

**BİYOFİLME DAYALI ARDIŞIK KESİKLİ REAKTÖRLERDE BİYOLOJİK NUTRİENT
GİDERİM PERFORMANSININ BELİRLENMESİ**

Yük. Müh. Müslün Sara TUNÇ

**Doktora Tezi
Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı
Danışman: Prof. Dr. Ayhan ÜNLÜ
EYLÜL- 2010**

**T.C
FIRAT ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

**BİYOFİLME DAYALI ARDIŞIK KESİKLİ REAKTÖRLERDE BİYOLOJİK
NUTRIENT GİDERİM PERFORMANSININ BELİRLENMESİ**

DOKTORA TEZİ

Yük. Müh. M. Sara TUNÇ

(03112204)

**Tezin Enstitüye Verildiği Tarih : 1 Eylül 2010
Tezin Savunulduğu Tarih : 30 Eylül 2010**

**Tez Danışmanı : Prof. Dr. Ayhan ÜNLÜ(F.Ü)
Diğer Jüri Üyeleri : Prof. Dr. Nusret ŞEKERDAĞ (F.Ü)
Prof. Dr. Gülbeyi DURSUN (F.Ü)
Prof. Dr. Halil HASAR (F.Ü)
Doç. Dr. Erkan ŞAHİNKAYA (HR.Ü)**

EYLÜL-2010

ÖNSÖZ

Tez çalışmam süresince destek ve ilgisini esirgemeyen danışman hocam Prof. Dr. Ayhan ÜNLÜ'ye teşekkür ederim. Tez çalışmamda bana yardımcı olan, katkı sağlayan hocam Prof. Dr. Halil HASAR'a teşekkür ederim. Çalışmama katkıda bulunan Yrd. Doç. Dr. Fikret ATA'ya teşekkür ederim.

Tez projemi destekleyerek bana maddi olanak sağlayan FÜBAP (Fırat Üniversitesi Bilimsel Araştırmalar Projeleri)'a teşekkür ederim.

Çalışmamın her aşamasında maddi ve manevi olarak her zaman desteklerini esirgemeyen babama, anneme ve kardeşlerime, özellikle Veysel TUNÇ ve Yusuf TUNÇ'a sonsuz teşekkür ederim.

Müslün Sara TUNÇ

Elazığ- 2010

İÇİNDEKİLER

	<u>Sayfa No</u>
ÖNSÖZ.....	II
İÇİNDEKİLER.....	III
ÖZET.....	VI
SUMMARY.....	VII
ŞEKİLLER LİSTESİ.....	VIII
TABLolar LİSTESİ.....	XI
KISALTMALAR.....	XII
1. GİRİŞ.....	1
2. ORGANİK MADDE VE NUTRİENT GİDERİMİ.....	5
2.1. Organik Madde Giderimi.....	5
2.2. Nutrient Giderimi.....	5
2.2.1. Nutrient Kaynakları ve Alıcı Su Ortamları Üzerinde Etkileri.....	5
2.2.2. Azot Giderimi.....	6
2.2.2.1. Azot Asimilasyonu.....	7
2.2.2.2. Amonifikasyon (mineralizasyon).....	7
2.2.2.3. Nitrifikasyon.....	7
2.2.2.3.1. Nitrifikasyonu Etkileyen Faktörler.....	9
2.2.2.4. Denitrifikasyon.....	12
2.2.2.4.1. Denitrifikasyonu Etkileyen Faktörler.....	14
2.2.2.5. Kestirme Biyolojik Azot Giderimi.....	16
2.2.2.5.1. Kısmi Nitrifikasyonu Etkileyen Faktörler.....	18
2.2.2.6. Eş Zamanlı Nitrifikasyon-Denitrifikasyon (END).....	21
2.2.3. Fosfor Giderimi.....	22
2.2.3.1. Kimyasal Fosfor Giderimi.....	23
2.2.3.2. Biyolojik Fosfor Giderimi.....	23
2.2.3.2.1. Biyolojik Fosfor Giderim Mekanizması.....	25
2.2.3.2.2. Biyolojik Aşırı Fosfor Giderimini Etkileyen Faktörler.....	28
3. BİYOLOJİK ARITIM PROSESLERİ.....	35
3.1. Askıda Büyümeli Prosesler.....	35

3.2.	Bağlı Büyümeli Prosesler.....	37
3.2.1.	Sabit Ortamlı Biyofilm Prosesler.....	39
3.2.2.	Hareketli Ortamlı Biyofilm Prosesler.....	40
3.2.2.1.	Dönen Biyolojik Diskler (Rotating Biological Contactors).....	40
3.2.2.2.	Akışkan Yataklı Reaktörler (AYR).....	41
3.3.	Hibrit Biyolojik Prosesler.....	42
3.3.1.	Hareketli Yataklı Biyofilm Reaktörler.....	43
3.3.1.1.	Proses Tanımlaması.....	44
3.3.1.2.	Biyofilm Taşıyıcı Malzeme Tipleri.....	48
3.3.1.3.	HYBR’de Organik Madde Giderimi.....	50
3.3.1.4.	HYBR’de Nitrifikasyon.....	53
3.3.1.5.	HYBR’de Denitrifikasyon.....	58
3.3.1.6.	HYBR’de Fosfor Giderimi.....	60
3.3.2.	Ardışık Kesikli Hareketli Yataklı Biyofilm Reaktör.....	61
4.	MATERYAL VE METOT.....	63
4.1.	Deney Düzenegi.....	63
4.2.	Biyofilm Taşıyıcı Malzeme Özellikleri.....	65
4.3.	Atıksu Özellikleri.....	66
4.4.	Analizler.....	69
5.	DENEYSEL BULGULAR.....	70
5.1.	Sentetik Atıksu ile Elde Edilen Deneysel Bulgular.....	70
5.1.1.	Karbon Kaynağı Olarak Asetat.....	70
5.1.1.1.	SET I, II ve III Deneysel Çalışma Sonuçları.....	70
5.1.1.1.1.	ÇO ve pH.....	70
5.1.1.1.2.	Organik Madde Giderimi.....	71
5.1.1.1.3.	Amonyum Azotu Giderimi.....	75
5.1.1.1.4.	Toplam İnorganik Azot Giderimi.....	78
5.1.1.1.5.	Fosfor Giderimi.....	80
5.1.1.1.6.	Optimum Çamur Yaşında Nutrient Konsantrasyonları.....	83
5.1.1.2.	SET VII, VIII ve IX Deneysel Çalışma Sonuçları.....	89
5.1.1.2.1.	ÇO ve pH.....	90
5.1.1.2.2.	Organik Madde Giderimi.....	91
5.1.1.2.3.	Amonyum Azotu Giderimi.....	92

5.1.1.2.4. Fosfor Giderimi.....	94
5.1.1.2.5. Çevrim İçi Analiz Sonuçları.....	96
5.1.1.2.6. Biyofilm Analiz Sonuçları.....	97
5.1.2. Karbon Kaynağı Olarak Glukoz.....	100
5.1.2.1. SET IV, V ve VI Deneysel Çalışma Sonuçları.....	100
5.1.2.1.1. ÇO ve pH Değişimi.....	100
5.1.2.1.2. Organik Madde Giderimi.....	106
5.1.2.1.3. Amonyum Giderimi.....	110
5.1.2.1.4. Fosfor Giderimi.....	112
5.1.2.1.5. Biyofilm Sonuçları.....	115
5.2. Evsel Atıksu ile Elde Edilen Deneysel Bulgular.....	118
5.2.1. SET X, XI, XII ve XIII Deneysel Çalışma Sonuçları.....	118
5.2.1.1. ÇO ve pH.....	119
5.2.1.2. Amonyum Azotu Giderimi.....	122
5.2.1.3. Nitrifikasyon ve Denitrifikasyon.....	123
5.2.1.4. Fosfor Giderimi.....	127
5.2.1.5. Çevrim İçi Analiz Sonuçları.....	131
6. SONUÇ VE ÖNERİLER.....	136
KAYNAKLAR.....	144
ÖZGEÇMİŞ.....	

ÖZET

Bu çalışmada hareketli yataklı ardışık kesikli biyofilm reaktör (HYAKBR)'lerde organik madde, azot ve fosfor giderim performansı üzerinde askıda taşıyıcı malzeme doldurma oranı, hidrolik bekleme süresi, çamur yaşı ve atıksu bileşimi etkisi incelenmiştir. Aynı şartlarda klasik ardışık kesikli reaktör (KAKR) de işletilmiştir. Çalışma 4 adet ardışık kesikli reaktörde yürütülmüştür. R1 reaktörü malzemesiz, R2, R3 ve R4 reaktörü sırasıyla %30, %50 ve %65 oranında taşıyıcı malzeme doldurularak çalıştırılmıştır. Reaktörler anaerobik/aerobik/anoksik ve anaerobik/aerobik/anoksik/aerobik fazlarda çalıştırılmıştır.

Anaerobik/aerobik/anoksik fazlarda 12 saatlik döngü süresi ve 1000 mg/L KOİ, 50 mg/L NH₄-N ve 15 mg/L PO₄-P içeren asetatlı sentetik atıksu ile en yüksek giderim verimleri 10 günlük çamur yaşında elde edilmiştir. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe KOİ giderim verimi sırasıyla %93, %95, %94 ve %94, TİN giderim verimi %69, %88, %87 ve %89 ve PO₄-P giderim verimi %13, %23, %19 ve %17 olarak bulunmuştur. 8 saatlik döngü süresi kullanıldığında KOİ giderim verimi %85'e kadar düşmüştür. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe NH₄-N giderim verimi sırasıyla %31, %20, %17 ve %11'e ve PO₄-P giderim verimi sırasıyla %23, %22, %21 ve %11'e kadar düşmüştür. 8 saatlik döngü süresi ve 500 mg/L KOİ, 50 mg/L NH₄-N ve 15 mg/L PO₄-P içeren asetatlı atıksu ile R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe KOİ giderim verimi sırasıyla %85-94, %88-92, %84-92 ve %84-92 arasında değişmiştir. NH₄-N ve PO₄-P giderim verimi düşük bulunmuştur. 250 mg/L KOİ, 50 mg/L NH₄-N ve 10 mg/L PO₄-P içeren asetatlı atıksu ile R1 ve R2 reaktöründe KOİ giderim verimi sırasıyla %80-93 ve %57-89 aralığında seyretmiştir. NH₄-N giderim verimi %6'a kadar düşmüştür. PO₄-P giderim verimi %12 ve %17'nin altında bulunmuştur. 125 mg/L KOİ, 50 mg/L NH₄-N ve 5 mg/L PO₄-P içeren asetatlı atıksu ile R3 reaktöründe KOİ giderim verimi %33-64 aralığında değişmiştir. NH₄-N ve PO₄-P verimi sırasıyla %14 ve %16'nin altında bulunmuştur. 500 mg/L KOİ, 25 mg/L NH₄-N ve 5 mg/L PO₄-P içeren asetatlı atıksu ile işletilen R4 reaktöründe KOİ ve NH₄-N giderim verimi sırasıyla %82-91 ve %15-43 arasında bulunmuştur. PO₄-P verimi %16 olmuştur.

Anaerobik/aerobik/anoksik fazlarda 6 saatlik döngü süresi ve 1000 mg/L KOİ, 50 mg/L NH₄-N ve 15 mg/L PO₄-P içeren glukozlu sentetik atıksu ile işletilen R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe KOİ giderim verimi sırasıyla ortalama %88, %85, %76 ve %83 olarak gözlenmiştir. NH₄-N giderim verimi %79, %79, %76 ve %72 ve PO₄-P verimi %50, %52, %53 ve %51 olarak bulunmuştur. NH₄-N konsantrasyonu 100 mg/L'e çıkarıldığında R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe KOİ giderim verimi sırasıyla %59, %58, %67 ve %62 olmuştur. NH₄-N giderim verimi %10'a kadar düşmüş ve PO₄-P verimi %20 olmuştur.

Anaerobik/aerobik/anoksik fazlarda 8 saatlik döngü süresi ve evsel atıksu ile tüm reaktörlerde NH₄-N giderimi ortalama %96 üzerinde bulunmuştur. HYAKBR'lerde PO₄-P verimi KAKR'den daha yüksek bulunmuştur. Anaerobik/aerobik/anoksik/aerobik fazlarda 8 saatlik döngü süresi ile tüm reaktörlerde NH₄-N giderimi %99'nın üzerinde elde edilmiştir. Anoksik fazda karbon kaynağı yeterince bulunduğunda çıkış NO₃-N konsantrasyonu 1 mg/L'nin altına düşmüştür. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe PO₄-P verimi sırasıyla %81-85, %88-95, %94-95 ve %70-90 aralığında değişmiştir. 6 saatlik döngü süresi ile NH₄-N giderimi tüm reaktörlerde %90 üzerinde bulunmuştur. PO₄-P verimi %50-93, %78-94, %89-95 ve %84-94 aralığında değişmiştir. Anaerobik/aerobik/anoksik/aerobik fazlar ile giderim verimleri anaerobik/aerobik/anoksik fazlarınkinden daha iyi bulunmuştur. Denitrifikasyon için gerekli C/N oranı 4 g KOİ/g NO₃-N olarak bulunmuştur.

Anahtar Kelimeler: hareketli yataklı ardışık kesikli biyofilm reaktör, nutrient giderimi, atıksu

SUMMARY

Determination of Biological Nutrient Removal Performance in Biofilm-Based Sequencing Batch Reactors

In this study, the effect of sludge age, hydraulic retention time, wastewater composition and ratio of carrier element to the reactor volume on the organic matter, nitrogen and phosphorus removal were investigated in moving bed sequencing batch biofilm reactors. A conventional sequencing batch reactor (CSBR) was also operated under same operating conditions, except for the ratio of carrier element to the reactor volume. The study was carried out in four sequencing batch reactors, which were -R1 reactor without carrier element. R2 reactor with %30 carrier ratio, R3 reactor with %50 carrier ratio and R4 reactor with %65 carrier ratio.

The best removal efficiencies were obtained at the sludge age of 10 days when the cycle time of anaerobic/aerobic/anoxic was kept at 12-h, in the case of that acetate-containing feed was of 1000 mg/L COD, 50 mg/L $\text{NH}_4\text{-N}$ and 15 mg/L $\text{PO}_4\text{-P}$. COD removal was found to be %93, %95, %94 and %94 in R1, R2, R3 and R4 reactors, respectively. TIN (total inorganic nitrogen) and $\text{PO}_4\text{-P}$ removal was observed to be %69 in R1, %88 in R2, %87 in R3, %89 in R4 and %13 in R1, %23 in R2, %19 in R3 and %17 in R4. COD removal decreased dramatically to %85 in the case of 8-h cycle time. The removals of $\text{PO}_4\text{-P}$ were respectively %23, %22, %21, %11 in R1, R2, R3 and R4 as $\text{NH}_4\text{-N}$ declined sharply to %31, %20, %17, %11 and %23, %22, %21, %11 in R1, R2, R3 and R4, respectively. When the reactors were fed with an influent having 500 mg/L COD, 50 mg/L $\text{NH}_4\text{-N}$ and 15 mg/L $\text{PO}_4\text{-P}$, COD removal varied in the range of %85-94, %88-92, %84-92 and %84-92 in R1, R2, R3 and R4, respectively. $\text{NH}_4\text{-N}$ removal was quite a low efficiency except for R2 reactor. $\text{PO}_4\text{-P}$ efficiency was also low. In the case of that influent was changed as 250 mg/L COD, 50 mg/L $\text{NH}_4\text{-N}$ and 10 mg/L $\text{PO}_4\text{-P}$, COD removal varied in the range %80-93 and %57-89 in R1 and R2 reactors, respectively. $\text{NH}_4\text{-N}$ removal dropped to %6. $\text{PO}_4\text{-P}$ removal was found below %12 and %17. At the cycle time of 8 h, when the influent contained 125 mg/L COD, 50 mg/L $\text{NH}_4\text{-N}$ and 5 mg/L $\text{PO}_4\text{-P}$, COD removal varied in the range of %33-64 in R3. $\text{NH}_4\text{-N}$ and $\text{PO}_4\text{-P}$ removal was below %14 and %16, respectively. COD and $\text{NH}_4\text{-N}$ removal varied respectively in the range of %82-91 and %15-43 in R4 when the influent contained 500 mg/L COD, 25 mg/L $\text{NH}_4\text{-N}$ and 15 mg/L $\text{PO}_4\text{-P}$.

COD removal was %88, %85, %76 and %83 in R1, R2, R3 and R4, respectively when the cycle time was kept at 6-h, in the case of that glucose-containing feed was of 1000 mg/L COD, 500 mg/L $\text{NH}_4\text{-N}$ and 15 mg/L $\text{PO}_4\text{-P}$. $\text{NH}_4\text{-N}$ and $\text{PO}_4\text{-P}$ removal were found %79 in R1, %79 in R2, %76 in R3, %72 in R4 and %50 in R1, %52 in R2, %53 in R3, %51 in R4, respectively. COD removal was found to be %59, %58, %67 and %62, respectively when $\text{NH}_4\text{-N}$ concentration was increased to 100 mg/L. $\text{NH}_4\text{-N}$ removal decreased to %10. $\text{PO}_4\text{-P}$ removal was %20.

$\text{NH}_4\text{-N}$ removal was %96 in all of the reactors when the cycle time of anaerobic/aerobic/anoxic was kept at 8-h and reactors were fed with domestic wastewater. $\text{PO}_4\text{-P}$ removal was higher in MBSBBRs than that of CSBR. $\text{NH}_4\text{-N}$ removal was above %99 in all of the reactors when the cycle time of anaerobic/aerobic/anoxic/aerobic was kept at 8-h. Effluent $\text{NO}_3\text{-N}$ concentration decreased below 1 mg/L when sufficient carbon source existed in anoxic phase. $\text{PO}_4\text{-P}$ removal varied in the range of %81-85, %88-95, %94-95 and %70-90 in R1, R2, R3 and R4, respectively. At the cycle time of 6 h, $\text{NH}_4\text{-N}$ removal was above %99 in all the reactors. $\text{PO}_4\text{-P}$ removal varied in the range of %50-93, %78-94, %89-95 and %84-94 in R1, R2, R3 and R4 reactors, respectively. The removal efficiencies obtained by anaerobic/aerobic/anoxic/aerobic phases were better than anaerobic/aerobic/anoxic phases. Required C/N ratio for denitrification was found to be 4 g COD/g $\text{NO}_3\text{-N}$.

Keywords: moving bed sequencing batch biofilm reactor, nutrient removal, wastewater

ŞEKİLLER LİSTESİ

Sayfa No

Şekil 2.1.	Nitrit birikimi ile nitrifikasyon-denitrifikasyon.....	16
Şekil 2.2.	Eş zamanlı nitrifikasyon ve denitrifikasyon için önerilen mekanizma.....	22
Şekil 2.3.	BFG şematik sunumu: Anaerobik şartlar altında C kaynağının alımı, PHA üretimi ve fosfat salınımı (sol) ve depolanan PHA'nın degradasyonu ve fosfat alımı (sağ).....	26
Şekil 3.1.	HYBR sistemlerinin şematik diyagramı.....	45
Şekil 3.2.	Kaldnes K1, K2 ve K3 biyofilm taşıyıcıların şekli.....	49
Şekil 3.3.	Organik yükleme hızı ve oksijen konsantrasyonunun (a) ve amonyum konsantrasyonu ve oksijen konsantrasyonunun (b) HYBR'de nitrifikasyon hızı üzerinde etkisi.....	54
Şekil 4.1.	Çalışmada kullanılan düzenekteki bir reaktörün şematik gösterimi:.....	63
Şekil 4.2.	Çalışmada kullanılan deney düzeneği.....	64
Şekil 4.3.	Biyofilm taşıyıcı yatak malzemesi.....	66
Şekil 5.1	R4 reaktöründe aerobik fazda zamana karşı ÇO ve pH profilleri.....	71
Şekil 5.2.	SET I, II ve III'te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe KOİ konsantrasyonu ve giderim verimi.....	73
Şekil 5.3.	Çamur yaşına karşı KOİ giderim verimi.....	74
Şekil 5.4.	Çevrim içi aerobik fazda zamana karşı KOİ profilleri.....	75
Şekil 5.5.	SET I, II ve III'te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe NH ₄ -N konsantrasyonu ve giderim verimi.....	77
Şekil 5.6.	Çamur yaşına karşı NH ₄ -N giderim verimi.....	77
Şekil 5.7.	SET I, II ve III'te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe TİN konsantrasyonu ve giderim verimi.....	79
Şekil 5.8.	Çamur yaşına karşı TİN giderim verimi.....	80
Şekil 5.9.	SET I, II ve III'te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe PO ₄ -P konsantrasyonu ve giderim verimi.....	82
Şekil 5.10.	Çamur yaşına karşı PO ₄ -P giderim verimi.....	83
Şekil 5.11.	R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe 10 günlük çamur yaşında KOİ, azot türleri ve fosfor konsantrasyonu değişimi.....	86
Şekil 5.12.	Aerobik fazda zamanla NH ₄ -N, serbest amonyak ve pH değişimi.....	87
Şekil 5.13.	SET VIII'de R2 reaktöründe çevrim içinde zamana karşı pH ve ÇO profilleri.....	90

Şekil 5.14. SET VII, VIII ve IX'da R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe KOİ konsantrasyonu ve giderim verimi.....	92
Şekil 5.15. SET VII, VIII ve IX'te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe NH ₄ -N konsantrasyonu ve giderim verim.....	93
Şekil 5.16. SET VII, VIII ve IX'te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe PO ₄ -P konsantrasyonu ve giderim verim.....	95
Şekil 5.17. SET VIII'de R2 reaktöründe çevrim içi fazlarda zamana karşı KOİ, azot türleri ve fosfor profilleri.....	97
Şekil 5.18. SET VIII'de R2, R3 ve R4 reaktöründe sadece biyofilm ile fazlarda zamana karşı KOİ, azot türleri ve fosfor konsantrasyonu değişimi	98
Şekil 5.19. SET VIII'de sadece biyofilm ile giderim verimleri.....	99
Şekil 5.20. SET IV, V ve VI'da tüm reaktörlerde fazlardaki ÇO konsantrasyonları....	103
Şekil 5.21. SET IV, V ve VI'da tüm reaktörlerde fazlardaki pH değerleri.....	103
Şekil 5.22. SET IV'te R4 reaktöründe çevrim içinde zamana karşı pH ve ÇO profilleri.....	105
Şekil 5.23. SET V'te R4 reaktöründe çevrim içinde zamana karşı pH ve ÇO profilleri.....	105
Şekil 5.24. SET IV, V ve VI'da R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe fazlardaki KOİ konsantrasyonu ve giderim verimi.....	107
Şekil 5.25. SET IV, V ve VI'da ortalama KOİ giderim verimi.....	109
Şekil 5.26. SET IV, V ve VI'da R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe fazlardaki NH ₄ -N konsantrasyonu ve giderim verimi.....	111
Şekil 5.27. SET IV, V ve VI'da ortalama NH ₄ -N giderim verimi.....	112
Şekil 5.28. SET IV, V ve VI'da R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe fazlardaki PO ₄ -P konsantrasyonu ve giderim verimi.....	114
Şekil 5.29. SET IV, V ve VI'da ortalama PO ₄ -P giderim verimi.....	115
Şekil 5.30. SET IV'te R2, R3 ve R4 reaktöründe sadece biyofilm ile fazlarda zamana karşı KOİ, azot türleri ve fosfor konsantrasyonu değişimi.....	117
Şekil 5.31. SET IV'te sadece biyofilm ile giderim verimleri.....	118
Şekil 5.32. SET X, XI, XII ve XIII'te tüm reaktörlerde ÇO fazlardaki konsantrasyonu	120
Şekil 5.33. SET X, XI, XII ve XIII'te tüm reaktörlerde fazlardaki pH değeri.....	121
Şekil 5.34. SET X'da R4 reaktöründe evsel atıksu ile çevrim içinde zamana karşı pH ve ÇO profilleri (harici karbon kaynağı ilavesiz).....	121
Şekil 5.35. SET XI'de R4 reaktöründe evsel atıksu ile çevrim içinde zamana karşı pH ve ÇO profilleri (harici karbon kaynağı etanol ilaveli).....	122
Şekil 5.36. SET X, XI, XII ve XIII'te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe fazlardaki NH ₄ -N	

konsantrasyonu ve giderim verimi.....	123
Şekil 5.37. SET X, XI, XII ve XIII'te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe fazlarda $\text{NO}_2\text{-N}$ konsantrasyonu.....	124
Şekil 5.38. SET X, XI, XII ve XIII'te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe fazlarda $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonu.....	125
Şekil 5.39. C/N oranına karşı çıkış $\text{NO}_2\text{-N}$ ve $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonu ve giderim verimi.....	126
Şekil 5.40. C/N oranına karşı çıkış $\text{NO}_2\text{-N}$ ve $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonu, salınan $\text{PO}_4\text{-P}$ konsantrasyonu ve giderim verimi.....	127
Şekil 5.41. SET X, XI, XII ve XIII'te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe fazlarda $\text{PO}_4\text{-P}$ konsantrasyonu.....	130
Şekil 5.42. SET XIII'te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe zamana karşı çevrim içi azot türleri ve fosfor profilleri.....	133

TABLÖLAR LİSTESİ

Sayfa No

Tablo 3.1.	Biyofilm taşıyıcı malzemelerin özellikleri.....	48
Tablo 3.2.	Kaldnes biyofilm taşıyıcı için veriler.....	49
Tablo 4.1.	Reaktörün Boyutları.....	64
Tablo 4.2.	Kaldnes K1 taşıyıcı malzemenin özellikleri.....	65
Tablo 4.3.	Sentetik atıksuyun tipik bileşimi.....	67
Tablo 4.4.	SET'lerde kullanılan sentetik atıksu kompozisyonları.....	67
Tablo 4.5.	SET'lerin işletme koşulları.....	68
Tablo 4.6.	Evsel atıksu özellikleri.....	68
Tablo 5.1.	Çamur yaşına karşı KOİ giderim verimi.....	74
Tablo 5.2.	Çamur yaşına karşı NH ₄ -N giderim verimi.....	77
Tablo 5.3.	Çamur yaşına karşı TİN giderim verimi.....	80
Tablo 5.4.	Çamur yaşına karşı PO ₄ -P giderim verimi.....	83
Tablo 5.5.	R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe 10 günlük çamur yaşında fazlarda KOİ, azot türleri ve fosfor konsantrasyonu değişimi.....	85
Tablo 5.6.	SET VIII'de R2 reaktöründe çevrim içi fazlarda zamana karşı KOİ, azot türleri ve fosfor profilleri.....	96
Tablo 5.7.	SET VIII'de R2, R3 ve R4 reaktöründe sadece biyofilm ile fazlarda KOİ, azot türleri ve fosfor konsantrasyonu değişimi.....	99
Tablo 5.8.	SET VIII'de sadece biyofilm ile giderim verimleri.....	100
Tablo 5.9.	SET IV, V ve VI'da ortalama olarak KOİ giderim verimleri.....	110
Tablo 5.10.	SET IV, V ve VI'da ortalama NH ₄ -N giderim verimleri.....	112
Tablo 5.11.	SET IV, V ve VI'da ortalama PO ₄ -P giderim verimleri.....	115
Tablo 5.12.	SET IV'te R2, R3 ve R4 reaktöründe sadece biyofilm ile fazların sonunda KOİ, azot türleri ve fosfor konsantrasyonu değişimi.....	116
Tablo 5.13.	SET IV'te biyofilm ile giderim verimleri.....	118
Tablo 5.14.	SET XIII'te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe zamana karşı çevrim içinde azot türleri ve fosfor değişim profilleri.....	134

KISALTMALAR

AÇS	: Aktif çamur sistemi
AKM	: Askıda katı madde
AKR	: Ardışık kesikli reaktör
AOB	: Amonyum oksitleyen bakteriler
AYR	: Akışkan yataklı reaktör
BAFG	: Biyolojik aşırı fosfor giderimi
BÇKOİ	: Biyolojik olarak ayrışabilen çözünmüş kimyasal oksijen ihtiyacı
BFG	: Biyolojik fosfor giderimi
BNG	: Biyolojik nutrient giderimi
BOİ	: Biyokimyasal oksijen ihtiyacı
C/N	: Karbon/azot oranı
ÇKOİ	: Çözünmüş kimyasal oksijen ihtiyacı
ÇO	: Çözünmüş oksijen
DBD	: Dönen biyolojik diskler
END	: Eş zamanlı nitrifikasyon denitrifikasyon
EPS	: Ekstraselüler polisakkarit
F/M	: Besin/mikroorganizma oranı
FBO	: Fosfor biriktiren organizmalar
GAK	: Granüler aktif karbon
GBO	: Glikojen biriktiren organizmalar
HYAKBR	: Hareketli yataklı ardışık kesikli biyofilm reaktör
HYBR	: Hareketli yataklı biyofilm reaktör
KOİ	: Kimyasal oksijen ihtiyacı
NOB	: Nitrit oksitleyen bakteriler
PHA	: Polihidroksi alkanat
PHB	: Polihidroksi butirat
TAKM	: Toplam askıda katı madde
TAN	: Toplam amonyak azotu
TBOİ	: Toplam biyokimyasal oksijen ihtiyacı

TKOİ	: Toplam kimyasal oksijen ihtiyacı
TİN	: Toplam inorganik azot
TKM	: Toplam katı madde
TKN	: Toplam kjeldahl azotu
TKOİ	: Toplam kimyasal oksijen ihtiyacı
TN	: Toplam azot
UAKM	: Uçucu askıda katı madde
UKM	: Uçucu katı madde
ÇHİ	: Çamur hacim indeksi

1. GİRİŞ

Sınırlı su kaynakları ve gittikçe artan kentleşme su kalitesini korumak için daha ileri bir teknoloji gerektirmektedir. Su kalitesini etkileyen en önemli faktörlerden biri su ortamlarında nutrientlerin zenginleşmesidir. Yüksek düzeylerde azot ve fosfora sahip atıksuların deşarjı alıcı ortamlarda özellikle göl ve yavaş hareket eden nehirlerde ötrofikasyona neden olmaktadır (Mulkerrins vd., 2004).

Nehirler ve göller gibi doğal sulara aşırı organik kirletici, azot ve fosforlu maddelerin deşarjından dolayı yüzeysel suların kirlenmesi ciddi bir problemdir. Daha yüksek KOİ, birçok sucul türler için öldürücü olan anoksik veya hatta anaerobik duruma suyu dönüştürerek çok fazla çözünmüş oksijen (ÇO) tüketmektedir. Bundan başka, amonyak özellikle 0.5 mg/L gibi düşük konsantrasyonlarda bile balık gibi sucul organizmalara toksiktir (Wang vd., 2005). Bu nedenle arıtım yapmaksızın alıcı ortamlara atıksuları doğrudan deşarj etmek mümkün değildir. Bu şartlarda su ve atıksu arıtımında nutrient giderim gerekliliği artmaktadır.

Atıksu arıtma prosesinin seçimi; çıkış suyu kalitesi, giriş suyu tipi ve hacmi, yatırım ve işletme maliyetleri, alan gereksinimi, çamur üretimi vb. dayanmaktadır (Sirianuntapiboon ve Yommee, 2006; Ødegaard, 2000).

Biyolojik prosesler ucuz ve çevresel açıdan güvenilir olduğu için atıksuların kimyasal arıtımına bir alternatiftir (Mulkerrins vd., 2004). Biyolojik atıksu arıtımında amaç çoğu durumlarda elektron vericiyi azaltmaktır. Heterotrofik bakteriler için elektron vericiler parçalanabilen organik maddelerdir. Ototrofik nitrifikasyon yapan bakteriler için amonyak veya nitrit veya diğer indirgenmiş inorganik bileşiklerdir (Metcalf ve Eddy, 2003).

Azot giderim teknolojileri fizikokimyasal ve biyolojik metotları kapsamaktadır. Basit işletme ve yüksek veriminden dolayı amonyak sıyırma yaygın şekilde kullanılmaktadır. Ayrıca toksik maddeler biyolojik prosesleri etkilediği gibi onu etkilemez. Fakat amonyak sıyırmada sıcaklık kontrolü, nitrit ve nitrat gideriminin imkansızlığı, kuvvetli bir şekilde tamponlanmış çıkış sularında özellikle pH'ı ayarlama gibi önemli

problemler ortaya çıkmaktadır. Fizikokimyasal metotlar ile karşılaştırıldığında azot gideriminde biyolojik proses seçilmesinin temel nedeni daha düşük maliyetidir.

Fosfor giderimi hem kimyasal hem de biyolojik olarak giderilebilir. Kimyasal fosfor giderimi kalsiyum, alüminyum veya demir metal tuzları kullanılarak partiküler fosforun koagülasyon flokülasyonu ve fosfat çöktürmesiyle yapılmaktadır. Kimyasal fosfor gideriminin temel dezavantajları, kimyasalların maliyeti, çamur arıtma maliyetini ve çamur bertaraf problemlerini ve maliyetini artıran nispeten büyük çamur üretimidir. Az çamur üretme potansiyeline sahip olan biyolojik fosfor giderimi kimyasal arıtma metotlarına bir alternatiftir.

Hem ekonomik açıdan hem de çevresel açıdan diğer seçeneklere göre üstün olan biyolojik nutrient giderim prosesleri atıksulardan azot ve fosfor giderimini sağlamaktadır. Atıksuların arıtımında biyolojik nutrient giderim proseslerinin kullanımı klasik aktif çamur arıtma veya kimyasal veya fizikokimyasal prosesleri birleştiren metotlardan potansiyel olarak daha ekonomiktir.

Atıksu arıtma tesislerinin maliyeti bölgelerin durumuna bağlıdır. Ancak büyük kentlerde tesis için ihtiyaç duyulan yer yatırım maliyetini çok belirlemektedir. Kompakt arıtma metotları gittikçe gözde olmaktadır. Biyofilm sistemler aktif çamur sistemlerinin yerini almaktadır. Çamur uzaklaştırması arıtma tesisinin toplam maliyetinin oldukça fazla kısmını oluşturmaktadır. Bu nedenle üretilen çamur miktarını azaltan metotlar aranılmaktadır (Ødegaard, 2000).

Askıda büyümeli sistemler ve biyofilm sistemler atıksuların arıtımında yaygın şekilde kullanılmaktadır. Klasik aktif çamur prosesleri gibi askıda büyümeli biyokütleyle dayanan biyolojik proseslerin organik karbon ve nutrient gideriminde etkili olduğu ispatlanmıştır. Bunun yanında yetersiz çamur çökebilirlik problemleriyle karşılaşmaktadır. Özellikle çamur çökme problemi çıkış suyunda askıda katıların artışı, sistemde biyokütle azalması, vb. ciddi işletme sorunlarına neden olmaktadır. Daha uzun havalandırma sürelerine, daha büyük hacimli reaktör ve çökme tanklarına ve toplam biyokütle geri devrine ihtiyaç vardır (Loukidou ve Zouboulis, 2001).

Aktif çamur problemleri olmaksızın organik karbon ve azot gideriminde biyofilm proseslerin güvenilir olduğu ispatlanmıştır. Ancak bunlar bazı dezavantajlara sahiptirler. Damlatmalı filtreler etkili hacme sahip değildir. Dönen biyolojik disklerde mekanik başarısızlıklar sık sık yaşanmaktadır. Sabit ortamlı batık biyofiltrelerde bütün taşıyıcı yüzeyinde yükün eşit dağılımını elde etmek zordur. Granüler ortamlı biyofiltreler geri

yıkama ihtiyacından dolayı aralıklı olarak işletilmektedir. Pek çok akışkan yataklı reaktörler hidrolik kararsızlıklar göstermektedir (Ødegaard, 2000; Ødegaard, 2006). Bu nedenle son yıllarda pek çok çalışma askıda büyümeli ve biyofilm sistemlerin avantajlarını birleştiren ve bu sistemlerin dezavantajlarını azaltan sistemler üzerine odaklanmıştır. Özellikle aktif çamur ve biyofilm sistemlerin avantajlarını birleştiren hibrit sistemler üzerindeki çalışmalar yoğunluk kazanmıştır. Hareketli yataklı biyofilm reaktörleri hibrit sistemler içerisinde en fazla kullanılanlardan biridir (Dulkadiroğlu ve Orhon, 2005).

Hareketli yataklı biyofilm reaktörlerde biyokütle atıksuda serbestçe hareket eden, ızgara ile tankta tutulan küçük plastik taşıyıcılar üzerinde biyofilm olarak gelişmektedir. Mevcut sabit yataklı biyofilm reaktörlerle karşılaştırıldığında hareketli yataklı biyofilm reaktör düşük yük kayıpları, filtre yatağı kanallaması ve periyodik geri yıkama ihtiyacı olmaması ve çamur geri devri gerektirmemesinden dolayı tercih edilmektedir.

Ayrıca ötrofikasyona duyarlı alanlar için getirilen sıkı deşarj limitlerini sağlamak için mevcut tesislerin iyileştirilmesi gereklidir. Mevcut olan tesisleri iyileştirmek için ilave tanklar veya spesifik azot giderimine sahip yeni aktif çamur tesisleri inşa edilerek bu sonuç sağlanabilir. Ancak bu çözümler fazla alan gerektirmektedir. Hem azot giderimini geliştirmek hem de organik madde giderim hızını artırmak için bağlı büyümeyi besleyecek destek malzemesinin yerleştirilmesi etkili bulunmuştur. Hareketli yataklı biyofilm reaktörler yeni tanklar inşa edilmeksizin mevcut olan aşırı yüklü tesisleri iyileştirmek için kullanılabilir.

Son yıllarda doğal su sistemlerine nutrient deşarjlarıyla ilgili daha sıkı düzenlemeler getirilmesi nitrifikasyon, denitrifikasyon ve biyolojik fosfor giderimini sağlayacak ardışık kesikli reaktör (AKR) modifikasyonlarının gelişimine yol açmıştır. Klasik aktif çamur sistemiyle karşılaştırıldığında AKR sistemi azaltılmış işletme masrafları, geliştirilmiş azot ve fosfor giderimi, daha az çamur kabarması ve minimum yer ihtiyacı, kolay işletim, basit tasarım gibi avantajlara sahiptir. Ancak AKR hala yüksek organik yükleme veya hidrolik yükleme altında yüksek miktarda fazla çamur üretimi, yüksek çamur hacim indeksi gibi bazı dezavantajlara da sahiptir. AKR sistemindeki problemleri çözmek, sistemin bioçamur ve miktarını ve çıkış suyu kalitesini ve sistem verimini artırmak için hareketli yataklı biyofilm reaktörler AKR şeklinde kullanılabilir.

Bahsedilen avantajlarından dolayı hareketli yataklı ardışık kesikli biyofilm reaktör (HYAKBR) kullanılmıştır. Bu çalışmada hareketli yataklı ardışık kesikli biyofilm reaktörde karbon, azot, fosfor giderimi üzerine hacimsel olarak taşıyıcı malzeme doldurma

oranı, çamur yaşı, hidrolik bekleme süresi, döngü süresi, reaksiyon periyodunda basamak sayısı, atıksu bileşimi etkisi araştırılmıştır. Hareketli yataklı ardışık kesikli biyofilm reaktörler ile karşılaştırmak için de klasik ardışık kesikli reaktör de paralel olarak çalıştırılmıştır. Karbon, azot ve fosfor giderimi elde etmek için reaksiyon periyodu üç basamaklı anaerobik/aerobik/anoksik ve dört basamaklı anaerobik/aerobik/anoksik/aerobik şeklinde kullanılmıştır.

Bu doktora tez çalışması Fırat Üniversitesi Araştırma Projeleri Birimi (FÜBAP) tarafından desteklenen 1534 nolu proje kapsamında yürütülmüştür.

2. ORGANİK MADDE VE NUTRIENT GİDERİMİ

2.1. Organik Madde Giderimi

Alıcı ortamlarda oksijen tüketen maddeleri azaltmak için atıksulardaki organik maddeler giderilmekte ve bu atıksu arıtma tesislerinde bakteriler tarafından gerçekleştirilmektedir. Aktif çamurdaki biyokütle farklı tür bakterilerden oluşmaktadır. Heterotrofik bakteriler organik maddenin parçalanmasından sorumlu diğer mikroorganizmalar ile beraberdir. Atıksudaki organik maddenin bir kısmı denitrifikasyon basamağında azot giderimi için kullanılmasına ve bir kısmı biyolojik fosfor giderim prosesi tarafından giderilmesine rağmen esas kısmı aerobik ortamlarda ayrıştırılmaktadır (Hagman ve Jansen, 2007).

2.2. Nutrient Giderimi

2.2.1. Nutrient Kaynakları ve Alıcı Su Ortamları Üzerinde Etkileri

Azot ve fosfor canlı organizmaların büyümesi için temel nutrientlerdir. Azot doğal olarak meydana gelen bir elementtir. Proteinler ve nükleik asitlerin ana bileşenidir. Azotun temel kaynakları: (a) bitki, hayvan ve insan, b) endüstriyel ve tarımsal ve (c) atmosferik kökenlidir. İnsan ve hayvan atıklarındaki azot bileşikleri protein ve nükleik asitle ilişkilidir. Amonyak, protein ve nükleik asit ayrışmasının bir sonucu olarak oluşmaktadır. Azotun pek çok formu gübre olarak tarımsal amaçlar için kullanılmaktadır. Gübrelerde kullanılan yaygın azot bileşikleri üre, amonyum fosfat, amonyum sülfat ve amonyum nitrattır. Atıksuda azotun en yaygın formları amonyak, amonyum azotu, azot gazı, nitrit ve organik azottur.

Fosfor hücreler tarafından kullanılan enerji metabolizması sürecinde anahtar bir bileşendir. Fosfor hücre membranının ana bir bileşenidir. Bitkiler ve mikroorganizmalar için temel bir nutrienttir. Fosfor suni gübreler, doğal gübreler, deterjanlar ve evsel temizlik ürünleri, insan ve hayvan atıklarında bulunmaktadır. Yüzeysel sular evsel ve endüstriyel deşarjlardan ve doğal akıştan fosforu almaktadır (WEF, 2005).

Atıksularda fosfor üç şekilde bulunmaktadır: ortofosfat, polifosfatlar ve organik bağlı fosfor. Basit ortofosfatlar ve polifosfatlar toplam inorganik fosforu oluştururlar. Ortofosfat mikroorganizmalar tarafından kolayca özümmlenebilmektedir. Fosforun diğer formları ise ancak ortofosfata hidroliz edildikten sonra kullanılabilir hale gelmektedir (Artan vd., 2001).

Yüzeysel sulara deşarj edilen nutrientlerin aşırı birikimi sucul yaşamın sağlığını ve sonuç olarak insan ve hayvanların sağlığını etkileyen ciddi ekolojik problemlere sebep olabilir (WEF, 2005). Göllerde, nehirlerde ve barajlar gibi içme suyu kaynakları olarak kullanılan kapalı su alanlarında ötrofikasyon azot ve fosforun aşırı yükü ile artan bir hızla büyümektedir (Garzon-Zuniga ve Gonzalez-Martinez, 1996; Takai vd., 1997; Wang vd., 2006). Azot bileşikleri sucul ortam üzerinde potansiyel olarak zararlı etkisinden dolayı su yönetiminde önemlidir. Su ortamında trihalometan üretimi klorun artan kullanımıyla gelişmekte, ancak ham sudaki amonyum azotunun daha fazla miktarı daha fazla miktarda kloru tüketmektedir (Takai vd., 1997). Amonyum alıcı ortamlarda oksijen ihtiyacına neden olmaktadır. Oksijen azalması sucul yaşamı olumsuz şekilde etkilemektedir. Nötral pH'da amonyağın %99'u NH_4^+ olarak bulunmaktadır. Oysaki pH>9'da NH_3 konsantrasyonu artmaktadır. Serbest amonyak balıklar ve diğer sucul yaşam için toksiktir. Nitrat bebeklerde ve dirençsiz olan yetişkinlerde *methemoglobinemia* sebep olabilir ve kanserojenik bileşiklerin oluşumuna yol açabilir. Nitrit, mutajenik ve kanserojenik olarak bilinen nitrosaminleri oluşturacak ikincil aminler ile de birleşebilmektedir (Bitton, 1999). Bu nedenle arıtım yapmaksızın alıcı ortamlara atıksuları doğrudan deşarj etmek mümkün değildir. Bu şartlarda su ve atıksu arıtımında nutrient giderim gerekliliği artmaktadır (Lin, 2008).

2.2.2. Azot Giderimi

Atıksu arıtma tesislerinde tesise giren atıksulardan azotu gidermek için biyolojik, kimyasal ve fiziksel metotlar mevcuttur. Yüksek pH'da (pH=10 ve 11) NH_4^+ , NH_3 'e dönüştürülerek hava sıyırma ile giderilmektedir. Amonyak sıyırma basit işletme ve yüksek verimden dolayı yaygın şekilde kullanılmaktadır. Ayrıca toksik maddeler biyolojik prosesleri etkilediği gibi bu prosesi etkilememektedir. Fakat amonyak sıyırma ile; sıcaklık kontrolü, nitrit ve nitrat gideriminin imkansızlığı, kuvvetli şekilde tamponlanmış çıkış sularında özellikle pH'ı ayarlama zorluğu gibi önemli problemler ortaya çıkmaktadır.

