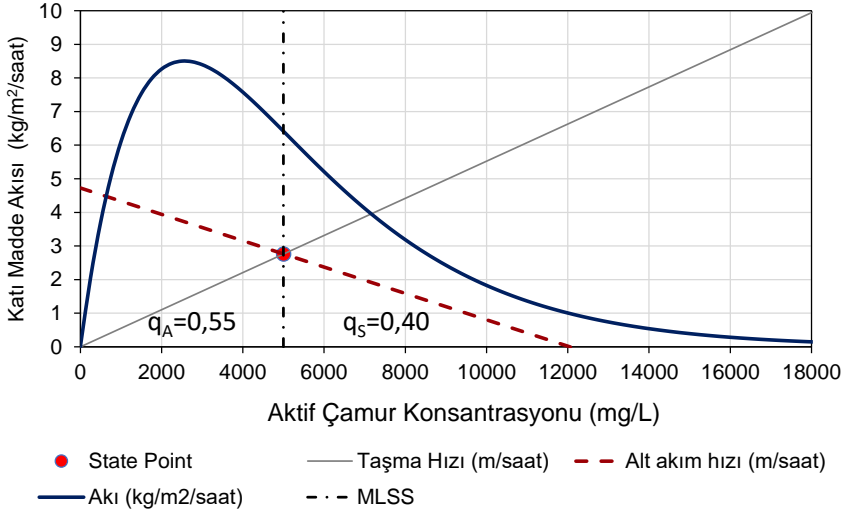
değeri hesaplanır. Reaktör içindeki AKM konsantrasyonunun pik debi de değişmeyeceği kabul edilmiştir. Geri devir akımındaki AKM konsantrasyonunun 12.000 mg/L değerinde tutulabilmesi için alt akım hızının  $0,4 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{saat}$  değerine ayarlanması gerekmektedir (**Şekil 8.9**). Ortalama debide çamur geri devir debisi ( $Q_r$ ):

$$Q_r = q_s \cdot A = 0,40 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{saat} \cdot 7.498 \text{ m}^2 = 3.000 \text{ m}^3/\text{saat} \text{ olmalıdır.}$$

Ortalama debide katı madde yükleme hızı (SLR):

$$SLR = \frac{(1+R_x) \cdot Q \cdot X}{A} = \frac{(1+0,7) \cdot 4.166 \cdot 5}{7.498} = 4,7 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{saat}} \text{ olarak hesaplanır.}$$

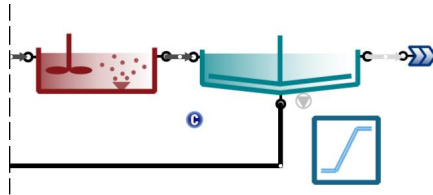
**Şekil 8.9**'da ortalama debi için akı, taşma hızı, alt akım hızları gösterilmiştir. Ortalama ve pik debiler için geri devir oranları %70 olarak ayarlanmıştır.



**Şekil 8.9.** Ortalama Debi için Taşma Hızı, Alt Akım Hızı ve İşletme Noktası

#### Son Çökeltme Dinamik Simülasyonu

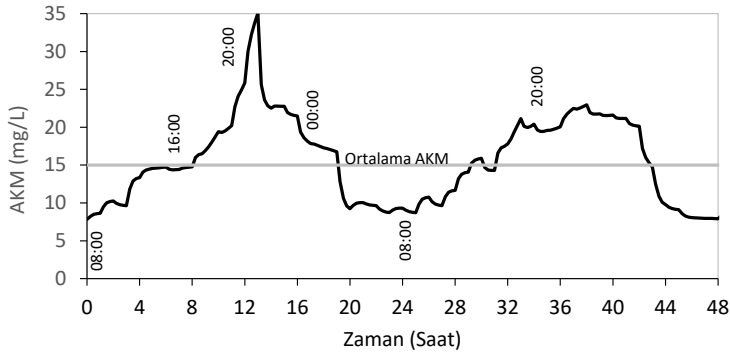
Tasarım sonrasında son çökeltmenin çıkış performansına etkisi iredelenmelidir. Bu amaçla, son çökeltmenin saatlik bazda dinamik simülasyonu gerçekleştirilmiştir. Atıksu arıtma tesisi işletmesinde saatlik debiler kullanılarak denge durumu simülasyonundan sonra dinamik simülasyon yürütülmüştür. Simülasyonlarda eksponansiyel çökeltme modeli (Takacs vd., 1991) kullanılmıştır. Son çökeltme havuzunda biyolojik reaksiyonların gerçekleşmediği kabul edilmekte olup simülasyonlara dahil edilmemiştir. **Şekil 8.3'**te verilen konfigürasyonda, son çökeltme havuzu giriş debisine bağlı oransal kontrol simülasyonlarda uygulanmış olup **Şekil 8.10'**da gösterilmektedir. Tasarımda elde edilen yüzey alanı ( $7.498 \text{ m}^2$ ), ortalama son çökeltme tankı derinliği (4,5 m) ve hesaplardaki katman sayısı ise 9 olarak seçilmiştir. Son çökeltme havuzuna aktif giriş noktasının derinliğin yarısında (2,5 m) olacağı kabul edilmiştir. İşletmede Oransal kontrol parametresi %70 değerine ayarlanmıştır. Engellenmiş çökeltme parametresi (0,3 L/g), sıkıştırma bölgesi sınır konsantrasyonu (7.000 mg/L) ayarlanmış olup diğer parametrelerin ön tanımlı değerleri kabul edilmiştir.