Kırılma noktası kırılması veya süper klorlama ile amonyum azot gazına oksitlenmektedir. Azot; seçici iyon değişimi, filtrasyon, diyaliz veya ters osmoz ile de giderilebilir (Bitton, 1999). Izgaradan geçirme ve çökeltme askıda katılara bağlı olan organik azotu giderecek fiziksel yollardır. Atıksudan azot giderimini doğrudan içeren üç temel biyolojik proses amonifikasyon, nitrifikasyon ve denitrifikasyondur. Fakat büyümeden dolayı azot asimilasyonu ve partiküler madde olarak azot giderimi de toplam azot giderimine katkıda bulunan mekanizmalardır (Helness, 2007). Azot gideriminde biyolojik proses seçilmesinin temel sebebi daha düşük maliyettir.

2.2.2.1. Azot Asimilasyonu

Amonyum veya nitrat olarak azot, hücresel kütle oluşturmak için bakteriler tarafından asimile edilir. Azotun bu asimilasyonu çözülebilir fazdan azotun net bir kaybını meydana getirmesine rağmen giderim sağlayan azotun temel dönüşümlerinden biri değildir (Whichard, 2001).

2.2.2.2. Amonifikasyon (mineralizasyon)

Aminifikasyon organik azotlu bileşiklerin inorganik formlara dönüşümüdür. Bu proses çeşitli mikroorganizmalar (bakteriler, aktinomisetler, fungi) tarafından yürütülmektedir (Bitton, 1999).

2.2.2.3. Nitrifikasyon

Nitrifikasyon iki kademede gerçekleşmektedir. İlk basamak amonyum oksitleyen bakteriler tarafından amonyumun nitrite oksidasyonudur. İkinci basamak nitrit oksitleyen bakteriler tarafından nitritin nitrata oksidasyonudur. Her iki basamak aerobik şartlar altında kemolitotrofik bakteriler tarafından gerçekleştirilmektedir (Antileo vd., 2006). Nitrifikasyon süresince amonyum ve nitrit dönüşüm reaksiyonları aşağıda görülmektedir.





Toplam oksidasyon reaksiyonu:



Her iki grup bakteri biyosentez için karbon kaynağı olarak CO₂ ve enerji kaynağı olarak azot bileşiklerinin oksidasyonunu kullanan ototrofiktirler (Hoilijoki vd., 2000). Birinci basamağı yürüten bakterilerin en yaygın şekilde tanınan türü *Nitrosomonas*'tır. Ancak, *Nitrosococcus*, *Nitrospira*, *Nitrosovibrio* ve *Nitrosolobus* da NH₄⁺'u NO₂⁻'e oksitleyebilmektedir. *Nitrococcus*, *Nitrospira*, *Nitrospina* ve *Nitrocystis*'in da ikinci kademe reaksiyonu sürdürdüğü bilinmesine rağmen *Nitrobacter* nitrit oksitleyicilerin en tanınmış türüdür (Rittmann ve McCarty, 2001; Metcalf ve Eddy, 2003; Bitton, 1999). Amonyum oksidasyonunda hidroksilamin (NH₂OH) ve bazı saptanamayan kararsız ürünler oluşabilmektedir. Nitritin oksidasyonu sonucunda ara ürünler oluşmamaktadır.

Genellikle nitrit oksidasyonu amonyum oksidasyonundan sonra daha hızlıca ilerlemektedir. Böylece nitrit ortamda nadiren kalmaktadır. Bu muhtemelen düşük S_{min} (kararlı hal biyokütlesini destekleyebilen minimum substrat konsantrasyonu) değerinden ve nitrit oksitleyicilerin nispeten yüksek substrat kullanım hızından dolayıdır (Jianlong ve Ning, 2004).

Nitrifikasyon organizmaları heterotrofik bakteriler tarafından tüketilebilen çözünmüş mikrobiyal ürünler üretmektedir. Çözünmüş mikrobiyal ürünler; hücre lysisi esnasında salıverilen, hücre membranı boyunca difüze olan, sentez süresince kaybolunan veya çeşitli amaçlarla vücuttan atılan hücresel bileşenler olup biyolojik olarak ayrışabilmektedirler. Nitrifikasyon yapan organizmaların ürettiği çözünmüş mikrobiyal ürünlerin çoğunun biyokütle ile ilişkili ürünler olduğu belirlenmiştir. Bu ürünler 2 şekilde önemlidir. Birincisi, bunlar nitrifiyerlerin yok olma prosesinin bir parçasıdır ve nitrifiyerlerin net sentezini azaltmaktadır. İkincisi, nitrifiyerlerin heterotroflar için elektron vericiyi meydana getirdiği ve heterotrofik biyokütleyi arttırdığı bir yoldur (Rittman ve McCarty, 2001).

Nitrifikasyon endüstriyel ve evsel atıklardan azot giderimi ile ilgili ilk basamaktır. Hem çevresel faktörlere karşı nitrifiye bakterilerin duyarlılığından dolayı hem de daha düşük büyüme hızlarından dolayı klasik atıksu arıtma tesislerinde nitrifiye bakterilerin

yeterli miktarını elde etmek ve korumak zordur. Nitrifikasyon işlemini artırmak için pek çok biyofilm esaslı prosesler geliştirilmiş ve dünyada uygulanmaktadır (Yang vd., 2004).

2.2.2.3.1. Nitrifikasyonu Etkileyen Faktörler

Hem nitrifikasyon aktivitesi hem de bakteriyal büyüme; pH, alkalinite, oksijen ve amonyak konsantrasyonları, sıcaklık, organik madde konsantrasyonları ve inhibitör bileşiklerin (mesela sülfid) varlığı gibi çeşitli çevresel faktörler tarafından etkilenmektedir. Farklı faktörler enzim aktivitesi ve büyüme hızı üzerinde doğrudan bir etkiye sahip olabilir. Biyofilm/biyokütle yapısı, difüzyon hızları, oksijen çözünürlüğü vb. dolaylı bir etkiye sahip olabilir (Æsøy vd., 1998).

Çamur yaşı

Çamur yaşı mikroorganizmaların sistemde ortalama bekleme süresidir. Nitrifikasyon bakterilerinin nispeten yüksek oksijen yarı doymun sabiti (K_o) değeri, oksijen için rekabette onları dezavantaja sokmaktadır. Yer için rekabet edildiğinde nitrifikasyon bakterilerinin yavaş büyüme hızı yüksek büyüme hızına göre bir dezavantajdır. Uzun çamur yaşı sağlanarak bu iki dezavantajın üstesinden gelinebilir. Ayrıca toksik materyallerin varlığında, düşük çözünmüş oksijen konsantrasyonunda veya düşük sıcaklıkta daha büyük değerlere ihtiyaç duyulabilir (Rittman ve McCarty, 2001). Biyolojik atıksu arıtma tesislerinde çamur yaşı sistemden atılan çamur miktarı ile kontrol edilmektedir.

Nitrifikasyon hızı sistemde mevcut olan nitrifikasyon bakterilerinin fraksiyonuna da bağlıdır. Nitrifikasyon hızını artırmanın temel yolu nitrifikasyon organizmaların fraksiyonunu artırmaktadır. Bu, katı bekleme süresini artıran havalandırma havuzu askıda katı madde konsantrasyonu arttırılarak sağlanabilmektedir (Surampalli vd., 1997).

C/N oranı

Organik madde içeren atıksular nitrifikasyon prosesini etkilemektedir. Raporlar ziyafet fazı esnasında (mesela harici organik karbon mevcudiyeti) heterotrofik solunum aktivitesinin yüksek olduğunu ve oksijen için heterotroflar ile rekabet edecek nitrifiye bakterilerin yeteneksizliğinden dolayı nitrifikasyonun önlendiğini göstermiştir. Oksijen rekabeti düşük olduğunda nitrifikasyon, harici organik karbon tükendikten sonra sadece yer almıştır. Anoksik/oksik proste organik madde temel olarak anoksik kademedede

tüketilmekte, sonra gelen aerobik kademede nitrifiyerler ve heterotroflar arasında daha düşük rekabet meydana gelmektedir (Fu vd., 2009).

Nitrifikasyon sistemleri biyokimyasal oksijen ihtiyacı/toplam kjeldahl azotu (BOİ/TKN) oranından üç bakımdan etkilenmektedir. Birincisi heterotrofik biyokütle sentezinin azota el koymasdır. Eğer giriş BOİ/TKN oranı yeterince büyükse, nitrifikasyon için indirgenmiş azot az bulunacak veya bulunmayacaktır. İkincisi, BOİ/TKN oranı aktif biyokütle kısmının nitrifikasyon bakterilerinden ne kadar oluştuğunu belirlemektedir. Son olarak, BOİ/TKN heterotrofların ve nitrifikasyon bakterilerin oksijen ve flok veya biyofilmlerde yer için nasıl yarıştığının kontrolünde kullanılmaktadır (Rittman ve McCarty, 2001). Düşük BOİ₅/TKN oranlarında ototrofik organizma sayıları yüksek iken, yüksek BOİ₅/TKN oranlarında ototrofik organizma sayılarının azaldığı buna karşılık heterotrofların arttığı gözlenmiştir (Sponza, 2004). Birleşik karbon oksidasyonu–nitrifikasyon proseslerinde BOİ₅/TKN oranı 5’den daha büyüktür, oysaki ayrı kademe nitrifikasyon proseslerinde oran 3’den daha düşüktür (Bitton, 1999).

pH ve Alkalinite

Nitrosomonas ve *Nitrobacter* için optimum pH 7.5 ve 8.5 arasındadır (Bitton, 1999). Amonyumun nitrite oksidasyonu amonyumun her molu için 2 mol bikarbonata gerek duymaktadır. Bu nitrifikasyon için zaruridir. Çünkü düşük alkalinite pH’da azalmaya ve reaksiyonun tamamen durmasına sebep olabilir. 6.5’ten daha düşük pH’da nitrifikasyon yer almaz (Paredes vd., 2007). Havalandırma kısmen atıksulardan karbondioksiti sıyırmakta, böylece alkalinite düşüşünü azaltmaktadır. Ancak, pH değerini azaltmamak için atıksuda yeterli alkalinite kalmalıdır (Surampalli vd., 1997). Asidik nitrit oluşumu atıksu pH’sında bir düşüş meydana getirirken ototrofik büyüme için CO₂ tüketiminden dolayı amonyum oksidasyonu boyunca atıksu alkalinitesi önemli bir şekilde artmaktadır (Kyambadde, 2005).

Ruiz vd. (2003) geniş bir pH aralığında (6.45 ve 8.95 arasında) tam nitrifikasyon elde etmişlerdir. 6.45’ten daha düşük pH’da ve 8.95 üzerinde pH’da nitrifikasyonun ani düşüşünü ve hem amonyum oksitleyen hem de nitrit oksitleyen bakterilerin tam inhibisyonunu gözlemlemişlerdir.

Sıcaklık

Nitrifikasyon organizmaları mezofilik bakterilerdir. Büyüme hızının hızlıca azaldığı yaklaşık 35-40 °C'e kadar artan büyüme hızına sahiptir (Helness, 2007). Aktif çamur sisteminde nitrifikasyon hızı azalan sıcaklık ile azalmaktadır. Optimum sıcaklık 25 ve 35 °C arasındadır (Surampalli vd., 1997). Düşük sıcaklıklar nitrifikasyonu düşürürken hidrolik bekleme süresi TKN gideriminde çok önemli bir faktör olmaktadır (Andreottola vd., 2000). 10-22 °C aralığında nitrifikasyon hızının sıcaklığa bağlılığı basitleştirilmiş Arrhenius denklemi ile yaklaşık olarak tanımlanabilir (Helness, 2007).

$$r_{N-T2} = r_{N-T1} \cdot \theta^{(T2-T1)} \quad (2.4)$$

T1, T2 : Sıcaklıklar (°C)

r_{N-T1} : T1 sıcaklığındaki hız

r_{N-T2} : T2 sıcaklığındaki hız

θ : Sıcaklık katsayısı

Çözünmüş Oksijen

Nitrifikasyon bakterileri 100'den 400 µm'e kadar değişen flok çaplarına sahip ve heterotrofik bakteriler içeren bir flok içinde dağılmaktadır. Oksijen, sıvıdan flok partükülleri içine yayılmakta ve flok içinde daha derindeki bakteriler daha düşük çözünmüş oksijen konsantrasyonlarına maruz kalmaktadır. Flok içinde çözünmüş oksijen konsantrasyonunu ve böylece nitrifikasyon hızını korumak için sıvıda daha yüksek çözünmüş oksijen konsantrasyonuna ihtiyaç duyulmaktadır. Düşük çözünmüş oksijen konsantrasyonlarında nitrifikasyon hızı (<0.5 mg/L) fazlasıyla inhibe olmaktadır. *Nitrobacter*'e düşük çözünmüş oksijen inhibisyon etkisinin *Nitrosomonas*'dan daha büyük olduğu görülmüştür (Metcalf ve Eddy, 2003). Maksimum nitrifikasyon hızları 2 mg/L'den daha büyük çözünmüş oksijen konsantrasyonlarında meydana gelmektedir (Surampalli vd., 1997). Ruiz vd.(2003) çalışmalarında nitrifikasyonun 5.7'den 1.7 mg/L'e kadar ÇO ile etkilenmediğini gözlemlemişlerdir.

İnhibisyon ve Toksisite

Nitrifikasyon prosesinde serbest amonyak *Nitrosomonas* ve *Nitrobacter* aktivitelerini inhibe edebilirken diğer mikrobiyal türleri de inhibe ettiği ifade edilmiştir.

Önceki araştırmalar 10-150 mg/L serbest amonyak konsantrasyonunun hem *Nitrobacter* hem de *Nitrosomonas*'ı inhibe edeceğini göstermiştir (Yang vd., 2004). İnhibisyon etkileri toplam azot yükleri konsantrasyonu, sıcaklık ve pH'a bağlı olmaktadır (Metcalf ve Eddy, 2003). HNO_2 inhibe eden bileşendir. HNO_2 ve NO_2^- arasındaki denge kuvvetli şekilde pH'a bağlıdır. 0.2 mg HNO_2/L 'den daha yüksek konsantrasyonları toplam nitrifikasyon prosesini inhibe etmektedir (Paredes vd., 2007).

Nitrifikasyon bakterilerinin çok yavaş büyüme hızı inhibisyonun olumsuz etkilerini büyütmede ve inhibitör kirleticilere karşı nitrifikasyon bakterilerinin hızlı büyüyen bakterilerden daha duyarlı olduğu görünmektedir (Rittman ve McCarty, 2001). Atıksulardaki organik madde nitrifikasyon organizmalarına doğrudan toksik değildir. Organik madde ile görünen inhibisyon dolaylı olabilir ve heterotroflar tarafından O_2 azalmasından dolayı olabilir. En toksik bileşikler siyanid, thiüre, fenol, anilin ve ağır metallerdir (Bitton, 1999). Biyolojik atıksu arıtma prosesinde ağır metal toksisitesi; metallerin tipine ve konsantrasyon seviyelerine, ortamda bulunan mikroorganizmaların türlerine, hücre bekleme zamanına, giriş atıksuyunun tipine ve kuvvetine, ortamın pH'ına bağlıdır (Ong vd., 2005).

2.2.2.4. Denitrifikasyon

Nitratin biyolojik indirgemesinin en önemli mekanizması asimilatif nitrat indirgemesi ve dissimilatif nitrat indirgemesidir (denitrifikasyon). Nitrat asimilasyonu (yeni hücre oluşumu, organik madde üretilmesi) özel bir enzimle (nitrat redüktaz) NO_3^- 'nin NH_3 'e dönüşmesidir.

Denitrifikasyon nitrit ve nitratin kemoorganotrofik, litotrofik ve fototrofik bakteriler tarafından moleküler azot gazına veya azot gazlarına indirgendiği kademeli enzimatik bir anoksik indirgenme prosesidir (Kyambadde, 2005). Denitrifikasyon nitratin ardışık olarak nitrit (NO_2^-), nitrit oksit (NO), nitroz oksit (N_2O) ve N_2 gazına indirgendiği basamaklar şeklinde ilerlemektedir (Rittman ve McCarty, 2001).



Ancak denitrifikasyon yapabilen bakterilerin hepsi bu dönüşümü sağlamak için gerekli enzimlerin tümünü salgılayamazlar ve bu enzimlerin aktiviteleri çevresel

koşullardaki değişimlere karşı hassastır. Ayrıca, bu bakterilerin bazı türleri bu basamaklar içinde oluşan ara ürünleri substrat olarak kullanırlar. Ortamın baskın koşulları ve mikroorganizma türüne bağlı olarak bu ara ürünler diğer bazı türler için substrat olurken diğer bazı türler için son ürün olur (Güven vd., 2006).

Çeşitli Gram-negatif ve Gram-pozitif heterotrofik ve ototrofik bakterilerin denitrifikasyon yapabildikleri ve bunların önemli bir çoğunluğunun Proteobakterilerin β -alt sınıfına dahil olduğu bildirilmektedir. Bu organizmaların pek çoğu ortam elektron alıcısı olarak oksijenin varlığında, oksijeni nitrata tercih ederek kullanırlar. Bu nedenle bu mikroorganizmalar fakültatif anaeroblardır. Ototrofik denitrifikasyon bakterileri karbon kaynağı olarak bikarbonatı ya da karbondioksiti kullanırken heterotrofik denitrifikasyon bakterileri bir organik karbon kaynağına bağlıdır ve bu sebeple heterotrofik denitrifikasyon bakterilerin denitrifikasyon prosesi boyunca çoğalmaları karbon kaynağının yapısına ve konsantrasyonuna bağlıdır (Güven vd., 2006).

Heterotrofik organizmalar *Archromobacter*, *Agrobacterium*, *Alcaligenes*, *Arthrobacter*, *Bacillus*, *Chromobacterium*, *Flavobacterium*, *Hypomicrobium*, *Moraxella*, *Neisseria*, *Paracoccus*, *Parpionnibacterium*, *Pseudomonas*, *Rhizobium*, *Rhodopseudomonas*, *Spirillum* ve *Vibrio*'dur. Bu bakterilerin çoğu hem oksijen hem de nitratı ve nitriti kullanacak yeteneğe sahip fakültatif aerobik organizmalardır (Randall vd., 1992; Naidoo, 1999). Denitrifikasyon işlemini yapabilen ototrofik bakteriler denitrifikasyon esnasında elektron vericiler olarak hidrojen ve indirgenmiş sülfür bileşiklerini kullanmaktadırlar. Eğer organik karbon kaynağı bulunursa her iki grup organizma heterotrofik olarak büyüyebilir (Randall vd., 1992; Metcalf ve Eddy, 2003).

Denitrifikasyon sürecinin gerçekleşmesi için ortamda esas olarak şu koşulların sağlanması gerekmektedir.

- Elektron alıcı olarak nitrat veya nitritin bulunması
- Çözülmüş oksijenin bulunmaması
- Fakültatif biyokütlenin bulunması
- Elektron verici olarak organik maddelerin bulunmasıdır.

Elektron verici tipik olarak üç kaynaktan biridir.

- Giriş atıksuyundaki biyolojik olarak çözülebilir KOİ
- İçsel solunum esnasında üretilen çözülebilir KOİ
- Metanol ve asetat gibi dışarıdan ilave edilen kaynaktır (Sözen, 1995).

Azot giderimi ön denitrifikasyon, son denitrifikasyon veya birleşik denitrifikasyon denilen ikisinin kombinasyonu ile sağlanabilmektedir. Ön denitrifikasyonda denitrifikasyonun boyutu ham sudaki organik maddenin varlığı ile sınırlı olmaktadır. Organik madde hem denitrifikasyon, hücre büyümesi, hem de oksijen solunumunda tüketilmektedir. Denitrifikasyon reaktörüne giren oksijen arzu edilmeyen bir sonuçtur. Geri devir sistemi kullanıldığında oksijenin önemli miktarları geri döndürülmektedir. Çünkü tam nitrifikasyonu elde etmek için nitrifikasyon reaktörlerde yüksek oksijen konsantrasyonları korunmaktadır. Son denitrifikasyonda denitrifikasyon hızı ve boyutu etkili karbon kaynağı ilavesine bağlıdır. İlave edilen karbon kaynağı ve N giderim miktarı arasında kuvvetli bir korelasyon görülmüştür.

2.2.2.4.1. Denitrifikasyonu Etkileyen Faktörler

Çözünmüş Oksijen

Ortamda nitrat ve oksijenin birlikte bulunması halinde organizmalar aerobik solunumu tercih etmekte, bunun sonucu olarak denitrifikasyon için gerekli elektron verici miktarı azalmaktadır. Oksijen nedeniyle assimilatif nitrat indirgemesi etkilenmezken dissimilatif indirgeme inhibe olmaktadır. Çözünmüş oksijen kritik değerinin 0.2 mg/L olduğu, bu konsantrasyonun üzerinde denitrifikasyonun gerçekleşmediği vurgulanmaktadır (Sözen, 1995). Asılı kültürde çözünmüş oksijen konsantrasyonunun 0.5 mg/L altında olması gerektiği ileri sürülmektedir. Denitrifikasyon için çözünmüş oksijen seviyelerindeki bu farklılık çözünmüş oksijen ölçümü için değişen tekniklerden ve ölçülen ortam sıvısı çözünmüş oksijen konsantrasyonunun çamur floğu içindeki gerçek çözünmüş oksijen konsantrasyonunu temsil etmemesinden olabilir (Naidoa, 1999).

Sıcaklık

Denitrifikasyon hızı sıcaklığın bir fonksiyonudur. Denitrifikasyon hızı sıcaklıktaki artışla artmakta, sıcaklık arttırıldığında maksimuma ulaşmakta ve daha sonra düşmektedir. Sıcaklık katsayısı θ , karbon kaynağı olarak evsel atıksuya sahip aktif çamur sistemleri için yaklaşık 1.04'den 1.20'e kadar değişmektedir (Naidoa, 1999).

20 °C'nin üzerinde denitrifikasyon hızının sabit kaldığı belirtilirken 5 °C'nin altında hızla düştüğü vurgulanmaktadır. Sıcaklığın 10 °C'den 20 °C'e kadar çıkarılması halinde nitrat giderim hızının üç misli arttığı belirtilmektedir (Sözen, 1995).

pH

Çeşitli optimum pH (7.0, 7.4, 7.5, 7.6) ve pH aralıkları literatürde kaynak gösterilmektedir. pH değeri optimum üzerine çıktığında nitrit redüktaz aktivitesinin daha çabuk azaldığı da ifade edilmiştir. 7.3 üzerindeki bir pH için N₂ gazının son ürün olduğu görülmesinden dolayı denitrifikasyon çalışmalarında genellikle pH 7.5 kullanılmaktadır.

Optimum olmayan pH'a ($7 < \text{pH} < 8.5$) adapte edilen biyokütlenin adapte edilmeyen biyokütleden daha iyi denitrifikasyon hızlarını verdiği bulunmuştur. Bu sonuçlar bakterilerin zamanla optimum olmayan pH'a adapte olma yeteneğine sahip olduğunu göstermiştir (Naidoa, 1999).

Denitrifikasyon bakterileri özellikle pH'a duyarlı olmamasına rağmen 7 ve 8'lik optimal aralığın dışındaki pH değerleri ara ürünlerin birikimine yol açabilir (Rittman ve McCarty, 2001). Denitrifikasyon boyunca pH artışı beklenilmektedir. Ancak artışın büyüklüğü atıksuyun tamponlama kapasitesine bağlıdır (Naidoa, 1999).

Organik Karbon Substratları

Her bir elektron vericisinden elde edilen enerjinin farklı olması denitrifikasyon sürecini organik madde türüne bağlı kılmaktadır. Denitrifikasyon hızı süreçte kullanılan karbon kaynağı türünün yanı sıra bileşiminden de etkilenmektedir. Karbon kaynağı içindeki kolay ve yavaş ayrışan maddelere bağlı olarak hız da önemli ölçüde değişik olmaktadır. Öncelikle kolay ayrışan substrat türü organizmalar tarafından parçalanmakta, daha sonra yavaş ayrışan substrat üzerinde çoğalma başlamaktadır (Naidoa, 1999). Öncelikle kolay parçalanabilen, sonra yavaş parçalanabilen organik maddeler tüketileceği için başlangıçta denitrifikasyon hızı fazladır. Organik yük arttıkça spesifik denitrifikasyon hızı da artmaktadır (Günay ve Debik, 1998).

Nutrient giderim proseslerinde moleküler ağırlıklı bileşiklerin daha kolay bir şekilde biyolojik olarak ayrışabilen bileşiklere hidroliz hızı denitrifikasyon hızını sınırlayacaktır.

Organik substrat konsantrasyonu düşük olduğunda içsel solunum meydana gelmektedir. İçsel denitrifikasyonun depolanan besin rezervini veya içsel bozunmadan açığa çıkan substratı kullanan bakterilerin solunumuna bağlı olduğu gözlenmiştir (Carrea vd., 2003).

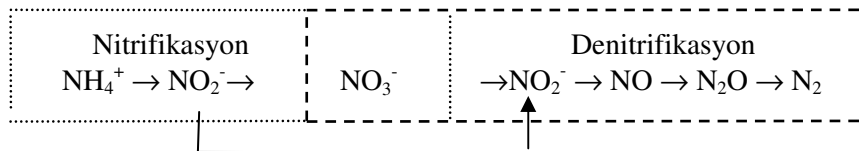
Denitrifikasyonda kullanılan karbon kaynaklarının miktarı ve yapısal özellikleri denitrifikasyonun verimini ve maliyetini önemli ölçüde etkilemektedir. Denitrifikasyonda

kullanılabilecek karbon kaynakları üzerinde yapılan araştırmalar daha çok metanol, asetat ve etanol gibi kolay ayrışır organik karbon bileşikleri ile ön çöktürme çamurlarının ve evsel katı atıkların hidroliz ürünlerini yansıtan uçucu yağ asitleri üzerinde yoğunlaştığı görülmektedir (Güven vd., 2006).

Bazı araştırmacılar asetik asitin glukoz, metanol veya etanolden daha yüksek hızlar elde ettiğini ileri sürmektedir. Fakat başka araştırmacılar metanol ile elde edilen sonuçların asetik asit ile elde edilen sonuçlara benzer olduğunu elde etmişlerdir. Diğer çalışmalar aksini göstermesine rağmen bazı referanslar etanolun metanolden daha yüksek hızlara ulaştığını göstermiştir (Carrea vd., 2003).

2.2.2.5. Kestirme Biyolojik Azot Giderimi

Biyolojik azot giderim prosesinin işletme masrafları nitrifikasyon ve denitrifikasyonda sırasıyla oksijen ve organik madde gereksinimlerine büyük boyutta bağlıdır (Ciudad vd., 2005). Nitrit, nitrifikasyon tarafından tüketildiği ve denitrifikasyon esnasında yeniden oluştuğu için nitrit oksidasyonu gereksiz bir basamak olmaktadır (Antileo vd., 2006). Bu masrafları azaltmak için yeni prosesler ve işletme stratejileri son birkaç yıldır geliştirilmiştir. Bunlardan biri kestirme biyolojik azot giderimidir. Bu proses nitritin nitrifikasyon ve denitrifikasyon basamağında arada bulunan bir birleşik olmasına dayanmaktadır. Bu yüzden bu proses nitrite kadar kısmi nitrifikasyonu ve daha sonra bu nitritten başlayarak denitrifikasyonu meydana getirmek için uygun olacaktır. Kestirme biyolojik azot giderimi amonyağı nitrite oksitleyen ve nitriti azot gazına indirgeyen yeni bir teknolojidir (Şekil 2.1) (Ciudad vd., 2005).



Şekil 2.1. Nitrit birikimi ile nitrifikasyon-denitrifikasyon

Nitrifikasyon reaksiyonu uzun çamur yaşı ve nispeten yüksek oksijen konsantrasyonuna ihtiyaç duyan, yavaş gelişen ototrof bakterilere dayanırken denitrifikasyon reaksiyonu giriş atıksularında daima yeterli olmayan organik elektron

vericiye ihtiyaç duymaktadır. Kestirme biyolojik azot giderimi bu dezavantajların bir kısmının üstesinden gelebilir. Çünkü nitrifikasyon için oksijen ihtiyacının %25'ine ve denitrifikasyon için organik verici ihtiyacının %40'ına kadar tasarruf sağlayabilmektedir (Chung vd., 2007).

Kısmi nitrifikasyonu başarmak için nitritin nitrata oksidasyonu önlenmelidir. Bunun için amonyum oksitleyen bakterilerin (AOB) aktivitesi değil, nitrit oksitleyen bakterilerin (NOB) aktivitesinin azaltılması gereklidir. Bu amonyak oksitleyen bakterilerin gelişmesi için uygun şartlar temin edilerek yapılacaktır (Ruiz vd., 2003). ÇO konsantrasyonu, sıcaklık, çamur bekleme süresi, substrat konsantrasyonu, havalandırma şekli, havalandırma süresi ve inhibitörler gibi çeşitli proses parametrelerinin NOB'i seçici bir şekilde inhibe ettiği ve yıkadığı bulunmuştur (Guo vd., 2009).

Klasik nitrifikasyon ve denitrifikasyon ile karşılaştırıldığında nitrit yolu ile nitrifikasyon ve denitrifikasyon; azot giderim maliyetini azaltan nitrifikasyon esnasında oksijen tüketimini azaltmakta (%25), havalandırma süresini kısaltabilmekte, denitrifikasyon esnasında karbon kaynağı ihtiyacını azaltmakta (%40-60), daha düşük atık çamur üretimi (%300) ve daha yüksek denitrifikasyon hızı (%63) sağlamaktadır (Villaverde vd., 2000; Jianlong ve Ning, 2004; Ciudad vd., 2005; Antileo vd., 2006; Paredes vd., 2007; Wang vd., 2008; Guo vd., 2009; Zhang vd., 2009; Aslan vd., 2009). Ayrıca proses daha az CO₂ de yaymaktadır (Schmidt vd., 2003).

Araştırmacılar serbest amonyağın nitrit oksidasyonunu inhibe ettiğini bulmuşlardır. Serbest amonyağın yüksek konsantrasyonu (0.1-10 mg/L) nitrit birikimine yol açtığı için başlangıçta etkili bir şekilde nitrit oksidasyonunu inhibe etmiştir. Nitrit oksitleyen bakteriler zamanla 22 mg NH₃/L'e kadar yüksek bir serbest amonyak konsantrasyonuna uyum sağlamıştır. Fakat aşırı şekilde yüksek bir serbest amonyak örneğin 10-150 mg/L üzerinde, amonyak oksidasyonunu inhibe edecek ve proses başarısızlığına sebep olacaktır. Bazı çalışmalar amonyak oksidasyonun bir ara ürünü olan serbest hidroksilaminin nitrit oksidasyon inhibisyonuna sebep olan anahtar bir faktör olabildiğini de ileri sürmüştür (Jianlog ve Ning, 2004).

Nitritasyon ve nitrasyon için Monod kinetiklerin oksijen doygunluk sabitleri sırasıyla 0.3 ve 1.1 mg/L olduğu bilindiği için düşük konsantrasyonda çözünmüş oksijen kontrol edilerek nitrit birikimi elde edilebilir. Bu yüzden nitrit birikimini üreten düşük çözünmüş oksijen konsantrasyonunda işletme daha büyük bir dereceye kadar nitrit oksitleyen bakterilerin aktivitesini azaltmaktadır (Jianlog ve Ning, 2004; Ciudad vd.,

2004). Havalandırma sadece oksijen temini için gerekli değildir, aynı zamanda pH'ı kontrol etmek için reaktörden CO₂'ı sıyırmak için de gereklidir (Schmidt vd., 2003).

Substrat konsantrasyonu, sıcaklık, pH ve çözülmüş oksijenin farklı şartlarda her aktiviteyi etkilediği görülebilir. Bu değişkenler içinde substrat konsantrasyonu atıksu arıtımında hedef değişken olduğundan bir işletme parametresi değildir. Sıcaklık bakterilerin her iki türünün büyüme hızını etkileyecektir. Fakat çoğu durumlarda sıcaklık tam ölçekli reaktörlerde modifiye edilmeye ve kontrol edilmeye hassas değildir. Böylece pH ve çözülmüş oksijen konsantrasyonu sistemi kontrol etmek için temel işletim değişkenleri olabilir (Ruiz vd., 2003).

2.2.2.5.1. Kısmi Nitrifikasyonu Etkileyen Faktörler

Serbest Amonyak ve Nitröz Asit Konsantrasyonu

Amonyakın iki türü, gaz formundaki serbest amonyak (NH₃) ve amonyum iyonu (NH₄⁺) eşitlik (2.6)'dan da görüldüğü gibi birlikte denge halinde bulunurlar. Bu fazların göreceli baskınlığı sıvı fazının pH ve sıcaklığına bağlıdır. pH arttıkça denge sağa kayar ve amonyum daha fazla inhibitor özelliği olan serbest amonyak formuna dönüşür.



pH 7.0'da amonyak azotu konsantrasyonu toplam amonyak azotu konsantrasyonunun %1.1'ini pH 8.0'da ise serbest amonyak azotu konsantrasyonu toplam amonyak azotu konsantrasyonunun %10.2'sini oluşturur. Serbest amonyak konsantrasyonu; toplam amonyak konsantrasyonu, sıcaklık ve pH'a bağlı olarak değişir. pH ve sıcaklığın artması ile serbest amonyak konsantrasyonu artar (Eldem, 2004).

Daha yüksek pH değerlerinde serbest amonyak artmaktadır. Aksi durumda düşük bir pH'da nitröz asit konsantrasyonu yükselmektedir. Hem serbest amonyak hem de nitröz asit ya amonyum oksitleyicileri ya da nitrit oksitleyicileri inhibe edebilir. Fakat nitrit oksitleyiciler serbest amonyağa amonyum oksitleyicilerden daha duyarlıdır (Paredes vd., 2007).

Anthonisen vd. (1976)'e göre amonyum oksitleyen bakterilerin ve nitrit oksitleyen bakteriler sırasıyla 10-150 mg/L ve 0.1-1.0 mg/L serbest amonyak ve tüm nitrifiye bakteriler 0.2 mg/L'nin üzerinde serbest nitröz asit ile inhibe olmaktadır (Aslan vd., 2009).

Amonyak yüksek pH'da (>8) nitrifikasyonun temel inhibitörü iken nitroz asit (HNO₂) düşük pH'da (<7.5) temel inhibitördür (Hulle, 2005).

Anthonisen vd. (1976)'e göre serbest amonyak ve serbest nitroz asit (HNO₂) konsantrasyonları Denklem (2.7) ve (2.8)'e göre hesaplanabilir (Aslan vd., 2009).

$$serbest\ amonyak(\frac{mg}{L}) = \frac{17 \sum NH_4 - N(\frac{mg}{L}) \times 10^{pH}}{14 \frac{k_b}{k_w} + 10^{pH}} \quad (2.7)$$

Burada

$$k_b/k_w = e^{6344/(273+T)}$$

T : Sıcaklık (°C)

$$HNO_2(\frac{mg}{L}) = \frac{47}{14} \frac{\sum NO_2 - N(\frac{mg}{L})}{exp^{-(2300/273+T)} \times 10^{pH}} \quad (2.8)$$

Sportt vd.(1984)'e göre serbest amonyak hücre içerisine girdiğinde hem serbest amonyanın hem de amonyum iyonunun birleşik etkisi ortaya çıkmaktadır. Hücre içerisinde NH₃, NH₄⁺ ile hücre dışındaki aynı dengeyi oluşturmak için bazı protonların hücre dışına çıkmasına neden olur. Sonuç olarak hücre optimum pH değerini koruyabilmek için hücre dışındaki bazı protonları alır, fakat aynı zamanda diğer önemli bir besin olan K⁺ iyonunu kaybeder ve ölür (Eldem, 2004).

Amonyak toksisite derecesinin, sinerjistik ve antagonistik etkileri olan diğer katyonların varlığına ve konsantrasyonuna bağlı olduğu belirtilmiştir. Katyonların görevi enzimi işler hale getirmektir. Katyon konsantrasyonu arttıkça enzim aktif hale gelir ve reaksiyon hızı artar. Fakat sonunda enzimlerin hepsi aktif hale gelir ve katyonun aşırı miktarı daha sonra enzimle reaksiyona girer ve reaksiyon hızı azalır. Antagonizm, diğer katyon tarafından meydana getirilir. Bu katyon, bozulmuş enzimi tekrar aktif hale getirebilir veya bloke edilmiş enzim yolunu açabilir. Örneğin alternatif bir enzim yolunu aktif hale getirebilir. Antagonizm bir katyonun uyarıcı etkisinin diğer katyonun toksik etkisini giderdiğinde meydana gelir (Eldem, 2004).

Sıcaklık

Sıcaklık yükselmesi iki zıt etkiye sahiptir. Amonyak inhibisyonunu artırmakta ve Arrhenius prensibine göre organizmaların aktivasyonunu artırmaktadır. Bu artan aktivite belli bir kritik sıcaklıkta sadece tutulmakta, bu sıcaklığın üzerinde biyolojik aktivite azalmaktadır. Amonyum ve nitrit oksitleyicilerin aktivasyon enerjisi sırasıyla 72-60 kJ/mol ve 43-47 kJ/mol aralığındadır. Bu amonyum oksitleyicilerin aktivitesinin nitrit oksitleyicilerin aktivitesinden daha hızlı artacağını göstermektedir (Hulle, 2005).

pH

pH sistem üzerinde kuvvetli bir etkiye sahiptir. Çünkü düşük pH aralığında nitrit oksitleyiciler amonyum oksitleyicilerden daha hızlı büyümektedir. Amonyum oksitleyicileri korumak ve nitrit oksitleyicileri yıkamak için daha yüksek pH gerekli olmaktadır (Paredes vd., 2007). Hem amonyum hem de nitrit oksitleyiciler için optimum pH 7 ve 8 arasında kalmaktadır. pH 7'nin altında nitrifikasyon hızı azalmaktadır (Hulle, 2005).

Çözünmüş Oksijen

Daha düşük çözünmüş oksijene amonyum oksitleyicilerin nitrit oksitleyicilerden daha dayanıklı oldukları görünmüştür. Çünkü amonyum ve nitrit oksitleyicilerin oksijen eğilim sabitleri (sırasıyla 0.3 ve 1.1 mg/L) farklıdır. Bu nedenle, düşük ÇO konsantrasyonunda işletme nitrit birikimini üreterek nitrit oksitleyen bakterilerin aktivitesini büyük bir boyuta kadar azaltmaktadır (Ciudad vd., 2005).

Ruiz vd. (2003)'nin çalışmasında 1.4 mg/L ÇO'de nitrit birikimi yer almış ve ÇO konsantrasyonu azalırken artmıştır. 0.7 mg/L ÇO konsantrasyonunda maksimum nitrit birikimi meydana gelmiştir. 0.5 mg/L ÇO'de amonyum dönüşümü etkilenecek amonyum birikmiştir. Ciudad vd. (2005) 1.4 mg/L ÇO konsantrasyonunda %95 amonyum giderimi ile %75 nitrit birikimini elde etmişlerdir. Bu farkın muhtemelen daha yüksek oksijen kütle aktarım sınırlamalarına neden olan daha yüksek flok yoğunluğundan dolayı olduğu ifade edilmiştir.

Diğer Etkileyen Faktörler

Düşük oksijen konsantrasyonu ile nitrit oksidasyonu inhibisyonunda muhtemel mekanizma amonyum oksidasyonunun ara bir ürünü olan hidroksilamin birikimine

dayanmaktadır. Düşük oksijen konsantrasyonunda ve yüksek amonyum konsantrasyonunda hidroksilamin birikebilmektedir. Hidroksilamin inhibisyona neden olmaktadır. Nitrit oksitleyiciler yaklaşık 250 μM değerinde inhibe olurken amonyum oksitleyiciler 2000 μM üzerindeki değerlerde inhibe olmaktadır (Paredes vd., 2007).

Formik, asetik, propiyonik ve n-bütirik asit nitrit oksidasyonunu inhibe etmiştir, amonyum oksidasyonuna önemli etki göstermemiştir. Nitrit oksidasyonu fosfor eksikliği ile de etkilenebilir. Siyanid, azid ve hidrazin nitrit oksidasyonuna amonyum oksidasyonundan daha fazla inhibitördür. Nitrit oksidasyonunu etkileyen diğer bileşikler bromür ve klordür (Hulle, 2005).

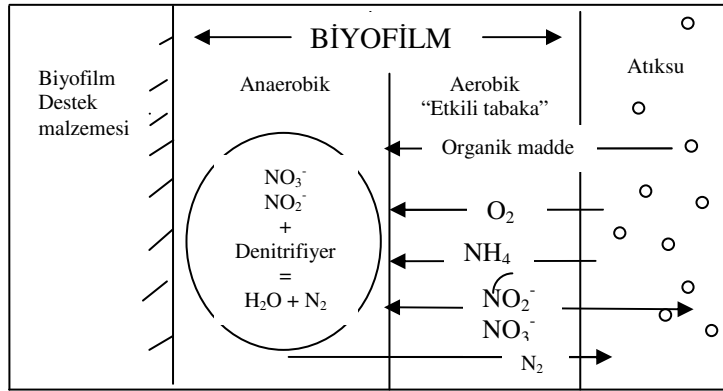
2.2.2.6. Eş Zamanlı Nitrifikasyon-Denitrifikasyon (END)

Son yıllarda birçok çalışma nitrifikasyon ve denitrifikasyonun düşük çözünmüş oksijenli aerobik şartlar altında tek reaktörde meydana gelebildiğini göstermiştir. Buna eş zamanlı nitrifikasyon-denitrifikasyon denilmektedir. END aynı işletme şartları altında aerobik $\text{NH}_4\text{-N}$ oksidasyonuna ve anaerobik denitrifikasyona dayanmaktadır (Fu vd., 2009). END oksijen gradyanının varolduğu durumların bir sonucu olarak meydana gelebilir ki burada nitrifiyerler çözünmüş oksijen konsantrasyonunun yüksek olduğu bölgelerde, denitrifikasyon bakterileri ise düşük oksijen konsantrasyonlu ya da anoksik bölgelerde aktivitelerini sürdürür (Güven vd., 2006).

Eş zamanlı nitrifikasyon ve denitrifikasyon, kalın bir biyofilme sahip bir proseste ortam su fazında aerobik şartlarda sağlanılabilir. Oksijen sadece dıştaki aerobik tabakayı oluşturan biyofilimde belirli bir derinliğe geçebilir. Daha derin tabakalar, dıştaki tabakada bulunan nitrifiyerler tarafından üretilen nitrati kullanan denitrifiye bakteriler ile anoksik olacaktır (Helness ve Ødegaard, 2001). Şekil 2.2, eş zamanlı nitrifikasyon ve denitrifikasyon için önerilen mekanizmayı göstermektedir. $\text{NO}_2\text{-N}$ ve $\text{NO}_3\text{-N}$ biyofilmin aerobik kısmında oluşmakta, biyofilmin her iki tarafına difüze olmaktadır, anaerobik tabakalara difüze olan azot oksitlerin bir kısmı moleküler azota indirgenilmektedir. Arta kalanı, ortam sıvısına salınmakta ve en sonunda indirgemek için biyofilmin daha derin tabakalarına difüze olmaktadır (Garzon-Zúñiga ve González-Martínez, 1996).

Eş zamanlı nitrifikasyon ve denitrifikasyon; 2 ayrı reaktör ve aralıklı havalandırma ihtiyacını elimine etmesi ve tüm proses tasarımı basitleştirmesi ve harici karbon kaynağı dozajına ihtiyaç olmaması potansiyelinden dolayı ilgi konusu olmuştur (Wang vd., 2006,

Wang vd., 2008; Guo vd., 2009). Diğer avantajı atıksudaki organik bileşiklerin denitrifikasyon hidrojen alıcısı olarak kullanılabilmesidir (Wang vd., 2006). Harici asit/baz kaynağına ihtiyaç olmaksızın reaktördeki nötral pH seviyesini koruma avantajını da sağlamaktadır (Zhang vd., 2009). Eş zamanlı nitrifikasyon denitrifikasyon prosesini sağlamak için ÇO konsantrasyonu, C/N oranı, flok boyutu ve biyokütle konsantrasyonu ana faktörlerdir (Guo vd., 2009).



Şekil 2.2. Eş zamanlı nitrifikasyon ve denitrifikasyon için önerilen mekanizma (Garzon-Zúñiga ve González-Martínez, 1996).

Wang vd. (2006) hareketli yataklı biyofilm reaktör (HYBR) sistemde kentsel atıksuları kullanarak eş zamanlı nitrifikasyon ve denitrifikasyonu (END) araştırmışlardır. Reaktör hacminin %50'si taşıyıcı malzeme ile doldurulmuş ve reaktör 6, 4, 2 ve 1 mg/L ÇO konsantrasyonlarında ve 6 saatlik hidrolik bekleme süresinde işletilmiştir. ÇO 2 mg/L'den 6 mg/L'e kadar arttığında KOİ giderim verimi artmış ve 1 mg/L'de verim düşmüştür. 2 mg/L ÇO konsantrasyonunda %89.9 ortalama TN giderim verimi END ile elde edilmiştir. 1 mg/L'de nitrifikasyon inhibe olarak TN giderimi %54.3'e düşmüştür.

2.2.3. Fosfor Giderimi

Fosfor giderim teknikleri fiziksel, kimyasal ve biyolojik olmak üzere üç temel kategoriye ayrılmaktadır. Fiziksel metotların elektrodializ ve ters osmozda olduğu gibi ya çok pahalı ya da toplam fosforun sadece %10'unu giderdiği için etkisiz olduğu kanıtlanmıştır.