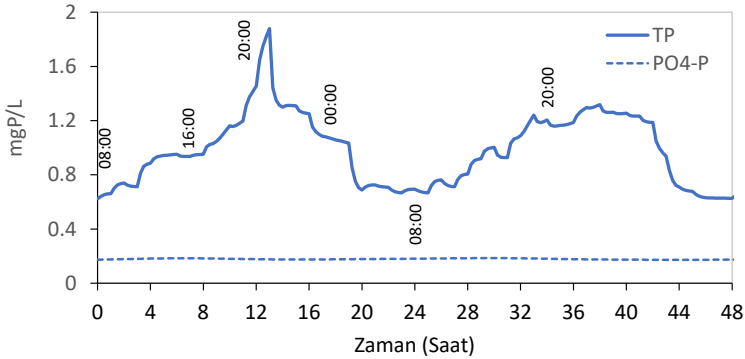
**Şekil 8.10.** Son Çökeltme Havuzu Geri Devir Debisi Oransal Kontrolü (Sumo)

Dinamik simülasyonlarda son çökeltme ünitesinden kaçan saatlik AKM ve TP parametrelerinin simülasyonu yapılmıştır. Maksimum saatlik yük koşullarında tesisten AKM konsantrasyonlarının yükseldiği ve 35 mg/L seviyelerine ulaştığı görülmektedir (**Şekil 8.11**). Ortalamada 15 mg/L AKM konsantrasyonu sağlanabilmektedir. **Şekil 8.6'**da verilen sonuçlar ile karşılaştırıldığında son çökeltmeden kaçan AKM seviyesine bağlı TP konsantrasyonları saatlik bazda farklılık göstermektedir (**Şekil 8.12**). Ortalamada (kompozit numunede) çıkış TP konsantrasyonu 1 mg P/L değerinin altında kalsa da saat 16:00-22:00 arasında TP, 1 mg/L değerini aşmaktadır. Ancak, PO<sub>4</sub>-P konsantrasyonu değişmemektedir. Savaklardan kaçan AKM konsantrasyonuna göre azot parametrelerinde **Şekil 8.5'**e göre önemli bir fark olmadığı için simülasyon sonuçları verilmemiştir.

Özellikle çıkış nitrat konsantrasyonlarının düşük, tesis giriş dinamiğinin fazla, son çökeltme havuzu çamur battaniyesinin ve bekleme süresinin yüksek olduğu koşullar için son çökeltme havuzu içinde biyolojik reaksiyonların hesaplamalara dahil edilmesi önerilmektedir.



**Şekil 8.11.** Son Çökeltme Çıkışı Saatlik AKM Konsantrasyonu



**Şekil 8.12.** Son Çökeltme Çıkışı Saatlik TP Konsantrasyonu

## KAYNAKLAR

- Abeling U., Seyfried C., (1992) Anaerobic-aerobic treatment of high strength ammonium wastewater nitrogen removal using nitrite. *Water Sci Technol* 26(5-6), 1007–1015.
- ABS (2000) Mixers terminology and fundamentals. Teknik Doküman.
- Abusam A., Keesman KJ. (1999) Effect of number of CSTRs on the modelling of oxidation ditches: steady state and dynamic analysis. *Med Fac Landbouww. Univ. Gent*, 64/5a.
- Aksel M., Insel G., Keskinler B. (2015) Çevre Mühendisliğinde hesaplamalı akışkanlar dinamiği uygulamaları. TMMOB 11. Ulusal Çevre Mühendisliği Kongresi, 16 Ekim 2015, Bursa.
- Andrews J.F. (1974) Dynamic models and control strategies for waste-water treatment processes. *Water Res.* 8(5), 261–289.
- APHA (2012) Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. 22nd Edition, American Public Health Association, American Water Works Association, Water Environment Federation, Washington, DC, USA.
- Arrojo B., Mosquera-Corral A., Campos J.L., Mendez R. (2006) Effects of mechanical stress on Anammox granules in a sequencing batch reactor (SBR). *J Biotechnol* 123, 453–463.
- Artan N., Orhon D. (2005) Mechanism and Design of Sequencing Batch Reactors for Nutrient Removal. IWA Publishing, Londra.
- Atıksu Arıtma Tesisleri Teknik Usuller Tebliği (2010) Resmi Gazete, 20.03. 2010/27527. Çevre ve Orman Bakanlığı, Ankara.
- ATV 131A (2016) Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen. Hennef, Almanya. ISBN: 978-3-88721-220-9.
- ATV 131E (2000) Dimensioning of Single Stage Activated Sludge Plants. GFA Publishing Company of ATV-DVWK Water, Wastewater and Waste, Hennef, Almanya. ISBN: 3-935669-82-8.
- ATV DVWK-A 198E (2003) Standardization and Derivation of Dimensioning Values for Wastewater Facilities. DWA, Hennef, ISBN-10: 3-924063-63-X.
- ATV-DVWK-M 265E (2000) Regulation of Oxygen Transfer with the Activated Sludge Process. GFA Publishing Company of ATV-DVWK Water, Wastewater and Waste, Hennef, Almanya ISBN: 978-3-937758-64-0.