2.2.3.1. Kimyasal Fosfor Giderimi

Kalsiyum, alüminyum veya demir metal tuzlarını kullanan kimyasal giderim teknikleri güvenilir ve iyi yerleşmiş bir prosestir (Clark vd., 1997, Wang vd., 2006). Ancak, kimyasal fosfor gideriminin temel dezavantajları kimyasalların maliyeti, çamur arıtma maliyetini ve problemlerini artıran ve çamur bertaraf maliyetini artıran nispeten büyük çamur üretimidir (Helness, 2007).

2.2.3.2. Biyolojik Fosfor Giderimi

Önemli derecede daha düşük işletme maliyetleri, azalan çamur üretimi, kimyasal proseste karşılaşılan çıkış suyu tuzluluk problemlerinin üstesinden gelme ve daha kolay yönetim ve üretilmiş çamurların önemli derecede daha yüksek yeniden kullanım potansiyeli avantajlarını içermesinden dolayı biyolojik giderim sistemleri atıksu arıtma çalışmalarında tercih edilir (Blackall vd., 2002). Kısacası biyolojik aşırı fosfor gideriminin (BAFG) avantajları kimyasal madde kullanımının, enerji tüketiminin, çamur üretiminin azaltılması ve çamurun çökelme ve susuzlaştırma özelliklerinin iyileştirilmesi olarak sıralanabilir. BAFG'nin atıksudaki substratın miktarı ve cinsine bağlı olması ise bu yöntemin olumsuz yönünü oluşturmaktadır (Artan vd., 2001). Biyolojik arıtma toplam fosforu %97'e kadar azaltabilmektedir. Fakat bu proses işletme zorluklarından dolayı aşırı derecede değişken olabilir. Biyolojik P giderim stabilitesi ile ilgili problemlere dikkat çekilmiştir (Wang vd., 2006).

Klasik aktif çamur tesisi karbonlu madde giderimi için tasarlanmıştır. Giriş atıksuyu geri devir aktif çamuru ile karışmakta ve karbonlu madde havalandırma tankı denilen aerobik kademede oksitlenmektedir. Klasik tam ölçekli aktif çamur tesislerinde mikroorganizmaların büyümesinden dolayı P giderimi az bir miktarda sağlanmaktadır. Çamurun P içeriği, normal bakteriyal büyüme için P ihtiyacı olan çamur kuru ağırlığının %1.5-2'sine sadece ulaşmaktadır. Evsel atıksularda toplam P konsantrasyonları tipik olarak 10-15 mg/L aralığındadır. Arıtma prosesinde aktif çamur mikroorganizmalarının hücre büyümesi genellikle 1-2 mg/L giriş P'i gidermekte, eğer spesifik fosfor giderim yöntemleri uygulanmazsa böylece çıkışta 10 mg/L'den daha fazla P ayrılmaktadır (Blackall vd., 2002).

Biyolojik aşırı fosfor giderimi atıksulardan fosforu gidermek için en ekonomik ve çevresel açıdan güçlendirilebilir proseslerden biri olarak kabul edilmektedir. 4 ve 12 mg $PO_4\text{-P/L}$ arasında tipik P konsantrasyonlarına sahip olan evsel atıksuların arıtımı için yaygın şekilde kullanılmaktadır (Broughton vd., 2008). Arıtma tesisinde BAFG'den sorumlu olan bakterilerin seçimini kolaylaştırmak için, biyokütle değişen anaerobik ve aerobik veya anoksik şartlara maruz bırakılmaktadır. Bu, ardışık kesikli reaktördeki gibi bir reaktörde şartlar değiştirilerek veya sürekli bir proseste biyokütle bir reaktörden diğerine taşınarak yapılabilir (Helness, 2007). Tam ölçekli BAFG prosesinde çamurda P içeriği çamur kuru ağırlığının %4-5 seviyelerine ulaşabilmektedir. BAFG prosesi 0.1-0.2 mg/L kadar düşük çıkış toplam P seviyesini sağlayabilmektedir (Blackall vd., 2002).

Klasik olarak biyolojik fosfor prosesleri aktif çamura dayanmakta ve bugün kullanımda olan çeşitli proses konfigürasyonları bulunmaktadır. Ancak, aktif çamur prosesinde fosforun etkili giderimi son çökeltme havuzunda biyokütlenin etkili ayırımına bağlı olacaktır (Helness ve Ødegaard, 1999). Biyolojik aktivite çökelmiş çamurda oksijen konsantrasyonunu azaltabilir ve çökticilerin çamur toplama kısmında anaerobik şartlara yol açabilir. Anaerobik şartlar çamurdan fosfor salınımına yol açmaktadır (Helness, 2007). Bu durumda fosfor salınımı asetat alımı ve polihidroksibutirat (PHB) depolaması ile ilişkili olmadığı için salınmış fosfor aerobik bölgeden alınmayabilir. Bu şartlar altında biyolojik proseste daha düşük fosfor giderim verimine yol açabilen ortofosfat salınımına ikincil salınım denilmektedir (Metcalf ve Eddy, 2003). Bu nedenle, aktif çamur prosesinde etkili fosfor giderimi, son çökeltme havuzlarında çamurdan fosforun ikinci salınımdan kaçınmaya bağlı olacaktır (Helness, 2007).

Uçucu yağ asitleri yokluğunda meydana gelen ikincil fosfor salınımı BAFG prosesine zararlıdır. Anaerobik bölgede uzun hidrolik bekleme süresi, atıksudaki organik bileşiklerin yetersiz temini, anaerobik bölgede fermentatif bakterilerin yetersiz aktivitesi ikincil fosfor salınımına ve etkisiz işletimine yol açabilmektedir (Mulkerrins vd., 2004).

Üç adet patentli biyolojik fosfat giderim prosesi geliştirilmiştir.

- Phostrip prosesi (Levin ve arkadaşları tarafından)
- Bardenpho prosesi (Güney Afrikalı Barnard tarafından)
- A/O prosesi (Hava Ürünleri ve Kimyasal Şirketi tarafından) (Gonzalez-Martinez ve Wilderer, 1991).

2.2.3.2.1. Biyolojik Fosfor Giderim Mekanizması

Biyolojik aşırı fosfor giderimi biyokütle sentezi için ihtiyaç duyulandan önemli derecede daha yüksek miktarlarda hücre içinde fosfat depolama kabiliyeti olan bir grup organizma aktivitesinin bir sonucudur. Biyokütle anaerobik ve aerobik şartlar arasında sürekli olarak döndürüldüğünde ve giriş suyunun tamamı sistemin anaerobik kısmına yönlendirildiğinde atıksu arıtma sisteminde fosfor biriktiren organizmalar zenginleşmektedir (Filipe vd., 2001c).

Biyolojik aşırı fosfor giderimi anaerobik şartlarda fosfor salacak ve aerobik (veya anoksik) şartlarda aşırı fosfor alacak fosfor biriktiren organizmaların (FBO) yeteneği ile bağlantılıdır. FBO'larda üç tür intraselüler depolama polimerleri vardır: poli- β -hidroksi butirat (PHB), polifosfat (poli-P) ve glikojen. FBO'lar üzerinde PHB rezervlerinin rolü aerobik veya anoksik şartlar altında çözünmüş fosfat birikimi ve büyüme için enerji kaynağı olarak kullanımı ve anaerobik şartlar altında polifosfat rolü hem proton hareket kuvvetinin yeni kurulumu hem de substrat depolamasında enerji kaynağı olarak kullanılmasıdır.

Anaerobik şartlar altında organik maddeler (tercihen uçucu yağ asitleri) tüketilmekte ve PHB olarak depolanmaktadır. İhtiyaç duyulan indirgeme eş değerleri dahili olarak depolanmış glikojen degradasyonu ile sağlanmaktadır. Bu proses için enerji glikojenin degradasyonundan kısmen elde edilmekte, fakat çoğunlukla hücre içinde depolanmış polifosfatın hidrolizinden elde edilmektedir (Dou vd., 2007). Sonraki aerobik fazda, harici substrat yokluğunda ve oksijen varlığında dahili olarak depolanmış PHB substrat olarak kullanılmaktadır. Bu substrat büyüme, glikojen oluşumu, ortofosfat alımı ve bakım enerjisi için kullanılmaktadır. Bu prosesler her birinin diğerine açık tercihi olmaksızın eş zamanlı olarak meydana gelmektedir. Metanojenler aerobik kademedeki hayatta kalmayacağı için fosfat gideren bakteriler baskın olacaktır (van Loosdrecht vd., 1997). FBO'lar dahili olarak depolanmış PHB degradasyonundan elde edilen enerjiyi kullanarak intraselüler polifosfat seviyelerini geri kazanmak için ortofosfatın aşırı miktarlarını almaktadır. Net fosfor giderimi aerobik periyottan sonra atık çamur ile sağlanmakta, aerobik fosfor alımı anaerobik fosfor salınımından daha fazla olmakta ve biyokütle polifosfatın yüksek seviyelerini içermektedir (Dou vd., 2007).

Fosfat biriktiren organizmaların sadece atıksudaki harici substrata bağlı olmadığı aynı zamanda FBO içine depolanan bileşiklere de bağlı olduğu yaygın şekilde kabul

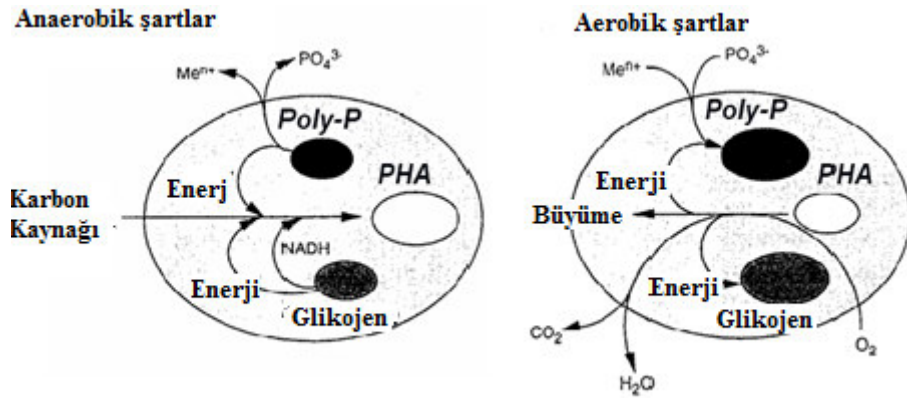
edilmektedir. Depolama ürünleri; polifosfat (poly-P), poli- β -hidroksi-alkanatlar (PHA) ve modellerin bazılarında glikojendir (Helness, 2007).

Son zamanlarda oksijenden başka, anoksik şartlar altında fosfatı almak için nitratin FBO'lar tarafından elektron alıcı olarak kullanılabildiği gözlenmiştir. Fosfor alımı anoksik şartlar altında daha yavaştır. Çünkü FBO'ların sadece bir kısmı anoksik şartlar altında fosfatı almaktadır. Oysaki aerobik şartlar altında tüm FBO'lar fosfatı almaktadır (Yagci vd., 2003).

Aktif çamur prosesinde poli-P, PHA ve glikojen fraksiyonu çamur yaşına bağlıdır. Genelde poli-P fraksiyonu daha kısa katı bekleme süresi ile azalırken, PHA ve glikojen fraksiyonu ise artan katı bekleme süresi ile azalmaktadır (Helness ve Ødegaard, 1999).

Aerobik şartlar altında, PHA iç depolaması intrasellüler granüllerde depolanan glikojen büyüme ve sentezde karbon (C) kaynağı olarak ve enerji için kullanılmaktadır. Aynı zamanda fosfat ve zıt iyonlar atıksulardan alınmaktadır. Fosfat poli-P'a polimerleşmekte ve intrasellüler granüllerde depolanmaktadır.

Fosfat alımı ve salınımı ve organik madde alımı ve tüketiminin şematik sunumu Şekil 2.3'te gösterilmiştir.



Şekil 2.3. BFG şematik sunumu: Anaerobik şartlar altında C kaynağının alımı, PHA üretimi ve fosfat salınımı (sol) ve depolanan PHA'nın degradasyonu ve fosfat alımı (sağ) (Helness, 2007).

Biyolojik aşırı fosfor giderimi anaerobik-aerobik işletme ile aktif çamur prosesinde daima başarılı bir şekilde sağlanmamaktadır. BAFG'nin bozulmasının mikrobiyal çamurda glikojen biriktiren organizmaların (GBO) baskın olmasıyla meydana geldiği ifade edilmiştir (Jeon vd., 2001). Fosfat biriktirmeyen glikojen biriktiren organizmalar olarak

bilinen organizmalar 1990'ların başında keşfedilmiştir. Fakat onların fenotipi 1980'lerin ortasından beri bilinmektedir. C'nin GBO dönüşümleri FBO'larıinkiyle aynıdır, fakat GBO'lar FBO'ların yaptığı gibi anaerobik-aerobik döngü ile P salmaz veya biriktirmezler. Anaerobik periyotta GBO'lar için tüm enerjinin depolanmış glikojenin glikolisisinden geldiği varsayılmaktadır. GBO'ların P giderim prosesine zararlı olduğu varsayılmaktadır (Blackall vd., 2002).

Son zamanlarda BFG temel olarak kimyasal ilavesi yokluğundan ve daha düşük çamur üretiminden dolayı gittikçe kimyasal proseslerin yerini almaktadır. Ancak, BFG performansı stabil olmayabilir. Özellikle biyolojik azot giderim prosesi ile kombinasyon halinde uygulandığında BFG'nin bu stabilsizliği glikojen biriktiren organizmalar ile rekabet, anaerobik faza nitratın girişi ve aşırı havalandırma gibi çeşitli mekanizmalarla açıklanabilir (Saito vd., 2004).

Fosfat biriktirmeyen aerobik heterotrofların rekabetinden kaçınmak için tüm giriş KOİ'si anaerobik fazda fosfat biriktiren organizmalar tarafından alınmalıdır. Bu, maksimum anaerobik KOİ yükleme hızında bile proste düşük toplam KOİ yükleme hızına sahip olabildiği görülmektedir. Düşük toplam KOİ yükleme hızından dolayı, böyle bir proste nitrifikasyon elde edilecektir.

Proses belirli sınırlayıcı faktörlerden etkilendiği için potansiyel olarak çelişkili bilgilere sahip bir durum söz konusudur. Giriş suyunda kolayca biyolojik olarak ayrışabilen KOİ/fosfat oranı tüm fosfatın giderimi için genelde yeterince yüksek olmalıdır. Denitrifikasyon yapan fosfat biriktiren bakteriler ile denitrifiye fosfat alımına sahip bir proste; denitrifikasyon için yeterince amonyum mevcut olmalıdır. Giriş suyu kalitesine bu kriterler verildiğinde; AKR döngüsü ayarlanmalıdır. Bir yandan anaerobik KOİ yükleme hızı, fosfat biriktirmeyen heterotroflardan gelen rekabetten kaçınmak için yeterince düşük olmalıdır, diğer yandan da toplam KOİ yükleme hızı, fosfat alımında yeterli PHA ve biyokütlenin net büyümesini verecek kadar yüksek olmalıdır. Bunu sağlamada bir strateji yeterince yüksek toplam KOİ yükleme hızına sahip olmak için nispeten kısa toplam döngü uzunluğu ile işletilebilir. Ancak tam nitrifikasyonu sağlamak için yeterince düşük aerobik amonyum yükü aynı zamanda sağlanmalıdır. Bu nedenle aerobik fazın minimum uzunluğu nitrifikasyon ile kontrol edilmelidir (Helness ve Ødegaard, 2001).

2.2.3.2.2. Biyolojik Aşırı Fosfor Giderimini Etkileyen Faktörler

Atıksu Bileşimi

Başarılı BFG için, giriş atıksuyu debisi mümkün olduğu kadar stabil ve sistemde ani etkili değişimlere sahip dalgalanmalar minimumda tutulmalıdır. Artan yükleme hızları, uzun zaman periyodunda küçük artışlar ile uygulanmalıdır.

Aşırı KOİ yükleme hızları BFG prosesinin bozulmasına yol açabildiği için optimum KOİ yükleme hızını belirlemek esastır. 400 mg/L'e kadar giriş asetat konsantrasyonu etkili anaerobik P salınımına yol açmıştır. Ancak, 600 mg/L üzerinde giriş asetat konsantrasyonunun artışı anaerobik P salınımının durmasına ve P giderim kabiliyetinin bozulmasına yol açmıştır. Yüksek KOİ-AKM yükleme hızlarında işletilen çamurlar daha düşük P alım potansiyelini gösterirken, düşük KOİ-AKM yükleme hızlarına sahip çamurların yüksek P alım potansiyeli gösterdiği rapor edilmiştir. BFG'de azalma, yüksek giriş KOİ/P oranı ile de meydana gelebilmektedir. Eğer KOİ anaerobik bölgede tamamen alınmazsa artakalan substrat oksik bölgede filamentli bakterilerin büyümesini desteleyecek kadar kalmaktadır. Giriş asetat/BOİ₅/KOİ/P oranı BFG giderim kabiliyeti üzerinde bir etki göstermektedir. <1 mg/L çıkış P seviyesine sahip etkili BFG, sistemin anaerobik bölgesine giren giriş suyunun >20:1 BOİ₅/top P oranı veya >40:1 KOİ:P oranı olmasına gereksinim duymaktadır. Her ne zaman KOİ/P oranı 50'nin altına düşse, çıkış suyunda arzu edilen P seviyesini elde etmek için BFG yeterli değildir (Mulkerrins vd., 2004).

Poli-P mikroorganizmalarının biyolojik aşırı fosfor giderim sisteminde anaerobik şartlarda glikozu doğrudan kullanamadığı kabul edilmektedir. Bundan başka glikoz polifosfat olmayan mikroorganizmalar tarafından (asidojenik bakteriler) ilk önce kısa zincirli uçucu yağ asitlerine dönüştürülmezse BAFG'e zararlı bile olur (Jeon vd., 2000). Randall vd. (1994)'e göre glikoz fermente edilmeden önce hızlıca hücrelere transfer edilmektedir (Yagci vd., 2003).

Katyonlar

Giriş atıksuyu katyon konsantrasyonu ve bileşimi BFG prosesinin stabilitesinin korunmasında ve aktif çamurda fosforun bağlanma mekanizmasında önemli rol oynamaktadır. BAFG prosesinde P ile beraber her iki katyonun (magnezyum ve potasyum) birlikte taşınımı poli-P'nin hücre içinde stabilizasyonunda önemlidir (Mulkerrins vd.,

2004). PO_4^{-3} salınımı ve alımı esnasında elektrik yüklerin transferini dengelemek için Mg^{2+} , K^+ , Ca^{2+} , a ihtiyaç duyulmaktadır. Böylece PO_4^{-3} salınımı daima katyonların salınımı ile başarılmaktadır (Romanski vd., 1997).

Önerilen Mg/P, K/P ve Ca/P molar oranı sırasıyla 0.71, 0.5 ve 0.25'dir. 10 mg/L giriş çözünmüş fosfor konsantrasyonu için 5.6 mg/L Mg, 6.3 mg/L K ve 3.2 mg/L Ca konsantrasyonuna ihtiyaç olacaktır (Metcalf ve Eddy, 2003).

Pattarkine ve Randall (1999) tarafından yürütülen kesikli deneylerde çamur tarafından fosfor alımı potasyum, magnezyum ve kalsiyum varlığıyla etkilenmiştir. Hem potasyuma hem de magnezyuma eş zamanlı olarak gereksinim duyulmuştur. 15'den 24 ve 31 mg/L'e kadar giriş suyunda Mg konsantrasyonunun suni artışı %85'den %97'e kadar ortalama P giderim veriminde artışa neden olduğu rapor edilmiştir (Mulkerrins vd., 2004).

Anaerobik reaktörde salıverilen P'nin her bir molu için 0.27-0.36 mol potasyum ve 0.29-0.32 mol magnezyum eş zamanlı olarak çamurdan salıverilmektedir. Fakat kalsiyum BPR'de ihtiyaç olarak görünmemiştir

Giriş suyunda potasyumun ciddi eksikliği deneysel olarak simule edildiğinde

a) P gideriminin yok olduğu

b) Biyokütlerdeki poli fosfat konsantrasyonunun azaldığı

c) Anaerobik P salınımı ve ilgili asetat alımının potasyum yokluğundan birkaç gün sonra olumsuz şekilde etkilendiği bulunmuştur. Aksine, potasyum aşırı miktarlarda mevcut olduğunda tam P giderimi sağlamıştır. Potasyumun aktif çamurun çökmesi, susuzlaştırması ve çıkış suyu özelliklerini de kuvvetli şekilde etkilediği görülmektedir. İhtiyaç duyulan potasyum konsantrasyonu, hücre biyokütlesinin yaklaşık %1'nin nutrient ihtiyacına yaklaşan konsantrasyonlar ile aşırı değildir. Potasyum fazlasının aktif çamur prosesine zararlı olduğu da bulunmuş ve zayıf susuzlaştırma özellikleri ve çıkış suyu kalitesi ile ilişkili olmuştur (Mulkerrins vd., 2004).

Fosfat, potasyum ve magnezyum arasındaki molar oran yaklaşık 3:1:1 olarak rapor edilmiştir Bazı araştırmacılar magnezyumun fosfat ile çökelebildiğini rapor etmektedirler. Fosfat konsantrasyonları, BAFG prosesinde anaerobik şartlar altında yüksek değerlere ulaşabilir ve eğer pH yeterince yüksek olursa metal fosfat çökmesi mümkün olabilir. Fe, Al ve özellikle Ca biyolojik fosfor giderim proseslerinde fosfatı çöktirdiği rapor edilmiştir. Fakat proses boyunca kalsiyum konsantrasyonunun değişmediğini gösteren raporlar da vardır. Bu durum çökelmenin daima yer almadığını göstermektedir (Helness, 2007).

Sıcaklık

Biyolojik arıtma prosesinin tüm verimi değerlendirildiğinde, biyolojik reaksiyon hız sabitlerinin sıcaklığa bağlılığı çok önemlidir. Sıcaklık sadece mikrobiyal popülasyonun metabolik aktivitesini etkilemez aynı zamanda gaz transfer hızları, biyolojik katıların çökelme özellikleri gibi faktörler üzerinde de büyük bir etkiye sahiptir. Tipik olarak optimum değer altındaki sıcaklıklar, büyüme hızı üzerinde optimum üzerindeki sıcaklıklardan daha önemli bir etkiye sahiptir. Optimum sıcaklığa ulaşana kadar sıcaklıktaki her 10 °C artış ile büyüme hızının ikiye katlandığı gözlenilmiştir (Mulkerins vd., 2004).

Son 10 yıldır araştırmacılar BAFG prosesi üzerinde sıcaklığın etkisini yoğun bir şekilde araştırmaktadırlar. Araştırmaların sonuçları oldukça çelişkilidir. Araştırmacıların bir kısmı daha yüksek sıcaklıklarda (20 °C üzerinde) biyolojik fosfor gideriminin daha etkili olduğunu belirtmişlerdir (Brdjanovic vd., 1997). Diğer kısmı karışık sıvı sıcaklığı 5 ile 15 °C arasında değiştiğinde daha etkili olduğunu belirtmişlerdir (Erdal vd., 2003).

Panswad vd.(2003) tarafından yürütülen çalışmalarda FBO, daha düşük aralıklı mezofiller veya belki psikofiller olarak bulunmuş ve 20 °C veya muhtemelen daha düşük sıcaklıkta sadece baskın olmuştur. GBO, 25 ve 32.5 °C arasında optimum sıcaklık ile biraz orta aralıklı mezofilik organizmalardır.

Brdjanovic vd. (1997) tarafından yapılan çalışmada sıcaklığın BFG sisteminde hem anaerobik hem de aerobik kinetikler üzerinde kuvvetli bir etkiye sahip olduğu gözlemlenmiştir. 20 °C'de anaerobik fazda fosfor salınımı maksimum olmuştur. 5 ve 10 °C'de aerobik fazda eksik P alımı gerçekleşirken 20 ve 30 °C'de tam P alımı gözlenilmiştir.

Krishna ve van Loosdrecht (1999), depolama polimerlerinin birikiminin sıcaklığa kuvvetli şekilde bağlı olduğunu ve daha yüksek sıcaklıklarda daha az PHB oluşumu elde edildiğini ifade etmişlerdir.

Erdal vd.(2003) 5'den 20 °C'e kadar değişen sıcaklık aralığında yürüttükleri çalışmada BAFG'nin daha düşük sıcaklıklarda daha iyi gerçekleştiğini gözlemlemişlerdir. Daha iyi sistem performansının nedeni anaerobik bölgede substrat için azalan rekabet ile ilişkili olmuştur. Böylece artan FBO popülasyonuna ve daha iyi BAFG verimine neden olmuştur.

Çözünmüş Oksijen

Birleşik biyolojik nütrient giderim (BNG) prosesi, sistemde mevcut olan bakteriyal populasyonların çok farklı oksijen ihtiyaçlarını karşılamalıdır. Karbon oksidasyonu ve nitrifikasyon için tasarlanan aktif çamur tesisleri tipik olarak 2 mg/L'den daha büyük ÇO seviyesine ihtiyaç duymaktadır.

Oksijen ve nitrat gibi oksitlenmiş substratların varlığı BFG prosesi ile girişim yapacağından BFG sistemlerinde anaerobik bölge oksijenden korunmalıdır (0.0-0.2 mg O₂/L). Aerobik bölgede 3.0-4.0 mg/L arasında oksijen konsantrasyonu korunması önerilmektedir. Başarılı AKR'de 2.0 mg/L'lik ÇO konsantrasyonuna ihtiyaç duyulmaktadır. Fakat nitrifikasyon da gerekli olduğunda 3.0-4.0 mg/L ÇO esastır. >4 mg/L ÇO konsantrasyonu biyolojik nutrient giderimini teşvik etmediği görüldüğü için bu seviyenin üzerinde oksijen konsantrasyonlarını koruma havalandırma amaçlarında atık bir enerjiyi ifade etmektedir (Mulkerrins vd., 2004).

Aerobik bölge ÇO konsantrasyonu 1 mg/L üzerinde olduğu sürece BFG sisteminin performansı ÇO tarafından etkilenmemektedir (Metcalf ve Eddy, 2003).

Brdjanovic vd.(1998) tarafından BFG prosesleri üzerinde aşırı havalandırmanın etkisi araştırılmıştır. Aşırı havalandırılmış bir proste poli hidroksi bituratın kademeli azalmasından dolayı P alımının durduğu gözlemlenmiştir. Aşırı havalandırmanın BFG prosesini olumsuz şekilde etkilediği sonucuna varılmıştır.

pH

Nitrifikasyon, denitrifikasyon, P salınımı ve P alımı gibi çeşitli prosesler stabilize olabildikleri spesifik pH aralığına sahip oldukları için, birleşik BNG sisteminin pH'sı dikkatli izleme gerektirmektedir. Anaerobik fazda baskın olan pH, P salınım hızını da etkilemektedir.

Liu vd. (1996)'nin yaptığı bir çalışmada 5-6.5 pH aralığında asetat alım hızı 0'dan 50 mg C/g UAKM.saat ve fosfor alım hızı 20'den yaklaşık 50 mg P/mg UAKM.saat'e kadar pH ile lineer olarak artmıştır. 6.5-8.0 aralığında asetat alım hızı sürekli olarak artmıştır. pH 8.0 üzerinde olduğunda hem asetat alımı hızı hem de fosfor salınım hızı azalma göstermiştir. Asidik bir pH'nın asetat metabolizmasını inaktif ettiği ve bazik pH'nın çok daha fazla fosfor salınımını teşvik ettiğini belirtmişlerdir. Biyolojik fosfor gideriminden sorumlu bakteriler daha az enerji tüketimi ile asetat alımını koruyabildiği için anaerobik asetat metabolizması için 6.8±0.7 optimum pH önerilmiştir.

Ahn vd. (2009), BAFG üzerinde pH etkisini araştırmışlardır. pH 7.5'ten 6.8'e düşürüldüğünde anaerobik olarak salınan P seviyesinde azalma gözlenilmiştir. Poli-P biyokütle içeriği sırasıyla %9.7'den %6.8'e kadar düşmüştür. Bu sonuç işletme pH'sı düştüğünde GBO'nın daha baskın olduğunu desteklemektedir.

Liu vd. (2007), asetik asit ve propiyonik asit içeren atıksulardan biyolojik aşırı fosfor giderimi üzerinde başlangıç pH etkisini araştırmışlardır. 6.4, 6.8, 7.2, 7.6 ve 8.0'e ayarlanan tüm başlangıç pH değerleri anaerobik fazın sonunda nötrale yaklaşmıştır. pH zayıf asidik ve zayıf alkali olduğunda BAFG sisteminin pH'sını yaklaşık 7'e otomatik olarak ayarlama kabiliyetine sahip olduğu görülmüştür. Başlangıç pH'sı 6.4'ten 6.8'e kadar arttığında anaerobik fosfat salınımı azalmıştır. Bununla birlikte, pH 6.8'den 8.0'a kadar yükseldiğinde anaerobik fosfat salınımı artmıştır.

Filipe vd. (2001a), FBO ve GBO'ların aerobik metabolizması üzerinde pH etkisi konusunda bir çalışma yürütmüşlerdir. pH 6.5'te FBO'lar için fosfat alım hızı, polihidroksit alkanat tüketimi ve biyokütle büyümesi pH 7.0'da gözlenilenden daha düşük olmuştur. GBO'lar için hızlar test edilen aralıkta pH'dan bağımsız olmuştur. Sonuçlar BAFG'nin stabilitesinin aerobik bölgedeki pH'a kuvvetli şekilde bağlı olduğunu göstermiştir. pH düşük olursa FBO'ların büyümesi inhibe olacak oysaki GBO'lar sadece biraz etkilenecektir. Bu, azalan fosfor giderimine neden olduğu için GBO'ların BAFG sistemlerinde hızla çoğalmasına yol açabilir.

Filipe vd. (2001b), asetat içeren atıksularda FBO'lar ve GBO'ların anaerobik metabolizması üzerinde pH etkisi konusunda bir çalışma yürütmüşlerdir. Sonuçlar anaerobik bölgenin pH'sı 7.25'ten daha az olduğunda GBO'lar FBO'lardan daha hızlı asetat aldıkları fakat 7.5'ten daha büyük pH'da FBO'lar GBO'lardan daha hızlı asetat giderdiklerini göstermiştir. Sistemin tüm pH'sı düşük olduğunda zayıf fosfat giderimi gözlenilmiştir. Sistemin pH'nın 7.25'ten daha düşük olmasına asla izin verilmediğinde tam giderim sağlanılmıştır. Sonuçlar pH kontrolünün GBO'ların birikimini azaltmak ve BAFG sistemlerinin güvenilirliğini artırmak için umut verici bir strateji olduğunu göstermiştir.

Poli-P rezervlerinin yokluğunda GBO asetat asimilasyonu için enerjiyi glikojenden alarak anaerobik tüketimi arttırmaktadır. Böyle bir davranış sonraki aerobik şartlar altında biyokütle seviyesinin glikojeni yeniden doldurma için PHA'nın daha büyük miktarına ihtiyaç duymaktadır. Daha düşük pH'da GBO'lar anaerobik olarak asetatı daha hızlı asimile ettiği iddia edilmektedir. FBO'dan böylece baskın olmakta ve BAFG performansı başarısız olmaktadır (Ahn vd., 2009).

Jeon vd. (2001), AKR’de tek karbon kaynağı asetat ile yaptıkları çalışmada SBR’de anaerobik faz pH’sı 7.0’de kontrol edildiğinde GBO’lar kültürü baskın olmuş ve BAFG’nin başarısızlığına neden olmuştur. pH kontrolsüz anaerobik faz esnasında pH denitrifikasyon ve asetat alımının sonucu olarak 8.4’e kadar artmıştır. Bu nispeten yüksek pH şartında hemen hemen tam BAFG sağlanılmıştır. İşletme değişkeni pH’nın FBO’lar ve GBO’lar arasındaki rekabeti kontrol etmek için bir araç olabildiği gözlenmiştir.

Nitrat ve Nitrit

Nitrat BAFG’de önemli bir rol oynamaktadır. BAFG proseslerinin ilk çalışmalarında anaerobik faza nitratın girişinin fosfor giderim prosesine zararlı olduğu kabul edilmiştir. Bu olayın şimdiki açıklaması anaerobik kademede mevcut olan nitratın poli-P olmayan heterotrofların büyümesi için elektron alıcı olarak kullanılabilmesidir. Bu FBO için kullanılabilir substrat miktarını azaltmakta ve böylece fosfor salınımının azalmasına neden olmaktadır.

Diğer taraftan raporlar fosfor gideriminde nitratın oksijen yerine elektron alıcı olarak kullanılabilirdiğini ve nitratın eş zamanlı olarak azot gazı olarak giderildiğini göstermiştir. Bu durumda havalandırma ve işletme maliyeti büyük ölçüde azalabilmektedir. Çünkü fosfat ve azot giderimi için normal fosfor ve azot giderim prosesindekinden daha az karbon kaynağına ihtiyaç duyulacak ve tüm fosfor ve azot giderim prosesinde daha az çamur üretilecektir. Ancak oksijen ile karşılaştırıldığında nitrat ile enerji üretiminde daha düşük verimden dolayı aerobik şartlar altında elde edilenden daha düşük fosfat alım hızı rapor edilmiştir (Zou vd., 2006).

Zou vd. (2006), biyolojik fosfor giderimi için ardışık kesikli reaktörde fosfor salınımı ve alımı üzerinde nitratın etkilerini araştırmışlardır. Nitrat ilavesi anaerobik kademede fosfor salınımını azaltmıştır. PHA sentezi ve nitrat denitrifikasyonu tarafından karbon kaynağının rekabetçi kullanımdan dolayı polihidroksi alkanatların sentezi nitrat varlığıyla azalmıştır. Oksijen yerine nitrat fosfor gideriminde elektron alıcı olarak kullanılabilir. Ancak nitratın ve asetatın eş zamanlı ilavesi fosfor giderim hızını büyük ölçüde azaltmıştır. Anoksik kademede fosfat alım hızı nitrat konsantrasyonu ile ilişkili olmuştur. Nitratın elektron alıcı olarak kullanıldığı sistemde PHA tüketiminin verimi oksijen kullanılan sistemdekinden daha düşük olmuştur.

Biyolojik azot giderim proseslerinde, nitrit hem nitrifikasyon hem de denitrifikasyon süresince oluşabilmekte ve birikebilmektedir. Düşük konsantrasyon

seviyelerinde nitritin anoksik fosfat alımına zararlı olmadığı ve anoksik fosfat alımında elektron alıcı olarak hizmet edebildiği görülmektedir. Daha yüksek konsantrasyon seviyelerine maruz kalması anoksik fosfat alımını tamamen inhibe etmekte ve aerobik fosfat alımına da ciddi şekilde toksik etki göstermektedir (Huang vd., 2007).

Huang vd. (2007), 30 mg/L'den daha yüksek nitrit konsantrasyonunun anoksik fosfat alımını ciddi şekilde inhibe ettiğini ve eşik inhibitör konsantrasyonunun aktif çamur özellikleri ve işletme şartlarına bağlı olduğunu, inhibitör konsantrasyonundan daha düşük değerin anoksik fosfat alımına zararlı olmadığını ve iyi bir elektron alıcı olarak rol aldığını ifade etmişlerdir.

Saito vd. (2004), 2 mg NO₂-N/L nitritin aerobik fosfat alımında ciddi bir inhibisyona ve 6 mg NO₂-N/L'den daha fazla nitritin hemen hemen tam inhibisyona neden olduğunu bulmuşlardır. Nitrit varlığının hem aerobik hem de anoksik (denitrifiye) fosfat alımını inhibe ettiğini, aerobik fosfat alımının anoksik fosfat alımından daha fazla etkilendiğini, nitrit varlığının anaerobik fazda substrat için FBO karşı rekabetçiler olan glikojen biriktiren organizmaların varlığını artıran faktörlerden biri olabildiğini, tam ölçekli atıksu arıtma tesislerinde nitrit birikiminin izlenmesine ve kontrol edilmesine ihtiyaç duyulduğunu ifade etmişlerdir.

Kuba vd.(1996)'e göre pH 7'de NO₂-N 5-10 mg/L olduğunda nitrit zenginleşmesinin FBO'nın fosfat alım aktivitesini azaltacak ve FBO'larda ciddi inhibisyona neden olacaktır (Mulkerrins vd., 2004).

Meinhold vd. (1999), nitritin düşük konsantrasyonda (NO₂-N=4-5 mg/L) FBO için elektron alıcı olarak hizmet edebildiğini, fakat NO₂-N≥8 mg/L olduğunda FBO aktivitesinin tamamen inhibe olacağını iddia etmiştir. Ancak Hu vd. (2003) sonuçlarına göre NO₂-N=35 mg/L olduğunda bile FBO engellenmemiş ve inhibisyon eşiği NO₂-N>115 mg/L olmuştur. Li vd. (2007), oksijen ve nitrata ilaveten nitritin de nitrit ile denitrifikasyon yapan fosfor giderimini sağlamak için elektron alıcı olarak hizmet edebildiğini ve NO₂-N≥93.7 mg/L olduğunda fosfat biriktiren organizmalara toksik olacağını ifade etmişlerdir. Farklı sonuçlar muhtemelen arıtma prosesi farkından, atıksu karakteristikleri ve çamur özelliklerinden dolayı olabilir.

3. BİYOLOJİK ARITIM PROSESLERİ

3.1. Askıda Büyümeli Prosesler

Aktif çamur prosesi askıda büyümeli bir prosestir. 1914'te Arden ve Lockett İngiltere'de aktif çamur prosesini keşfetmişlerdir. Evsel ve endüstriyel atıksuların arıtımında en yaygın şekilde kullanılan biyolojik bir prosestir. Klasik aktif çamur prosesi havalandırma tankı, çökelme tankı, çamur geri devir hattı ve çamur atma hattından oluşmaktadır. Bu proses temel olarak organik maddeyi CO_2 , H_2O , NH_4^+ ve yeni hücre biyokütlesine oksitleyen aerobik bir arıtmadan ibarettir.

Aktif çamur flokları hem bakteriyel hücre hem de inorganik ve organik partikülleri içermektedir. Flok boyutu $< 1\mu\text{m}$ ile $\geq 1000\mu\text{m}$ arasında değişmektedir. Flok içindeki canlı hücreler toplam hücrelerin %5-20'si kadardır.

Aktif çamur flokları prokaryotik (bakteriler) ve ökaryotik (protozoa, nematod ve rotiferler) mikroorganizmaların geniş bir aralığını kapsamaktadır. Binlerce bakteri türü aktif çamurda gelişmektedir. Bunlar organik maddelerin oksidasyonundan ve nutrient dönüşümlerinden sorumludur ve mikrobiyal biyokütlenin floklaşmasına yardım eden polisakkaritler ve diğer polimerik maddeleri üretmektedirler. Aktif çamur flokları amonyumu nitrata dönüştüren nitrifiyerler gibi ototrofik bakterileri de barındırmaktadır. Floklardaki oksijen seviyesi ve difüzyon sınırlı olduğunda ve flok boyutu arttığında aktif aerobik bakterilerin sayısı azalmaktadır. Nispeten büyük flokların anaerobik bölgesi metanojenler veya sülfat indirgeyen bakteriler gibi sıkı anaerobik bakterilerin gelişimini desteklemektedir. Aktif çamur fungusların büyümesini genellikle desteklememektedir. Fungi düşük pH, toksisite ve azot eksikliğine sahip atıksularda spesifik şartlar altında bol miktarda gelişebilmektedirler. Protozoalar BOİ, askıda katı madde ve patojenleri içeren bakteri sayılarının azalmasına önemli derecede katkıda bulunurlar. Karışık sıvıdaki protozoa sayısı ve aktif çamur çıkış suyundaki KOİ ve askıda katı madde arasında zıt bir ilişki vardır. Aktif çamurda rotiferlerin rolü 2 katıdır.

1. Rotiferler serbest olarak askıdaki bakterilerin giderimine yardım eder (floklaşmamış bakteriler)

2. Mukus ile sarılan fekal pelletler üreterek flok oluşumuna katkıda bulunmaktadır (Bitton, 1999).

Nitrifikasyon, hemen hemen tüm tesislerde biyolojik oksijen ihtiyacı (BOİ) oksidasyonunun meydana geldiği aynı havalandırma tanklarında sağlanmaktadır. Nitrifikasyon yapan bakteriler yavaş gelişen mikroorganizmalardır. Bu yüzden bu bakteriler sadece aktif çamurun küçük bir kısmını (toplam askıda katı maddenin %4-5'ini) oluşturmaktadır. Nitrifikasyona izin vermek için düşük organik yükleme hızı (0.15-0.20 kg BOİ/kg TAKM.gün'den daha fazla olmayan) gereklidir. Nitrifikasyon bakterilerinin yıkanmasından kaçınmak için bu nedenle hem BOİ oksidasyonu hem de nitrifikasyon için aktif çamur havalandırma tankı sadece BOİ gideren havalandırma tankının 2 katı kadar bir hacme ihtiyaç duyulabilmektedir. Ancak pek çok çevre ve kent planlama koşullarından dolayı aşırı derecede nüfusun yoğun olduğu bölgelerde yeni büyük aktif çamur reaktörlerini inşa etmek için geniş alanları bulmak zordur (Falletti ve Conte, 2007).

Mikroorganizmaların bir grubu tarafından salıverilen ürünler başka grup için büyüme substratı olarak hizmet görebilir. Böylece çamur çökmesi F/M oranı ve çamur yaşına bağlıdır. Çamur mikroorganizmaları için karbon ve enerji kaynakları sınırlı olduğunda ve mikrobiyal spesifik büyüme hızı düşük olduğunda iyi çökme meydana gelmektedir. Etkili BOİ giderimine sahip iyi çamur çökmesi düşük F/M oranında (mesela yüksek askıda katı madde konsantrasyonu) meydana gelmektedir. Zıt olarak yüksek F/M oranı zayıf çamur çökmesine neden olmaktadır. Kentsel atıksularda optimum F/M oranı 0.2-0.5'dir. Etkili çökme için 3-4 günlük bir ortalama hücre bekleme süresi gereklidir. Fiziksel parametrelerdeki (mesela sıcaklık, pH) ani değişimler, nütrientlerin yokluğu (mesela N, P, mikronütrientler) ve toksik maddelerin varlığı (mesela aktif çamurun kısmen deflokülasyonuna sebep olan ağır metaller) zayıf çökmeye sebep olabilir (Bitton, 1999).

Askıda biyokütleyle dayanan biyolojik prosesler (mesela aktif çamur prosesleri) kentsel atıksu arıtma tesislerinde organik karbon ve nütrient gideriminde etkilidir. Fakat bazı problemler mevcuttur: çamur çökmesi, büyük reaktör ihtiyacı, çökme tankı ve biyokütle geri devri. Özellikle çamur çökmesi problemi çıkış suyunda askıda katıların artışı, sistemde biyokütle azalması, vb. ciddi işletme sorunlarına neden olmaktadır (Pastorelli vd., 1997).

Çamur çökebilirliği üzerinde etkili faktörler hala açık değildir. Literatür verileri çelişkilidir ve çamur kabarmasının ortam sıvısında düşük ve yüksek ÇO konsantrasyonu, düşük ve yüksek organik yükleme hızı veya düşük ÇO konsantrasyonu ve yüksek organik yükleme hızının kombinasyonu altında meydana geldiği ifade edilmektedir (Martins vd., 2003).

3.2. Bağlı Büyümeli Prosesler

Askıda biyokütleye dayalı biyolojik prosesler (mesela aktif çamur prosesleri) küçük ve büyük atıksu arıtma tesislerinde organik madde ve nutrient gideriminde etkilidir. Fakat  amur çökelme problemleri, büyük reaktör ve çökelme tankları ihtiyaçları ve biyokütle geri devir ihtiyacı bulunmaktadır. Özellikle,  amur   kelebilirlięi küçük atıksu arıtma tesislerinde ciddi işletme problemlerine sebep olabilir. Aktif  amur prosesleri problemleri olmaksızın organik karbon ve azot gideriminde biyofilm proseslerin güvenilir olduğu ispatlanmıştır (Pastorelli vd., 1997).

Atıksu arıtımında biyofilm teknolojisi uygulaması ilk Wales'te 1880'lerde damlatmalı filtrelerin tam ölçekli i letimiyle ortaya çıkmıştır. Son 10 yıldır hem kentsel hem de endüstriyel atıksu arıtımında biyofilm proseslere ilgi konusunda önemli bir artış vardır. Biyofilm prosesler aktif çamur proseslerinin bazı problemleri olmaksızın organik karbon ve azot gideriminde güvenilir olduğunu göstermiştir.

Askıda büyümeli atıksu arıtma sistemleriyle karşılaştırıldığında bağlı büyümeli biyofilm sistemleri aşağıdaki avantajları sunmaktadır:

1. Arıtma sonuçları biyokütle ayırmaya oldukça daha az bağlıdır. Çünkü ayrılacak biyokütle konsantrasyonu aktif  amurunkinden 10 kat daha düşüktür. Çok daha küçük boyutlarda çökeltme havuzlarına ihtiyaç duyarlar.

2. Çamur geri devri olmadığı için bağlı biyokütle daha fazla  zelle mi  olmaktadır.

3. Gerekli olan enerji daha az

4. Basit işletme ve daha az ekipman bakımı

5. Çamur kabarması problemi yok ve çamur yoğunlaşma özellikleri daha iyi

6. Yüksek spesifik yüzey alanına sahip biyofilm malzemesinin mevcudiyetinden dolayı daha az yer kaplaması

7. Daha az yere ihtiyaç olduğu için arıtma tesisi çok daha kompakttır ( nemli bir maliyet faktörü).

8. Aynı ekosistem içinde aerobik ve anoksik mikroorganizmaların birlikte bulunması

9. Çok yüklere karşı daha az duyarlılık ve daha iyi iyileştirme

10. Yüksek biyokütle tutma ve yüksek biyokütle konsantrasyonu

11. Uzun  amur çökelme periyodunun eliminasyonu

12. Düşük yatırım maliyetleri

13. Yüksek çamur bekletme sürelerinde işletme imkanı (Ødegaard vd., 1994; Ødegaard, 2000; Rodgers ve Zhan, 2003).

Ancak biyofilm proseslerin potansiyel dezavantajı biyofilm tabakasına substratların ve oksijenin difüzyon sınırlamasıdır, artan biyofilm kalınlığı ile daha kritik olmaktadır (Rouse vd., 2007).

Biyofilm tabakası mikroorganizma, yüzey ve ekstraselüler polisakkaritten (EPS) oluşmaktadır. EPS, biyofilm tabakasında bakterilerin hücre dışına saldıkları maddelerdir ve bakterileri bir arada tutmaktadır. Bu jelsi tabaka (ekzopolisakkaritler) negatif yüklüdür ve büyük miktarlarda besin moleküllerini kendilerine bağlar. Aşırı besinsizlik durumunda bakterilerin kendilerinin ya da diğer türlerin ürettiği EPS tabakasını yıkarak beslenme amacıyla tükettikleri de bilinmektedir (Türetgen, 2005).

Biyofilmler yüzeye bağlanan ekstraselüler polisakkarit matriksindeki canlı hücreler, ölü hücreler ve hücre yıkıntılarından ibarettir. Substratlar, nutrientler, inhibitörler ve elektron alıcılar sıvı sınır tabakası boyunca ortam sıvısından filme difüze olmakta ve büyüme için hücreler tarafından kullanılmaktadır. Biyofilmin dışına reaksiyon ürünlerinin zıt difüzyonu da mevcuttur. Gaz şeklindeki son ürünlerin dışarı difüzyonu yavaş olduğundan biyofilm içerisinde birikmelere neden olur. Biriken gaz kabarcıkları biyofilm yapısını bozduğu için biyofilmde sıyrılma gerçekleşmektedir.

Biyofilmlerin iç özellikleri; yaşı, kalınlığı, yoğunluğu, porozitesi ve eğriliği büyüklüğü ile büyük ölçüde farklı olmaktadır. Özellikle biyofilmlerde substrat ve mikrobiyal dağılımlar biyofilm kalınlığı ile değişmektedir (Hibiya vd., 2004).

Biyofilmlerde difüzyon; biyofilm yoğunluğu, yaşı, kalınlığı, filamentlerin kalınlığı, film türleşmesi, elektrostatik etkileşimler tarafından etkilenmektedir. Aerobik solunum, oksidasyon/redüksiyon reaksiyonlarında önemli olan oksijen geçişi, biyofilm yapısı ve hücrelerin kullanım hızıyla değişmektedir (Bishop vd., 1995).

Biyofilm mikroorganizmaları atıksularda mevcut olan organik maddeyi ayırtmaktadır. Biyofilm kalınlığındaki artış biyofilmin daha derin tabakalarına oksijen difüzyonunu sınırlamaktadır. Malzeme yakınında anaerobik ortam oluşmakta ve daha derindeki mikroorganizmalar organik maddelerin azalan miktarlarıyla yüzleşmekte ve büyüme içsel solunuma girmektedir. Biyofilmler yüzeyden kopmakta ve kopmayı yeni bir biyofilm oluşumu izlemektedir (Bitton, 1999).

Biyolojik olarak ayrışabilen organik maddenin varlığından dolayı azalan nitrifikasyon heterotrofik ve ototrofik bakteriler arasındaki rekabetin bir sonucudur.

Biyofilm reaktörlerde nitrifiyerler için oksijen sınırlaması oluştuğunda heterotrofik biyofilm tabaka nitrifiye bakterileri kapladığı ileri sürülebilir. Bu nedenle prosesi, organik maddenin temel kısmının ilk basamakta giderildiği 2 veya daha fazla kademeye bölmek uygundur. Biyofilm kalınlığı; temel olarak reaktör sistemine, biyofilm taşıyıcı konfigürasyonuna, aşınma ve substrat yüküne bağlı olacaktır. Nitrifiye bakterilerin fraksiyonu biyofilm kalınlığı, organik yük, amonyum ve oksijen konsantrasyonunun ortam konsantrasyonuna bağlı olacaktır (Æsøy vd., 1998).

Biyofilm prosesler iki kategoriye ayrılabilir: Sabit ortamlı sistemler ve hareketli ortamlı sistemler.

3.2.1. Sabit Ortamlı Biyofilm Prosesler

Sabit ortamlı sistemlerde biyofilm malzemesi reaktörler içinde durgundur. Biyolojik reaksiyonlar durgun malzeme üzerinde gelişen biyofilmden yer almaktadır. Bu sistemler damlatmalı filtreler ve biyolojik havalandırılmalı filtreleri kapsamaktadır.

Damlatmalı filtrelerde kullanılan filtre malzemesi mikrobiyal büyüme için geniş bir yüzey alanı sağlamaktadır. Damlatmalı filtre malzemesi üzerinde oluşan biyofilme zoogaleal film denilmektedir. Bakteriler, funguslar, algler, protozoa ve diğer yaşam formlarından oluşmaktadır. Çözünmüş organik madde alımı ve parçalanmasında bakteriler aktif rol oynamaktadır. Kolloidal organik madde de filtrede tutulmakta ve ekstraselüler enzimler tarafından ayrıştırılmaktadır.

Organik madde ile katı yüzey şartlanmasından sonra yüzeyde gram negatif bakterileri takiben filamentli bakteriler kolonlaşmaktadır. Katı yüzeye kalıcı adsorpsiyon polisakkarit içeren matriks oluşumuna ihtiyaç duymakta ve buna glycocalyx denilmektedir. Bu polisakkaritler filtre malzemesinin yüzeyine biyofilm mikroorganizmaların sıkıca bağlanmasına yardım eder. Glycocalyx metal iyonlarını kompleksleştiren polianyonik bileşikler bakımından zengin olan bir yüzey sağlamaktadır.

Amonyumu nitrit yoluyla nitrata dönüştüren nitrifiyerlerin biyofilmlerde oksik tabakada yer aldığı gözlenmiştir. Damlatmalı filtrelerde nitrifikasyon boyutu sıcaklık, CO_2 , pH, inhibitor varlığı, filtre derinliği ve malzeme tipi, yükleme hızı ve atıksu BOİ'sini kapsayan çeşitli faktörlere bağlı olmaktadır.

Düşük hızlı damlatmalı filtreler yüksek miktarda nitrifikasyon yapan popülasyonun gelişimine izin vermektedir. Tersine yüksek hızlı filtreler daha yüksek yükleme hızı ve

biyofilmin sürekli kopmasından dolayı nitrifikasyona izin vermemektedir. Daha yüksek yükleme hızlarında nitrifikasyon azalması biyofilimde heterotrofların baskın olmasındandır.

Damlatmalı filtreler kolay işletiminden, düşük bakım maliyetlerinden ve güvenirliliğinden dolayı küçük yerleşim yerleri için caziptir. Toksik endüstriyel çıkış sularını arıtmak için kullanılmaktadır. Toksik girdilerin şok yüklemelerine karşı koyabilir. Yüksek organik yük biyofilmlerde yapışkan bakterilerin aşırı büyümesinin sonucu olarak filtre tıkanmasına yol açabilir. Aşırı biyofilm büyümesi damlatmalı filtrelerde koku problemlerine sebep olabilir. Tıkanma hava sirkülasyonunu sınırlamakta, biyofilm organizmaları için oksijenin düşük konsantrasyonuna neden olmaktadır (Bitton, 1999).

3.2.2. Hareketli Ortamlı Biyofilm Prosesler

Hareketli ortamlı sistemler biyofilm malzemesinin mekanik, hidrolik ve hava kuvvetleri vasıtasıyla sürekli olarak hareket etmesinin sağlandığı dönen biyolojik diskler, hareketli yataklı biyofilm reaktörler, düşey olarak hareket eden biyofilm reaktörler ve akışkan yataklı biyofilm reaktörlerdir. Sabit ortamlı biyofiltrelere karşı hareketli ortamlı sistemlerin iki büyük avantajı vardır. Birinci avantajı biyofiltrelerde meydana gelen tıkanmanın hidrolik kayma kuvvetlerinden dolayı hareketli ortamlı biyoreaktörlerde iyi kontrol edilebilmesidir. Diğer avantajı malzeme hareketinin ortam sıvıdan biyofilm yüzeyine substratları taşıyan hidrolik biyofilm difüzyonunu kolaylaştırması ve ayrıca biyofilm içinde iç kütle transferinde yararlı olmasıdır (Rodgers ve Zhan, 2003).

3.2.2.1. Dönen Biyolojik Diskler (Rotating Biological Contactors)

Dönen biyolojik disklerin (DBD) orijinal patenti 1928'de A.T. Maltby tarafında resmi işleme koyulmuştur. Fakat ilk tam ölçekli DBD 1958'de Almanya'da kurulmuştur (Rodgers ve Zhan, 2003). DBD yatay bir shaft üzerinde monte edilen bir seri dairesel plastik disklerden oluşmaktadır. En yaygın konfigürasyonu tankın üzerine monte edilen yatay bir shaft ve atıksuya yaklaşık %40 batırılmış disklerden ibarettir. Bazı durumlarda, DBD hemen hemen tamamen batırılmış ve oksijen transferi havalandırma ile sağlanılmaktadır. Plastik disklerin su ve havaya maruz kalması için shaft 1 ile 2 rpm'de döndürülmektedir. Bakteriler ve mikroorganizmalar disklerle bağlanmakta ve malzeme

yüzeyini kaplayan bir biyokütle oluşturmaktadır. Aşırı biyokütle DBD malzemesinden kopmakta ve ikinci çökeltme havuzunda giderilmektedir (Neu, 1994).

Küçük ve orta büyüklükteki atıksu arıtma tesislerinde özellikle dönen biyolojik disk tesisleri yaygın uygulama bulmuştur. Temel avantajları tesislerin kompakt olması, az yere ihtiyaç duyması, gürültü ve/veya kokulara sebep olmaması, işletiminin kolay olması ve çalıştırmanın ekonomik olması, giderim veriminde herhangi bir önemli değişim olmaksızın hidrolik ve organik yüklerdeki dalgalanmalarda işletilebilmesi, düşük yük kayıplarını sağlaması, çok iyi çökelebilir ve çürütülebilir karaktere sahip çamur üretmesidir. Diğer taraftan, DBD tesislerin inşa maliyetleri klasik aktif çamur sistemlerinden daha yüksektir (d'Antonio vd., 1997). DBD sistemlerinin aktif çamur sistemlerinin enerjisinin 1/3-1/2'sine ihtiyaç duydukları tahmin edilmektedir.

DBD sistemlerin işletme performansını etkileyen faktörler giriş atıksu karakteristikleri, organik ve hidrolik yükleme hızları, sıcaklık, biyofilm kontrolü, çözünmüş oksijen, dönme hızı ve kademe sayısını kapsamaktadır.

DBD birimlerinde biyofilmler yapısal olarak heterojendirler. Çoğunlukla filamentli bakteriler, protozoa, yeşil ökaryotik algler ve küçük metazonlardan oluşmaktadır. İç tabaka daha uniform ve kompakttır. Karbonlu madde oksidasyonunda DBD birimlerinde heterotroflar oksijen ve yer için en dıştaki biyofilm tabakasındaki nitrifikasyon bakterileri ile rekabet etmektedir. Mikrobiyal yoğunluk; dıştaki tabakadan canlı olmayan bakterilerin daha büyük yüzdesine sahip olan en içteki biyofilm tabakasına kadar azalmaktadır. Metabolik olarak aktif hücre kısmı en dıştaki biyofilmde $35 \pm 13\%$ 'den en içteki biyofilmde $15 \pm 4\%$ 'e kadar azalmıştır.

Nitrifikasyon bakterileri ve heterotroflar arasındaki rekabetten dolayı maksimum nitrifikasyon hızı çözünmüş $BOİ$ 10 mg/L'e kadar düştüğünde meydana gelmektedir Bu nedenle nitrifikasyon daima 3. ve 4. kademelerde yer almaktadır. Amonyum konsantrasyonu 3-5 mg/L'i aşarsa maksimum nitrifikasyon hızı kuvvetli bir şekilde ortam sıvısındaki çözünmüş oksijene bağlı olmaktadır. Denitrifikasyon için DBD sistemleri yaygın şekilde kullanılmamaktadır (Rodgers ve Zhan, 2003).

3.2.2.2. Akışkan Yataklı Reaktörler (AYR)

Atıksu arıtımında akışkan yataklı reaktör prosesin uygulaması İngiltere'de 1940'lara dayanmaktadır. Fakat malzemeye dayalı AYR sistemler 1970'lere kadar

geliştirilmemiştir. AYR sistemde biyofilm ile kaplanılan malzeme besleme ve geri devir debisi ile oluşturulan yukarı doğru akışkan hızı ile reaktörde askıdadır ve akışkanlaştırılmıştır. Akışkanlaşmayı korumak için akışkan hızı 10-40 m/saat kadardır. Kuvvetli atıksu arıtımında çıkış suyu 10:1-20:1 oranında ve kentsel atıksu arıtımında 2:1-5:1 oranında geri döndürülmektedir.

AYR'nin önemli yapısal bileşenleri; biyofilm taşıyıcıları, giriş suyu dağıtım sistemi, oksijenasyon sistemi ve biyokütle kontrol sistemini kapsamaktadır.

Biyofilm taşıyıcılar granüler aktif karbon, kum, anyon ve katyon değiştirici reçineler gibi küçük boyutlu parçacıklardır. Bu malzemeler biyofilm büyümesi için çok geniş bir alan temin edilebilmektedir. Spesifik yüzey alanı/reaktör hacmi $1000-3000 \text{ m}^2/\text{m}^3$ aralığındadır. Yüksek adsorpsiyon kademesinden dolayı biyofilm taşıyıcılar olarak granüler aktif karbon (GAK) kumdan ilave avantajlara sahiptir. GAK-AYR'de fiziksel adsorpsiyon ve biyolojik dönüşümlerin kombinasyonu boyunca organik kirleticiler etkili bir şekilde giderilebilir. Biyodegradasyon temel mekanizma olmasına rağmen adsorpsiyon toksik ve şok yüklerin piklerini kesebilmektedir.

AYR'lerin avantajları hareketlilik ve az yer kaplaması, çıkış suyu geri devri ile karıştırma ve seyrelmeden dolayı şok yükleri işletme yeteneğidir. Ancak, karışık giriş ve çıkış tasarımı, ihtiyaç duyulan yüksek pompalama enerjisi ve biyofilm kalınlığını kontrol etmenin zorluğunu içeren bazı dezavantajlardan dolayı AYR yaygın şekilde kullanılmamaktadır. Şu anda kullanımı temel olarak endüstriyel atıksu arıtımında, içme suyu ve kentsel atıksuların son denitrifikasyonudur (Rodgers ve Zhan, 2003).

3.3. Hibrit Biyolojik Prosesler

Hibrit sistemler, aktif çamur prosesinde reaktör içerisinde daha fazla biyokütle tutularak arıtma veriminin artırılmasını hedefleyen sistemlerdir. Aktif çamur prosesleri aşırı azot giderimini geliştirmeye ihtiyaç duyduğunda aynı reaktör içinde hem askıda hem de bağlı büyümeyi kullanan hibrit proses ekonomik olarak cazip bir çözümdür. Nitrifikasyon temel olarak biyofilm içinde yer almakta, oysaki BOİ giderimi, denitrifikasyon ve aşırı biyolojik fosfor giderimi askıda çamurda yer almaktadır. Nitrifikasyon için uzun çamur yaşı biyofilimde korunduğu için klasik aktif çamur tesisindekinden çok daha küçük reaktör hacimlerinde azot giderimini elde etmeyi mümkün kılarak aktif çamurun çamur yaşı kısa olabilir. Kısa çamur yaşı daha yüksek spesifik

karbonlu aktivitenin ilave faydasına sahip olup daha uzun çamur yaşında gelişen filamentlerin büyümesini engellemektedir (Christensson ve Welander, 2004).

Çoğu hibrit proses farklı şekilli düşey tüplere sahip bloklar, plastik halkalı halatlar, plastik ızgaralar, dönen plastik diskler ve oluklu PVC levha taşıyıcıları kullanmaktadır. Çapraz bölmelere sahip plastik silindirler, plastik halkalar, plastik boncuklar ve sünger küpler gibi hareketli taşıyıcılar genellikle nitrifikasyon bakımından bir avantaj olan daha yüksek spesifik yüzey alanına sahiptir (Christensson ve Welander, 2004).

Askıda biyokütle kullanan küçük veya orta büyüklükteki arıtma tesisinde hem azot giderimini geliştirmek hem de organik madde giderim hızını artırmak için, bağlı biyolojik büyümeyi besleyecek destek malzemesinin yerleştirilmesi etkili bulunmaktadır. Gelişen biyofilm toplam biyokütleyi ve ayrıca kirletici giderim hızını artıracaktır. Ayrıca, farklı bakteriler özellikle yavaş gelişen bakteriler (nitrifikasyon bakterileri ve kalıcı substratların degradasyonundan sorumlu bakteriler gibi) biyofilm içinde geliştiği için hibrit reaktör çeşitli tipte substrat giderimini de geliştirecektir (Chen vd., 1997).

Havalandırma tankında askıda olan taşıyıcı malzeme üzerinde büyüyen biyofilm diğer klasik sistemlerin üstünde çeşitli avantajlara sahiptir: reaktör yüksek mikroorganizma konsantrasyonuna ulaşmak için çamur veya su geri devir sistemine ihtiyaç duymamakta, karıştırma kirleticilerin biyofilme konvektif taşınımını sağlamakta, fazla çamur son çökeltme havuzunda kolayca çökelmekte, çamur üretimi klasik sistemlerinkinden daha düşük ve giderilen KOİ ile ilişkili enerji tüketimi daha düşük olmaktadır (Orantes ve González-Martínez, 2003).

Christensson ve Welander (2004), geniş yüzey alanlı askıda taşıyıcı malzeme kullanarak hibrit proseste kentsel atıksuların arıtımını çalışmışlardır. Hibrit reaktörde taşıyıcı malzeme ile nitrifikasyon hızı $0.9-1.2 \text{ g NH}_4\text{-N/m}^2\text{.gün}$ aralığında olmuştur. Toplam nitrifikasyonun %80'ninden daha fazlası taşıyıcı üzerinde ve geri kalanı askıda katılarda yer almıştır.

3.3.1. Hareketli Yataklı Biyofilm Reaktörler

Suyun biyolojik arıtımı için damlatmalı filtreler, dönen biyolojik kontaktörler, sabit yataklı batık biyofiltreler, granüler malzemeli biyofiltreler, akışkan yataklı reaktörler vb. gibi kullanımda olan pek çok farklı biyofilm sistemler vardır. Bunların hepsi bazı avantajlara ve dezavantajlara sahiptirler. Damlatmalı filtreler etkili hacme sahip değildir.

Dönen biyolojik kontaktörlerde mekanik başarısızlıklar sık sık yaşanmaktadır. Sabit ortamlı batık biyofiltrelerde bütün taşıyıcı yüzeyinde yükün eşit dağılımını elde etmek zordur. Granüler ortamlı biyofiltreler geri yıkanma ihtiyacından dolayı aralıklı olarak işletilmelidir. Pek çok akışkan yataklı reaktörler hidrolik kararsızlık göstermektedir. Bu nedenlerden dolayı; hareketli yataklı biyofilm reaktör prosesler Norveç Araştırma Enstitüsü (SINTEF) ile işbirliği içindeki Kaldnes Miljiteknolojisi tarafından 1980'lerin sonunda Norveç'te geliştirilmiş ve bu teknolojinin patenti alınmıştır (Ødegaard, 2000; Ødegaard, 2006).

Hareketli yataklı biyofilm sistem aktif çamur ve sabit yataklı biyofilm sistem arasında yer almaktadır (Maurer vd., 2001). Mevcut sabit yataklı biyofilm reaktörler ile karşılaştırıldığında, hareketli yataklı biyofilm reaktörler (HYBR) düşük yük kayıpları, filtre yatağı kanallaması olmaması, periyodik geri yıkama ihtiyacı olmamasından dolayı tercih edilmektedir. Bunlar yeni tanklar inşa edilmeksizin mevcut olan aşırı yüklü aktif çamur tesislerini iyileştirmek için kullanılabilir (Pastorelli vd., 1997).

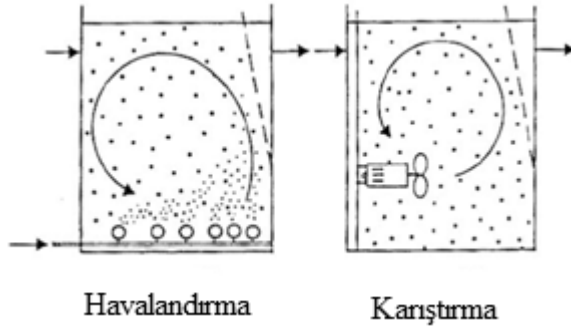
Ayrıca ötrofikasyona duyarlı alanlar için getirilen sıkı deşarj limitlerini sağlamak için mevcut tesislerin iyileştirilmesi gereklidir. Mevcut olan tesisleri iyileştirmek için ilave tanklar veya spesifik azot giderimine sahip yeni aktif çamur tesisleri inşa edilerek bu sonuç sağlanabilir. Ancak bu çözümler fazla alan gerektirmektedir. Yeni tanklar inşa etmeksizin çıkış suyunda amonyum konsantrasyonunu limitin altında emniyetli bir şekilde koruma ve mevcut tesisi geliştirme gerekliliği teknik hibrit HYBR'nin seçimine yönlendirmiştir.

3.3.1.1. Proses Tanımlaması

HYBR prosesinin gelişiminin arkasındaki fikir, hem aktif çamur prosesinin hem de biyofilm proseslerinin kötü özelliklerini içermeksizin en iyi özelliklerini benimsemesi, düşük yük kaybına ve yüksek spesifik biyofilm yüzeyine sahip sürekli olarak işletilen, tıkanmayan biyofilm bir reaktöre sahip olmasıdır.

Çoğu biyofilm reaktörlerinin aksine HYBR, biyokütle büyümesi için tüm tank hacmini kullanmaktadır. Reaktör hacmi tamamen karıştırılmakta, sonuç olarak reaktörde ölü veya kullanılmayan yer kalmamaktadır. Aktif çamur reaktörlerinin aksine herhangi bir çamur geri devrine ihtiyaç yoktur. Bu, reaktörün su hacmi içinde serbest olarak hareket eden ve reaktör çıkış noktasında bir elek düzeneği ile reaktör içinde korunan taşıyıcı

malzeme üzerinde biyofilm gelişimiyle sağlanmaktadır. Reaktör Şekil 3.1’de gösterildiği gibi aerobik, anoksik veya anaerobik prosesler şeklinde kullanılmaktadır.



Şekil 3.1. HYBR sistemlerinin şematik diyagramı (Ødegaard vd., 1994).

Aerobik HYBR’de biyofilm taşıyıcılar sıkıştırılmış hava veya oksijen havalandırması ile hareket ettirilmektedir. Anoksik ve anaerobik proseslerde biyofilm taşıyıcılar mekanik taşıyıcılar ile hareket halinde korunmaktadır. Anoksik ve anaerobik tanklarda iyi karıştırma sağlamak ve çamur kabarmasını önlemek için zaman kontrollü kaba kabarcıklı difüzörler, günde birkaç kez birkaç saniyelik hava üfleyerek temel sıvıyı karıştırmak için yerleştirilebilmektedir. Taşıyıcılar reaktör çıkışına bir elek yerleştirilerek reaktörlerde korunmaktadır. Karıştırma eleğin yüzeyinde taşıyıcıları sürekli olarak hareket ettirmektedir. Fırçalama hareketi tıkanmayı önlemektedir.

Hareketli yataklı biyofilm reaktörlerde biyokütle atıksuda serbestçe hareket eden, ızgara ile tankta tutulan küçük plastik taşıyıcılar üzerinde biyofilm olarak gelişmektedir. Saf biyofilm reaktörlerde biyokütle sadece taşıyıcılar üzerinde gelişmektedir, oysaki hibrit reaktörlerde aynı tank içinde hem biyofilm hem de askıda aktif çamur mevcuttur. Hem genişletilmiş poliüretan gibi gözenekli malzemeler hem de polietilen ve polipropilen gibi gözeneksiz malzemelere sahip farklı tip yüzen taşıyıcılar ile çeşitli prosesler geliştirilmiştir.

Hareketli yataklı biyofilm proses birçok farklı uygulama için kullanılmaktadır. Azot giderimi (Hem vd., 1994; Ødegaard vd., 1994; Rusten vd., 1994; Rusten vd., 1995), organik madde giderimi (Ødegaard vd., 2000) ve biyolojik fosfor giderimi (Helness ve Ødegaard, 1999; Helness ve Ødegaard, 2001, Helness, 2007) bakımından prosesi değerlendirmek için araştırmalar yürütülmektedir.

Verilen hacim reaktör kapasitesi doldurma derecesi basitçe değiştirilerek ayarlanabilir. Kirlenmiş veya kırılmış difüzörlere ulaşma; diğer reaktörlere taşıyıcı malzemeler pompalanarak sağlanabilmektedir (Ødegaard vd., 1994; Rusten vd., 1997).

Pek çok bağlı büyüme sistemleriyle karşılaştırılan HYBR prosesinin bazı avantajları şunlardır:

1. Reaktör yüksek spesifik yüzey alanına sahip biyofilm taşıyıcılar kullanılarak çok kompakt olabilmektedir.

2. Sistem tıkanmaz ve periyodik geri yıkamaya ihtiyaç yoktur.

3. Sürekli işletim sağlamaktadır.

4. Sistemin işletimi kolaydır.

5. Son çökelticiler hacim olarak azaltılabilir.

6. Biyokütle geri devir ihtiyacı yoktur.

7. Sabit yataklı biyofilm reaktörler ile karşılaştırıldığında reaktör boyunca yük kayıpları düşüktür.

8. Filtre kanallaması yoktur. Yani reaktörün tüm hacmi etkili olarak kullanılmaktadır.

9. Sistemin mevcut olan atıksu arıtma tesislerini yenilemesi kolaydır.

10. Bunlar yeni tanklar inşa etmeksizin mevcut olan aşırı yüklü aktif çamur tesislerini iyileştirmek için kullanılabilir.

11. Geniş aralıktaki farklı atıksuların biyolojik arıtımında faydalı olduğu ispatlanmıştır

12. Sonuçlar taşıyıcılar üzerindeki bağlı biyokütlenin yüksek biyolojik aktivite gerçekleştirdiğini ve çok canlı olduğunu göstermektedir (Ødegaard vd., 1994; Pastorelli vd., 1997; Rusten vd., 1997; Andreottola vd., 2000; Münch vd., 2000; Rodgers ve Zhan, 2003; Comett-Ambriz vd., 2003; Wessman vd., 2004).

Biyolojik nutrient gideriminde hareketli yataklı reaktörün iki temel dezavantajı taşıyıcı malzeme için yatırım maliyeti ve yüksek nitrifikasyon hızlarını korumak için gerekli olan yüksek Ç.O seviyesinde işletme ihtiyacıdır (Münch vd., 2000).

Esnekliğinden ve yüksek giderim kapasitesinden dolayı hareketli yataklı biyofilm reaktör nitrifikasyona ulaşmak için arıtma tesislerini iyileştirmede ilgi gören bir alternatiftir (Æsøy vd., 1998). Aktif çamur tankının HYBR'e dönüşümü birkaç haftada yürütülebilen çok sınırlı bir çalışmaya (mevcut tankların bölünmesi, ızgaraların kurulması ve son olarak havalandırma sisteminin kurulması) gerek duymaktadır. Temel yatırım maliyetleri patenli

olan taşıyıcılardan dolayıdır. Biyofilmin ilk gelişmesi birkaç haftada olabilir. Bu fazın süresi tesis kışın başlatılmışsa veya modifiye edilmişse daha fazladır. Bu süreden sonra, taşıyıcıların temizlenmesine ve yeniden doldurulmasına gerek yoktur. Çünkü aşırı biyofilm reaktörün türbülansı ile zaten giderilmekte ve son çökelme tankında veya flotasyon tankında çıkış suyundan ayrılmaktadır (Falletti ve Conte, 2007).

Biyofilm proseslerde taşıyıcıların daha yüksek yüzey alanı absorblama ve büyüme için mikroorganizmalara daha fazla alan sağlayabilir. Belirli bir boyuta kadar taşıyıcı konsantrasyonu veya doldurma oranı ne kadar yüksek olursa reaktörlerde daha fazla biyokütle kalır. Bununla birlikte daha yoğun ve daha ince biyofilm oluşturan taşıyıcı konsantrasyon artışının partikül/partikül aşınmasına yol açabildiği bulunmuştur. Daha yüksek taşıyıcı konsantrasyonu altında elde edilen daha ince biyofilm daha yüksek biyofilm aktivitesine sahiptir. Birim biyokütle başına daha yüksek kirletici giderim verimi göstermektedir. Ancak, çok yüksek taşıyıcı konsantrasyonu biyofilmden kopan çok fazla mikroorganizmaya yol açacak ve daha sonra reaktörde biyokütle azalmasına yol açacaktır. Bu arada, taşıyıcı konsantrasyonu çok yüksek olduğunda taşıyıcıların akışkanlaşması zor olacak ve taşıyıcıları askıda tutmak için daha fazla havalandırma debisi gerekecektir. Bu biyofilm prosesin işletme maliyetini artıracaktır (Wang vd., 2005).

Doldurma oranı ve biyofilm taşıyıcıların spesifik yüzey alanı iki temel tasarım parametresidir. Doldurma oranı toplam reaktör hacminin %30-70'i aralığındadır. Taşıyıcıların serbest olarak hareket ettirilebilmesi için doldurma oranının %70'in altında olması önerilmektedir. Ancak taşıyıcı bunun altında ihtiyaç duyulduğu kadar kullanılabilir (Ødegaard, 2000; Rusten vd., 2006). Rusten vd. (1992)'e göre parçacıklar arasında sık sık olan çarpışma ile meydana gelen biyofilm aşınmasından dolayı düzgün plastik maddelerin dışında biyofilm gelişimi olmadığı için biyofilm taşıyıcıların yüzey alanı iç (korunan) yüzey esas alınarak hesaplanmaktadır (Rodgers ve Zhan, 2003).

Wang vd. (2005), askıda taşıyıcı biyofilm reaktörde organik madde oksidasyonu ve nitrifikasyon kapasitesi üzerinde taşıyıcı konsantrasyonunun etkisini araştırmışlardır. %10'dan %75'e kadar değişen doldurma oranında reaktörleri polivinil klorür taşıyıcı malzeme ile doldurmuşlardır. Hidrolik bekleme süresi 1 saat ve giriş KOİ 100 mg/L ve amonyum 20 mg/L olduğunda %70 KOİ giderim verimi ve %30 amonyum giderim hızı ile optimum taşıyıcı konsantrasyonu %50 olmuştur.

3.3.1.2. Biyofilm Taşıyıcı Malzeme Tipleri

Yüksek yoğunluklu polietilen veya polipropilenden yapılan biyofilm taşıyıcılar büyük yüzey alanına ve $1.0 \times 10^3 \text{ kg/m}^3$ 'den birazcık daha az veya daha ağır yoğunluğa sahiptirler. Bu taşıyıcı malzemeler biyofilm üremesi, substrat ve oksijen transferi için optimum şartların sağlanabilmesi amacıyla çeşitli boyut ve şekillerde yapılabilmektedir. Kullanılan biyofilm taşıyıcı malzemenin tipine bağlı olarak reaktör doldurma oranları ve spesifik biyofilm yüzey alanları değişmektedir. Tam veya pilot ölçekli tesislerde kullanılan biyofilm taşıyıcı malzemeler Tablo 3.1'de listelenmektedir.

Tablo 3.1. Biyofilm taşıyıcı malzemelerin özellikleri

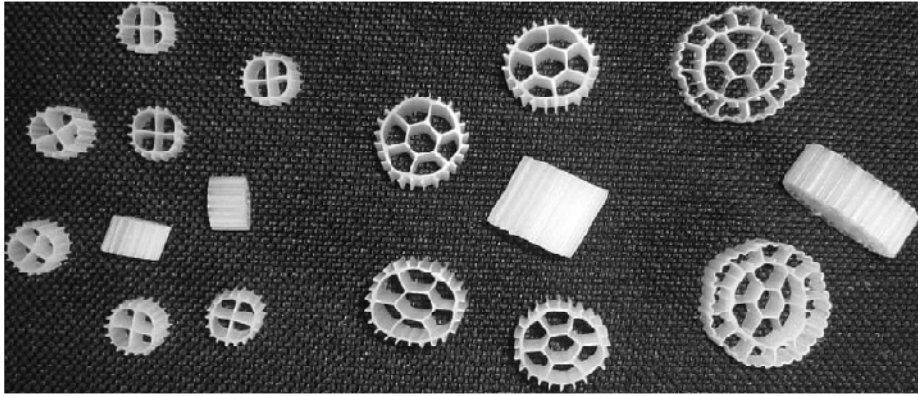
Taşıyıcı	Kaldnes 1	Kaldnes 2	Natrix Maxi	Natrix Optima	FLOCOR-RMP
Uzunluk (mm)	7	15	50	50	20-30
Çap (mm)	9	15	52-64	60	15-20
Korunmuş (etkili) alan (m^2/m^3)	500	350	200	300	160

Anoxkaldnes tarafından çok sayıda farklı taşıyıcılar geliştirilmiştir. HYBR'lerde en fazla kullanılan taşıyıcı malzeme Kaldnestir. 3 tip Kaldnes taşıyıcı malzeme için veriler Tablo 3.2'de listelenmiş ve Şekil 3.2'de taşıyıcıların resmi görülmektedir. Taşıyıcılara K1, K2 ve K3 denilmiştir. K1 çoğunlukla kullanılan orijinal Kaldnes taşıyıcıdır. Taşıyıcılar 0.95 g/cm^3 yoğunluklu polietilenden yapılmaktadır. Bunlar küçük silindirik malzemeden ibarettir. Malzemenin iç kısmında çarpı şeklinde iç duvarlar ve dış kısmında küçük yatay çıkıntılar bulunmaktadır. Biyokütle, taşıyıcıların iç tarafında korunmuş yüzeyde ilk önce geliştiği için sadece taşıyıcıların etkili biyofilm yüzey alanı Tablo 3.2'de verilmiştir. Taşıyıcı süspansiyonu serbest olarak hareket ettirebilmek için doldurma fraksiyonunun %70'in altında olması gerektiği önerilmektedir.

Büyük taşıyıcılar yüksek organik yükleme uygulamalarında kullanılırken daha küçük taşıyıcılar düşük organik yüklemelere uygulanmaktadır. Yüzey alanı giderim hızları bazında karşılaştırıldığı sürece Kaldnes 2 taşıyıcıları ile Kaldnes 1 taşıyıcıların giderim hızları arasında önemli fark yoktur (Ødegaard, 2000).

Tablo 3.2. Kaldnes biyofilm taşıyıcı için veriler (Rusten vd., 2006)

Kaldnes biyofilm taşıyıcı tipi			
	K1	K2	K3
İtibari çap (mm)	9.1	15	25
İtibari uzunluk (mm)	7.2	15	12
Hacim yoğunluğu (g/cm ³)	0.95	0.95	1.00
m ³ başına taşıyıcı sayısı	1030000	159000	
Spesifik biyofilm yüzey alanı (hacimde) (m ² /m ³)	500	350	500
Spesifik biyofilm yüzey alanı % 60 doldurmada (m ² /m ³)	300	210	300



Şekil 3.2. Kaldnes K1(soldaki), K2(ortadaki) ve K3(sağdaki) biyofilm taşıyıcıların şekli (Rusten vd., 2006).

HYBR’lerde kullanılan diğer bir taşıyıcı malzeme ise ANOX (Lund, İsveç) tarafından üretilen Natrix Major 12/12’dir. Polietilenden yapılan ve yoğunluğu sudan genellikle daha yüksek olan bu malzeme kesilmiş konuk şeklindedir. Üst çapı 50 mm, alt çapı 63 mm, yüksekliği 50 mm’dir. Tipik doldurma oranı %50 ve maksimum doldurma oranı %65’tir. Spesifik yüzey alanı 200 m²/m³ olup %50 doldurma oranında 100 m²/m³,tür. Bu malzemenin faydaları

- Natrix taşıyıcılar su ve gaz geçişi için tüm yönlerden açık olduğu için substrat ve oksijen transferini kolaylaştırmakta ve ölü bölgeler veya tıkanma riskini azaltmaktadır.
- Natrix taşıyıcılar büyük olduğu için hava kabarcıkları ile temas etmekte ve havalandırma havuzunda suyun hareketini takip etmemektedir. Akış ile havalandırma tankında ayrılmasının engellenmesi kolaydır.

- Tıkanmaya eğilimli olmadığı için yüksek katı madde konsantrasyonuna sahip giriş atıksularında kullanılabilmektedir.
- Taşıyıcılar biyokütle geri devrini kullanan sistemlere ilave edilebilmektedir (Münch vd., 2000).

Ødegaard vd.(2000), kentsel atıksu ile çalışan aşırı derecede yüklü tesislerin performansı üzerinde taşıyıcı şekli ve büyüklüğünün etkisini araştırmışlardır. Bu amaçla farklı şekil ve büyüklüğe sahip fakat aynı yoğunluğa sahip çeşitli taşıyıcılar kullanarak çeşitli KOİ yüklerinde çalışmışlardır. Sonuçlar hareketli yataklı biyofilm reaktörlerin yüzey alan yükleme hızı esas alınarak tasarlanması gerektiğini ve etkili yüzey alanı aynı olduğu sürece taşıyıcı şekli ve boyutunun önemli olmadığını ortaya çıkarmıştır.

3.3.1.3. HYBR’de Organik Madde Giderimi

Alıcı ortamlarda oksijen tüketen maddeleri azaltmak için atıksulardaki organik madde giderilmekte ve bu olay atıksu arıtma tesislerinde bakteriler tarafından gerçekleştirilmektedir. Atıksudaki organik maddenin bir kısmı denitrifikasyon basamağında azot giderimi için kullanılmasına ve bir kısmı biyolojik fosfor giderim prosesi tarafından giderilmesine rağmen esas kısmı aerobik ortamlarda ayrıştırılmaktadır (Hagman ve Jansen, 2007).

Prosesin kompaktlığından dolayı karbonlu madde gideriminde hareketli yataklı reaktörlerde bekleme süresi, organik yük ve atıksu bileşimine bağlı olarak oldukça düşük olacaktır. Biyolojik olarak ayrışabilen, çözünmüş organik madde hızlıca ayrıştırılmaktadır. Partiküler organik madde kısmen bağlı biyokütlenin düzensizlikleri ile tutulmakta, hidrolizlenmekte ve ayrıştırılmaktadır. Bir kısmı reaktörden az çok değişmeden geçmektedir.

Düşük organik yüklemede veya uzun bekleme süresinde (>2 saat) kuvvetli bir atık artıldığında yavaş bir şekilde biyolojik olarak ayrışabilen organik maddenin hidrolizi gerçekleşebileceğinden bekleme süresinin etkisi önemli olmaktadır. Organik madde gideriminde hareketli yataklı prosesin faydası taşıyıcı malzemeden dolayı düşük bekleme süreleri ve yüksek hızlı sistemler için uygun olmasıdır (Ødegaard vd., 2000).

Yüksek giderim verimlerinin aşırı derecede yüksek yükleme hızlarında bile elde edilebildiği gözlenmiştir. Ancak, aşırı derecede yüklü tesislerde, biyokütle çöktürmesi bir problem teşkil etmektedir. Biyokütle çökebilirliği artan organik yükleme ile azalmaktadır

(Ødegaard vd., 2000). Bu problemi çözmek için ya koagulant ilavesi ile biyokütle flokülasyonu (metal tuzları veya katyonik polimerler) ve/veya flotasyon veya filtrasyon gibi diğer tür biyokütle ayırımının kullanımı uygun olmaktadır (Ødegaard, 2006).

Yüksek yükleme hızları, yaklaşık 30 g KOİ/m².gün, ya yok olan ya da sınırlı protozoan popülasyonu ile küçük serbest yüzen protozoa ve *Vorticella* spp. sahip kompakt bakteriyel biyofilmler üretmektedir. Orta yükleme hızları, yaklaşık 10-15 g KOİ/m².gün, siliatlı protozoanın zengin türüne sahip daha tüylü biyofilmi desteklemektedir. Düşük yükleme hızları (<5 g KOİ/m².gün) siliatları yakalayarak baskın olan çok tüylü biyofilmi desteklemektedir (Ødegaard, 2006).

Karbon oksidasyonunda seyreltik kentsel atıksularda maksimum giderim hızı 60 g ÇKOİ/m².gün yüklemede yaklaşık 30 g ÇKOİ/m².gün olmuştur (Ødegaard, 2000). HYBR proste organik madde giderimi için ÇO konsantrasyonunun 2 mg/L'den daha yüksek olması gerekir. Aksine ÇO sınırlayıcı faktör olacaktır (Wang vd., 2006)

Andreottola ve diğ.(2000) HYBR proseslerinde düşük sıcaklığın (4.8-8.2 °C'de) KOİ giderim verimini önemli derecede etkilemediğini, hidrolik bekleme süresinin KOİ giderimini etkilediğini bulmuşlardır. Hidrolik bekleme süresinin 5 saatten daha yüksek olması gerektiğini ileri sürmüşlerdir.

Orantes vd. (2003), 590 m²/m³ spesifik yüzey alanına ve 0.94 g/cm³ yoğunluklu polietilenden yapılmış bir malzeme kullanarak evsel atıksu ile beslenen HYBR sistem performansını araştırmışlardır. HYBR %27 destek malzemesi ile doldurulmuştur. Atıksu debisi değiştirilerek sistem farklı organik yükleme hızında (2, 6, 10, 13, 18 ve 35 g KOİ/m².gün) işletilmiştir. 35.7 g KOİ/m².gün organik yükte toplam KOİ giderimi %57 ve çözünmüş KOİ giderimi %41 ve 2.3 g KOİ/m².gün'de toplam KOİ giderimi %81 ve çözünmüş KOİ giderimi %71 olmuştur. Nitrifikasyon 5.7 g KOİ/m².gün altındaki organik yüklerde gözlenmiş ve 13 g KOİ/m².gün'den daha az değerlerde amonyum giderimi gözlenilmiştir. Fosfor alımı organik yük arttıkça azalmıştır.

Wessman vd.(2004), Singapurdaki bir tesiste mevcut askıda taşıyıcı malzeme yerine Kaldnes kullanarak kimyasal atıksuları arıtan tesisin arıtma kapasitesini araştırmışlardır. %15 kullanılmış PVA (R1), %15 kullanılmış PVA+%25 yeni PVA (R2), %40 yeni ve geliştirilmiş BCPa (R3) ve %60 Kaldnes taşıyıcıdan (R4) ibaret olan 4 reaktör kullanmışlardır. PVA aktif karbon parçacıkları ile kaplanılan polivinil alkol çekirdeğe sahip taşıyıcıdır. 21.3 saat hidrolik bekleme süresi ve 2.5 mg/L çözünmüş oksijen konsantrasyonunda işletilmiştir. 7.1 kg KOİ/m³.gün hacimsel organik yüklerde R1'de %67

organik karbon ve %79 BOİ₅, R2’de %63 organik karbon ve %72 BOİ₅, R3’de %75 organik karbon ve %81 BOİ₅ giderimi ve R4’de %86 organik karbon ve %91 BOİ₅ giderimi elde etmişlerdir. Kaldnes hareketli yatak prosesi diğer taşıyıcılardan çok daha yüksek giderim hızları ve çok daha düşük çıkış konsantrasyonları sağlamıştır.

Daude ve Stephenson (2003), HYBR prosesinde karbon ve azot giderimi üzerinde organik şok yükleme, hidrolik şok yükleme ve elektrik kesintisi gibi farklı işletme koşullarının etkisini araştırmışlardır. 1500 mg/L KOİ içeren atıksu ile organik şok yükler çıkış suyu kalitesi üzerinde olumsuz etkilere sahip olmazken tasarım debisinin 10 katına kadar hidrolik şok yükler son çökeltme kademesinde katı kayıplarına neden olmuştur. Uzun süreli elektrik arızasından sonra organik karbon açısından hızlı geri kazanım HYBR sistemlerinin proses stabilitesini vurgulamıştır.