- ATV-M 268E (1997) Control and Regulation of N Elimination Using the Activated Sludge Process. GFA Publishing Company of ATV-DVWK Water, Wastewater and Waste, Hennef, Almany, ISBN: 978-3-927729-45-2.
- Barker P.S., Dold P.L. (1997) General model for biological nutrient removal activated-sludge systems: model presentation. *Water Env Res.* 69(5), 969-984.
- Barnes D., Forster C.F., Johnstone D.W. (1983) Oxidation ditches in wastewater treatment. Pitman Publishing, Londra, ISBN 0-273-08527-1.
- Bathe S., de Kreuk M.K., McSwain B.S., Schwarzenbeck N. (2005) *Aerobic Granular Sludge*. IWA Publishing, Londra.
- Batstone D.J., Keller J., Angelidaki I., Kalyuzhnyi S.V., Pavlostathis S.G., Rozzi A., Sanders W.T.M., Siegrist H., Vavilin V.A. (2002) *The IWA Anaerobic Digestion Model No 1 (ADM1)*. IWA Publishing, London.
- Bidstrup S.M., Grady Jr.C.P.L. (1987) A user's manual for SSSP simulation of single sludge processes for carbon oxidation, nitrification and denitrification. *Environmental Systems Engineering*, Clemson Univ., Clemson, SC, ABD.
- Bye M.C., Dold P.L. (1998) Sludge volume index settleability measures: effect of solids characteristics and test parameters. *Water Environ Res.* 70(1), 87-93.
- Carucci A., Kühni M., Brun R., Carucci G., Koch G., Majone M., Siegrist H. (1999) Microbial competition for the organic substrates and its impact on EBPR systems under conditions of changing carbon. *Water Sci Technol.* 39(1), 75-85.
- Chambers B. (1992) Design methodology for optimisation of aeration efficiency in activated sludgeplants. In: *Proceedings 6th Forum Applied Biotechnology*. Med. Fac. Landbouww. Univ. Gent, 57, 1631-1642.
- Cohen G.H., Coon G.A. (1953) Theoretical Consideration of Retarded Control. *Trans ASME*, 75, 827-834.
- Dapena-Mora A., Fernández I., Campos J.L., Mosquera-Corral A., Méndez R., Jetten M.S.M., (2007) Evaluation of activity and inhibition effects on Anammox process by batch tests based on the nitrogen gas production. *Enzyme Microb Technol.* 40, 859–865.
- Dapena-Mora, A., Campos, J.L., Mosquera-Corral, A., Méndez, R., (2006) Anammox process for nitrogen removal from anaerobically digested fish canning effluents. *Water Sci Technol* 53(12), 265–274.
- De la Sota A., Larrea L., Novak L., Grau P., Henze M. (1994) Performance and model calibration of R-N-D processes in pilot plant. *Water Sci Technol.* 30(6), 355-364.

- Dogrueel S., Ubay Cokgor E., Insel G., Keskinler B., Orhon D. (2021) Anatomy of the organic carbon in an industrial wastewater: Implications of particle size distribution, respirometry and process modelling. *Process Saf Environ.* 146, 257–266.
- Dold P.L., Ekama G.A., Marais G.v.R. (1980) A general model for the activated sludge process. *Progress in Water Technology*, 12(6), 47-54.
- Dupont R., Henze, M. (1992) Modelling of the secondary clarifier combined with the Activated Sludge Model No. 1. *Water Sci Technol.* 25(6), 285–300.
- Eckenfelder W.W., Goronszy M.C., Watkin A.T. (1985) Comprehensive activated sludge design. In *Mathematical Models in Biological Waste Water Treatment: S.E. Jorgensen and M.J. Gromiec (eds.), Developments in Environmental Modeling No. 7, Elsevier, Amsterdam, 95–132.*
- Ekama G.A. (2009) Using bioprocess stoichiometry to build a plant-wide mass balance based steady-state WWTP model. *Water Res.* 43, 2101–2120.
- Ekama G.A., Barnard J.L., Gunthert F.W., Krebs P., McCorquodale J.A., Parker D.S., Wahlberg E.J. (1997) Secondary settling tanks: theory, modelling design and operation. IAWQ Scientific and Technical Report No. 6, IWA Publishing, London.
- Ekama G.A., Dold P.L., Marais G.v.R. (1986) Procedures for determining influent COD fractions and the maximum specific growth rate of heterotrophs in activated sludge systems. *Water Sci. Technol.* 18, 91-114.
- EPA (1993) Manual Nitrogen Control. EPA/625/R-93/010, U.S. EPA, Washington DC.
- Erdoğan A.O., Zengin G.E., Orhon D. (2010) Türkiye’de evsel atıksu oluşum miktarları ve karakterizasyonu. *İTÜDERGİSİ/e*, 15(1).
- Fan J., Ji F., Xu X., Wang Y., Yan D., Chen Q. (2015) Prediction of the effect of fine grit on the MLVSS/MLSS ratio of activated sludge. *Bioresour Technol.* 190 (2015) 51–56.
- Filipe C.D.M, Daigger G.T. (1998) Development of a revised metabolic model for the growth of phosphorus-accumulating organisms. *Wat. Env. Res.*, 70(1), 67-79.
- Fux, C., Siegrist, H. (2004). Nitrogen removal from sludge digester liquids by nitrification/denitrification or partial nitritation/anammox: Environmental and economical considerations. *Water Sci Technol.* 50 (10): 19–26.
- Garret M.T., Sawyer C.N. (1952) Kinetics of removal of soluble BOD by activated sludge. In *Proc: 7th Annual Ind. Wastes Conf., Purdue University, Lafayette, IN, 7-9 May, 51-77.*
- Gernaey K.V., Jorgensen, S.B. (2004) Benchmarking combined biological phosphorus and nitrogen removal wastewater treatment processes. *Control Eng Pract.* 12(3) 357-373 .