Broch-Due vd.(1997), HYBR prosesinde kağıt endüstrisi atıksularında hidrolik bekleme süresinin organik madde giderimine etkisini araştırmışlardır. Seri şeklinde 2 reaktörden oluşan proseste her bir reaktör %70 oranında malzeme ile doldurulmuştur. İlk atıksu ile pilot tesiste 2.7-17.8 kg TKOİ/m³.gün hacimsel yükleme oranlarına tekabül eden ve 4.2-30.6 saat arasında değişen 6 farklı hidrolik bekleme süresi denenmiştir. ÇO konsantrasyonu 2.5-5.7 mg/L arasında olup %66-82 TKOİ ve %78-85 çözünmüş KOİ giderim verimleri elde edilmiştir. 4-5 saat hidrolik bekleme süresinde %65-75 ve %85-95 TBOİ giderimi elde edilmiştir.

Johnson vd.(2000), petrol rafinerisi atıksu arıtma tesisinde aktif çamur reaktörlerinden önce bulunan koagülasyon reaktörünü HYBR’e dönüştürerek tesis iyileştirmesini araştırmışlardır. %30 oranında Kaldnes taşıyıcı malzeme uygulanmıştır. Giriş KOİ konsantrasyonu 300-540 mg/L aralığında değişmiştir. HYBR tesiste mevcut olmadan önce çıkış KOİ konsantrasyonları 60-110 mg/L aralığında değişirken HYBR tesiste yer aldıktan sonra 40-60 mg/L aralığına düşmüştür. Aynı çalışma mezbaha atıksuları için gerçekleştirilmiştir. Aktif çamur reaktöründen önce yer alan kimyasal ön arıtma sistemi seri şeklinde 2 HYBR’e dönüştürülmüştür. Her bir reaktör %50 oranında Kaldnes malzeme ile doldurulmuştur. 20-45 g ÇKOİ/m².gün arasındaki organik yükleme hızlarında %86’nın üzerinde ÇKOİ giderim verimleri elde edilmiştir. 135 mg/L giriş amonyak azotu birinci HYBR’de 53 mg/L ve ikinci HYBR’de 0.832 g NH₃-N/m².gün amonyak giderim hızı ile 6 mg/L çıkış değeri elde edilmiştir.

Toplam KOİ değeri 3310 mg/L ve filtrelenmiş KOİ değeri 1410 mg/L olan süt endüstrisi atıksuları %54 doldurma hacmi ve 276 m²/m³ yüzey alanına sahip pilot ve tam

ölçekli HYBR’de artırılmıştır. 500 g KOİ/m³.gün hacimsel yüklemde %85 KOİ giderimi elde edilmiştir. 1.6 kg KOİ/kg TKM.gün F/M oranında arıtım verimi toplam KOİ değerine göre %95 olmuştur. Bu HYBR’nin oldukça daha canlı veya aktif olan bir biyokütleyle sahip olduğunu göstermektedir (Ødegaard vd., 1994).

3.3.1.4. HYBR’de Nitrifikasyon

Bütün biyofilm reaktörlerinde olduğu gibi nitrifikasyon hızları; organik yük, reaktördeki çözünmüş oksijen konsantrasyonu, toplam amonyum azotu konsantrasyonu, sıcaklık, pH ve alkalinite ve biyofilmin geçmişi tarafından etkilenmektedir. Nitrifikasyon hızları biyofilm içine oksijen geçişine, biyofilm içindeki heterotroflar ve nitrifiyerlerin dağılımına ve karışımına da bağlı olacaktır.

Organik maddenin degradasyonu nitrifikasyon prosesini yavaşlatacak veya durduracaktır. Heterotroflar ve nitrifiyerler mevcut oksijen için rekabet edecek ve hızlıca büyüyen heterotroflar biyofilmdeki nitrifiyerleri seyreltecek veya yıkayacaktır. (Rusten vd., 1994).

Hibrit HYBR’de m³/st bakımından hava ihtiyacı genellikle aynı hacimli aktif çamur tankındakinden daha yüksektir. Hibrit HYBR’nin hava ihtiyacı yaklaşık %25-30 daha yüksektir. Uygulamanın esas maliyetini oluşturmaktadır. Ancak, nitrifikasyon için gerekli olan oksijen daha yüksek konsantrasyonlarda (aktif çamur tesisinin tipik 2 mg/L yerine 4-6 mg/L) reaktörde korunacaktır. Hibrit HYBR’de fazla çamur üretimi aktif çamur tesisleri için ifade edilen değerlerden çok farklı değildir (Falletti ve Conte, 2007).

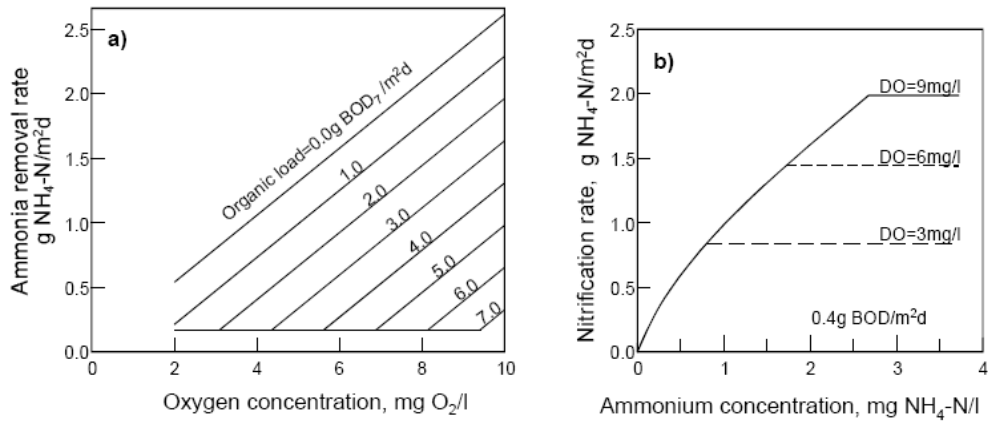
ÇO biyofilm sistemlerde askıda büyümeli sistemlerdekinden daha fazla nitrifikasyon hızını etkiliyor. Sıcaklık azaltıldığında oksijen suda daha fazla çözünmektedir, oysaki sıcaklık artırıldığında oksijen daha az çözünmektedir. Böylece sabit hava debisine sahip biyofilm sistemde nitrifikasyon hızı sıcaklık azaldığında çok az etkilenebilir, daha düşük sıcaklıklarda elde edilen daha yüksek ÇO seviyesi daha düşük sıcaklığın etkisini karşılamaktadır (Christensson ve Welander, 2004).

Pastorelli vd.(1997a,b) yaptıkları çalışmada 3-4 g KOİ/m².gün filtrelenmiş KOİ yükleme hızlarında ÇO konsantrasyonu 2-3 mg/L’den daha az olduğunda nitrifikasyonun yer almadığını gözlemlemişlerdir. Bunun muhtemelen biyofilm dış tabakasındaki daha yüksek heterotrofik aktiviteden kaynaklandığı belirtilmiştir.

HYBR’de nitrifikasyon hızı üzerinde organik yükleme hızı, oksijen konsantrasyonu ve amonyum konsantrasyonu etkisi Şekil 3.3’de görülmektedir. Organik yükün ana faktör olduğu ve mümkün olduğu kadar düşük olması gerektiği görülmektedir. 1 g BOİ₇/m².gün organik yükte; 1 g NH₄-N/m².gün toplam amonyak azotu (TAN) giderim hızı yaklaşık 5 mg O₂/L ÇO konsantrasyonunda sağlanmıştır. 3 g BOİ₇/m².gün organik yükte aynı TAN giderim hızını sağlamak için, reaktörün yaklaşık 8 mg O₂/L ÇO konsantrasyonunda işletilmesi gerektiği Şekil 3.3a’da görülmektedir.

Biyolojik olarak ayrışabilen organik maddenin varlığında biyofilmin dış tabakasındaki heterotrofik aktivite nitrifikasyon için mevcut oksijen konsantrasyonunu azaltacaktır. HYBR’de bu dış tabaka üzerinde ÇO konsantrasyonu azalması çok düşük organik yüklerde yaklaşık 0.5 mg O₂/L olarak saptanmış ve 1.5 g BOİ₅/m².gün organik yükte yaklaşık olarak 2.5 mg O₂/L’e kadar artmıştır.

Şekil 3.3b’de görüldüğü gibi reaktörün ÇO konsantrasyonu 2 mg/L olduğunda yaklaşık 0.5 mg NH₄-N/L TAN konsantrasyonunda TAN sınırlamasından ÇO sınırlamasına kadar geçişi göstermektedir. ÇO konsantrasyonu 6 mg/L olan bir reaktörde TAN sınırlamasından ÇO sınırlamasına kadar geçiş 1.7 mg NH₄-N/L TAN konsantrasyonunda yer almaktadır.



Şekil 3.3. Organik yükleme hızı ve oksijen konsantrasyonunun (a) ve amonyum konsantrasyonu ve oksijen konsantrasyonunun (b) HYBR’de nitrifikasyon hızı üzerinde etkisi (Ødegaard, 2006).

Sıklıkla HYBR’de sıvı film difüzyonu ince bir biyofilm üzerinde yaratılan türbülansın dolaylı önemsiz olmaktadır. Ancak HYBR’de biyokütlenin büyük bir kısmı

taşıyıcı malzemelerin içinde korunmuş olan yüzeyde gelişmektedir. Bu, sıvı film difüzyonun bu biyofilm reaktör için önemli olduğunun ispatının sebebi olabilir. 1. dereceden kinetiklere yakın beklenilebilir (Ødegaard vd., 1994).

Amonyum konsantrasyonu sadece düşük amonyum konsantrasyonlarında (<3 mg NH₄-N/L) nitrifikasyon hızını sınırlamaktadır. Şu anda önemli olan nispeten yüksek konsantrasyonlarda bile nitrifikasyon hızını sınırlayabilen oksijen konsantrasyonu etkisidir. Oldukça düşük organik degradasyon hızlarında nitrifikasyonu başlatmak için gerekli en düşük oksijen konsantrasyonu 2.5-3 mg O₂/L'dir. Nitrifikasyon hızının oksijen konsantrasyonuna lineere yakın bağlı olduğu bulunmuştur (Ødegaard vd., 1994; Rusten vd., 1994; Åsøy vd., 1998). 3-4 mg NH₄-N/L amonyum konsantrasyonu üzerinde nitrifikasyon hızı öncelikle oksijen konsantrasyonu ve organik yük tarafından yönetilmektedir.

Çıkış amonyum konsantrasyonu 4.5 mg/L üzerinde iken nitrifikasyon hızı çözünmüş oksijen açısından yaklaşık olarak 1. dereceden olmuştur. Bu sıvı film difüzyonunun prosesin sınırlayıcı kademesi olduğu anlamına gelmektedir (Pastorelli vd., 1997a, b). Nitrifikasyon meydana geldiğinde kritik çözünmüş oksijen 2-3 mg/L üzerindedir (Ødegaard vd., 1994; Pastorelli vd., 1997) ve çözünmüş oksijen konsantrasyonu 5'den 8 mg/L'e kadar arttığında nitrifikasyon verimi %70 kadar artmıştır. Bu kuvvetli oksijen bağılılığı yüksek hava temini ihtiyacından dolayı elbette bir dezavantajdır (Rodgers ve Zhan, 2003).

Nitrifikasyonu gerçekleştiren bakteriler yavaş büyüyen organizmalardır ve biyofilm bir reaktörde tam nitrifikasyon potansiyeline ulaşmak daima uzun bir zaman alacaktır. Yüksek amonyum konsantrasyonuna sahip kentsel atıksu arıtma tesislerinde, nitrifikasyon hızları bir yıl işletmeden sonra ancak artmaktadır. HYBR'de esas reaksiyon hızı sadece mevcut konsantrasyon ve yükler tarafından etkilenmemekte, aynı zamanda biyofilm geçmişiyle de etkilenmektedir. Biyofilm yüksek TAN yükünde alıştırıldığında reaksiyon hız sabiti, biyofilm düşük TAN yükünde alıştırıldığı zamandakinin 2 katından daha fazladır (Ødegaard, 2006).

Nitrifikasyon organik karbon yüklemesi ile geciktirilmektedir. Organik yükleme 4.5 g KOİ/m².gün'den daha fazla olduğunda nitrifikasyon için daha fazla çözünmüş oksijene ihtiyaç duyulmaktadır (Rodgers ve Zhan, 2003). 100 mg KOİ/L (KOİ/NH₄-N oranı >3.5) üzerinde organik madde konsantrasyonlarının hareketli yataklı biyofilm reaktörde azalan bir nitrifikasyon kapasitesi verdiği bulunmuştur (Åsøy vd., 1998).

Bütün biyolojik prosesler sıcaklığa bağlıdır. Nitrifikasyon hızı artan sıcaklık ile artmaktadır. Sıcaklık azaldığında nitrifikasyon hızı azalmaktadır. Bununla birlikte sıcaklık azaldığında suda çözünebilen oksijen konsantrasyonu artmaktadır. Bu şekilde olumsuz sıcaklık etkisi artan oksijen konsantrasyonunun pozitif etkisi ile maskelenmektedir (Ødegaard vd., 1994).

HYBR'de nitrifikasyon kapasitesi üzerinde organik madde ve sülfürün negatif etkisi Åsøy ve diğ.(1998) tarafından tespit edilmiştir. 0.5 mg S/L kadar düşük sülfür konsantrasyonlarının nitrifikasyon aktivitesinde önemli bir azalmaya sebep olduğu bulunmuştur. Muhtemelen inhibisyonundan dolayıdır (Åsøy vd., 1998).

Andreottola vd.(2000a), yaklaşık $160 \text{ m}^2/\text{m}^3$ spesifik yüzey alanlı FLOCOR-RMP® taşıyıcı malzeme kullanarak HYBR prosesi ile soğuk iklim bölgesinde bulunan biyolojik kademesi dönen biyolojik disklerden oluşan küçük bir atıksu arıtma tesisinin iyileştirmesini çalışmışlardır. HYBR hacminin %50'si taşıyıcı malzeme ile doldurulmuştur. 8 °C'den daha düşük sıcaklıkta HYBR'de %73 karbon ve %72 azot giderimi elde edilmiştir.

Andreottola vd.(2000b), yaklaşık $160 \text{ m}^2/\text{m}^3$ spesifik yüzey alana sahip FLOCOR-RMP® taşıyıcı malzeme kullanarak HYBR prosesi ile aktif çamur sistemini (AÇS) karşılaştırmışlardır. HYBR hacminin %70'i taşıyıcı malzeme ile doldurulmuştur. Toplam KOİ giderim verimi HYBR'de %76 ve AÇS'de %84 elde edilmiştir. Bunun taşıyıcı malzeme biyofilm yüzey alanının düşük olmasından ve böylece HYBR'de aktif çamur sistemindekinden daha az biyokütle bulunmasından kaynaklandığını ifade etmişlerdir. Amonyum giderim verimi HYBR'de %92 ve AÇS'de %98 olmuştur. $1.0 \text{ g}/\text{m}^2 \cdot \text{gün}$ 'e kadar amonyum yükleri ile HYBR'de nitrifikasyon verimleri %98'den daha fazla olmuştur. Daha yüksek yüklerde HYBR veriminde azalma gözlenilmiştir.

Kimyasal olarak zenginleştirilmiş mekanik arıtma, aktif çamur havalandırma havuzları ve son çökeltme havuzlarından ibaret olan Bekkelaget Atıksu Arıtma Tesisinde azot giderimini sağlamak için havalandırma havuzlarından biri HYBR prosesine dönüştürülmüştür. HYBR prosesi tel örgü ızgara ile ayrılan seri şeklindeki 8 reaktörden ibarettir. Her bir reaktör $300 \text{ m}^2/\text{m}^3$ aktif biyofilm yüzey alanına sahiptir. İlk 5 reaktör organik madde ve nitrifikasyon, 6. ve 7. reaktör denitrifikasyon ve 8. reaktör son havalandırma için kullanılmıştır. İlk 5 reaktörde $150\text{-}200 \text{ g NH}_4\text{-N}/\text{m}^3 \cdot \text{gün}$ amonyum yüklerinde tam nitrifikasyon elde edilmiştir. 6. ve 7. reaktördeki maksimum

denitrifikasyon hızı $470 \text{ g NO}_x\text{-N/m}^3\text{.gün}$ yükte $450 \text{ g NO}_x\text{-N/m}^3\text{.gün}$ olmuştur. $3.5 \text{ g KOİ/g NO}_3\text{-N}_{\text{eşdeğer C/N}}$ oranında %85 $\text{NO}_x\text{-N}$ giderimi elde edilmiştir (Rusten vd., 1994).

Falletti vd. (2007) anoksik tank, havalandırma tankı ve çökeltme tankından ibaret olan aktif çamur pilot tesisinde %11 $\text{NH}_4\text{-N}$ giderimi elde etmişlerdir. Tesisini iyileştirmek için havalandırma tankını 2 reaktöre ayırarak tüm reaktörleri %60 oranında Kaldnes K2 ile doldurmuşlardır. İyileştirilmiş tesis %86 amonyum ve %73 toplam azot gidermiştir.

Rusten vd.(1995), seri şeklinde 6 adet HYBR'lerden ibaret olan pilot tesisi ön denitrifikasyon ve son denitrifikasyon modunda işleterek nitrifikasyonu çalışmışlardır. Reaktörler $310 \text{ m}^2/\text{m}^3$ spesifik biyofilm yüzey alanına sahiptir. Ön denitrifikasyon modunda son 3 ve son denitrifikasyonda ilk 3 ve son 1 reaktör aerobik olarak çalıştırılmıştır. Ön denitrifikasyonda ızgaradan ve kum tutucudan geçirilmiş ham atıksu ve son denitrifikasyonda ön çökeltmiş atıksu tesise verilmiştir. $4.5 \text{ g BÇKOİ/m}^2\text{.gün}$ 'den daha büyük organik yüklerde nitrifikasyon yer almamıştır. Ön denitrifikasyon modunda pilot tesis giriş suyu esas alındığında $11 \text{ g top KOİ/m}^2\text{.gün}$ 'e kadar organik yükler nitrifikasyonu engellememiştir. Sebebi biyolojik olarak ayrışabilen organik maddelerin çoğunun anoksik reaktörlerde giderilmesidir. $0.9 \text{ g NH}_4\text{-N/m}^2\text{.gün}$ 'e kadar tüm yüklerde mükemmel amonyum dönüşümü elde edilmiştir. Son denitrifikasyon modunda ilk 3 reaktörde amonyum yüklerine karşı tam nitrifikasyon hızları ($1.0 \text{ g NH}_4\text{-N/m}^2\text{.gün}$) elde edilmiştir. Ön denitrifikasyon sisteminde ilk aerobik reaktörde nitrifikasyon hızları ($0.54 \text{ g NH}_4\text{-N/m}^2\text{.gün}$) son denitrifikasyon sistemdekinden daha yüksek ($0.33 \text{ g NH}_4\text{-N/m}^2\text{.gün}$) olmuştur. Son denitrifikasyon sistemde 2. ve 3. aerobik reaktörlerde nitrifikasyon hızları ($1.24 \text{ g NH}_4\text{-N/m}^2\text{.gün}$) ön denitrifikasyon sistemlerinden ($1.01 \text{ g NH}_4\text{-N/m}^2\text{.gün}$) %20 ile %25 daha yüksektir.

Pastorelli vd.(1997b), ön çökeltme atıksuyu ile beslenen pilot ölçekli HYBR'de organik karbon giderimi ve nitrifikasyonu çalışmışlardır. Pilot tesis seri şeklinde 2 adet reaktör (sırasıyla %47 ve %40 doldurma oranı) ile işletilmiştir. Sıcaklık azaldığı ve stabil nitrifikasyonu elde etmek mümkün olmadığı için seri şeklinde 3 adet reaktör (son reaktör doldurma oranı %16) ile işletilmiştir. HYBR'de çözünmüş oksijen konsantrasyonu 2 mg/L 'den daha yüksek ve filtrelenmiş KOİ konsantrasyonları $8 \text{ g KOİ/m}^2\text{.gün}$ 'den daha az olduğunda yükleme ve giderim hızları arasında lineer bağlantı olduğunu ve çözünmüş oksijen konsantrasyonu 2.08 mg/L 'den daha düşük olduğunda nitrifikasyonun olmadığını gözlemlemişlerdir.

Münch vd. (2003) nitrifikasyon ve denitrifikasyonun yetersiz olduğu bir evsel atıksu arıtma tesisinde mevcut aktif çamur sistemini HYBR'e dönüştürerek iyileştirme imkanına araştırmışlardır. Pilot tesis anoksik aktif çamur reaktörü, aerobik aktif çamur reaktörü, aerobik HYBR ve çökeltme havuzundan oluşmakta ve çökeltme havuzundan tesis girişine aktif çamur geri devri uygulanmaktadır. HYBR'de Natrix taşıyıcı malzeme %50 doldurma oranında kullanılmıştır. 4 mg/L ÇO konsantrasyonu kullanılan HYBR'de 14 mg/L.saat nitrifikasyon hızı elde edilmiştir. Çıkış amonyak azotu ve $\text{NO}_x\text{-N}$ konsantrasyonları ortalama 6.2 mg/L ve 5.9 mg/L olarak elde edilmiştir.

Wang vd. (2006), HYBR sistemde kentsel atıksuları kullanarak eş zamanlı nitrifikasyon denitrifikasyonu araştırmışlardır. HYBR %50 oranında taşıyıcı malzeme ile doldurulmuş ve 6 saatlik hidrolik bekleme süresi ve 6, 4, 2 ve 1 mg/L ÇO konsantrasyonu kullanılmıştır. 2 mg/L ÇO konsantrasyonunda %89.9 ortalama TN giderim verimi ile eş zamanlı nitrifikasyon denitrifikasyon elde etmişlerdir. 1 mg/L ÇO konsantrasyonunda nitrifikasyon inhibe olarak TN giderimi %54.3'e kadar düşmüştür.

3.3.1.5. HYBR'de Denitrifikasyon

HYBR tesislerinde azot giderimi ön denitrifikasyon, son denitrifikasyon veya birleşik denitrifikasyon denilen ikisinin kombinasyonu ile sağlanabilmektedir.

Denitrifikasyon hızı; nitrat konsantrasyonu, biyolojik olarak ayrışabilen organik madde konsantrasyonu veya oksijen konsantrasyonu veya oksijen varlığı ile sınırlanabilmektedir. Yaklaşık 3 mg $\text{NO}_3\text{-N/L}$ üzerinde $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonlarında denitrifikasyon giderim hızı kolayca biyolojik olarak ayrışabilen karbon kaynağının tipi ve varlığı ile tamamen yönetilmektedir (Rusten vd., 1995b).

Ön denitrifikasyonda denitrifikasyonun boyutu ham sudaki organik maddenin varlığı ile sınırlı olmaktadır. Organik madde hem denitrifikasyon, hücre büyümesi, hem de oksijen solunumunda tüketilmektedir. Denitrifikasyon reaktörüne giren oksijen arzu edilmeyen bir sonuçtur. Geri devir sistemi kullanıldığında oksijenin önemli miktarları geri döndürülmektedir. Çünkü tam nitrifikasyonu elde etmek için nitrifikasyon reaktörlerinde yüksek oksijen konsantrasyonları korunmaktadır. Eğer oksijen giriş suyu veya geri devir suyu ile reaktöre temin edilirse biyolojik olarak ayrışabilen organik madde oksijen solunumu için tüketilecek ve böylece denitrifikasyon için mevcut miktarı azaltacaktır.

Ön denitrifikasyon prosesinin sınırlaması, nitrifikasyon basamağından gelen oksijence zengin suyun ön denitrifikasyon basamağına geri döndürülmek zorunda olmasıdır. Ham su karbon kaynağı çok sık yetersiz olmakta ve ön denitrifikasyon sistemlerinde denitrifikasyon hızı karbon kaynağı mevcudiyeti ile sınırlı olmakta ve sonuç olarak oldukça düşük olmaktadır. Son denitrifikasyon sistemlerinde, sonuç olarak çok yüksek denitrifikasyon hızı için kolayca biyolojik olarak ayrışabilen karbon kaynağı ilave edilecektir (Ødegaard vd., 1994).

Ön denitrifikasyon seçildiğinde, ön arıtma (BOİ giderimi) minimumda korunmalıdır. Ön çökelme koyulmamalı ve fosfor biyolojik reaktörün sonuna birleşik çöktürme ile giderilmelidir. Diğer taraftan son denitrifikasyon seçildiğinde, maksimum BOİ giderimine sahip ön arıtma biyofilm reaktörlerin boyutunun azaltılması arzu edilmektedir. Bu durumda ön çöktürme (kimyasal olarak zenginleştirilmiş mekanik arıtma) kullanılabilir (Rusten vd., 1995).

Son denitrifikasyon modu, ön denitrifikasyon moduna göre çeşitli avantajlara sahiptir. Önemli derecede daha düşük toplam biyoreaktör hacimlerine yol açabilir (%40-50). Çok daha iyi proses kontrolünü vermektedir. Büyük dezavantajı karbon kaynağı ilavesine ihtiyaç duyulmasıdır. Karbon kaynağı kullanımını azaltmak için birleşik denitrifikasyon tercih edilmektedir. Kombinasyon prosesi tesisin işletimi bakımından daha büyük esneklik sunmaktadır. Organik yük yüksek veya su çok sıcak olduğu zamanlarda proses ön koagülasyonu kullanarak organik yükünü azaltabilir. Ön arıtılmış atıksularda organik madde kısmen ortalama geri devir debisinde (Q' 'nın 0.25-0.5 katı) ön denitrifikasyonda nitratın belirli bir miktarını denitrifiye edebilen düşük moleküler ağırlıklı kolayca biyolojik olarak ayrışabilen organik maddeden oluşacak ve böylece oksijen geri devri azalacaktır. Nitratın geri kalanı ölçülen nitrat konsantrasyonunun karbon kaynağı ilavesinin kontrol edildiği son denitrifikasyon basamağında giderilmektedir.

Son denitrifikasyonda denitrifikasyon hızı ve boyutu için etkili karbon kaynağını ilave etme bir sorundur. İlave edilen karbon kaynağı ve N giderim miktarı arasında kuvvetli bir korelasyon görülmüştür (Ødegaard vd., 1994).

Son denitrifikasyon sisteminde yüksek denitrifikasyon hızları harici karbon kaynağının yeterli miktarda ilavesiyle elde edilebilir. Ana parametre; denitrifikasyon reaktörüne giren harici karbon kaynağı olarak ilave edilen KOİ miktarı ve $\text{NO}_3\text{-N}$ miktarı arasındaki oran ile ifade edilebilen C/N oranıdır (mesela g KOİ/g $\text{NO}_3\text{-N}$). $\text{NO}_3\text{-N}$ yanında hem $\text{NO}_2\text{-N}$ hem de ÇO organik substratı tüketecektir. Giriş $\text{NO}_2\text{-N}$ ve ÇO; $\text{NO}_3\text{-N}$

eşdeğerlerine dönüştürülerek $\text{NO}_3\text{-N}$ toplam eşdeğer konsantrasyonu ile C/N oranı ilişkilendirmesi oldukça yaygındır. 1.0 mg $\text{NO}_2\text{-N}$; 0.6 mg $\text{NO}_3\text{-N}$ 'e ve 1.0 mg O_2 eşittir ve 1.0 mg O_2 0.35 mg $\text{NO}_3\text{-N}$ 'e eşittir (Rusten vd., 1994).

Ön denitrifikasyon ile karşılaştırıldığında (0.73 kg AKM/kg $\text{KOİ}_{\text{giderilen}}$ veya 0.5 kg UAKM/kg $\text{KOİ}_{\text{giderilen}}$) son denitrifikasyonda biyoreaktörde spesifik çamur üretiminin (verim faktörü) önemli derecede daha düşük (0.34 kg AKM/g $\text{KOİ}_{\text{giderilen}}$ veya 0.22 kg UAKM/kg $\text{KOİ}_{\text{giderilen}}$) olduğu bulunmuştur. Elbette, ön arıtımda çamur üretimi ön çöktürme/son denitrifikasyon alternatifinde daha yüksek olacaktır (Ødegaard vd., 1994).

Welander ve Mattiasson (2003), düşük sıcaklıklarda %50 Kaldnes K1 ile doldurulan HYBR'de denitrifikasyon hızını araştırmışlardır. Denitrifikasyon hızının sıcaklığa oldukça zayıf bir bağlılık gösterdiğini gözlemlemişlerdir. 3 °C'deki hız 15 °C'deki hızın yaklaşık %55 olmuştur. 15 °C'deki denitrifikasyon hızı 2.7 g $\text{NO}_x\text{-N}/\text{m}^2\cdot\text{gün}$ olmuştur.

3.3.1.6. HYBR'de Fosfor Giderimi

Biyolojik fosfor giderimi, büyüme için gerekli olandan daha fazla fosfat biriktirme kabiliyetinde olan bakteriler ile yürütülmektedir. Fosfat biriktiren organizmaların sadece atıksudaki harici substrata bağlı olmadığı aynı zamanda FBO içine depolanan bileşiklere de bağlı olduğu yaygın şekilde kabul edilmektedir. Depolama ürünleri; polifosfat (poly-P), poli- β -hidroksi-alkanatlar (PHA) ve modellerin bazılarında glikojendir.

Substrat alımı için enerji sağlamak için prosesin anaerobik fazında polifosfat hidrolizlenmekte ve atıksuya salıverilmektedir. Tercih edilen substrat, PHA üretimi için kullanılan uçucu yağ asitleridir. Glikojen de PHA oluşumu için indirgeme enerji kaynağı olarak anaerobik faz esnasında tüketilmektedir. Takip eden aerobik fazda, PHA fosfat alımında dahili substrat olarak kullanılmaktadır. Aktif çamur prosesinde poli-P, PHA ve glikojen fraksiyonu çamur yaşına bağlıdır. Genelde poli-P fraksiyonu daha kısa katı bekleme süresi ile azalırken, PHA ve glikojen fraksiyonu ise artan katı bekleme süresi ile azalmaktadır. Hareketli yataklı biyofilm proseste katı bekleme süresi biyofilm kopmasıyla yönetilmektedir.

Giriş suyunda kolayca biyolojik olarak ayrışabilen $\text{KOİ}/\text{fosfat}$ oranı tüm fosfatın giderimi için genelde yeterince yüksek olmalıdır. Bu nedenle AKR döngüsü ayarlanmalıdır. Fosfat biriktirmeyen aerobik heterotrofların rekabetinden kaçınmak için

tüm giriş suyu KOİ'i anaerobik fazda FBO tarafından alınmalıdır. Bu nedenle, aerobik fazda PHA varlığıyla kontrol edilecek fosfat alımı beklenilmektedir. Düşük KOİ yükleme hızından dolayı böyle bir proseste nitrifikasyon elde edilecektir. Tam nitrifikasyonu elde etmek için aerobik faz yeterince uzun olmalıdır. Bu ilginç çelişkili bir duruma sahiptir. Bir taraftan, anaerobik KOİ yükleme hızı fosfat biriktirmeyen aerobik heterotroflardan gelecek rekabetten kaçınmak için yeterince düşük olmalıdır. Diğer taraftan, toplam KOİ yükleme hızı fosfat alımı ve biyokütlenin net büyümesi için yeterli PHA verecek kadar yüksek olmalıdır. Bunu sağlamak için tek strateji yeterince yüksek toplam KOİ yükleme hızına sahip olmak için nispeten kısa toplam döngü uzunluğu ve aerobik heterotroflardan gelecek rekabeti azaltmak için nispeten uzun anaerobik fazı kullanabilmektir. Ancak, aynı zamanda tam nitrifikasyonu sağlamak için yeterince düşük aerobik amonyum yükü korunmalıdır. Bu nedenle aerobik fazın minimum uzunluğu nitrifikasyon ile kontrol edilebilir (Helness and Ødegaard, 1999; Helness and Ødegaard, 2001).

3.3.2. Ardışık Kesikli Hareketli Yataklı Biyofilm Reaktör

Ardışık kesikli reaktör (AKR) teknolojisi Irvine tarafından 1970'lerde sürekli akımlı aktif çamur teknolojisine alternatif olarak geliştirilmiştir (González-Martinez ve Wilderer, 1991). AKR organik madde arıtımı için uygulanabilen doldur-boşalt tarzında işletilen bir çeşit aktif çamur arıtma sistemidir. Sistem tek bir tanktan veya paralel şekilde işletilen birden fazla sayıda tanktan oluşabilmektedir.

AKR'de ve klasik aktif çamur sistemlerinde bulunan birim süreçler aynıdır. Havalandırma ve çökeltme her iki sistemde gerçekleştirilmektedir. Bununla birlikte, önemli bir fark vardır. Klasik aktif çamur tesislerinde, prosesler eş zamanlı olarak aynı tanklarda gerçekleştirilmekte, oysaki AKR işletiminde, prosesler aynı tankta ardışık olarak gerçekleştirilmektedir (Sirianuntapiboon ve Yommee, 2006). Tüm AKR sistemlerde her bir arıtma döngüsü aşağıdaki kademeleri içermektedir: Doldurma, reaksiyon periyodu, çamur çökeltmesi, arıtılmış suyu çekme ve boş. Bu sistemler reaksiyonların tüm ardışıklığı aynı reaktör içinde meydana geldiğinden avantaja sahiptir (Garzon-Zúñiga ve González-Martínez, 1996). AKR'de çökeltme havuzu gerekli değildir ve böylece tesislerin ve işletim yönetiminin maliyeti aktif çamur sistemlerinkinden çok daha düşüktür. Bu nedenle AKR küçük atıksu arıtma tesislerinde ümit verici uygulamalara sahiptir (Soejima vd., 2006).

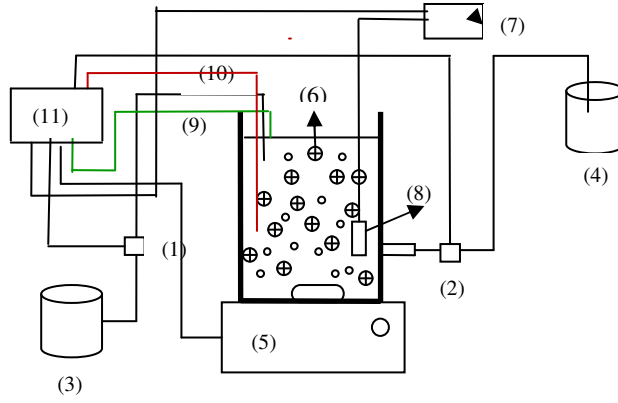
AKR sistem yüksek azot içeren atıksuları arıtmak için de kullanılabilir. Çünkü böyle sistemler nitrifikasyon-denitrifikasyon ile azot giderimini kolaylaştırmaktadır. Fakat sistem yüksek miktarda fazla biyoçamur üretimini önlemek ve çamur kalitesini geliştirmek için karışık askıda katıların yüksek miktarı ile işletilmelidir. Bununla birlikte aerobik SBR ile işletim biyoçamurun düşük çökebilirliği, yüksek organik yük veya hidrolik yük altında yüksek miktarda aşırı çamur üretimi ve biyokütle artışının sınırlamasından dolayı giderim veriminde daha az artış gibi bazı problemlere hala sahiptir (Sirianuntapiboon ve Yommee, 2006).

Kumar ve Chaudhari (2003) sadece askıda biyokütle içeren reaktör (AKR1), %5 poliüretan köpük içeren reaktör (AKBR2) ve %10 poliüretan köpük içeren reaktörlerde (AKBR3) karbon kaynağı olarak glikoz içeren sentetik atıksulardan azot ve fosfor giderimini çalışmışlardır. Reaktörler anaerobik faz 11.5 saat, aerobik faz 11.5 saat ve çökeltme ve boşaltma 1 saat olmak üzere 24 saatlik döngü ile işletilmiştir. Tüm reaktörlerde fosfor giderimi yaklaşık aynı ve %80'den daha fazla olmuştur. Tüm reaktörlerde %90'dan daha fazla nitrifikasyon sağlanmıştır. AKR1'de azot giderimi %48, AKBR2'de %62'den fazla olmuştur.

4. MATERİYAL VE METOT

4.1. Deney Düzenegi

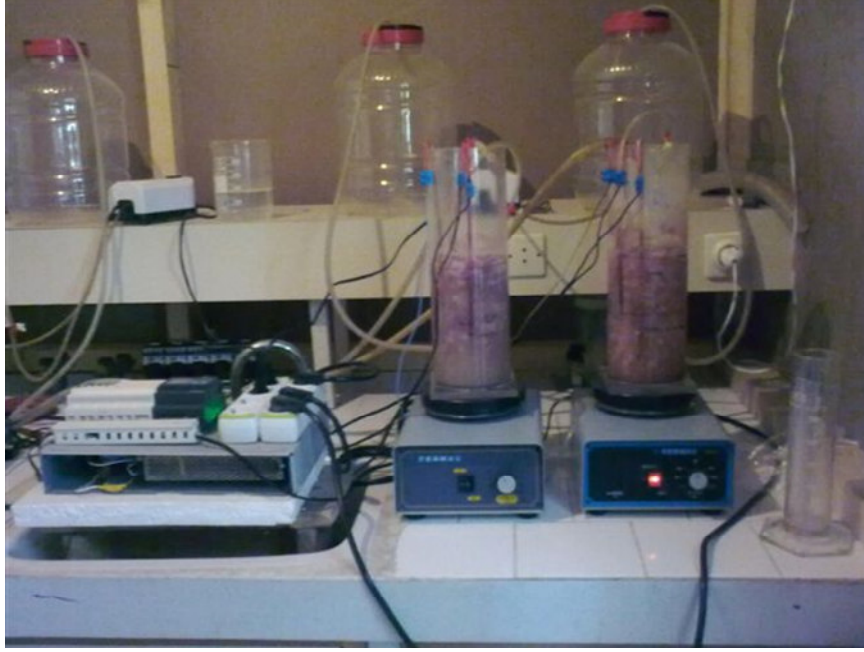
Deneysel çalışmlar Şekil 4.1’de görölen 4 adet laboratuvar ölçekli ardışık kesikli reaktörde yürütölmüştür. Çalışmada kullanılan deney düzeneginin fotoğrafı Şekil 4.2’de görölmektedir.



Şekil 4.1. Çalışmada kullanılan düzenekteki bir reaktörün şematik gösterimi:
(1) besleme pompası, (2) boşaltma pompası, (3) besleme tankı, (4) çıkış suyu tankı, (5) manyetik karıştırıcı, (6) kaldnes taşıyıcı malzeme, (7) hava pompası, (8) hava taşı, (9) doldurma seviye elektrotu, (10) boşaltma seviye elektrotu, (11) programlanabilir mantık devreleri

Pleksiglas malzemeden yapılan reaktörlere ait özellikler Tablo 4.1’de verilmiştir. Reaktörlerden biri taşıyıcı malzeme kullanılmadan diğer üç reaktör ise taşıyıcı malzeme kullanılarak ardışık kesikli olarak işletilmiştir. Malzemesiz işletilen reaktöre klasik ardışık kesikli reaktör (AKR) ve malzemeli işletilen reaktöre hareketli yataklı ardışık kesikli biyofilm reaktör (HYAKBR) denilmektedir. R1 reaktörü taşıyıcı malzeme ile doldurulmamıştır. R2 reaktörü reaktör çalışma hacminin %30’u, R3 reaktörü reaktör çalışma hacminin %50’si ve R4 reaktörü reaktör çalışma hacminin %65’i Kaldnes plastik taşıyıcı malzeme ile doldurulmuştur. 1 m³ tank hacmine 1020000 adet Kaldnes K1 taşıyıcı malzeme sığmaktadır. Bu esas alındığında 1.2 L tank hacmine sahip R2 reaktörüne %30

doldurma oranında 370 adet, R3 reaktöründe %50 doldurma oranında 618 adet ve R4 reaktöründe %65 doldurma oranında 803 adet Kaldnes K1 taşıyıcı malzeme kullanılmıştır.



Şekil 4.2. Çalışmada kullanılan deney düzeneği

Tablo 4.1. Reaktörün Boyutları

Yarı çap, cm	10
Yükseklik, cm	30
Toplam çalışma hacmi, L	1.2

1.2 L çalışma hacmine sahip reaktörler ardışık kesikli olarak kullanılmıştır. Biyokütlenin askıda olması ve atıksuyla temasını sağlamak için anaerobik ve anoksik fazlarda reaktörlerdeki karışım manyetik karıştırıcı ile sağlanırken aerobik fazda reaktörlerdeki karışım hem manyetik karıştırıcı hem de havalandırma ile sağlanmıştır. Havalandırma reaktörlere yerleştirilen hava taşları ile sağlanılmıştır. Hava kaynağı olarak akvaryum hava pompaları kullanılmıştır. Reaktörler Malatya Atıksu Arıtma Tesisi'nden alınan aktif çamur ile aşılanmıştır.

Ardışık kesikli reaktördeki döngüler doldurma, reaksiyon, çökeltme ve boşaltma fazlarından oluşmaktadır. Ardışık kesikli reaktörde karbon, azot ve fosfor giderimini

sağlamak için reaksiyon periyodu anaerobik/aerobik/anoksik ve anaerobik/aerobik/anoksik/aerobik fazlar şeklinde uygulanmıştır. Anaerobik fazda önceden depolanmış fosfatların salınımı ve atıksulardan organik kirleticilerin depolanması; aerobik fazda nitrifikasyon, eş zamanlı denitrifikasyon (biyofilmin iç kısımlarında) ve fosfat alımı; anoksik fazda daha etkili denitrifikasyon ve biraz fosfat salınımı ve sonuncu aerobik fazda sıvı ve metabolizma içsel ve dışsal organik maddelerinden gelen fosfatın geri kalanının alımı ve denitrifikasyondan dolayı meydana gelecek çamur çökeltme probleminin düzelmesinin gerçekleşmesi beklenmektedir. Reaksiyon fazlarından sonra çökeltme fazı uygulanmıştır. Fakat taşıyıcı malzeme bulunan reaktörlerde malzemeler askıda büyüyen biyokütlenin çökeltmesini engelleyerek çökeltme verimini düşürmüş ve istenilen çamur yaşını sağlamayı engellemiştir. Bu nedenle taşıyıcı malzeme bulunan reaktörlerde çökeltme işlemi başka bir kapta sağlanarak arıtılmış su alınmış ve çökelen biyokütle reaktörlere tekrar ilave edilmiştir. Her bir döngüde boşaltma fazı esnasında 600 mL arıtılmış su reaktörlerden çekilmiş ve sonraki döngünün doldurma fazı esnasında tekrar 600 mL atıksu reaktörlere beslenmiştir.

4.2. Biyofilm Taşıyıcı Malzeme Özellikleri

Reaktörde biyofilm çoğalmasını sağlamak için Kaldnes taşıyıcı malzeme kullanılmıştır. Çalışmada taşıyıcı malzeme olarak kullanılan Kaldnes K1 Norveç firması olan ve bu malzemenin patent sahibi olan Anoxkaldnes firmasından temin edilmiştir. Kullanılan taşıyıcı malzemenin teknik özellikleri Tablo 4.2’de verilmiştir.

Tablo 4.2. Kaldnes K1 taşıyıcı malzemenin özellikleri

Yoğunluk	0.95 g/cm ³
Çap	9 mm
Yükseklik	7 mm
Korunmuş yüzey alanı	500 m ² /m ³
Toplam yüzey alanı	800 m ² /m ³

Polietilenden yapılmış olan biyofilm taşıyıcının yoğunluğu suyunkine yakın fakat biraz daha düşüktür ($0.92-0.96 \text{ g/cm}^3$). Şekil 4.3'te görüldüğü gibi malzeme silindir şekilli olup çapı 9 mm ve yüksekliği 7 mm'dir. Malzemenin iç tarafında biyofilm üremesine elverişli yüzey oluşturmak ve spesifik biyofilm yüzey alanını genişletmek amacıyla tasarlanmış iç duvarlar bulunmaktadır. Dış kısmında ise karışımın etkisiyle biyofilmin sıyrılmasını önlemek amacıyla çıkıntılar bulunmaktadır. Yatak malzemesinin spesifik yüzey alanı reaktördeki yatak malzemesi doldurma oranına bağlı olarak değişmektedir. Yaklaşık %70 maksimum doldurma oranında toplam yüzey alanı $500 \text{ m}^2/\text{m}^3$ 'e tekabül etmektedir. Rusten vd. (1992)'e göre parçacıklar arasında sık sık çarpışma ile ortaya çıkan biyofilm aşınmasından dolayı düzgün plastik malzemenin dışında biyofilm gelişmemekte ve iç (korunan) yüzey esas alınarak biyofilm taşıyıcıların yüzey alanının hesaplanması gerekmektedir (Rodgers ve Zhan, 2003). Silindirik taşıyıcının dış tarafındaki biyokütle büyümesi iç taraftaki alandan çok daha az olduğu için ve biyokütle öncelikle taşıyıcının iç kısmında korunan alanda geliştiği için maksimum etkili spesifik biyofilm yüzey alanı %70 doldurmada yaklaşık $350 \text{ m}^2/\text{m}^3$ 'tür. Çalışmamızda %30 doldurma oranına sahip R2 reaktöründe biyofilm etkili spesifik yüzey alanı $150 \text{ m}^2/\text{m}^3$, %50 doldurma oranına sahip R3 reaktöründe $250 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ve %65 doldurma oranına sahip R4 reaktöründe $325 \text{ m}^2/\text{m}^3$ 'tür.