- Giokas L.G., Daigger G.T., von Sperling M., Kim Y., Paraskevas P.A. (2003) Comparison and evaluation of empirical zone settling velocity parameters based on sludge volume index using a unified settling characteristic. *Water Res.* 37, 3821-3836.
- Grundfoss (2019) Design recommendation for mixing. Teknik Doküman, İsviçre.
- Gujer W., Henze M., Mino T., van Loosdrecht M.C.M (1999) Activated sludge model No 3. *Water Sci. Technol.* 39(1), 183-193.
- Gujer W., Larsen T.A. (1995). The implementation of biokinetics and conservation principles in ASIM. *Water Sci Technol.* 31(2), 257-266.
- Gunes G., Hallac E., Ozgan M., Erturk A., Okutman Tas D., Cokgor E., Guven D., Takács I., Erdinciler A., Insel G. (2019) Enhancement of nutrient removal performance of activated sludge with a novel hybrid biofilm process. *Bioprocess Biosyst Eng.* 42(3), 379-390.
- Günder B. (2001) The Membrane Coupled-Activated Sludge Process in Municipal Wastewater Treatment. Technomic Publishing Company Inc., Lancaster.
- Güven D. (2003). Experimental Assesment of Anammox Processes Response to Different Carbon Sources. Doktora Tezi, Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul Teknik Üniversitesi, Maslak.
- Güven D., Dapena-Mora A., Kartal B., Schmid M.C., Maas B., Pas- Schoonen K., Sozen S., Mendez R., Camp H.J.M., Jetten M.S.M., Strous M., Schmidt I. (2004) Propionate Oxidation by and Methanol Inhibition of Anaerobic Ammonium-Oxidizing Bacteria. *App Environ Microb.* 71(2), 1066–1071.
- Güven D., Sözen S. (2010) Biyolojik azot giderimi için yenilikçi teknolojiler; Anammox ve Sharon prosesleri. *İTÜ Dergi*, 20 (2), 48-56.
- Hanhan O., Insel G., Ozgur Yagci N., Artan N., Orhon D. (2011) Mechanism and design of intermittent aeration activated sludge process for nitrogen removal. *J Environ Sci Health Part A*, 46(1), 9-16.
- Hassas Su Kütleleri ile Bu Kütleleri Etkileyen Alanların Belirlenmesi ve Su Kalitesinin İyileştirilmesi Hakkındaki Yönetmelik (2016) Resmi Gazete, 29927. Orman ve Su İşleri Bakanlığı, Ankara.
- Hellinga C., Schellen A.A.J.C., Mulder J.W., Van Loosdrecht M.C.M., Heijnen J.J. (1998) The Sharon process: an innovative method for nitrogen removal from ammonium rich wastewater. *Water Sci Technol.* 34, 135-142
- Henze M., Dupont R., Grau P., De la Sota A. (1993) Rising sludge in secondary settlers due to denitrification. *Water Res.* 27(2), 231-236.



- Henze M., Grady C.P.L.Jr, Gujer W., Marais G.v.R., Matsuo T. (1987) Activated sludge model No.1. IAWPRC Science and Technical Report No. 1, IAWPRC, London.
- Henze M., Gujer W., Mino T., Matsuo T., Wentzel M.C, Marais G.v.R. (1995) Activated sludge model No.2. IAWPRC Task Group on Mathematical Modelling for Design and Operation of Biological Treatment, IAWQ, London.
- Henze M., Gujer W., Mino T., Matsuo T., Wentzel M.C., Marais G.v.R, van Loosdrecht M.C.M (1999) Activated sludge model No.2d, ASM2d. *Water Sci Technol.* 39(1), 165-182
- Henze M., Gujer W., Mino T., van Loosdrecht M.C. (2000) Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3. IWA publishing.
- Henze M., Harremoes P., La Cour Janssen L., Ervin E. (1994) *Wastewater treatment: Biological and chemical processes.* 3rd edition, Springer, Berlin.
- Henze M., van Loosdrecht M.C.M., Ekama G.A., Brdjanovic D. (2008) *Biological Wastewater Treatment Principles, Modelling and Design.* IWA Publishing, Londra, İngiltere, ISBN: 1843391880.
- Henze, M., Harremoes, P., Jansen, J. C., Arvin, E. (2001) *Wastewater Treatment: Biological and Chemical Processes.* Springer Berlin Heidelberg.
- Hiatt W.C., Grady C.P.L. (2008) An updated process model for carbon oxidation, nitrification and denitrification. *Water Environ Res.*, 80(11), 2145-2156.
- Hong-guo Z., Shao-qi Z. (2006) Treating leachate mixture with anaerobic ammonium oxidation technology. *J Cent South Univ T.* 13(6), 663-667.
- Hwang, I. S., Min, K. S., Choi, E., Yun, Z., (2006) Resource recovery and nitrogen removal from piggery waste using the combined anaerobic processes. *Water Sci Technol.* 54(8), 229-236.
- Insel G., Artan N., Orhon D. (2005) Effect of aeration on nutrient removal performance of oxidation ditch systems. *Environ Eng Sci.* 22(6), 802-815.
- Insel G., Güder B., Güneş G., Çokgör E. (2012) Are standard wastewater treatment plant design methods suitable for any municipal wastewater? *Water Sci Technol.* 66(2), 328-335.
- Insel G., Orhon D., Vanrolleghem P.A. (2003) Identification and modelling of aerobic hydrolysis – application of optimal experimental design. *J Chem Technol Biotechnol.* 78 (4):437-445