Şekil 4.3. Biyofilm taşıyıcı yatak malzemesi

4.3. Atıksu Özellikleri

Çalışmada sentetik atıksu ve evsel atıksu kullanılmıştır. Sentetik atıksuda karbon kaynağı olarak sodyum asetat ve glikoz, azot kaynağı olarak $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ ve NH_4Cl , fosfor kaynağı olarak KH_2PO_4 ve alkalinite kaynağı olarak NaHCO_3 kullanılmıştır. Eser mineral çözeltisi litrede 100 mg $\text{ZnSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$, 30 mg $\text{MnCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$, 300 mg H_3BO_3 , 200 mg

CoCl₂.6H₂O, 10 mg CuCl₂.2H₂O, 10 mg NiCl₂.6H₂O ve 30 mg Na₂SeO₃ içermiştir. Sentetik atıksuyun tipik bileşimi Tablo 4.3'te verilmiştir. Bu bileşim 1000 mg/L KOİ, 50 mg/L NH₄-N ve 15 mg/L PO₄-P içermektedir. KOİ/N/P oranı 100/5/1.5'tir. SET'lerde kullanılan sentetik atıksuyun tipik özellikleri Tablo 4.4'te ve SET'lerin işletme koşulları Tablo 4.5'te verilmiştir.

Tablo 4.3. Sentetik atıksuyun tipik bileşimi

Bileşikler	Konsantrasyonlar (mg/L)
CH ₃ COONa.3H ₂ O veya C ₆ H ₁₂ O ₆ .H ₂ O	2260
(NH ₄) ₂ SO ₄ veya NH ₄ Cl	1076
KH ₂ PO ₄	236 veya 191
NaHCO ₃	66
MgSO ₄ .7H ₂ O	590
CaCl ₂ .2H ₂ O	50 veya 100
Eser mineral çözeltisi	50
	1 mL

Tablo 4.4. SET'lerde kullanılan sentetik atıksu kompozisyonları

SET	Sentetik Atıksu Bileşimi						
	Asetat (mg KOİ/L)	Glikoz mg KOİ/L	(NH ₄) ₂ SO ₄ mg NH ₄ -N/L	NH ₄ Cl mg NH ₄ -N/L	KH ₂ PO ₄ mg PO ₄ -P/L	MgSO ₄ .7 H ₂ O mg/L	CaCl ₂ .2H ₂ O mg/L
I	1000	-	50	-	15	50	-
II	1000	-	50	-	15	50	-
III	1000	-	50	-	15	50	-
IV	-	1000	50	-	15	100	50
V	-	1000	100	-	15	100	50
VI	-	1000	50	-	15	100	50
VII	1000	-	-	50	15	100	50
VIII	500	-	-	50	15	100	50
IX	250	-	-	50	10	100	50
	125	-	-	50	5	100	50
	500	-	-	25	25	100	50

Tablo 4.5. SET'lerin işletme koşulları

SET	ÇY Gün	Anaerobik (dakika)	Aerobik (dakika)	Anoksik (dakika)	Aerobik (dakika)	Çökeltme (dakika)	Boşaltma+ Doldurma (dakika)	Çevrim süresi (saat)	Günlük çevrim sayısı	HBS (saat)
I	6	130	330	210	-	45	5	12	2	24
II	10	130	330	210	-	45	5	12	2	24
III	15	130	330	210	-	45	5	12	2	24
IV	10	30	180	90	-	50	10	6	4	12
V	10	30	180	90	-	50	10	6	4	12
VI	0.67	60	320	90	-	-	10	8	3	16
VII	10	60	270	90	-	50	10	8	3	16
VIII	10	60	270	90	-	50	10	8	3	16
IX	10	60	270	90	-	50	10	8	3	16
X	10	60	270	90	-	50	10	8	3	16
XI	10	60	270	90	20	30	10	8	3	16
XII	10	60	230	90	60	30	10	8	3	16
XIII	10	60	150	70	40	30	10	6	4	12

SET X, XI, XII ve XIII'de evsel atıksu kullanılmıştır. Evsel atıksu Elazığ Atıksu Arıtma Tesisi ön çökeltme havuzu çıkışından alınmıştır. Evsel atıksuyun tipik özellikleri Tablo 4.6'da verilmiştir. SET XI, XII ve XIII'de anoksik fazda harici karbon kaynağı etanol kullanılmıştır.

Tablo 4.6. Evsel atıksu özellikleri

Parametreler	Konsantrasyon, mg/L
KOİ	370-680
NH ₄ -N	49.6-64.9
PO ₄ -P	6.22-9.58
NO ₂ -N	0.1
NO ₃ -N	0.1
TKM	480-1140
UKM	140-420
AKM	200-240

4.4. Analizler

Numuneler her arıtma periyodunun (anaerobik, aerobik, anoksik) başında ve sonunda sıvı ortamından çekilmiş ve filtre kağıdından süzölmüştür. KOİ, NH₄-N, NO₂-N, NO₃-N ve PO₄-P analizi yapılmıştır. Azot türleri ve fosfor analizleri için standart kitler (Merck-Spectroquant) kullanılmıştır. Bu ölçömler Merck Nova 60 Spectroquant kullanılarak yapılmıştır. Toplam inorganik azot NH₄-N, NO₂-N ve NO₃-N'nin toplamı olarak ölçölmüştür. KOİ, toplam katı madde (TKM), askıda katı madde (AKM), uçucu katı madde (UKM) konsantrasyonları ve çamur hacim indeksi (ÇHI) Standart Metotlar'a göre belirlenmiştir. Çözönmüş oksijen ve pH multi-meter (Hach HQ40D) ile ölçölmüştür.

Biyofilm analizleri reaktörlerde mevcut olan taşıyıcı malzemenin %20'si alınarak kesikli olarak çalışılmıştır. R2 reaktöründen 37 adet, R3 reaktöründen 62 adet ve R4 reaktöründen 80 adet Kaldnes taşıyıcı malzeme alınarak ve 1200 mL çalışma hacmine sahip reaktörlerin %20'si kadar olan 240 mL atıksu beslemesi yapılarak çalışma yürütölmüştür. Fazların sonunda numuneler alınarak analizler yapılmıştır.

Reaktördeki toplam biyokütlenin belirlenebilmesi için reaktördeki biyofilm konsantrasyonu da ölçölmüştür. Bunun için bir adet taşıyıcı malzeme üzerindeki biyofilm kütlesi belirlenmiş ve sonra yaklaşık olarak bilinen toplam taşıyıcı malzeme sayısı ile çarpılarak toplam biyofilm kütlesi belirlenmiştir. Elde edilen değ er reaktörün net hacmine bölünerek biyofilm konsantrasyonu hesaplanmıştır.

Biyofilm miktarını belirlemek için reaktör içerisinden rastgele alınan 10 adet taşıyıcı malzeme 70 °C'deki etüvde 1 hafta bekletilerek kurutulmuş ve tartılmıştır. Daha sonra malzeme HCl'de bekletilerek ve yıkanarak temizlenmiştir. Tekrar 70 °C'de kurutularak tartılmak suretiyle daraları belirlenmiştir. İki tartım arasındaki farktan biyofilm konsantrasyonları belirlenmiştir. Biyofilm üzerindeki biyokütle yaklaşık 1 hafta 70 °C'de kurutulduktan sonra toplam katı madde olarak ölçölmüştür. Plastiğ in deformasyon riskinden dolayı daha yüksek sıcaklıklar kullanılmamıştır (Rusten ve diğ., 1995).

Sadece askıda biyokütle esas alınarak belirlenen 6, 10 ve 15 günlük çamur yaşlarını sağlamak için reaktörlerden sırasıyla günde 200 mL, 120 mL ve 80 mL çamur sistemden atılmıştır.

5. DENEYSEL BULGULAR

5.1. Sentetik Atıksu ile Elde Edilen Deneysel Bulgular

5.1.1. Karbon Kaynağı Olarak Asetat

5.1.1.1. SET I, II ve III Deneysel Çalışma Sonuçları

SET I, II ve III'te farklı çamur yaşları çalışılmıştır. SET I'de 6 günlük çamur yaşı, SET II'de 10 günlük çamur yaşı ve SET III'te 15 günlük çamur yaşı uygulanmıştır. Uygulanan bu çamur yaşları sadece askıda biyokütle esas alınarak denenmiştir. Bu SET'lerde sodyum asetat karbon kaynağı, $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ azot kaynağı ve KH_2PO_4 fosfor kaynağı olarak kullanılmıştır. Alkalinite için NaHCO_3 kullanılmıştır. Sentetik atıksu 1000 mg/L KOİ , 50 mg/L $\text{NH}_4\text{-N}$ ve 15 mg/L $\text{PO}_4\text{-P}$ içermiştir. Günde 2 çevrim olmak üzere her bir çevrim süresi 12 saat tutulmuştur. Her bir çevrim doldurma, reaksiyon (anaerobik/aerobik/anoksik), çökeltme ve boşaltma fazlarından oluşmuştur. Her bir çevrim 130 dk anaerobik faz, 330 dk aerobik faz, 210 dk anoksik faz, 45 dk çökeltme fazı ve 5 dk boşaltma fazından ibarettir. Doldurma fazı anaerobik fazın başlangıcında ani (1-2 dk) gerçekleştirilmiştir.

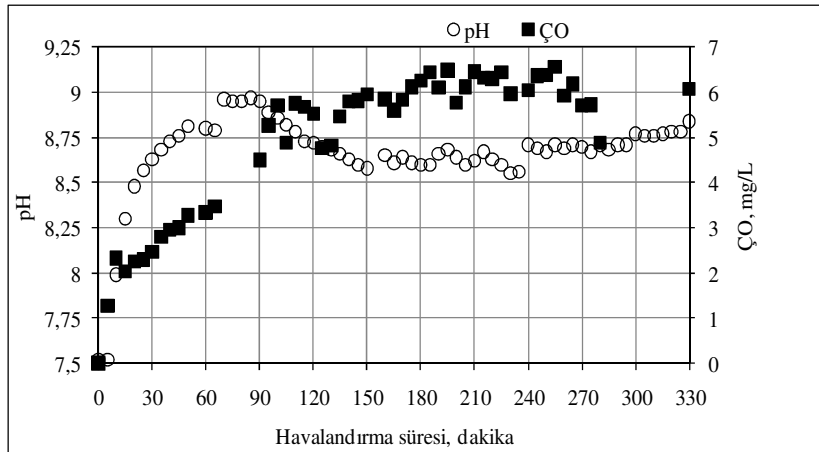
5.1.1.1.1. ÇO ve pH

Şekil 5.1, %65 taşıyıcı malzeme içeren R4 reaktöründe aerobik fazda pH ve ÇO'nin zamanla değişimini göstermektedir. Reaktörde ÇO konsantrasyonu 0 mg/L'den başlayıp KOİ 'nin tükendiği ilk 1 saate kadar 3.34 mg/L olmuştur. Organik madde tükendikten sonra ÇO konsantrasyonu 5-6.5 mg/L'e kadar yükselmiştir. Literatüre göre nitrifikasyon başlaması için ÇO seviyesi 2 mg/L'den daha az olmamalıdır. Askıda büyümeli sistemlerde azot giderimi için optimum maksimum ÇO konsantrasyonu (havalandırma periyodu sonunda) 2-2.5 mg/L olarak belirlenmiştir (Bitton, 1999, Yang ve diğ., 2004). ÇO eğrisinden ÇO konsantrasyonunun hem heterotrofiklerin hem de nitrifiyerlerin aktivitesini engelleyen faktör olmadığı görülmektedir.

pH eğrisinde başlangıçta pH yükselmesi sistemde CO₂ sıyrması ve KOİ'nin hızlı tüketimi ile meydana gelmiştir (Kumar ve Chaudhari, 2003; Guo ve diğ., 2009). Çalışmalarda asetat yaygın şekilde kullanılan bir karbon kaynağıdır. Aerobik şartlar altında asetatın teorik oksidasyonu aşağıdaki gibidir.



Denklem (5.1) asetat oksidasyonunun 1 mol/1 mol oranında hidrojen iyonlarını tükettiğini, yani asetat oksitlenildiğinde çözelti pH'sında bir artışın kaçınılmaz olduğunu göstermektedir. KOİ profillerinin gösterildiği Şekil 5.4'ten hemen hemen tüm KOİ'nin havalandırmanın yaklaşık ilk 1 saati içinde kullanıldığı görülebilmektedir. Bu, reaktörde 7.52 başlangıç değerinden 8.96 değerine kadar pH artışına yol açmıştır. Nitrifikasyon için optimum pH'nın 7.8-8.0 çok dar aralığına düştüğü ve pH artışı üretiminden dolayı serbest amonyağın nitrifiye bakterilerin aktivitesini inhibe ettiği ifade edilmiştir (Yang ve diğ., 2004).



Şekil 5.1. R4 reaktöründe aerobik fazda zamana karşı ÇO ve pH profilleri

5.1.1.1.2. Organik Madde Giderimi

Deney süresince her bir çevrim 12 saat korunarak çamur yaşlarının organik madde giderimi üzerinde etkisi araştırılmıştır. Çevrim başlangıcı olan anaerobik fazın başında ve anoksik fazın sonunda numuneler alınarak KOİ konsantrasyonları belirlenmiştir.

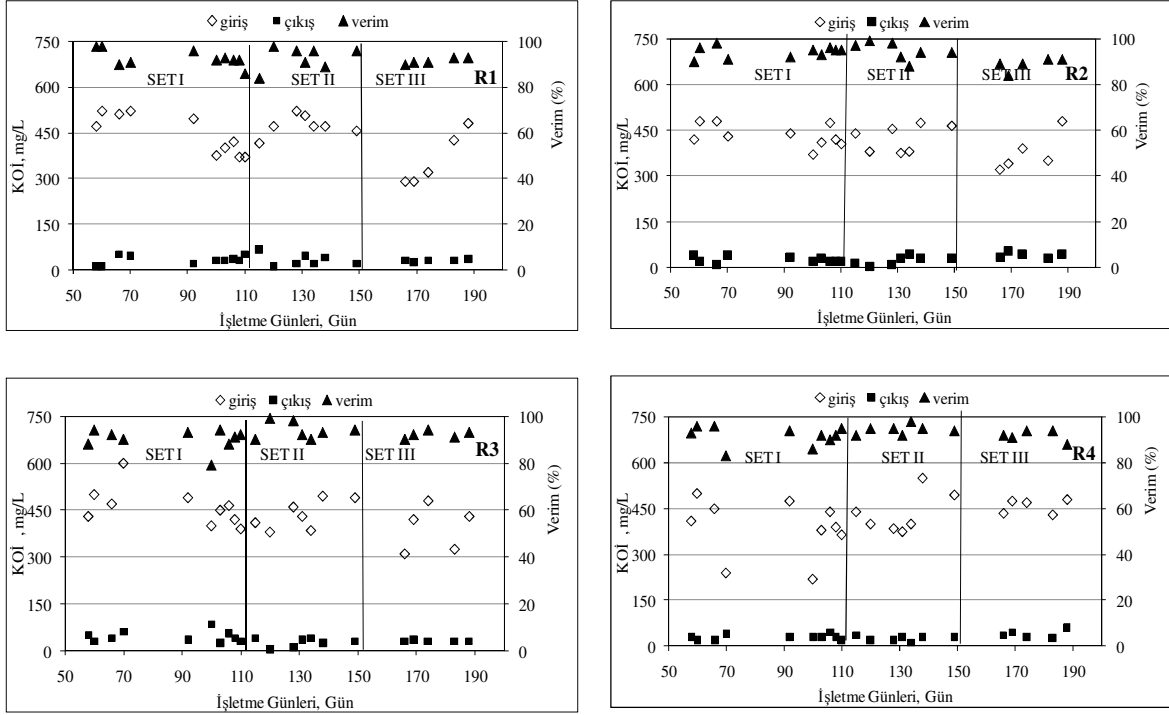
SET I, SET II ve SET III'te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe döngünün başında ve anoksik fazın sonunda KOİ konsantrasyonları ve giderim verimleri Şekil 5.2'de verilmiştir. Şekil 5.2'de görüldüğü gibi taşıyıcı malzeme içermeyen R1 reaktöründe 6 günlük çamur yaşında giriş (başlangıç) KOİ konsantrasyonu 370-520 mg/L ve çıkış (anoksik) KOİ konsantrasyonu 10-50 mg/L aralığında değişmiştir. %86-98 aralığında KOİ giderim verimi elde edilmiştir. 10 günlük çamur yaşında başlangıç KOİ konsantrasyonu 415-520 mg/L ve çıkış KOİ konsantrasyonu 20-65 mg/L aralığında seyretmiştir. %84-98 aralığında değişen giderim verimi elde edilmiştir. 15 günlük çamur yaşında başlangıç KOİ konsantrasyonu 290-480 mg/L ve çıkış KOİ konsantrasyonu 30-35 mg/L aralığında gözlenmiştir. %90-93 aralığında KOİ giderim verimi elde edilmiştir. 6, 10 ve 15 günlük çamur yaşında elde edilen ortalama KOİ giderim verimi sırasıyla %92, %93 ve %92 olmuştur.

%30 taşıyıcı malzeme içeren R2 reaktöründe 6 günlük çamur yaşında başlangıç KOİ konsantrasyonu 370-480 mg/L ve çıkış KOİ konsantrasyonu 10-40 mg/L aralığında değişmiştir. %90-98 aralığında KOİ giderim verimi gözlenmiştir. 10 günlük çamur yaşında başlangıç KOİ konsantrasyonu 375-475 mg/L ve çıkış KOİ konsantrasyonu 5-45 mg/L aralığında bulunmuştur. %88-99 aralığında KOİ giderim verimi elde edilmiştir. 15 günlük çamur yaşında başlangıç KOİ konsantrasyonu 320-480 mg/L ve çıkış KOİ konsantrasyonu 30-55 mg/L aralığında değişmiştir. %90-93 aralığında KOİ giderim verimi gözlenmiştir. 6, 10 ve 15 günlük çamur yaşında ortalama KOİ giderimi sırasıyla %94, %95 ve %89 olmuştur.

%50 taşıyıcı malzeme içeren R3 reaktöründe 6 günlük çamur yaşında başlangıç KOİ konsantrasyonu 390-600 mg/L ve çıkış KOİ konsantrasyonu 25-85 mg/L aralığında değişmiştir. %79-94 aralığında KOİ giderim verimi elde edilmiştir. 10 günlük çamur yaşında başlangıç KOİ konsantrasyonu 380-495 mg/L ve çıkış KOİ konsantrasyonu 5-40 mg/L aralığında değişmiştir. Elde edilen giderim verimi %90-99 arasında seyretmiştir. 15 günlük çamur yaşında başlangıç KOİ konsantrasyonu 310-480 mg/L ve çıkış KOİ konsantrasyonu 30-35 mg/L aralığında bulunmuştur. %90-94 aralığında KOİ giderim verimi elde edilmiştir. 6, 10 ve 15 günlük çamur yaşında elde edilen ortalama KOİ giderim verimi sırasıyla %90, %94 ve %92 olmuştur.

%65 taşıyıcı malzeme içeren R4 reaktöründe 6 günlük çamur yaşında başlangıç KOİ konsantrasyonu 220-500 mg/L ve çıkış KOİ konsantrasyonu 20-45 mg/L aralığında değişmiştir. %83-96 aralığında KOİ giderim verimi elde edilmiştir. 10 günlük çamur yaşında başlangıç KOİ konsantrasyonu 375-550 mg/L ve çıkış KOİ konsantrasyonu 10-35

mg/L aralığında olup %92-98 aralığında KOİ giderim verimi gözlenmiştir. 15 günlük çamur yaşında başlangıç KOİ konsantrasyonu 430-480 mg/L ve çıkış KOİ konsantrasyonu 25-60 mg/L aralığında değişmiştir. KOİ giderim verimi %90-94 aralığında seyretmiştir. 6, 10 ve 15 günlük çamur yaşında elde edilen ortalama KOİ giderimi sırasıyla %92, %94 ve %92 olmuştur.

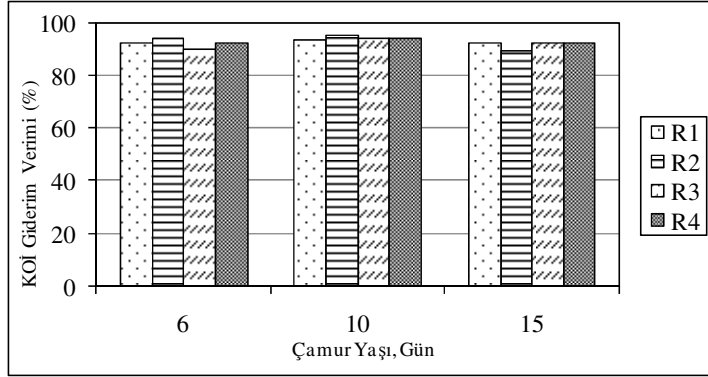


Şekil 5.2. SET I, II ve III'te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe KOİ konsantrasyonu ve giderim verimi

SET I, SET II ve SET III'te çamur yaşı ile ortalama olarak KOİ giderim verimleri Tablo 5.1'de ve Şekil 5.3'te verilmiştir. 6 günlük çamur yaşında R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe elde edilen ortalama KOİ giderim verimleri sırasıyla %92, %94, %90 ve %92 olmuştur. 10 günlük çamur yaşında R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe elde edilen ortalama KOİ giderimi sırasıyla %93, %95, %94 ve %94 iken 15 günlük çamur yaşında ise ortalama KOİ giderimi sırasıyla %92, %89, %92 ve %92 olmuştur. Şekil 5.3'te görüldüğü gibi tüm reaktörlerde KOİ giderimi birbirine yakın olmakla beraber çok az bir farkla tüm reaktörler için en yüksek ortalama KOİ giderimi 10 günlük çamur yaşında gözlenmiştir.

Tablo 5.1. Çamur yaşına karşı KOİ giderim verimi

SET	Çamur Yaşı (Gün)	Ortalama Giderim Verimleri (%)			
		R1	R2	R3	R4
I	6	92	94	90	92
II	10	93	95	94	94
III	15	92	89	92	92

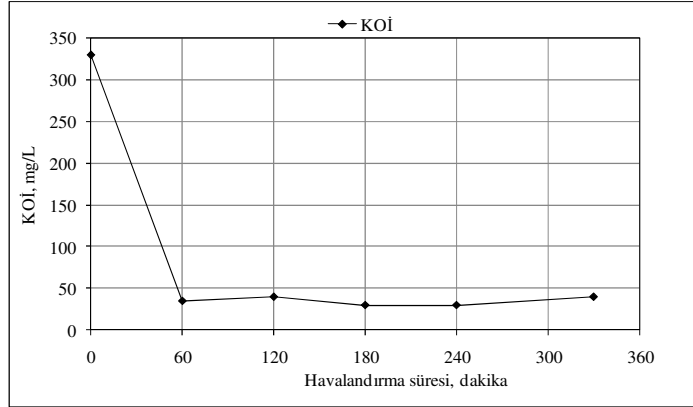


Şekil 5.3. Çamur yaşına karşı KOİ giderim verimi

Anaerobik fazda 6 günlük çamur yaşında giderilen KOİ giderimi %2-4, 10 günlük çamur yaşında %5-8 ve 15 günlük çamur yaşında %6-8 kadar olup yaklaşık olarak 30-40 mg/L kadar giderilmiştir. KOİ'nin yaklaşık olarak tamamı aerobik fazda aerobik oksidasyon ile giderilmiştir.

Çevrim içi deneylerinde aerobik fazda zamana karşı ölçülen çözünmüş KOİ konsantrasyonları Şekil 5.4'te verilmiştir. 0.45 µm gözenekli filtreden geçen süzüntünün KOİ'si çözünmüş KOİ'yi ifade etmektedir. Havalandırmanın ilk 1 saatinde ÇKOİ konsantrasyonu yaklaşık 30 mg/L stabil bir değere düşmüştür. Çevrim içi çözünmüş KOİ konsantrasyonlarının ilk 1 saatten sonra yaklaşık 30 mg/L civarında seyrettiği görülmektedir. Karbon kaynağı olarak kullanılan asetat kolayca biyolojik olarak tamamen parçalanabilir olduğundan giriş suyundaki KOİ'nin tamamı organik madde oksidasyonu esnasında tüketilmektedir. Substrat tüketimi ve yeni biyokütle oluşumu yanında bakteriler çözünmüş mikrobiyal ürünler de üretmektedir. Çözünmüş mikrobiyal ürünler hücre lysisi esnasında salıverilen, hücre membranı boyunca yayılan, sentez esnasında kaybolunmuş olan hücre bileşenleri olarak görünmektedir. Çıkış suyundaki KOİ'nin çoğunu çözünmüş mikrobiyal ürünler oluşturmaktadır (Rittman ve McCarty, 2001). Girişteki organik madde tamamen tüketildiği için çıkış suyundaki bu çözünmüş KOİ konsantrasyonunun organik

madde giderimi esnasında oluşan inert mikrobiyal ürünlerden kaynaklandığı düşünülmektedir.



Şekil 5.4. Çevrim içi aerobik fazda zamana karşı KOİ profilleri

5.1.1.1.3. Amonyum Azotu Giderimi

SET I, SET II ve SET III'te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe döngünün başında ve anoksik fazın sonunda $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları ve giderim verimleri Şekil 5.5'te verilmiştir. Şekil 5.5'te görüldüğü gibi R1 reaktöründe 6 günlük çamur yaşında başlangıç $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu 19.2-34.8 mg/L, çıkış konsantrasyonu 2.3-7.6 mg/L ve giderim verimi %67-91 aralığında değişmiştir. 10 günlük çamur yaşında başlangıç $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu 17.1-31.9 mg/L, çıkış $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu 1.6-4.0 mg/L ve giderim verimi %87-93 aralığında değişirken 15 günlük çamur yaşında başlangıç $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu 14.4-21.9 mg/L, çıkış $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu 2.8-3.8 mg/L ve giderim verimi %74-87 aralığında değişmiştir. 6, 10 ve 15 günlük çamur yaşında elde edilen ortalama $\text{NH}_4\text{-N}$ giderimi sırasıyla %81, %90 ve %79 olmuştur.

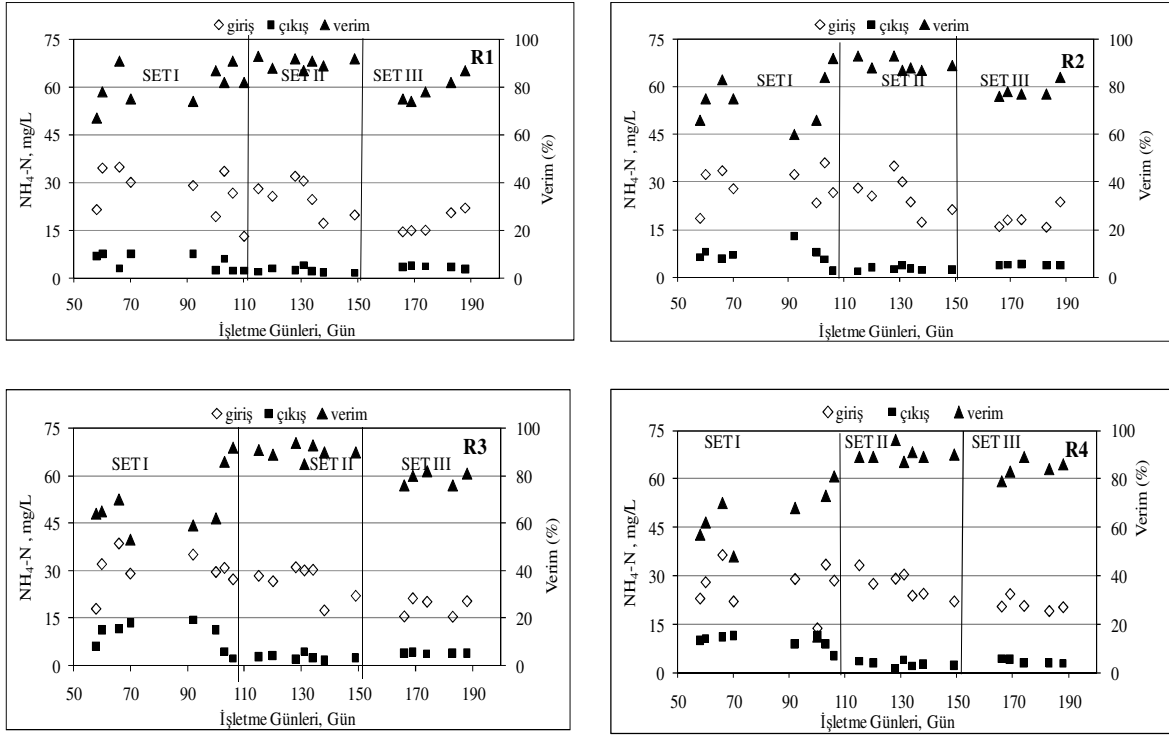
%30 taşıyıcı malzeme içeren R2 reaktöründe 6 günlük çamur yaşında başlangıç $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu 18.6-36.2 mg/L, çıkış konsantrasyonu 2.1-13 mg/L ve giderim verimi %60-92 aralığında değişmiştir. 10 günlük çamur yaşında başlangıç $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu 17.4-35.2 mg/L, çıkış $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu 1.9-3.8 mg/L ve giderim verimi %87-93 aralığında değişirken 15 günlük çamur yaşında başlangıç $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu 15.8-23.4 mg/L, çıkış $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu 3.7-4 mg/L ve giderim

verimi %77-84 aralığında seyretmiştir. 6, 10 ve 15 günlük çamur yaşında elde edilen ortalama $\text{NH}_4\text{-N}$ giderim verimi sırasıyla %75, %89 ve %78 olmuştur.

%50 taşıyıcı malzeme içeren R3 reaktöründe 6 günlük çamur yaşında başlangıç $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu 17.9-38.5 mg/L, çıkış konsantrasyonu 2.1-14.4 mg/L ve giderim verimi %53-92 aralığında değişmiştir. 10 günlük çamur yaşında başlangıç $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu 17.4-31 mg/L, çıkış $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu 1.7-4.4 mg/L ve giderim verimi %85-94 aralığında değişirken 15 günlük çamur yaşında başlangıç $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu 15.4-21.2 mg/L, çıkış $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu 3.6-4.2 mg/L ve giderim verimi %76-82 aralığında gözlenmiştir. 6, 10 ve 15 günlük çamur yaşında elde edilen ortalama $\text{NH}_4\text{-N}$ giderim verimi sırasıyla %69, %90 ve %79 olmuştur.

%65 taşıyıcı malzeme içeren R4 reaktöründe 6 günlük çamur yaşında başlangıç $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu 13.6-36.5 mg/L, çıkış konsantrasyonu 5.3-11.5 mg/L ve giderim verimi %48-81 aralığında değişmiştir. 10 günlük çamur yaşında başlangıç $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu 22-33.3 mg/L, çıkış $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu 1.3-3.9 mg/L ve giderim verimi %87-96 aralığında değişirken 15 günlük çamur yaşında başlangıç $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu 19-24.3 mg/L, çıkış $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu 2.8-4.3 mg/L ve giderim verimi %79-89 aralığında değişmiştir. 6, 10 ve 15 günlük çamur yaşında elde edilen ortalama $\text{NH}_4\text{-N}$ giderim verimi sırasıyla %66, %90 ve %84 olmuştur.

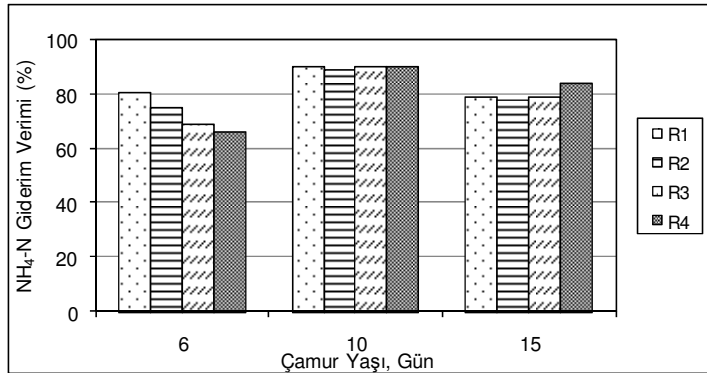
Çamur yaşına karşı $\text{NH}_4\text{-N}$ giderim verimi Tablo 5.2’de ve Şekil 5.6’da verilmiştir. 6 günlük çamur yaşında R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe elde edilen ortalama $\text{NH}_4\text{-N}$ giderim verimleri sırasıyla %81, %75, %69 ve %66 olmuştur. En yüksek giderim verimi R1 reaktöründe elde edilmiştir. 10 günlük çamur yaşında R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe elde edilen ortalama $\text{NH}_4\text{-N}$ giderimi sırasıyla %90, %89, %90 ve %90 olmuştur. Tüm reaktörlerdeki giderim verimi yaklaşık aynı olmuştur. 15 günlük çamur yaşında R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe elde edilen ortalama $\text{NH}_4\text{-N}$ giderimi sırasıyla %79, %78, %79 ve %84 olmuş ve en yüksek verim R4 reaktöründe sağlanmıştır. Şekil 5.6’da görüldüğü gibi tüm reaktörler için en yüksek ortalama $\text{NH}_4\text{-N}$ giderimi 10 günlük çamur yaşında sağlanılmıştır. Bu çamur yaşında tüm reaktörlerde hemen hemen aynı ortalama $\text{NH}_4\text{-N}$ giderim verimi (%90) elde edilmiştir.



Şekil 5.5. SET I, II ve III’te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu ve giderim verimi

Tablo 5.2. Çamur yaşına karşı $\text{NH}_4\text{-N}$ giderim verimi

SET	Çamur Yaşı (Gün)	Ortalama Giderim Verimleri (%)			
		R1	R2	R3	R4
I	6	81	75	69	66
II	10	90	89	90	90
III	15	79	78	79	84



Şekil 5.6. Çamur yaşına karşı $\text{NH}_4\text{-N}$ giderim verimi

5.1.1.1.4. Toplam İnorganik Azot Giderimi

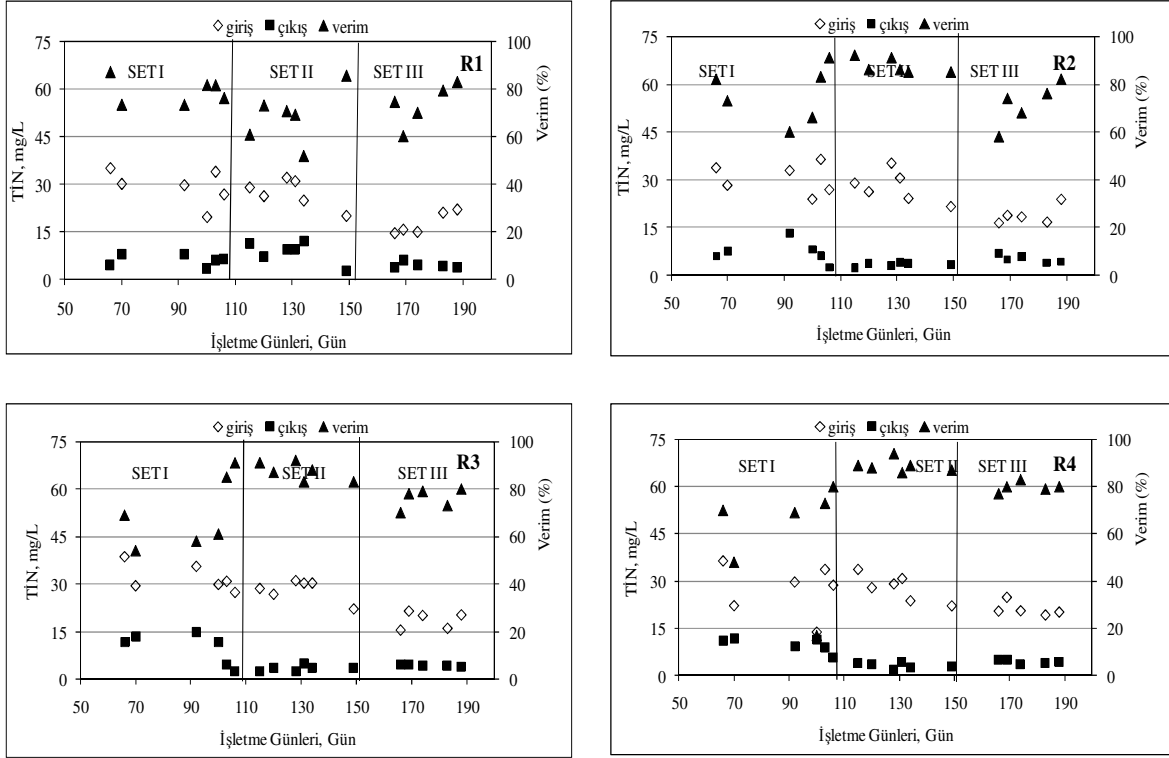
SET I, SET II ve SET III'te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe döngünün başında ve anoksik fazın sonunda toplam inorganik azot (TİN) konsantrasyonları ve giderim verimleri Şekil 5.7'de verilmiştir. Şekil 5.7'de görüldüğü gibi R1 reaktöründe 6 günlük çamur yaşında başlangıç TİN konsantrasyonu 19.61-34.93 mg/L, çıkış konsantrasyonu 4.4-7.93 mg/L ve giderim verimi %74-84 aralığında değişmiştir. 10 günlük çamur yaşında başlangıç TİN konsantrasyonu 19.95-31.95 mg/L, çıkış TİN konsantrasyonu 2.83-11.9 mg/L ve giderim verimi %52-86 aralığında değişirken 15 günlük çamur yaşında başlangıç TİN konsantrasyonu 14.53-21.97 mg/L, çıkış TİN konsantrasyonu 3.66-6.2 mg/L ve giderim verimi %60-83 aralığında değişmiştir. 6, 10 ve 15 günlük çamur yaşında elde edilen ortalama TİN giderim verimi sırasıyla %79, %69 ve %74 olmuştur.

Şekil 5.7'de görüldüğü gibi R2 reaktöründe 6 günlük çamur yaşında başlangıç toplam inorganik azot (TİN) konsantrasyonu 23.9-36.52 mg/L, çıkış konsantrasyonu 2.46-13.12 mg/L ve giderim verimi %60-91 aralığında değişmiştir. 10 günlük çamur yaşında başlangıç TİN konsantrasyonu 21.55-35.33 mg/L, çıkış TİN konsantrasyonu 2.35-4.15 mg/L ve giderim verimi %85-92 aralığında gözlenmiştir. 15 günlük çamur yaşında başlangıç TİN konsantrasyonu 16.36-23.85 mg/L, çıkış TİN konsantrasyonu 3.96-6.95 mg/L ve giderim verimi %58-82 aralığında elde edilmiştir. 6, 10 ve 15 günlük çamur yaşında elde edilen ortalama TİN giderim verimi sırasıyla %76, %88 ve %72 olmuştur.

Şekil 5.7'de görüldüğü gibi R3 reaktöründe 6 günlük çamur yaşında başlangıç toplam inorganik azot (TİN) konsantrasyonu 27.42-38.62 mg/L, çıkış konsantrasyonu 2.58-14.9 mg/L ve giderim verimi %54-91 aralığında değişmiştir. 10 günlük çamur yaşında başlangıç TİN konsantrasyonu 22.24-31.1 mg/L, çıkış TİN konsantrasyonu 2.46-5.06 mg/L ve giderim verimi %83-92 aralığında değişirken 15 günlük çamur yaşında başlangıç TİN konsantrasyonu 15.58-21.56 mg/L, çıkış TİN konsantrasyonu 4.14-4.75 mg/L ve giderim verimi %70-80 aralığında değişmiştir. 6, 10 ve 15 günlük çamur yaşında elde edilen ortalama TİN giderim verimi sırasıyla %70, %87 ve %76 olmuştur.

Şekil 5.7'de görüldüğü gibi R4 reaktöründe 6 günlük çamur yaşında başlangıç toplam inorganik azot (TİN) konsantrasyonu 22.31-36.52 mg/L, çıkış konsantrasyonu 5.66-11.68 mg/L ve giderim verimi %48-80 aralığında değişmiştir. 10 günlük çamur yaşında başlangıç TİN konsantrasyonu 22.25-33.83 mg/L, çıkış TİN konsantrasyonu 1.75-4.18 mg/L ve giderim verimi %86-94 aralığında değişirken 15 günlük çamur yaşında

başlangıç TİN konsantrasyonu 19.33-24.97 mg/L, çıkış TİN konsantrasyonu 3.6-4.95mg/L ve giderim verimi %77-83 aralığında değişmiştir. 6, 10 ve 15 günlük çamur yaşında elde edilen ortalama TİN giderim verimi sırasıyla %68, %89 ve %80 olmuştur.

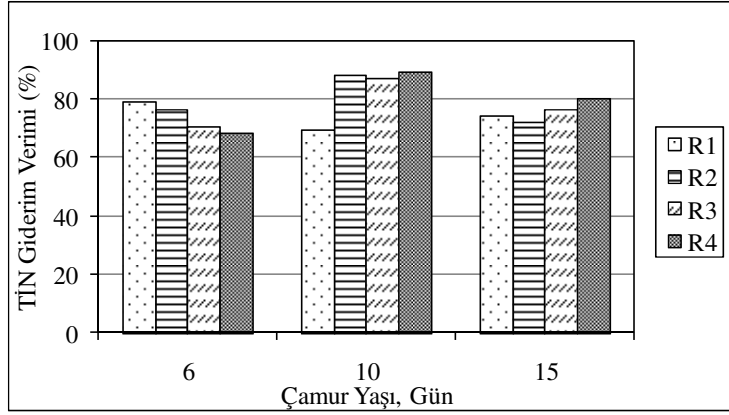


Şekil 5.7. SET I, II ve III’te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe TİN konsantrasyonu ve giderim verimi

Çamur yaşına karşı TİN giderim verimi Tablo 5.3 ve Şekil 5.8’de verilmiştir. 6 günlük çamur yaşında R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe elde edilen ortalama TİN giderim verimleri sırasıyla %79, %76, %70 ve %68 olmuştur. 10 günlük çamur yaşında R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe elde edilen ortalama TİN giderimi sırasıyla %69, %88, %87 ve %89 iken 15 günlük çamur yaşında R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe elde edilen ortalama TİN giderimi sırasıyla %74, %72, %76 ve %80 olmuştur. Şekil 5.8’de görüldüğü gibi R1 reaktöründe en yüksek ortalama TİN giderim verimi 6 günlük çamur yaşında elde edilirken diğer reaktörlerde 10 günlük çamur yaşında sağlanılmıştır. Taşıyıcı malzemeye sahip ardışık kesikli biyofilm reaktörlerde elde edilen giderim verimi klasik ardışık kesikli reaktörlerden daha iyi olmuştur. Biyofilm reaktörlerin hepsinde aynı giderim verimi gözlenmiştir. Taşıyıcı malzeme konsantrasyonun pozitif etkisi gözlenmemiştir.

Tablo 5.3. Çamur yaşına karşı TİN giderim verimi

SET	Çamur Yaşı (Gün)	Ortalama Giderim Verimleri (%)			
		R1	R2	R3	R4
I	6	79	76	70	68
II	10	69	88	87	89
III	15	74	72	76	80



Şekil 5.8. Çamur yaşına karşı TİN giderim verimi

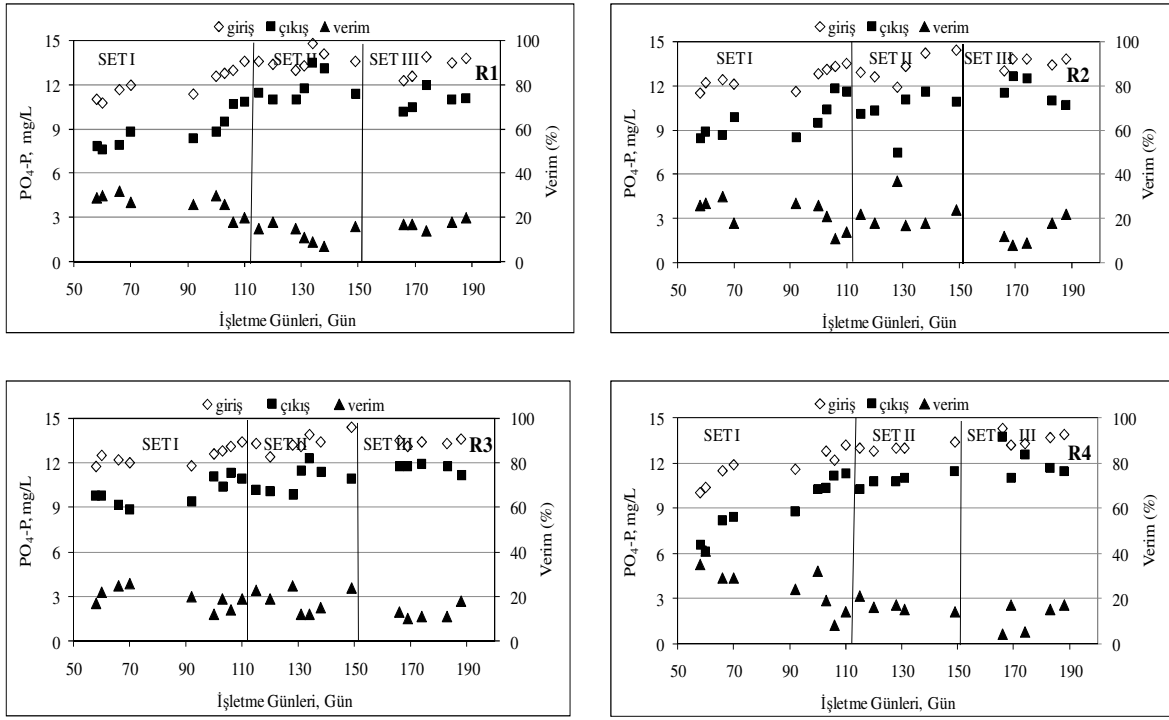
5.1.1.1.5. Fosfor Giderimi

SET I, SET II ve SET III'te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe döngünün başında ve anoksik fazın sonunda $PO_4\text{-P}$ konsantrasyonları ve giderim verimleri Şekil 5.9'da verilmiştir. Şekil 5.9'da görüldüğü gibi R1 reaktöründe 6 günlük çamur yaşında başlangıç $PO_4\text{-P}$ konsantrasyonu 10.8-13.6 mg/L, çıkış konsantrasyonu 7.6-10.9 mg/L ve giderim verimi %18-30 aralığında değişmiştir. 10 günlük çamur yaşında başlangıç $PO_4\text{-P}$ konsantrasyonu 13.0-14.8 mg/L, çıkış konsantrasyonu 11.0-13.5 mg/L ve giderim verimi %7-18 aralığında değişirken 15 günlük çamur yaşında başlangıç $PO_4\text{-P}$ konsantrasyonu 12.3-13.9 mg/L, çıkış $PO_4\text{-P}$ konsantrasyonu 10.2-12 mg/L ve giderim verimi %14-20 aralığında değişmiştir. 6, 10 ve 15 günlük çamur yaşında elde edilen ortalama $PO_4\text{-P}$ giderim verimi sırasıyla %26, %13 ve %17 olmuştur.

Şekil 5.9'da görüldüğü gibi R2 reaktöründe 6 günlük çamur yaşında $PO_4\text{-P}$ konsantrasyonu 11.5-13.5 mg/L, çıkış konsantrasyonu 8.5-11.6 mg/L ve giderim verimi %11-30 aralığında değişmiştir. 10 günlük çamur yaşında başlangıç $PO_4\text{-P}$ konsantrasyonu 12.9-14.4 mg/L, çıkış konsantrasyonu 7.5-13.4 mg/L ve giderim verimi %17-37 aralığında

değişirken 15 günlük çamur yaşında başlangıç PO_4 -P konsantrasyonu 13.0-13.8 mg/L, çıkış PO_4 -P konsantrasyonu 11.0-12.7 mg/L ve giderim verimi %8-22 aralığında değişmiştir. 6, 10 ve 15 günlük çamur yaşında elde edilen ortalama PO_4 -P giderim verimi sırasıyla %22, %23 ve %14 olmuştur.

Şekil 5.9'da görüldüğü gibi R3 reaktöründe 6 günlük çamur yaşında başlangıç PO_4 -P konsantrasyonu 11.75-13.4 mg/L, çıkış konsantrasyonu 8.9-11.3 mg/L ve giderim verimi %12-26 aralığında değişmiştir. 10 günlük çamur yaşında başlangıç PO_4 -P konsantrasyonu 12.9-14.4 mg/L, çıkış konsantrasyonu 7.5-13.4 mg/L ve giderim verimi %17-37 aralığında değişirken 15 günlük çamur yaşında başlangıç PO_4 -P konsantrasyonu 13.1-13.6 mg/L, çıkış PO_4 -P konsantrasyonu 11.2-11.9 mg/L ve giderim verimi %10-18 aralığında değişmiştir. 6, 10 ve 15 günlük çamur yaşında elde edilen ortalama PO_4 -P giderim verimi sırasıyla %19, %19 ve %13 olmuştur.



Şekil 5.9. SET I, II ve III'te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe PO_4 -P konsantrasyonu ve giderim verimi

Şekil 5.9'da görüldüğü gibi R4 reaktöründe 6 günlük çamur yaşında başlangıç PO_4 -P konsantrasyonu 10.1-13.2 mg/L, çıkış konsantrasyonu 6.1-11.3 mg/L ve giderim verimi %8-41 aralığında değişmiştir. 10 günlük çamur yaşında başlangıç PO_4 -P konsantrasyonu

12.8-14.2 mg/L, çıkış konsantrasyonu 10.3-14.4 mg/L ve giderim verimi %14-21 aralığında değişirken 15 günlük çamur yaşında başlangıç PO_4 -P konsantrasyonu 13.2-14.3 mg/L, çıkış PO_4 -P konsantrasyonu 11.0-13.8 mg/L ve giderim verimi %4-17 aralığında değişmiştir. 6, 10 ve 15 günlük çamur yaşında elde edilen ortalama PO_4 -P giderim verimi sırasıyla %26, %17 ve %12 olmuştur.

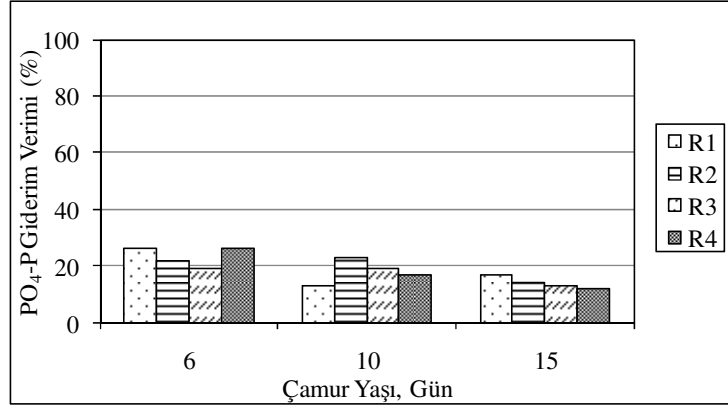
Çamur yaşına karşı PO_4 -P giderim verimi Tablo 5.4'te ve Şekil 5.10'da verilmiştir. 6 günlük çamur yaşında R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe elde edilen ortalama PO_4 -P giderim verimleri sırasıyla %26, %22, %19 ve %26 olmuştur. 10 günlük çamur yaşında R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe elde edilen ortalama PO_4 -P giderimi sırasıyla %13, %23, %19 ve %17 iken 15 günlük çamur yaşında R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe elde edilen ortalama PO_4 -P giderimi sırasıyla %17, %14, %13 ve %12 olmuştur. 6 günlük çamur yaşında elde edilen giderim verimleri 10 ve 15 günlük çamur yaşından daha yüksek olmuştur. Ancak giderim verimleri oldukça düşüktür. Çıkış suyunda oldukça yüksek konsantrasyonlarda PO_4 -P mevcut olmuştur. Bu sonuçlar sistemde fosfat biriktiren mikroorganizmaların mevcut olmadığını ve fosforun asimilasyonla giderildiğini göstermektedir. Bu durum aerobik fazda nitrit birikimi, aşırı havalandırma ve/veya organik madde yükünden kaynaklanmış olabilir. 10 ve 15 günlük çamur yaşında dolgu malzemesi miktarı artışıyla fosfor giderim verimi azalmıştır. Bağlı biyokütle de dikkate alındığında dolgu malzemeli reaktörlerde çamur yaşı daha yüksektir. Bu durumun oluşmasında çamur yaşı da etkili olabilir.

EPA (1987)'e göre çamur yaşı artışında biyokütle verim hızı azaldığından dolayı fosfor giderim verimi azalmaktadır (Lee vd., 2007). Ancak Wentzel vd. (1991)'e göre uzun çamur yaşına sahip sistemlerde fosfat biriktiren organizmalar baskın olmuştur. Çünkü FBO ölüm hızı diğer organizmaların ölüm hızından nispeten daha düşük olmuş ve polifosfat bakterileri normal bakterilerden daha fazla fosfor tutmuştur (Lee vd., 2007). Ayrıca Randall vd.(1992)'e göre çamur yaşı arttığında biyokütledeki fosfor içeriği artmış fakat giderim verimi değişim göstermemiştir (Lee vd., 2007). Diğer taraftan Barnard (1983)'e göre çamur yaşı pratikte fosfor gideriminde beklenilenden daha az rol oynamıştır (Lee vd., 2007). Çamur yaşında fosfor giderimini değerlendirmek zordur. Çünkü F/M oranı, karışım sıvısı askıda katı madde konsantrasyonları, hidrolik bekleme süresi ve biyokütle verimi/ölüm hızı gibi çeşitli faktörler de mevcuttur (Lee vd., 2007).

Çamur hacim indeksi (ÇHİ) SET I'de R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe sırasıyla 126-253, 135-389, 204-352 ve 176-273 mL/g, SET II'de 294-495, 370-389, 260-341 ve 214-258 mL/g ve SET III'te 462-868, 286-357, 234-303 ve 300-435 mL/g arasında değişmiştir.

Tablo 5.4. Çamur yaşına karşı PO₄-P giderim verimi

SET	Çamur Yaşı (Gün)	Ortalama Giderim Verimleri (%)			
		R1	R2	R3	R4
I	6	26	22	19	26
II	10	13	23	19	17
III	15	17	14	13	12



Şekil 5.10. Çamur yaşına karşı PO₄-P giderim verimi

5.1.1.1.6. Optimum Çamur Yaşında Nutrient Konsantrasyonları

Sistem 10 günlük çamur yaşında işletildiğinde reaktörlerde fazlarda KOİ, NH₄-N, NO₂-N, NO₃-N ve PO₄-P konsantrasyonlarının değişimi Tablo 5.5'te ve Şekil 5.11'de görülmektedir. R1 reaktöründe KOİ konsantrasyonu başlangıçta 455 mg/L iken anaerobik fazın sonunda 430 mg/L olmuştur. 25 mg/L kadar KOİ (%5) bu fazda giderilmiştir. Aerobik fazın sonunda 20 mg/L'e kadar düşmüştür. Anoksik fazda ise konsantrasyon aynı kalmıştır. 19.7 mg/L olan başlangıç NH₄-N konsantrasyonu anaerobik fazın sonunda 21.3 mg/L olmuştur ve çok az bir artış gözlenmiştir. Aerobik ve anoksik fazın sonunda sırasıyla 2.1 mg/L ve 1.6 mg/L olmuştur. Nitrit konsantrasyonu başlangıçta ve anaerobik fazın sonunda hemen hemen gözlenmezken aerobik fazın sonunda 5.6 mg/L olmuş ve anoksik fazın sonunda denitrifikasyonla 0.43 mg/L'e düşmüştür. NO₃-N konsantrasyonu başlangıçta ve anaerobik fazın sonunda 0.2 mg/L iken aerobik fazın sonunda 2.5 mg/L kadar NO₃-N oluşmuştur. Anoksik fazın sonunda 0.8 mg/L olmuştur. 13.6 mg/L başlangıç PO₄-P konsantrasyonu anaerobik fazın sonunda hemen hemen aynı kalmıştır. Aerobik ve anoksik fazın sonunda sırasıyla 11.0 ve 11.4 mg/L olmuştur. Görüldüğü gibi anaerobik

fazda fosfor salınımı gözlenmemiştir. Aerobik fazda 2.6 mg/L kadar PO₄-P giderilmiştir. Giderim verimi oldukça düşüktür.

R2 reaktöründe başlangıçta 465 mg/L olan KOİ konsantrasyonu anaerobik fazın sonunda 440 mg/L'e düşmüştür. R1 reaktöründeki gibi az miktarda KOİ giderilmiştir. Aerobik fazda aerobik oksidasyonla 20 mg/L'e kadar düşmüştür. Anoksik fazda az bir artış göstermiş ve 30 mg/L olmuştur. Başlangıçta 21.4 mg/L olan NH₄-N konsantrasyonu anaerobik fazın sonunda aynı kalmıştır. Aerobik fazın sonunda 2.3 mg/L olmuştur. Anoksik fazda ise aynı kalmıştır. Başlangıçta ve anaerobik fazın sonunda NO₂-N pek gözlenmemiştir. Aerobik fazın sonunda 11.2 mg/L olmuştur. NO₃-N konsantrasyonu aerobik fazın sonunda 2.5 mg/L iken anoksik fazın sonunda 0.7 mg/L'e kadar azalmıştır. 14.4 mg/L olan başlangıç PO₄-P konsantrasyonu anaerobik fazın sonunda 13.4 mg/L olmuştur. Aerobik ve anoksik fazın sonunda sırasıyla 10.8 ve 10.9 mg/L olmuştur. 2.6 mg/L kadar PO₄-P giderilmiştir.

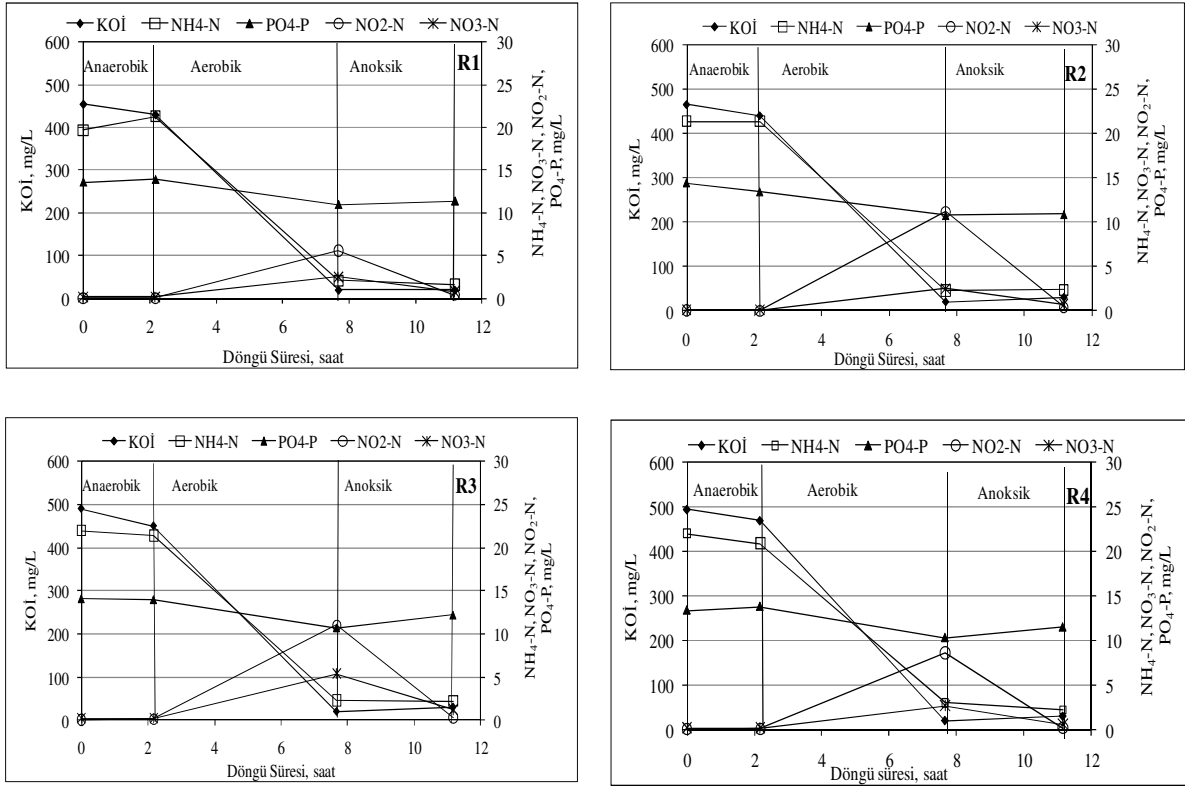
R3 reaktöründe 490 mg/L olan başlangıç KOİ konsantrasyonu anaerobik fazın sonunda 450 mg/L olmuştur. 40 mg/L kadar bir miktar bu fazda giderilmiştir. Bu fazda çok az miktarda (yaklaşık %8 kadar) bir giderim verimi gözlemlenmiştir. Aerobik oksidasyonla aerobik fazın sonunda konsantrasyon 20 mg/L'e kadar düşmüştür. KOİ'nin %95'i aerobik fazda heterotrofik bakteriler tarafından giderilmiştir. Anoksik fazın sonunda çok az bir artış gözlenmiş ve konsantrasyon 30 mg/L olmuştur. Bu fazda biyokütle iç solunum fazına girmiş olabilir ve KOİ konsantrasyonunda artışa neden olabilir. Başlangıçta 22.0 mg/L olan NH₄-N konsantrasyonu anaerobik fazın sonunda hemen hemen değişmemiştir. Aerobik fazın sonunda 2.2 mg/L'e kadar düşmüştür. %90 kadar giderim gözlenmiştir. Anoksik fazda ise hemen hemen aynı kalmıştır. Başlangıçta NO₂-N hemen hemen gözlenmezken anaerobik fazın sonunda NO₂-N konsantrasyonu 0.12 mg/L kadar oldukça düşük bir değer bulunmuştur. Aerobik fazda nitrifikasyonla 11.0 mg/L'e kadar NO₂-N oluşmuş ve anoksik fazda denitrifikasyonla 0.31 mg/L'e kadar düşmüştür. Aerobik fazda 5.4 mg/L kadar NO₃-N meydana gelirken anoksik fazda 0.7 mg/L'e kadar azalmıştır. 14.1 mg/L olan başlangıç PO₄-P konsantrasyonu anaerobik fazın sonunda hemen hemen aynı kalmıştır. Aerobik ve anoksik fazın sonunda sırasıyla 10.7 ve 12.2 mg/L olmuştur. Anoksik fazda salınım gözlenmiştir.

Tablo 5.5. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe 10 günlük çamur yaşında fazlardaki KOİ, azot türleri ve fosfor konsantrasyonu değişimi

		KOİ mg/L	PO ₄ -P mg/L	NH ₄ -N mg/L	NO ₂ -N mg/L	NO ₃ -N mg/L
R1	Başlangıç (t=0)	450	13.6	19.7	0.05	0.2
	Anaerobik (130 dk)	430	13.9	21.3	0.03	0.2
	Aerobik (330 dk)	20	11.0	2.1	5.6	2.5
	Anoksik (210 dk)	20	11.4	1.6	0.43	0.8
R2	Başlangıç (t=0)	465	14.4	21.4	0.05	0.1
	Anaerobik (130 dk)	440	13.4	21.4	0.03	0.1
	Aerobik (330 dk)	20	10.8	2.3	11.2	2.5
	Anoksik (210 dk)	30	10.9	2.4	0.4	0.7
R3	Başlangıç (t=0)	490	14.1	22	0.04	0.2
	Anaerobik (130 dk)	450	14	21.4	0.12	0.2
	Aerobik (330 dk)	20	10.7	2.3	11.0	5.4
	Anoksik (210 dk)	30	12.2	2.2	0.31	1.2
R4	Başlangıç (t=0)	495	13.4	22	0.05	0.2
	Anaerobik (130 dk)	470	13.8	20.9	0.1	0.2
	Aerobik (330 dk)	20	10.3	3	8.6	2.7
	Anoksik (210 dk)	30	11.5	2.2	0.18	0.6

R4 reaktöründe 495 mg/L olan başlangıç KOİ konsantrasyonu anaerobik fazın sonunda 470 mg/L olmuştur. R1 ve R2 reaktöründeki miktar kadar KOİ bu fazda giderilmiştir. Aerobik ve anoksik fazın sonunda sırasıyla 20 mg/L ve 30 mg/L olmuştur. 22 mg/L olan başlangıç NH₄-N konsantrasyonu anaerobik fazın sonunda 20.9 mg/L olmuştur. Aerobik ve anoksik fazın sonunda sırasıyla 3.0 mg/L ve 2.2 mg/L olmuştur. Başlangıçta ve anaerobik fazın sonunda NO₂-N konsantrasyonu çok az miktarda (0.1 mg/L) gözlenirken iken aerobik 8.6 mg/L NO₂-N oluşmuş ve anoksik fazın sonunda 0.18 mg/L olmuştur. NO₃-N konsantrasyonu 2.7 mg/L iken anoksik fazın sonunda 0.6 mg/L olmuştur. 13.4 mg/L başlangıç PO₄-P konsantrasyonu anaerobik fazın sonunda 13.8 mg/L olmuştur. Aerobik ve anoksik fazın sonunda sırasıyla 10.3 ve 11.5 mg/L olmuştur.

Bu çamur yaşında R1, R2 R3 ve R4'te TKM sırasıyla 2800-3560, 2840-3800 mg/L, 3220-4720 mg/L ve 3260-4540 mg/L aralığında değişmiştir. UKM 1140-2040 mg/L, 1500-2100 mg/L, 1580-2940 mg/L ve 1540-2540 mg/L ve AKM 1360-2200, 1420-2240 mg/L, 1720-3300 mg/L ve 1820-2500 mg/L arasında bulunmuştur. Biyofilm konsantrasyonu R2'de 247-678 mg/L, R3'te 361-773 mg/L ve R4'te 400-1004 mg/L arasında değişmiştir.

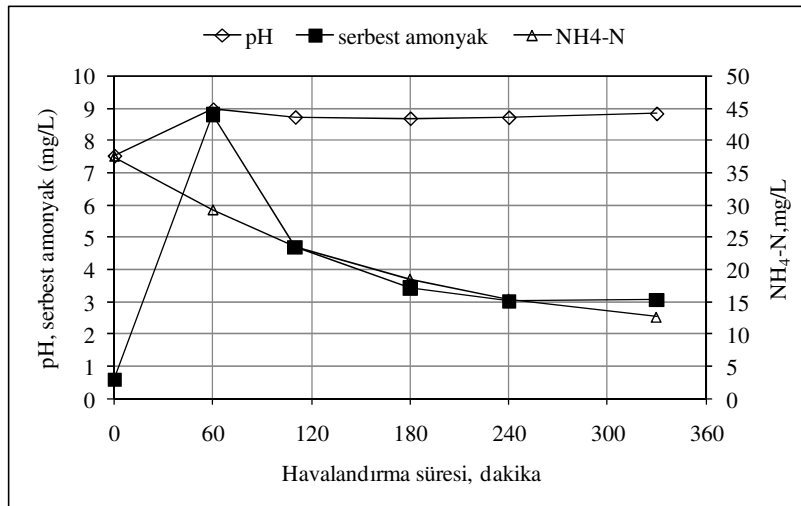


Şekil 5.11. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe 10 günlük çamur yaşında fazlardaki KOİ, azot türleri ve fosfor konsantrasyonu değişimi

Şekil 5.11’de görüldüğü gibi tüm reaktörlerde anaerobik fazda KOİ’nin çok az bir miktarı giderilirken KOİ’nin büyük çoğunluğu aerobik fazda oksitlenmiştir. Tüm reaktörlerde aerobik fazın sonunda KOİ konsantrasyonu aynı olmuştur. Anoksik fazda R1 reaktöründe değişim olmazken diğerlerinde 10 mg/L kadar çok az bir artış gözlenmiştir. Tüm biyokütle esas alındığında dolgu malzemeli reaktörlerde çamur yaşı 10 günden daha yüksek olmaktadır. Bu reaktörlerde biyokütle iç solunum fazına girmiş olabilir. Böylece KOİ konsantrasyonunda artış görülmüş olabilir. $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu anaerobik faz esnasında çok fazla değişmemiştir. Amonyumun çoğu asimilasyon ve kısmi nitrifikasyon ile aerobik fazda giderilmiştir. Aerobik fazda nitrit konsantrasyonu dolgu malzemeli reaktörlerde daha yüksek olmuştur. Bu reaktörlerde gerçek çamur yaşı daha yüksek olduğu için biyokütle büyümesinde kullanılan $\text{NH}_4\text{-N}$ miktarı daha az ve böylece oluşan nitrit miktarı daha yüksek olmuştur. Aerobik fazda reaktörlerde nitrit birikmiştir. Reaktörlerdeki nitrit birikimini belirlemek için aşağıdaki denklem kullanılabilir (Guo vd., 2009).

$$\text{Nitrit Birikim Oranı} = \frac{\text{NO}_2\text{-N}}{\text{NO}_2\text{-N} + \text{NO}_3\text{-N}} \times \%100 \quad (5.2)$$

Bu durumda R1, R2, R3 ve R4 reaktörlerinde nitrit birikimi sırasıyla %69, %82, %67 ve %76 olmuştur. Birikmiş nitrit nitrat azotuna dönüşmemiştir. Bu, nitrit oksitleyen bakterilerin azaldığını veya inhibe olduğunu göstermektedir. Sıcaklık, pH, serbest amonyak konsantrasyonu ve ÇO konsantrasyonu nitrit birikiminde etkili faktörlerdir. Cuidad vd.(2005) 1.4 mg/L ÇO konsantrasyonunda %75 nitrit birikimini gözlemlemişlerdir. Ruiz vd.(2003) 0.7 mg/L ÇO konsantrasyonunda %65 nitrit birikimini gözlemlemişlerdir. Düşük ÇO konsantrasyonu nitrit birikiminde etkili bir faktördür. Ancak, sistemimizde ÇO konsantrasyonu düşük olmadığı için ÇO konsantrasyonunun nitrit birikiminde etkili olmadığı görülmektedir. Serbest amonyak konsantrasyonu, amonyum konsantrasyonu, pH ve sıcaklığa bağlıdır. pH ve sıcaklığın artmasıyla serbest amonyak konsantrasyonu artmaktadır. Aerobik fazda pH değeri 9'un üzerine kadar çıkmıştır. Sıcaklık 23-25 °C arasında seyretmiş ve başlangıçta amonyum konsantrasyonu 25-40 mg/L aralığında bulunmuştur. Bu değerler dikkate alındığında serbest amonyak konsantrasyonu aerobik fazın ilk saatinde yaklaşık 9 mg/L olmaktadır (Şekil 5.12). Anthonisen vd.(1976)'e göre amonyum oksitleyen bakteriler 10-150 mg/L ve nitrit oksitleyen bakteriler 0.1-1.0 mg/L serbest amonyak ile inhibe olmaktadır (Aslan vd., 2009). Çalışmamızda serbest amonyağın nitrit oksitleyen bakterileri inhibe ederek nitrit birikimine neden olduğunu ve tam nitrifikasyon oluşumunu engellediğini ifade edebiliriz.



Şekil 5.12. Aerobik fazda zamanla NH₄-N, serbest amonyak ve pH değişimi

Nitrit birikim oranı %50'den daha yüksek olduğunda kısmi nitrifikasyonun meydana geldiği yaygın şekilde kabul edilmektedir. Nitrite kadar kısmi nitrifikasyonun

temel avantajları havalandırma ile ilgili enerji ihtiyaçlarının azalmasıdır. Tam nitrit birikimi durumunda %25'e kadar oksijen ihtiyacı azalmaktadır. Çalışmamızda elde edilen nitrit birikimi için değerlendirme yapıldığında oksijen ihtiyacı azalması R1, R2, R3 ve R4 için sırasıyla %17.25, %20.5, 16.75 ve %19 olmaktadır. Nitrit birikiminin diğer avantajı son denitrifikasyonda ihtiyaç duyulan organik maddeden tasarruf sağlamasıdır. Denitrifikasyon basamaklar şeklinde ilerlemektedir. Nitrat ardışık olarak nitrit (NO_2^-), nitrit oksit (NO), nitroz oksit (N_2O) ve N_2 gazına indirgenmektedir. Nitratin nitrite indirgenmesi basamağında organik madde gereklidir. Ancak denitrifikasyon nitritten başlarsa bu basamak mevcut olmadığı için organik maddeden tasarruf sağlanmış olmaktadır. Sistemde çok az nitrat oluşumu gözlenmiştir. Nitrit ve nitrat anoksik fazda genellikle denitrifikasyon ile giderilmiştir.

Anaerobik fazda fosfor salınımı gözlenmemiştir. Fosfor salınımı olmadığı için aerobik fazda aşırı fosfor alımı da gerçekleşmemiştir. Anaerobik fazda fosfor salınımının olmaması ve aerobik fazda aşırı fosfor alımının gerçekleşmemesi sistemde fosfor biriktiren organizmaların mevcut olmadığını göstermektedir. Giderilen fosfor miktarı aerobik fazda mikroorganizmaların büyümesi için kullanılmıştır. Bu nedenle çıkışta yüksek konsantrasyonlarda fosfor bulunmuştur. Nitrit birikiminin avantajları olduğu gibi biyolojik azot giderim prosesi ile biyolojik fosfor giderim prosesinin kombinasyon halinde uygulandığı prosesler için dezavantajları da söz konusudur. Fosfor alımı üzerinde olumsuz etki yapmaktadır. Saito vd. (2004), bir çalışmalarında 2 mg N/L nitritin aerobik fosfat alımında ciddi bir inhibisyona ve 6 mg N/L'den daha fazla nitritin hemen hemen tam inhibisyona neden olduğunu gözlemlemişlerdir. Meinhold vd.(1999) $\text{NO}_2\text{-N} \geq 8$ mg/L olduğunda FBO aktivitesinin tamamen inhibe olduğunu gözlemlemişlerdir. Nitrit birikimi çalışmamızda biyolojik aşırı fosfor giderimi gözlenmemesinde etkili faktörlerden biri olabilir. Eğer fosfat alımı azalırsa anaerobik şartlar altında fosfat salınımı ve PHA depolanması azalacaktır. Daha düşük PHA depolanması sonraki aerobik şartlar altında daha az fosfat alımına neden olacaktır.

Brdjanovic vd.(1998) yaptıkları bir çalışmada aşırı havalandırılmış bir proseste poli hidroksi bituratın kademeli azalmasından dolayı P alımının durduğunu gözlemlemişlerdir. Aşırı havalandırmanın BFG prosesini olumsuz şekilde etkilediğini ifade etmişlerdir. Peng vd.(2006) bir çalışmalarında sabit hava debisinde ilk 3 aerobik bölgede ÇO konsantrasyonu 2 mg/L'de korunmuştur. 4. aerobik bölgede ÇO konsantrasyonu değişimi gözlenmiş ve aerobik bölgenin sonunda 2.3-5.28 mg/L'e kadar yükselmiştir. Bu periyot esnasında P

giderim veriminin dramatik olarak bozulduğunu gözlemlemişlerdir. Çalışmamızda bu SET'lerde 5.5 st olan aerobik fazda reaktörlerdeki Ç.O konsantrasyonu 0 mg/L'den başlayıp KOİ'nin tükendiği ilk 1 saate kadar 2-3 mg/L olmuştur. Organik madde tükendikten sonra Ç.O konsantrasyonu 5-6.5 mg/L'e kadar yükselmiştir. Sistem yaklaşık 4.5 st bu yüksek oksijen konsantrasyonunda havalandırılmış olmaktadır. Bu da sistemde fosfor salınımının ve alımının engellenmesinde etkili olabilir. Fosfor gideriminde atıksu karakteristikleri de etkili olabilir. Sentetik atıksuda kullanılan bütün kimyasallar tuz olup bu da biyokütle aktivitesini olumsuz etkileyen bir faktör olabilir. Çamurun deflokülasyonu gözlenmiştir. Çamur çökelme özellikleri oldukça kötüleşmiştir.

Karbon kaynağı olarak asetat kullanılan çalışmada çamurun zayıf çökebilirliği artmıştır. Çamur hacim indeksi (ÇHİ) yaklaşık 400 ml/g'a kadar yükselmiştir. Cech ve Hartman (1990), asetat ile fosfor giderimini çalışırken çamur hacim indeksinin 310 mg/L'e kadar arttığını gözlemlemişlerdir. Bu yüksek ÇHİ'nin filamentli mikroorganizmalar tarafından meydana gelmediğini, çamurun çok fazla ekstraselüler madde içerdiğini ve bu biyopolimerlerin aktif çamurun filamentli olmayan kabarmasına neden olduğunu ifade etmişlerdir.

5.1.1.2. SET VII, VIII ve IX Deneysel Çalışma Sonuçları

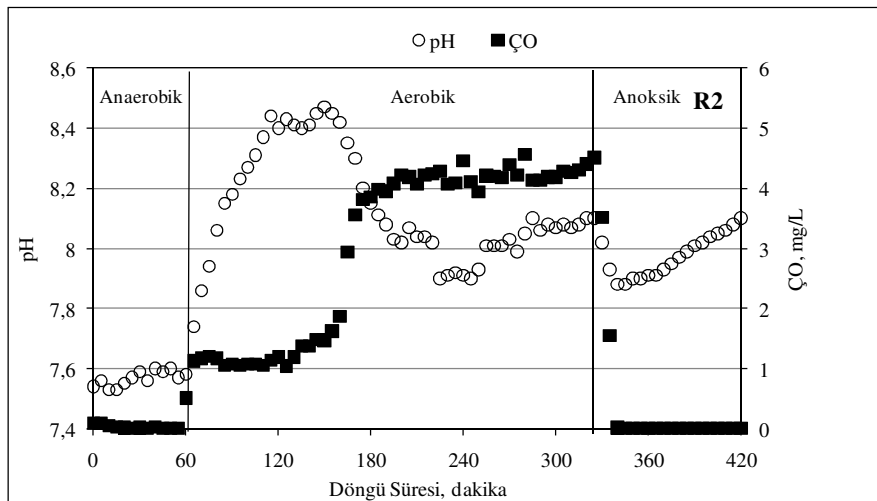
SET VII, VIII ve IX'da sodyum asetat karbon kaynağı, NH_4Cl azot kaynağı, KH_2PO_4 fosfor kaynağı, $\text{MgSO}_2 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ magnezyum kaynağı ve $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ kalsiyum kaynağı olarak kullanılmıştır. Alkalinite için NaHCO_3 kullanılmıştır. SET VII'de kullanılan atıksu 1000 mg/L KOİ, 50 mg/L $\text{NH}_4\text{-N}$ ve 15 mg/L $\text{PO}_4\text{-P}$ içermiştir. SET VIII'de KOİ konsantrasyonu 500 mg/L'e düşürülmüş ve NaHCO_3 kullanılmamıştır. Bu SET'te nitrifikasyonu elde etmek için KOİ konsantrasyonu 500 mg/L ve $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu 50 mg/L tutulmuştur. KOİ/N oranı 10/1'dir. Diğer özellikleri SET VII'deki atıksu ile aynıdır. SET IX'da R1 ve R2 reaktöründe kullanılan sentetik 250 mg/L KOİ, 50 mg/L $\text{NH}_4\text{-N}$ ve 10 mg/L $\text{PO}_4\text{-P}$, R3 reaktöründe kullanılan atıksu 125 mg/L KOİ, 50 mg $\text{NH}_4\text{-N}$ ve 5 mg/L $\text{PO}_4\text{-P}$ 'tir. Bu reaktörlerde nitrifikasyonu sağlamak için KOİ konsantrasyonları düşürülmüştür. R1 ve R2 reaktöründe KOİ/N oranı 5/1 ve R3 reaktöründe KOİ/N oranı 2.5/1'dir. R4 reaktöründe kullanılan atıksu 500 mg/L KOİ, 25 mg $\text{NH}_4\text{-N}$ ve 15 mg/L $\text{PO}_4\text{-P}$ içermiştir. Biyolojik aşırı fosfor giderimini elde etmek için KOİ ve $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu azaltılmıştır. Nutrient giderimi üzerinde KOİ/N/P oranının

etkisini belirlemek için farklı oranlar kullanılmıştır. Çevrim süresi 8 saat olmak üzere günde 3 çevrim uygulanmıştır. Çevrimdeki faz süreleri 60 dk anaerobik, 270 dk aerobik, 90 dk anoksik, 50 dk çökelme ve 10 dk boşaltma+doldurma şeklinde kullanılmıştır. SET VII 0-19. Gün, SET VIII 20-50. Gün ve SET IX 50-77. Gün arasında işletilmiştir.

5.1.1.2.1. ÇO ve pH

Şekil 5.13, SET VIII'de R2 reaktöründe döngü süresince fazlardaki ÇO ve pH'nin zamanla değişimini göstermektedir. Reaktörde ÇO konsantrasyonu anaerobik fazda 0 mg/L değerinde olmuştur. Aerobik fazın başlamasıyla ÇO konsantrasyonu artış göstermiş ve yaklaşık ilk 1 saat içinde 1 mg/L civarında seyretmiştir. Bundan sonra ÇO yükselmeye başlamış ve aerobik fazın 2. saatinde 4 mg/L'e yükselmiş ve fazın sonuna kadar bu değerde seyretmiştir. Anoksik fazda 0 mg/L'e düşmüştür.

Anaerobik fazda pH değerinde fazla bir değişim gözlenmemiştir. Havalandırma başladığında yaklaşık ilk 1 saat pH sürekli olarak artmıştır. Bu durum organik maddenin oksidasyonunu ifade etmektedir. Daha sonra pH azalmaya başlamıştır. Nitrifikasyon olayı gerçekleştiğinde pH'da azalma olmaktadır. Nitrifikasyon sürecinde $\text{NH}_4\text{-N}$ 'un $\text{NO}_2\text{-N}$ 'e dönüşümü sırasında (H^+) üretilmektedir. Sonra tekrar artış göstermiştir. Anoksik fazda da pH'da artış gözlenmiştir. Denitrifikasyon gerçekleştiğinde pH yükselmektedir.



Şekil 5.13. SET VIII'de R2 reaktöründe çevrim içinde zamana karşı pH ve ÇO profilleri

5.1.1.2.2. Organik Madde Giderimi

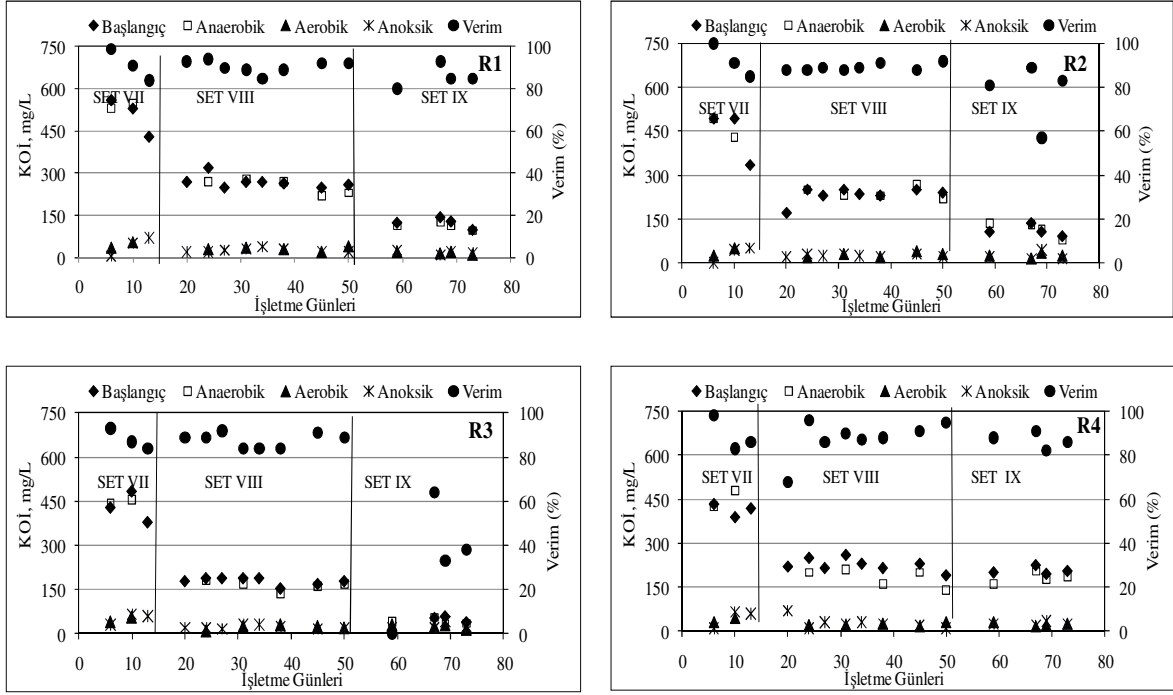
SET VII, VIII ve IX'da reaktörlerde döngünün başında ve fazların sonunda KOİ konsantrasyonu ve giderim verimleri Şekil 5.14'te verilmiştir. SET VII'de başlangıçta ve anoksik fazın sonunda 430-560 mg/L ve 5-70 mg/L aralığında seyredirken verim %84-99 aralığında değişmiştir. SET VII'de çamur özellikleri kötüleşmiş ve çökeltme problemleri yaşanmıştır. Bu durumun yaşanmasında KOİ etkisinin olup olmadığını belirlemek hem nitrifikasyonu sağlamak için SET VIII'de giriş KOİ konsantrasyonu 500 mg/L'e düşürülmüştür. SET VIII'de başlangıçta ve anoksik fazın sonunda sırasıyla 250-320 ve 20-40 mg/L aralığında bulunmuştur. %85-94 aralığında giderim verimi elde edilmiştir. SET IX'da 100-145 mg/L ve 10-25 mg/L aralığında değişmiş olup verim %80-93 arasında değişmiştir. Daha önce bahsedildiği gibi girişteki KOİ'nin tamamı giderilmiştir, çıkıştaki KOİ konsantrasyonları çözünmüş mikrobiyal ürünlerden ibarettir.

R2 reaktöründe SET VII'de başlangıçta ve anoksik fazın sonunda KOİ konsantrasyonu sırasıyla 335-495 mg/L ve 0-50 mg/L aralığında seyredip %85-100 kadar giderim verimi elde edilmiştir. SET VIII'de 170-250 mg/L ve 20-40 aralığında değişmiş olup %88-92 kadar verim elde edilmiştir. SET IX'da 90-135 mg/L ve 15-45 mg/L aralığında değişmiştir. Elde edilen giderim verimi %57-89 aralığında seyretmiştir.

R3 reaktöründe SET VII'de başlangıçta ve aerobik fazın sonunda KOİ konsantrasyonu sırasıyla 380-485 mg/L ve 30-65 mg/L aralığında değişmiştir. %84-93 aralığında giderim verimi elde edilmiştir. SET VIII'de başlangıçta ve anoksik fazın sonunda KOİ konsantrasyonu sırasıyla 155-190 mg/L ve 15-30 mg/L aralığında seyredirken %84-92 aralığında giderim verimi gözlenilmiştir. SET IX'da 40-60 mg/L ve 20-40 mg/L aralığında iken verim %33-64 aralığında seyretmiştir. SET IX'da verim düşük gibi görünmektedir. Giriş konsantrasyonu düşük olduğu için ve çıkıştaki KOİ konsantrasyonu çözünmüş mikrobiyal ürünlerden oluştuğu için böyle bir yanılma söz konusudur. Organik madde düşük olduğu için heterotrofik biyokütle yeterli miktarda organik madde bulamamakta ve iç solunum fazına girmektedir.

R4 reaktöründe SET VII'de başlangıçta ve aerobik fazın sonunda KOİ konsantrasyonu sırasıyla 390-435 mg/L ve 10-65 mg/L aralığında bulunmuştur. %83-98 arasında giderim verimi gözlenilmiştir. SET VIII'de başlangıçta ve anoksik fazın sonunda KOİ konsantrasyonu sırasıyla 190-260 mg/L ve 10-30 mg/L arasında gözlenilmiştir. Giderim verimi %87-96 kadar olmuştur. SET IX'da başlangıçta ve anoksik fazın sonunda

KOİ konsantrasyonu sırasıyla 195-225 ve 20-35 mg/L olup verim %82-91 arasında değişmiştir. Daha önce bahsedildiği gibi çıkıştaki KOİ konsantrasyonu çözünmüş mikrobiyal ürünlerden oluşmaktadır.



Şekil 5.14. SET VII, VIII ve IX’da R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe KOİ konsantrasyonu ve giderim verimi

5.1.1.2.3. Amonyum Azotu Giderimi

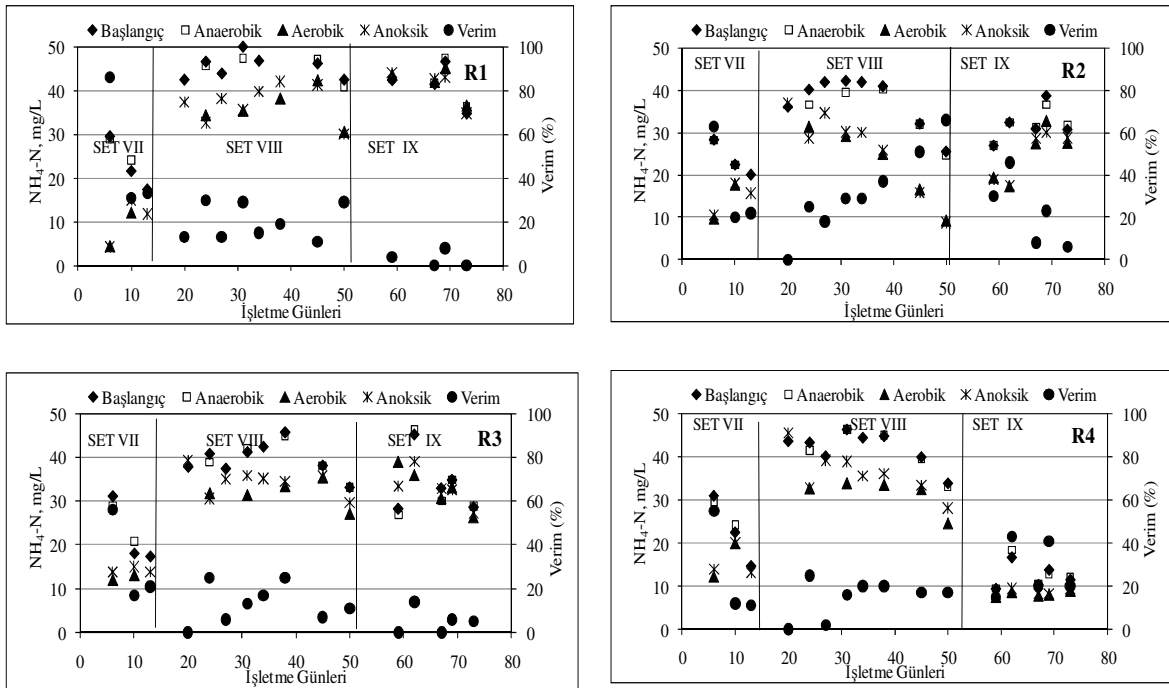
SET VII, VIII ve IX’da R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe döngünün başında ve fazların sonunda $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları ve giderim verimleri Şekil 5.15’te verilmiştir. SET VII’de başlangıçtaki ve anoksik fazın sonundaki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları sırasıyla 17.5-29.6 mg/L ve 4.2-11.8 mg/L aralığında değişmiştir. Giderim verimi %86’dan başlayıp %31’e kadar düşmüştür. SET VIII’de başlangıçtaki ve anoksik fazın sonunda sırasıyla 42.5-52.0 mg/L ve 30.1-42.1 mg/L aralığında değişmiştir. Giderim verimi %11-30 arasında seyretmiştir. SET IX’da giriş ve çıkış konsantrasyonları hemen hemen aynı olmuştur. Giderim gözlenmemiştir.