- Insel G., Russell D., Beck B., Vanrolleghem P.A. (2003) Evaluation of Nutrient Removal Performance for an Orbal® Plant Using The ASM2d Model. WEFTEC 2003: 76th Annual Technical Exhibition & Conference, October 11-15, Los Angeles, California USA.
- Insel G., Sozen S., Yucel A.B., Gokcekus H., Orhon, D. (2019) Assessment of anoxic volume ratio based on hydrolysis kinetics for effective nitrogen removal: model evaluation. J Chem Technol Biotechnol. 94, 6, 1739-1751.
- Insel G., Zengin Balcı G. (2018) Develi (Kayseri) Evsel Atıksu Arıtma Tesisine endüstriyel atıksu girişinin proses performansına etkilerinin incelenmesi raporu. İTÜ Çevre Mühendisliği Bölümü, Teknik Rapor, İstanbul.
- Isaka K., Suwa Y., Kimura Y., Yamagishi T., Sumino T., Tsuneda, S. (2008) Anaerobic ammonium oxidation (anammox) irreversibly inhibited by methanol. App Microbiol Biotechnol. 81, 379–385.
- İçme-Kullanma Suyu Havzalarının Korunmasına Dair Yönetmelik (2017) Resmi Gazete, 30224. Orman ve Su İşleri Bakanlığı, Ankara.
- Insel G. (2004) Model-based activated sludge systems analysis for carbon, nitrogen and phosphorus removal mechanisms”, Doktora Tezi, Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul Teknik Üniversitesi, Maslak.
- Insel G. (2020) Atıksu Arıtma Tesisi Yeterlilik Eğitimi (AATSER), Modül 2: Atıksu arıtma tesislerinin projelendirilmesi, TC Çevre ve Şehircilik Bakanlığı, Çevre Yönetimi Genel Müdürlüğü, Ankara.
- Insel G., Artan N., Çoğgör E., Akça Güven D., Okutman Taş D., Zengin Balcı G.E., Özyıldız G., Pala I. (2020) Atıksu Yönetimi Standardizasyon Projesi No-1, İstanbul Su ve Kanalizasyon İdaresi, Ar-Ge Müdürlüğü, Proje Final Raporu, Kağıthane, İstanbul.
- Insel G., Çoğgör E., Güven D., Özyıldız G. (2018) İSKİ Paşaköy, Ataköy ve Tuzla İleri Biyolojik Atıksu Arıtma Tesislerinin çıkış kalitesinin cezai müeyyideye esas parametrelerinin simülasyon destekli incelenmesi. Teknik Rapor, İTÜ Çevre Müh. Böl., İstanbul.
- Jenkins D., Richard M.G., Daigger G. (2004). Manual on the causes and control of activated sludge bulking, foaming and other separation problems. 3. Baskı, Lewis Publishers, ABD.
- Jenkins D., Wanner J., Yuan Z. (2014) Activated Sludge: 100 Years and Counting. IWA Publishing, Londra, İngiltere.

- Jetten M.S.M., Wagner M., Fuerst J., van Loosdrecht M., Kuenen G., Strous M., (2001) Microbiology and Application of the Anaerobic Ammonium Oxidation (Anammox) Process. *Curr Opin Biotechnol.* 12, 283-288.
- Judd S. (2011) *The MBR Book: Principles and Applications of Membrane Bioreactors for Water and Wastewater Treatment.* Second edition, Elsevier Publishing, Londra.
- Katebi R., Johnson M.A., Wilkie J. (1999) *Control and Instrumentation for Wastewater Treatment Plants,* Advances in Industrial Control. Springer, Berlin.
- Kayser R., (1989) *Abwasserreinigung mit Stickstoff und Phosphorelimination.* Handbuch Wasserversorgungs und Abwassertechnik. 3. Ausgabe, Vulkan Verlag, Essen.
- Kentsel Atıksu Arıtımı Yönetmeliği (2006) Resmi Gazete, 26047. Çevre ve Orman Bakanlığı, Ankara.
- Khudenko B.M., Shpirt E. (1986) Hydrodynamic parameters of diffused air systems. *Water Res.* 20, 905–915.
- Koch G., Pianta R., Krebs P., Siegrist H., (1999) Potential of denitrification and solids removal in the rectangular clarifier. *Water Res.*, 33(2), 309-318.
- Krampe J., Krauth K. (2003) Oxygen transfer into activated sludge with high MLSS concentrations. *Water Science and Technology*, 47(11), 297–303.
- Krishna C., van Loosdrecht M.C.M. (1999) Substrate flux into storage and growth in relation to activated sludge modeling. *Water Res.* 33(14): 3149-3161.
- Lakay M.T., Hulsman A., Ketley D.A., Warburton C.A., De Villiers M.E., Casey T.G., Wentzel M.C., Ekama G.A., (1999) Filamentous organism bulking in nutrient removal activated sludge systems, Paper 7: Exploratory experimental investigations. *Water SA* 25(4) 383-396.
- Levenspiel O. (1999) *Chemical Reaction Engineering.* 3rd Edition., Wiley, New York.
- Makinia J. (2010) *Mathematical Modelling and Computer Simulation of Activated Sludge Systems.* International Water Association, Londra, İngiltere.
- Melcer H., Dold P., Jones R.M., Takács I., Stensel H.D., Wilson A.W., Sun P., Bury S. (2003) *Methods for wastewater characterization in activated sludge modeling.* Technical Report, Water Environment Research Federation, Alexandria, ABD.
- Metcalf & Eddy (2014) *Wastewater Engineering Treatment and Resource Recovery.* Metcalf & Eddy, Inc., Mc Graw Hill, 4. Baskı, Newyork, ABD.

- Milia, S., Perrab, M., Cappai, G., Carucci, A. (2016) SHARON process as preliminary treatment of refinery wastewater with high organic carbon-to-nitrogen ratio. *Desalin Water Treat.* 57 (38): 17935-17943.
- Mueller J.A., Boyle W.C., Pöpel H.J. (2002) *Aeration: Principles and Practice*. Water Quality Management Library, Volume 11, CRC Press, Washington DC., ABD.
- Murnleitner E., Kuba T., van Loosdrecht M.C.M, Heijnen J.J. (1997) An integrated metabolic model for the aerobic and denitrifying biological phosphorus removal. *Biotechnol Bioeng.*, 54(5), 434-450.
- Münch E.V., Lant P., Keller J. (1996) Simultaneous nitrification and denitrification in bench-scale sequencing batch reactors. *Water Research*, 30(2), 277-284.
- Nifong A., Nelson A., Johnson C., Bott C.B. (2013) Performance of a full-scale side stream DEMON® deammonification installation. *Proceedings of the Water Environment Federation*, 2013 (13), 3686-3709.
- Nopens I, Batstone D.J., Copp J., Jeppson U. (2009) An ASM/ADM model interface for dynamic plant-wide simulation. *Water Res.*, 43(7), 1913-1923.
- Ødegaard H., Christensson M., Sørensen K. (2014) Hybrid systems. In: Jenkins D, Wanner J (eds) *Activated Sludge - 100 years and counting*. IWA Publishing, London, UK,
- Okutman Tas D., Karahan O., Insel G., Övez S., Orhon D., Spanjers H. (2009) Biodegradability and denitrification potential of settled chemical oxygen demand in domestic wastewaters. *Water Environ Res.*, 81(7), 715-727.
- Olsson G., Nielsen N.K., Lynggaard-Jensen A., Steyer J.P. (2005) *Instrumentation, control and automation in wastewater systems*. IWA Publishing, Scientific and Technical Report No: 15, Londra, İngiltere.
- Orhon D., Artan N. (1994) *Modelling of Activated Sludge*. Technomic Press, Lancaster.
- Orhon D., Karahan O. (1999) Aktif çamur sistemlerinde inert KOİ bileşenlerinin belirlenmesi. *Su Kirlenmesi Kontrolü Dergisi*, 9(2), 47-52.
- Orhon D., Sozen S., Artan N. (1996) The effect of heterotrophic yield on the assessment of the correction factor for anoxic growth. *Water Sci Technol.*, 34(5-6), 67-74.
- Paques (2007) *The advance of Anammox*. [Brochure]. Abma W., Schultz C., Mudler J.W., Loosdrecht M., Star W., Strous M. and Tokutomi T. <http://www.paques.nl/documents/papers/>

- Perendeci A., Insel G. (2020) Atıksu Arıtma Tesisi Yeterlilik Eğitimi (AATSER), Modül 18: Atıksu arıtma tesislerinde enstrümantasyon, otomasyon ve proses kontrol. TC Çevre ve Şehircilik Bakanlığı, Çevre Yönetimi Genel Müdürlüğü, Ankara.
- Qasim S.R. (1999) Wastewater Treatment Plants: Planning, Design and Operation. 3rd ed. CRC Press.
- Qasim S.R., Zhu G. (2018) Wastewater Treatment and Reuse: Principles and Basic Treatment. CRC Press, Taylor & Francis, FL.
- Reiger L., Koch G., Kühni M., Gujer W., Siegrist H., (2001) The EAWAG Bio-P module for activated sludge Model No.3. *Water Res.*, 35(16), 3887-3903.
- Rieger L., Gillot S., Langergraber G., Ohtsuki T., Takács I., Winkler S. Shaw A., T (2012) Guidelines for Using Activated Sludge Models. IWA Task Group on Good Modelling Practice, Scientific and Technical Report No 21, IWA Publishing, Londra
- Riggs J.B., Karim M.N. (2006) Chemical and Bioprocess Control. Pearson International, London, İngiltere.
- Roeleveld P.J., van Loosdrecht, M.C.M., (2002) Experiences with guidelines for wastewater characterization in the Netherlands. *Water Sci Technol.*, 45(6), 77-87.
- Rosso D., Stenstrom MK. (2006) Alpha Factors in Full-Scale Wastewater Aeration Systems. *Proceedings of the Water Environment Federation 2006* (7), 4853-4863.
- Ruscalleda, M., López, H., Ganigue, R., Puig, S., Balaguer, M.D. and Colprim, J., (2008) Heterotrophic denitrification on granular anammox SBR treating urban landfill leachate. *Water Sci Technol.*, 58(9), 1749-1755.
- Sarioglu M., Sayı Ucar N, Ubay Cokgor E., Orhon D., Van Loosdrecht M.C.M., Insel G. (2017) Dynamic modeling of nutrient removal by a MBR operated at elevated temperatures. *Water Res.*, 123, 420-428.
- Sayı Ucar N. (2017) Effect of high process temperature on carbon and nutrient removal mechanisms in activated sludge system. Doktora Tezi, Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul Teknik Üniversitesi, Maslak.
- Sayı Ucar N, Sarioglu M., Insel G., Cokgor E.U., Orhon D., Van Loosdrecht M.C.M. (2015) Long-term study on the impact of temperature on enhanced biological phosphorus and nitrogen removal in membrane bioreactor. *Water Res.* 84, 8-17 (2015).
- Schmid M., Walsh K., Webb R., Ripjstra W.I.C, van de Pas-Schoonen K., Verbruggen M.J., Hill T., Moffett B., Fuerst J., Schouten S., Sinninghe Damsté J.S., Haris J., Shaw P., Jetten M., Strous M., (2003) Candidatus "Scalindua brodae", sp.nov., Candidatus

- “*Scalindua Wagneri*”, sp. Nov., Two New Species of Anaerobic Ammonium Oxidizing Bacteria. *Syst Appl Microbiol.*, 26, 529-538.
- Seco A., Ruano M.V., Ruiz-Martinez A., Robles A., Barat R., Serralta J., Ferrer J. (2020) Plant-wide modelling in wastewater treatment: showcasing experiences using the Biological Nutrient Removal Model. *Water Sci Technol.*, doi: 10.2166/wst.2020.056
- Siegrist H., Hunziker W., Hofer H. (2006) Anaerobic digestion of slaughterhouse waste with UF-membrane separation and recycling of permeate after free ammonia stripping. *Water Sci Technol.*, 52(1-2), 531-536.
- Siegrist H., Vogt D., Garcia-Heras J., Gujer W. (2002) Mathematical Model for Meso- and Thermophilic Anaerobic Sewage Sludge Digestion. *Environ Sci Technol.*, 36, 1113-1123.
- Sliekers A. O., Derwort N., Campos Gomez J. L., Strous M., Kuenen J. G., Jetten M. S. M. (2002) Completely autotrophic nitrogen removal over nitrite in one single reactor. *Water Res.*, 36 (10), 2475-2482.
- Smolders G.J.F., van der Meij J., van Loosdrecht M.C.M., Heijnen J.J. (1994) Stoichiometric model of the aerobic metabolism of the biological phosphorus removal process. *Biotech Bioeng.*, 44, 837-848.
- Sötemann S.W., Rensburg P., Ristow N.E., Wentzel M.C., Loewenthal R.E., Ekama G.A., (2005) Integrated chemical/physical and biological processes modelling Part 2- Anaerobic digestion of sewage sludges. *Water SA*, 31 (4), 378-4738.
- Sözen S., Cokgor EU., Orhon D., Henze M (1998) Respirometric analysis of activated sludge behaviour - II. Heterotrophic growth under aerobic and anoxic condition. *Water Res*, 32 (2) 476-488.
- Sözen S., Orhon D., Ubay Çokgör E., Görgün E., Insel G., Karahan Ö., Yağcı N., Okutman Taş D., Dulekgürgen E., Doğruel S., Ölmez Hancı T., Zengin Balcı GE., Çığgın AS., Pala I., Katipoğlu I., Eldem N., Ünal A. (2008) İSKİ Tuzla Biyolojik ve Paşaköy İleri Biyolojik Atıksu Arıtma Tesislerinin Tasarım Kriterlerinin İncelenmesi. Sonuç Raporu, İstanbul Teknik Üniversitesi, Çevre Mühendisliği Bölümü, Maslak.
- Spanjers H, Vanrolleghem P. (1995) Respirometry as a tool for rapid characterization of wastewater and activated sludge. *Water Sci Technol.*, 31(2), 105-114.
- Standard Methods (2004a), Test on Sludges, 2710 D. Sludge Volume Index.
- Standard Methods (2004b), Test on Sludges, 2710 E. Zone Settling Rate.

- Strous M., Kuenen J. G. Jetten M.S.M., (1999) Key physiology of anaerobic ammonium oxidation. *App Environ Microbiol* 65, 3248-3250.
- Su Kirliliği Kontrolü Yönetmeliği (2004) Resmi Gazete, 25687. Başbakanlık Basımevi.
- Takács I. (2008) Experiments in Activated Sludge Modelling. PhD Thesis, Ghent University, Belçika.
- Takács I. (2018) Dynamita process modeling seminer notları. Sigale, Fransa.
- Takács I., Patry G., Nolasco D. (1991) A dynamic model of the clarification-thickening process. *Water Res.*, 25(10), 1263-1271.
- Third K., Sliemers A.O., Kuenen J., Jetten M. (2001) The CANON system (completely autotrophic nitrogen-removal over nitrite) under ammonium limitation: Interaction and competition between three groups of bacteria. *Syst Appl Microbiol.*, 2001; 24:588–596.
- Ubay Çokgör E., Sözen S., Orhon D., Henze M. (1998). Respirometric analysis of activated sludge behaviour-I. Assessment of readily biodegradable substrate. *Water Res.*, 32(2), 461-475.
- Ubay Çokgör, E. (1997) Aerobik Sistemlerde Proses Stokiyometrisi ve Kinetiğinin Respirometrik Olarak Değerlendirilmesi. Doktora Tezi, İstanbul Teknik Üniversitesi, Maslak.
- van Dongen, U., Jetten, M.S.M., Van Loosdrecht, M.C.M. (2001) The SHARON Anammox process for treatment of ammonium rich wastewater. *Water Sci Technol.*, 44, 153-160.
- van Kempen R., Meijer S.C.F., ten Have C.C.R., Mulder J.W., Duijn J.O.J., Uijterlinde C.A., van Loosdrecht M.C.M. (2005). SHARON process evaluated for improved wastewater treatment plant nitrogen effluent quality. *Water Sci Technol.* 52 (4): 55–62.
- Vanrolleghem P.A., Insel G., Petersen B., Sin G., De Pauw D., Nopens I., Dovermann H., Weijers S., Gernaey K. (2003) A comprehensive model calibration procedure for activated sludge models. WEFTEC 2003: 76th Annual Technical Exhibition and Conference, October 11-15, Los Angeles, California USA.
- Vesilind P.A. (1968) Design of prototype thickeners from batch settling tests. *Water Sewage Works.* 115(7), 302–307.
- Vilar A., Eiroa M., Kennes C., Veiga M.C. (2010) The SHARON process in the treatment of landfill leachate. *Water Sci Technol.* 61 (1): 47–52.
- Vitasovic Z. (1989) Continuous settler operation: a dynamic model. In *Dynamic Modeling and Expert Systems in Wastewater Engineering*, G.G. Patry and D.T. Chapman (eds), Lewis Publishers, Chelsea (USA), 59–81.

- WEF (2005) Clarifier Design, Manual of Practice No. FD-8. 2. Basim, Clarifier Design Task Force of the Water Environment Federation, McGraw Hill, Newyork, ABD.
- WEF (2006) Automation of wastewater treatment plant facilities, Manual of Practice No.21. Water Environment Federation, Alexandria, Virginia, ABD.
- WEF (2014) Moving Toward Resource Recovery Facilities, USA, 2014
- Wentzel M.C., Ekama G.A., Marais G.v.R. (1992) Processes and modeling of nitrification denitrification biological excess phosphorus removal systems - a review. *Water Sci Technol.*, 25(6), 59-82.
- Wentzel M.C., Ubisi M.F., Lakay M.T., Ekama G.A., (2002) Incorporation of inorganic material in anoxic/aerobic-activated sludge system mixed liquor. *Water Res.* 36, 5074–5082.
- Wett B. (2002) A straight interpretation of the solids flux theory for a three-layer sedimentation model. *Water Res.* 36, 2949–2958.
- Wett B., Murthy S., Takács I., Hell M., Bowden G., Deur A., O'Shaughnessy M. (2007) Key parameters for control of DEMON deammonification process. *Water Pract.* 1, 1–11.
- Wichern M, Lübken M, Blömer R, Rosenwinkel K.H. (2003) Efficiency of the Activated Sludge Model no. 3 for German wastewater on six different WWTPs. *Water Sci Technol* 47 (11):211-218
- Wild D., von Schulthess R., Gujer W. (1995) Structured modelling of denitrification intermediates. *Water Sci Technol*, 31(2), 45-54.
- Winkler MKH., Meunier C., Henriot O., Mahillon J., Suárez-Ojeda ME., Del Moroe GD., Sanctis MD., Iaconi CD., Weissbrodt DG. (2018) An integrative review of granular sludge for the biological removal of nutrients and recalcitrant organic matter from wastewater. *Chem Eng J.*, 336, 489-502.
- [www.envirosim.com](http://www.envirosim.com) (1995)
- Xu S.L., Hultman B. (1996) Experiences in wastewater characterization and model calibration for the activated sludge process. *Water Sci Technol.* 33(12), 89-98
- Yagci N., Insel G., Artan N., Orhon D. (2004) Modeling and calibration of phosphate and glycogen accumulating organism competition for acetate uptake in sequencing batch reactor. *Water Sci Technol.* 50(6), 241-250.
- Yan P., Ji F.Y., Fan J.P., Zong S.A., (2014) Grit separation module performance and influencing factors for grit removal efficiency from activated sludge. *Sep Sci Technol.* 49, 121–129.



Yüzme Suyu Kalitesinin Yönetimine Dair Yönetmelik (2019) Resmi Gazete, 30899. Sağlık Bakanlığı ve Çevre ve Şehircilik Bakanlığı, Ankara.

Ziegler J.G, Nichols N. B. (1942). Optimum settings for automatic controllers. Transactions of the ASME, 64: 759–768.

# Kentsel Atıksu Arıtma Tesisleri Proses Seçimi, Tasarımı ve Modellenmesi El Kitabı

- Atıksu Miktar ve Karakterizasyonu
- Sistem Seçimi ve Proses Tasarımı
- Havalandırıcı Kapasitesi ve Karıştırma İhtiyacı
- Son Çökelme Havuzu Tasarım Kontrolü
- Simülasyon ile Proses Tasarımı ve Kontrolü