R2 reaktöründe SET VII’de başlangıçtaki ve anoksik fazın sonundaki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları sırasıyla 20.1-28.4 mg/L ve 10.5-18 mg/L aralığında değişmiştir. Giderim verimi %60’dan başlayıp %20’e kadar düşmüştür. SET VIII’de başlangıçtaki ve

anoksik fazın sonunda sırasıyla 25.6-42.4 mg/L ve 8.7-34.7 mg/L aralığında değişmiştir. Giderim verimi %18'den başlayıp %66'a kadar yükselmiştir. SET IX'da ise 27.0-38.8 mg/L ve 17.5-28.8 mg/L aralığında değişmiş olup verim %46'dan %6'a kadar düşmüştür.

R3 reaktöründe SET VII'de başlangıçtaki ve anoksik fazın sonundaki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları sırasıyla 17.4-31.2 mg/L ve 13.8-15.0 mg/L aralığında değişmiştir. Giderim verimi %56'dan başlayıp %17'e kadar düşmüştür. SET VIII'de başlangıçtaki ve anoksik fazın sonunda sırasıyla 33.2-45.8 mg/L ve 29.7-39.4 mg/L aralığında değişmiştir. Gözlenilen en yüksek giderim verimi %25 olmuştur. SET IX'da ise 28.3-45.3 mg/L ve 27.4-39.0 mg/L aralığında değişmiş olup verim %14'in altında gözlenmiştir.

R4 reaktöründe SET VII'de başlangıçtaki ve anoksik fazın sonundaki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları sırasıyla 14.8-31.1 mg/L ve 13.2-20 mg/L aralığında değişmiştir. Giderim verimi %55'ten başlayıp %11'e kadar düşmüştür. SET VIII'de başlangıçtaki ve anoksik fazın sonunda sırasıyla 34.0-46.5 mg/L ve 28.2-4.7 mg/L aralığında değişmiştir. Giderim verimi %20-25'e kadar çıkmıştır. SET IX'da ise 9.5-16.8 mg/L ve 8.1-9.5 mg/L aralığında değişmiş olup verim %15-43 aralığında gözlenmiştir.



Şekil 5.15. SET VII, VIII ve IX'da R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu ve giderim verimi

SET VII'de çamurun çökelme özellikleri oldukça kötüleştiği ve çökelme olmadığı ve flok oluşumu gözlenmediği ve giderim verimi gittikçe düştüğü için ve ayrıca nitrifikasyonu sağlamak için atıksu KOİ'si 500 mg/L düşürüldü ve NaHCO₃ kullanılmadı. Bu durumda sadece R2 reaktöründe az bir iyileşme gözlenirken diğer reaktörlerde gözlenmemiştir. Bu setlerde uygulanan şartlardan ziyade sentetik atıksuda kullanılan kimyasal bileşiklerin mikroorganizmaları olumsuz etkilediği düşünülmektedir. Organik maddenin giderimi gözlemlenirken amonyum azotunun gideriminin gözlenmemesi organik maddenin oksidasyonu sonucunda üretilen enerjinin çoğunun bakım ihtiyaçları için kullanıldığını akla getirmektedir.

5.1.1.2.4. Fosfor Giderimi

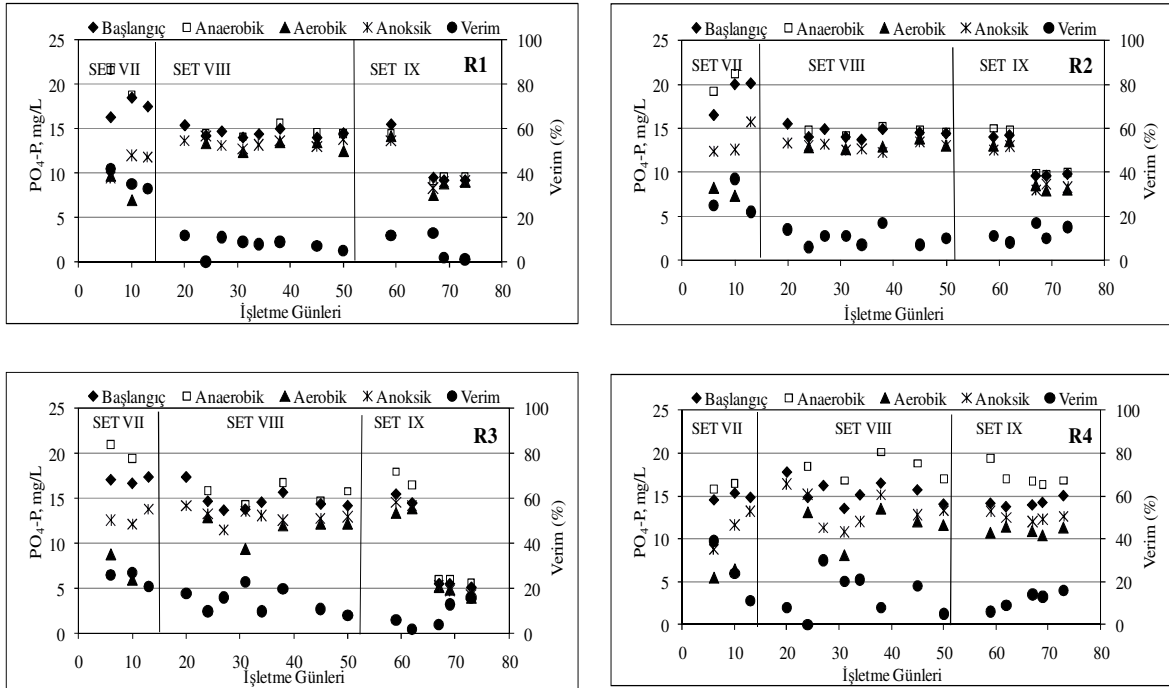
Reaktörlerde döngünün başlangıcında ve fazların sonunda PO₄-P konsantrasyonları ve giderim verimleri Şekil 5.16'da verilmiştir. R1 reaktöründe SET VII'de başlangıç ve anoksik fazın sonunda PO₄-P konsantrasyonu sırasıyla 16.3-18.5 mg/L ve 9.5-12.0 mg/L aralığında seyretmiştir. Giderim verimi %42'den %23'e kadar düşmüştür. SET VIII'de başlangıç ve anoksik fazın sonunda PO₄-P konsantrasyonu sırasıyla 14.0-15.4 mg/L ve 12.7-14.2 mg/L aralığında değişmiştir. %12'nin altında giderim verimleri gözlenmiştir. SET IX'da başlangıç ve anoksik fazın sonunda PO₄-P konsantrasyonu sırasıyla 9.2-15.5 mg/L ve 8.3-13.6 mg/L aralığında değişmiştir. Giderim gözlenmemiştir.

R2 reaktöründe SET VII'de başlangıç ve anoksik fazın sonunda PO₄-P konsantrasyonu sırasıyla 16.5-20.1 mg/L ve 12.4-15.7 mg/L aralığında seyretmiştir. Giderim verimi %22-37 aralığında seyretmiştir. SET VIII'de başlangıç ve anoksik fazın sonunda PO₄-P konsantrasyonu sırasıyla 13.7-15.5 mg/L ve 12.3-13.5 mg/L aralığında değişmiştir. Elde edilen giderim verimleri %7-17 aralığında yer almıştır. SET IX'da başlangıç ve anoksik fazın sonunda PO₄-P konsantrasyonu sırasıyla 9.6-14.2 mg/L ve 8.0-12.5 mg/L aralığında değişmiştir. Giderim verimi %8-17 aralığında gözlenmemiştir.

R3 reaktöründe SET VII'de başlangıç ve anoksik fazın sonunda PO₄-P konsantrasyonu sırasıyla 16.7-17.4 mg/L ve 12.2-13.8 mg/L aralığında seyretmiştir. Giderim verimi %21-27 aralığında seyretmiştir. SET VIII'de başlangıç ve anoksik fazın sonunda PO₄-P konsantrasyonu sırasıyla 13.7-17.4 mg/L ve 11.5-14.2 mg/L aralığında değişmiştir. Elde edilen giderim verimleri %8-23 aralığında yer almıştır. SET IX'da

başlangıç ve anoksik fazın sonunda $PO_4\text{-P}$ konsantrasyonu sırasıyla 5.1-15.5 mg/L ve 4.3-14.6 mg/L aralığında değişmiştir. Giderim verimi %2'den %16'a kadar yükselmiştir

R4 reaktöründe SET VII'de başlangıç ve anoksik fazın sonunda $PO_4\text{-P}$ konsantrasyonu sırasıyla 14.5-15.3 mg/L ve 8.8-13.2 mg/L aralığında seyretmiştir. Giderim verimi %39'dan %11'e kadar düşmüştür. SET VIII'de başlangıç ve anoksik fazın sonunda $PO_4\text{-P}$ konsantrasyonu sırasıyla 13.5-17.8 mg/L ve 10.8-16.4 mg/L aralığında değişmiştir. Elde edilen giderim verimleri %30'dan %5'e kadar düşmüştür. SET IX'da başlangıç ve anoksik fazın sonunda $PO_4\text{-P}$ konsantrasyonu sırasıyla 14.1-15.0 mg/L ve 12.0-13.2 mg/L aralığında değişmiştir. Giderim verimi %6'den %16'a kadar yükselmiştir. Bu sette giderim veriminde artış gözlenmiştir.



Şekil 5.16. SET VII, VIII ve IX'da R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe $PO_4\text{-P}$ konsantrasyonu ve giderim verimi

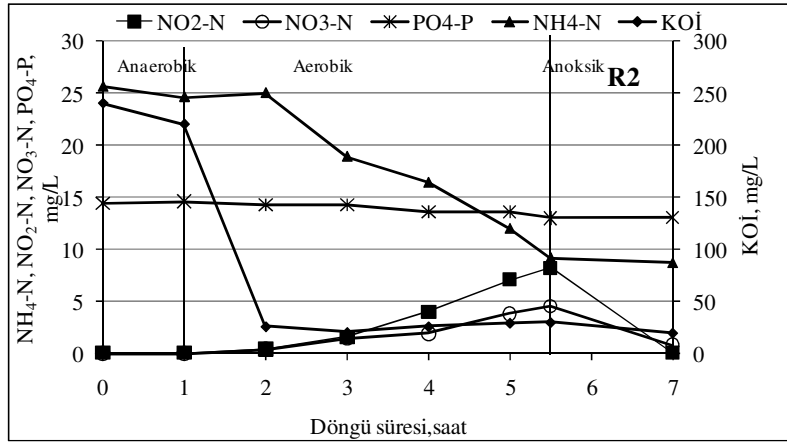
R1 ve R2 reaktörlerinde anaerobik fazda fosfor salınımı gözlenmezken R3 ve R4 reaktöründe gözlenmiştir. Ancak anoksik fazda ikinci fosfor salınımı gözlenmesi verimin düşük olmasına neden olmuştur. Şartlar değiştirildiği halde giderimde pek fazla değişiklik gözlenmemiştir. Atıksuda kullanılan kimyasal bileşiklerin mikroorganizmaların fonksiyonlarını olumsuz etkilediği düşünülmektedir.

5.1.1.2.5. Çevrim İçi Analiz Sonuçları

SET VIII'de döngü süresi 8 saat tutulmuştur. Bu sürenin 7 saati reaksiyon periyoduna (60 dk anaerobik/270 dk aerobik/90 dk anoksik) ayrılmıştır. 1 saati ise çökeltme, boşaltma ve doldurma fazına ayrılmıştır. SET VIII'de R2 reaktöründe çevrim içinde zamanla KOİ, azot türleri ve fosfor değişimi Tablo 5.6 ve Şekil 5.17'de verilmiştir. Anaerobik fazda KOİ miktarında çok fazla değişim gözlenmemiştir. KOİ'nin yaklaşık %8'i anaerobik fazda giderilirken çoğunluğu aerobik fazın ilk 1 saatinde giderilmiş ve 20 mg/L'e kadar düşmüştür. Aerobik fazın 2. saatinden sonra KOİ miktarında biraz artış (10 mg/L kadar) gözlenmiştir. Ortamda biyokütle için organik madde mevcut olmadığına biyokütle iç solunum fazına girebilir ve çözünmüş mikrobiyal ürünler üretilebilir. Bu da KOİ miktarında artışa neden olmaktadır. Anaerobik fazda PO₄-P konsantrasyonunda değişim gözlenmemiş ve yaklaşık 1.6 mg/L PO₄-P aerobik fazda giderilmiştir. Anoksik fazın sonunda PO₄-P değeri oldukça yüksektir. NH₄-N miktarında azalma aerobik fazın 1 saatinden sonra azalma göstermiş ve aynı zaman NO₂-N ve NO₃-N oluşumu gözlenmeye başlamıştır. Fazın sonunda NO₂-N miktarı (8.2 mg NO₂-N/L) NO₃-N miktarından (4.5 mg NO₃-N/L) daha fazla olmuştur. Nitrit ve nitrat anoksik fazda denitrifikasyonla giderilmiştir.

Tablo 5.6. SET VIII'de R2 reaktöründe çevrim içi fazlarda zamana karşı KOİ, azot türleri ve fosfor profilleri

	Döngüdeki Süre (saat)	KOİ (mg/L)	PO ₄ -P (mg/L)	NH ₄ -N (mg/L)	NO ₂ -N (mg/L)	NO ₃ -N (mg/L)
Başlangıç	t=0	240	14.4	25.6	0.04	0
Anaerobik	1.st	220	14.6	24.6	0.05	0
Aerobik	2.st	26	14.3	25.0	0.4	0.4
	3.st	20.6	14.3	18.9	1.6	1.4
	4.st	26	13.6	16.4	4	1.9
	5.st	29.5	13.6	12.0	7.1	3.8
	5.5.st	30	13.0	9.2	8.2	4.5
Anoksik	7.st	20	13.1	8.7	0.05	0.8



Şekil 5.17. SET VIII'de R2 reaktöründe çevrim içi fazlarda zamana karşı KOİ, azot türleri ve fosfor profilleri

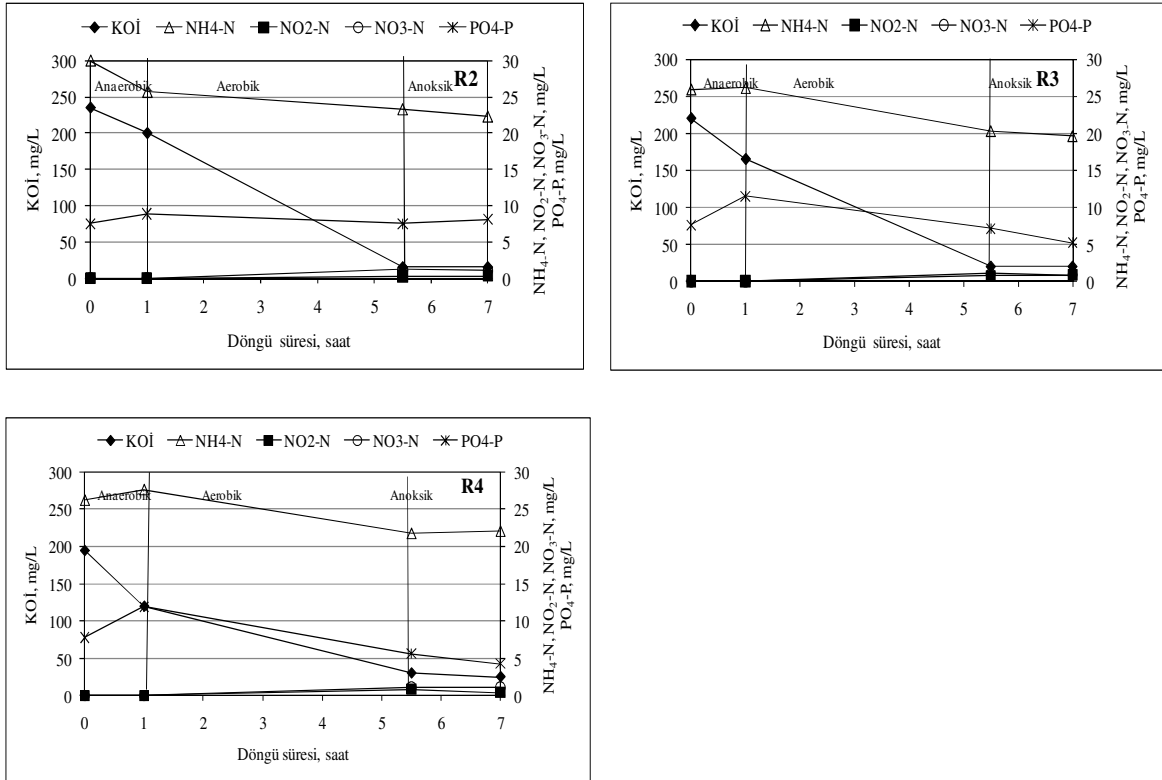
5.1.1.2.6. Biyofilm Analiz Sonuçları

Karbon kaynağı asetat kullanıldığında 8 saatlik döngüde SET VIII'de R2, R3 ve R4 reaktöründe sadece biyofilm ile fazlarda KOİ, azot türleri ve fosfor konsantrasyonu değişimi Tablo 5.7 ve Şekil 5.18'de verilmiştir. R2 reaktöründe 235 mg/L başlangıç KOİ konsantrasyonu anoksik fazın sonunda 15 mg/L olmuştur. Anaerobik fazda başlangıçtaki KOİ'nin %15'i giderilmiştir. KOİ'nin çoğunluğu aerobik fazda aerobik oksidasyonla giderilmiştir. %94 giderim verimi elde edilmiştir. 7.5 mg/L başlangıç PO₄-P konsantrasyonu anoksik fazın sonunda 8.1 mg/L olmuştur. Anaerobik fazda 1.9 mg/L kadar PO₄-P salınmıştır. Giderim olmadığı gibi anoksik fazın sonunda fosfor salınımı (0.6 mg PO₄-P/L kadar) gerçekleşmiştir. 30 mg/L başlangıç NH₄-N konsantrasyonu anoksik fazın sonunda 22.3 mg/L olmuştur. %26 giderim verimi elde edilmiştir. Aerobik fazda nitrit ve nitrat oluşumu gözlenmemiştir. Biyofilmde nitrifikasyon organizmalarının mevcut olmadığı ve heterotrofik bakterilerin olduğunu ifade edilebilir. Biyofilm konsantrasyonu 1667 mg/L'dir.

R3 reaktöründe 220 mg/L başlangıç KOİ konsantrasyonu anoksik fazın sonunda 20 mg/L olmuştur. %91 giderim verimi elde edilmiştir. Başlangıçtaki KOİ'nin %25'i anaerobik fazda giderilirken artakalanı aerobik fazda aerobik oksidasyonla giderilmiştir. 7.6 mg/L başlangıç PO₄-P konsantrasyonu anoksik fazın sonunda 5.2 mg/L olmuş ve %32 verim elde edilmiştir. Anaerobik fazda fosfor salınımı (3.9 mg PO₄-P/L kadar) gözlenmiştir. 26 mg/L olan başlangıç NH₄-N konsantrasyonu anoksik fazın sonunda 19.6

mg/L olmuştur. %25 giderim verimi elde edilmiştir. Aerobik fazın sonunda nitrit ve nitrat gözlenmemiştir. Denitrifikasyonun gerçekleşmesi için anoksik fazda nitrit ve/veya nitrat ve organik madde olması gerekmektedir. Anoksik fazda nitrit ve/veya nitrat mevcut olmadığı için denitrifikasyon da meydana gelmemiştir. Biyofilm konsantrasyonu 3358 mg/L'dir.

R4 reaktöründe 195 mg/L başlangıç KOİ konsantrasyonu anoksik fazın sonunda 25 mg/L olmuştur. KOİ'nin %38'i anaerobik fazda giderilirken diğeri aerobik fazda giderilmiştir. Toplam verim %87 olmuştur. Anoksik fazda pek KOİ konsantrasyonu değişmemiştir. 7.8 mg/L olan PO_4 -P konsantrasyonu anoksik fazın sonunda 4.3 mg/L olmuştur. %45 kadar verim elde edilmiştir. Anaerobik fazda fosfor salınımı (4.1 mg PO_4 -P/L kadar) gözlenmiştir. 26.2 mg/L olan başlangıç NH_4 -N konsantrasyonu anoksik fazın sonunda 22.1 mg/L olmuş ve %17 kadar düşük miktarda giderim verimi elde edilmiştir. Aerobik fazda nitrit ve nitrat gözlenmemiştir. Çıkışta yüksek miktarda NH_4 -N bulunmuştur. Biyofilm konsantrasyonu 5000 mg/L'dir.

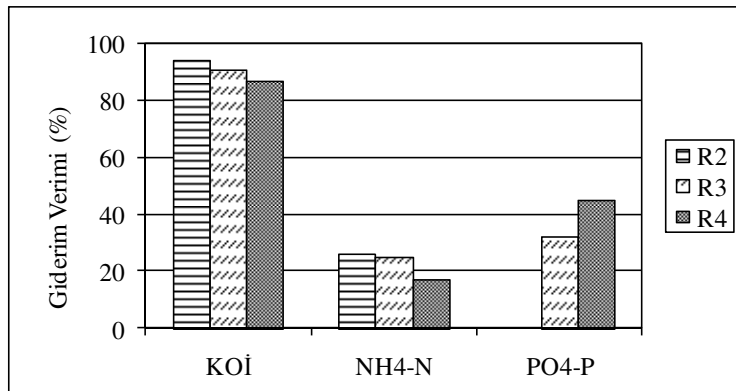


Şekil 5.18. SET VIII'de R2, R3 ve R4 reaktöründe sadece biyofilm ile fazlarda KOİ, azot türleri ve fosfor konsantrasyonu değişimi

Tablo 5.7. SET VIII’de R2, R3 ve R4 reaktöründe sadece biyofilm ile fazlarda KOİ, azot türleri ve fosfor konsantrasyonu değişimi

		KOİ (mg/L)	PO ₄ -P (mg/L)	NH ₄ -N (mg/L)	NO ₂ -N (mg/L)	NO ₃ -N (mg/L)
R2	Başlangıç (T=0)	235	7.5	30	-	-
	Anaerobik (1 st)	200	8.9	25.7	-	-
	Aerobik (4.5 st)	15	7.5	23.3	0.28	1.2
	Anoksik (1.5 st)	15	8.1	22.3	0.35	1.1
R3	Başlangıç	220	7.6	26	-	-
	Anaerobik (1 st)	165	11.5	26.2	-	-
	Aerobik (4.5 st)	20	7.1	20.3	0.73	1.0
	Anoksik (1.5 st)	20	5.2	19.6	0.8	0.8
R4	Başlangıç (T=0)	195	7.8	26.2	-	-
	Anaerobik (1 st)	120	11.9	27.6	-	-
	Aerobik (4.5 st)	30	5.6	21.8	0.88	1.1
	Anoksik (1.5 st)	25	4.3	22.1	0.4	1.1

SET VIII’de sadece biyofilm ile elde edilen giderim verimleri Tablo 5.8’de ve Şekil 5.19’da verilmiştir. Asetat ile beslenen biyofilm reaktörlerde R2, R3 ve R4’te KOİ giderim verimleri sırasıyla %94, %91 ve %87 olarak elde edilmiştir. NH₄-N giderim verimleri sırasıyla %26, %25 ve %17 olmuştur. PO₄-P giderim verimleri sırasıyla %0, %32 ve %45 olarak bulunmuştur. Taşıyıcı malzeme miktarı yüksek olan reaktörlerde fosfor giderim verimi daha iyi olmuştur. Fosfor biriktiren organizmaların bulunduğunu ifade edebiliriz. KOİ ve NH₄-N verimi ise taşıyıcı malzeme miktarı düşük olan reaktörde daha iyi olmuştur.



Şekil 5.19. SET VIII’de sadece biyofilm ile giderim verimleri

Tablo 5.8. SET VIII’de sadece biyofilm ile giderim verimleri

	Giderim Verimleri (%)		
	KOİ	NH ₄ -N	PO ₄ -P
R2	94	26	0
R3	91	25	32
R4	87	17	45

5.1.2. Karbon Kaynağı Olarak Glukoz

5.1.2.1. SET IV, V ve VI Deneysel Çalışma Sonuçları

Tablo 4.4’te görüldüğü gibi SET IV, V ve VI’da glukoz karbon kaynağı, (NH₄)₂SO₄ azot kaynağı, KH₂PO₄ fosfor kaynağı, MgSO₄.7H₂O magnezyum kaynağı ve CaCl₂.2H₂O kalsiyum kaynağı olarak kullanılmıştır. Alkalinite için NaHCO₃ kullanılmıştır. SET IV’te kullanılan sentetik atıksu 1000 mg/L KOİ, 50 mg/L NH₄-N ve 15 mg/L PO₄-P içermiştir. Günde 4 çevrim uygulanarak her bir çevrim 30 dk anaerobik faz, 180 dk aerobik faz, 90 dk anoksik faz, 50 dk çökeltme ve 10 dk doldurma+boşaltma fazlarından ibaret olmuştur. Her bir çevrim süresi 6 saat olmuştur. Bu şekilde işletim 0-41. gün arasında uygulanmıştır. SET V’te NH₄-N konsantrasyonu ve alkalinite miktarı (sırasıyla 100 mg NH₄-N/L ve 856 mg HCO₃⁻/L) hariç SET IV’deki ile aynı şartlar uygulanmıştır. 42-70. gün arasında uygulanmıştır. Her iki SET’te işletme çamur yaşı malzeme üzerinde biriken katılar dikkate alınmaksızın karışık sıvı askıda katı madde ölçümü baz alındığında yaklaşık 10 gündür. SET VI’da çökeltme fazı kaldırılarak sistemde çamur yaşı hidrolik bekleme süresi ile aynı tutulmuştur. Her çevrim sonunda R2, R3 ve R4 reaktörlerinden 600 mL içerik atılmış ve çevrim başında tekrar 600 mL sentetik atıksu beslemesi yapılmıştır. 71-101. Gün arasında bu şekilde çalışılmıştır.

5.1.2.1.1. ÇO ve pH Değişimi

R1, R2, R3 ve R4 reaktörlerinde farklı fazlardaki çözünmüş oksijen (ÇO) konsantrasyonları Şekil 5.20’de verilmiştir. Tüm setlerde R1, R2, R3 ve R4 reaktörlerinde başlangıçta, anaerobik ve anoksik fazların sonunda ÇO konsantrasyonu 0.5 mg/L’nin altında olmuştur. Çoğunlukla 0 mg/L’e yakındır. Aerobik fazın sonunda R1 reaktöründe

SET IV'te ÇO konsantrasyonu 4-5 mg/L, SET V'te 2-4 mg/L, SET VI'da 4-6 mg/L aralığında değişmiştir. R2, R3 ve R4 reaktörlerinde SET IV ve V'de 3-4 mg/L iken SET VI'de 4-5 mg/L aralığındadır. SET VI'da askıda biyokütle baz alındığında çamur yaşı hidrolik bekleme süresiyle aynı tutulmuştur. Reaktördeki biyokütle konsantrasyonu SET IV ve V'teki biyokütle konsantrasyonundan daha düşük olması ÇO konsantrasyonun yüksek olmasında etkili olabilir. Literatürde askıda büyümeli sistemlerde nitrifikasyonun gerçekleşmesi için ÇO konsantrasyonunun en az 2 mg/L olması gerektiği belirtilmektedir. Hareketli yataklı biyofilm reaktörlerde organik madde oksidasyonu için 2 mg/L ve nitrifikasyon için 3 mg/L'den daha fazla olması istenmektedir. Bu durumda sistemde nitrifikasyon için yeterli miktarda çözünmüş oksijenin olduğunu söylemek mümkündür. Ancak oksijenin biyofilme geçişi sınırlayıcı bir faktör olabilir.

Biyolojik bir sistemin pH değerleri mikrobiyal reaksiyonlara yanıt vermekte ve devam eden biyolojik reaksiyonların iyi bir göstergesi olmaktadır. R1, R2, R3 ve R4 reaktörlerinde farklı fazlardaki pH değerleri Şekil 5.21'de verilmiştir. Anaerobik fazın sonunda SET IV'te R1 reaktöründe 6.2-6.5 aralığında değişirken R2, R3 ve R4 reaktörlerinde pH değerleri hemen hemen aynı olup 6.4-6.7 aralığında seyretmiştir. SET V'de tüm reaktörlerde aynı olup 6.7-7.0 aralığında bulunurken SET VI'da biraz farklılık gözlenmiştir. R1 için 6.3-6.6, R2 için 6.6-7.0, R3 ve R4 reaktöründeki değerler 6.5-6.7 olmuştur. Bu SET'te anaerobik fazda KOİ azalması gözlenmiştir. Çoğunlukla fermentasyon yan ürünlerinden dolayı anaerobik fazda pH değerinde azalma gözlenmiştir. Çalışmalarında karbon kaynağı olarak glikoz kullanan Kumar ve Chaudhari (2003)'ın elde ettikleri sonuçlarla uyushmaktadır.

Aerobik fazın sonunda R1, R2, R3 ve R4 reaktörlerinde SET IV'te aynı olan pH değerleri 7.6-7.9 aralığında yer alırken SET V'te çok az bir fark olmak üzere 7.8-8.3 aralığında değişmiştir. SET V'teki alkalinite miktarının SET IV'ten fazla olması aerobik fazda pH değerinin biraz yüksek olmasına neden olmuş olabilir. SET VI'da ise R1 ve R2 reaktörlerindeki pH değerleri birbirine yakın (7.7-8.1) iken R3 ve R4 reaktörlerindeki değerler de birbirine yakın (7.4-8.1) olmuştur. Aerobik kademede organik madde tüketimi sonucu meydana gelen CO₂ sıyrmasından dolayı sistemde pH değerinde bir artış gözlenmiştir (Kumar ve Chaudhari, 2003).

Anoksik fazın sonunda pH değerleri tüm reaktörlerde birbirine yakın olup SET IV'da 7.0-7.3, SET V'te 7.3-7.7 ve SET VI'da 7.0-7.5 aralığında değişmiştir. Anoksik fazda pH değerlerinde düşüş gözlenmiştir. Anoksik fazda denitrifikasyon gerçekleştiğinde

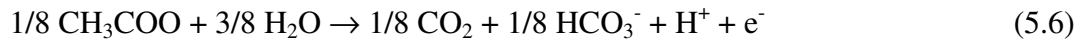
pH değerinde yükselme görülür. Fakat bu fazda nitrit ve nitrat mevcut olmadığından anaerobik faz gibi olmuştur. Bu durum pH düşüşünde etkili olabilir. Şekil 5.21’de görüldüğü gibi pH değerleri anaerobik fazda 6.2 değerine kadar düşerken aerobik fazda 8.3’e kadar yükselmiş ve anoksik fazda pH 7’e kadar tekrar düşmüştür.

Diğer SET’lere göre SET V’te pH değerleri yüksek gözlenmiştir. Tüm SET’lerde organik madde miktarı aynı olmasına rağmen SET V’te pH değerleri yükselmiştir. SET V’te 100 mg/L NH₄-N ve buna paralel olarak nitrifikasyon için ortamda yeterli alkalinite sağlamak için alkalinite kullanılmıştır. N/HCO₃ (1/8) oranı temin edilmiştir. SET V’te kullanılan atıksudaki alkalinite diğer SET’lerin 2 katı kadardır. Suyun havalandırması esnasında meydana gelen pH değişimleri suyun alkalinitesi ile ilgilidir. CO₂ asidik bir gaz olduğundan CO₂’ın uzaklaştırılması ile

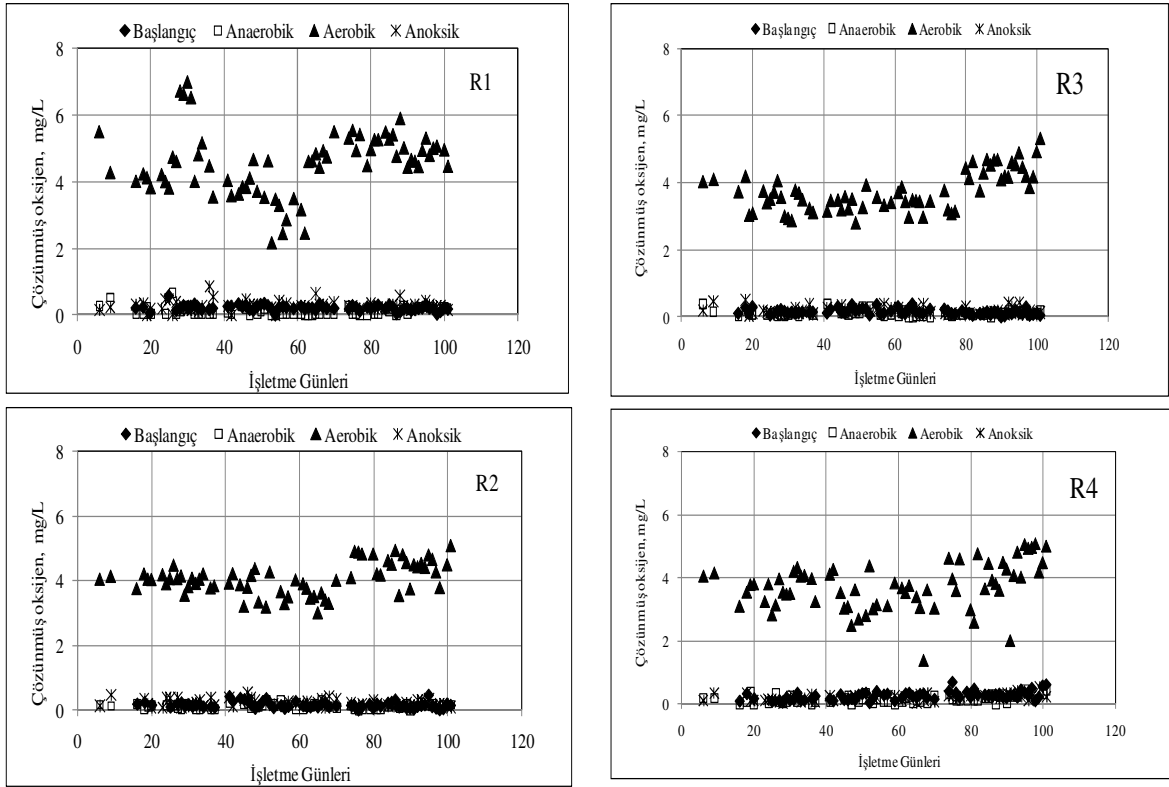


bağıntısına göre suyun pH’sı yükselir. Yüksek alkalinite içeren su ile havalandırma sonucu daha yüksek pH değerleri elde edilecektir. Organik maddenin biyolojik oksidasyonu ile CO₂ oluşmaktadır. Bu durumda sudaki CO₂’ın kısmi basıncı atmosferdeki kısmi basıncı aşmakta ve CO₂ su ortamından havaya kaçmaktadır. Böylece pH yükselmesine neden olmaktadır (Şengül ve Müezzinoğlu, 1993).

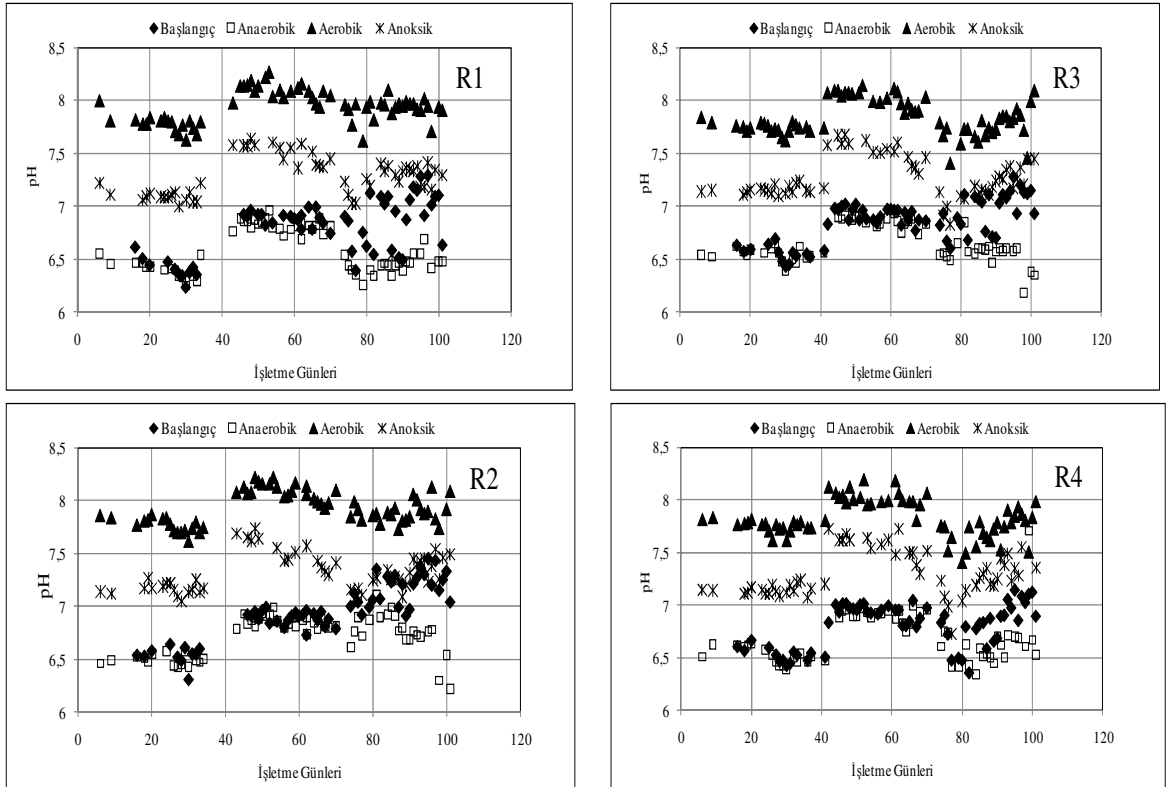
Asetat ve glikoz içeren sentetik atıksu aynı miktarda alkalinite içermesine rağmen havalandırma fazında asetat içeren atıksuyun pH değeri glikozdan daha yüksek olmuştur. Asetatın oksidasyonu ile



reaksiyonlarına göre alkalinite (HCO₃⁻) ve CO₂ üretilmektedir. Suyun alkalinitesi artmakta ve havalandırma sonucunda daha yüksek pH değerleri elde edilmektedir.



Şekil 5.20. SET IV, V ve VI'da tüm reaktörlerde fazlardaki ÇO konsantrasyonları



Şekil 5.21. SET IV, V ve VI'da tüm reaktörlerde fazlardaki pH değerleri

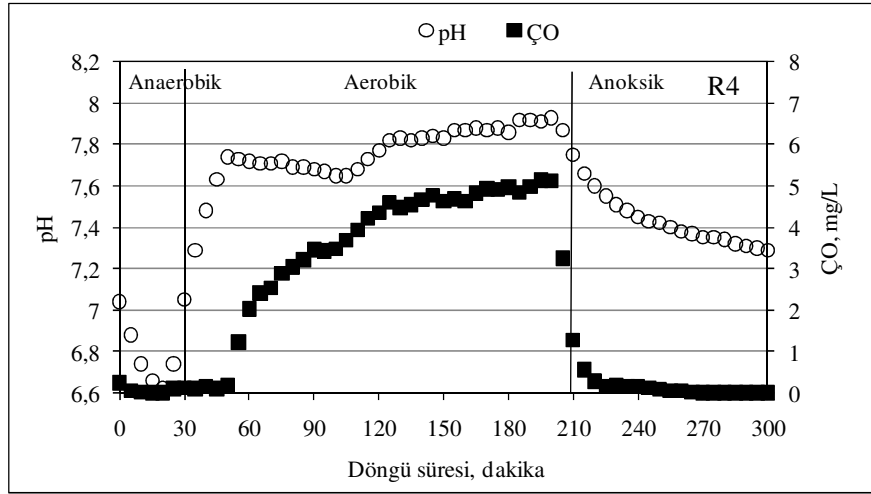
Şekil 5.22 SET IV'te ve Şekil 5.23 SET V'te R4 reaktöründe döngü süresince pH ve ÇO'nin zamanla değişimini göstermektedir. Tüm reaktörlerdeki atıksu özelliği ve işletme şartları aynı olduğu için temsili olarak sadece bir reaktördeki değişim verilmiştir. Anaerobik ortamda ÇO ve nitrat konsantrasyonları sıfıra eşit veya sıfıra yakın olduğunda pek çok redüksiyon substratların var olduğu bilinmektedir. Temel reaksiyon fermentasyon ve organik substratın hidrolizi ve aynı zamanda P salınımıdır. P salınımı, fermentasyon ve hidroliz reaksiyonu (H^+) üretmekte ve sonuç olarak pH girişten anaerobik bölgeye kadar düşmektedir. P salınımı ve organik maddenin degradasyonu ne kadar fazla olursa pH azalması da o kadar fazla olur (Wang vd., 2006). SET IV'te anaerobik fazda, pH değeri 7.04'ten 6.74'e kadar ve SET V'te 7.03'ten 6.95'e kadar düşmüştür. Bu fazda Ç.O konsantrasyonu SET IV'te 0.24 mg/L'den 0 mg/L'e kadar ve SET V'te 0.18 mg/L'den 0 mg/L'e kadar düşmüştür. pH azalması temel olarak fermentatif asidifikasyon ve glikozun hidrolizi ve mikroorganizmalar tarafından ortaya çıkarılan organik madde degradasyonu süresince meydana gelen küçük moleküllü asit üretiminden dolayıdır (Zhang vd., 2009). Anaerobik fazda P salınımı olmadığı için pH azalmasında katkısı olmamıştır. SET V'te anaerobik fazda pH düşüşü SET IV'ten daha az olmuştur. SET V'teki besleme atıksuyunun alkalinitesinin SET IV'tekinin iki katı olmasından dolayıdır.

Aerobik bölgede temel biyokimyasal reaksiyon organik madde degradasyonu, nitrifikasyon ve aerobik P alımıdır. pH'nın ya artması ya da azalması oldukça komplekstir. Nitrifikasyonun (H^+) ürettiği ve aerobik P alım reaksiyonun (OH^-) ürettiği gerçektir. Nitrifiye olan amonyum birimi başına tüketilen alkalinite 7.07 mg ($CaCO_3$) iken P alımı başına 3.5 mg alkalinite ($CaCO_3$) üretilmektedir. Organik madde degradasyonu sırasında üretilen CO_2 'in havalandırma vasıtasıyla sıyrılması sonucu pH artmaktadır (Wang vd., 2006).

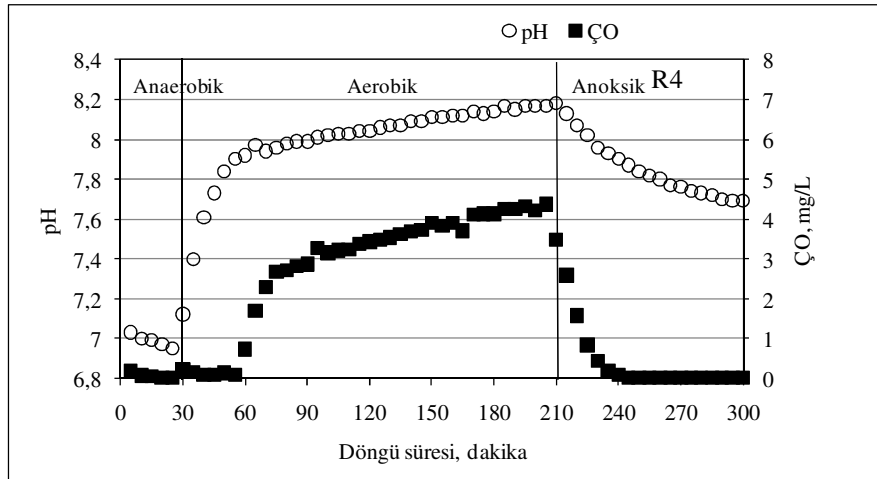
SET IV'te aerobik fazda pH değeri 6.74'ten başlayıp aerobik fazın sonunda 7.93'e ve SET V'te 6.95'ten 8.18'e kadar artış göstermiştir. pH yükselmesi sistemde KOİ tüketimi ve CO_2 sıyrılmasında dolayıdır (Kumar ve Chaudhari, 2003). Glikoz degradasyonu asetata göre daha zor ve uzun zaman aldığı için aerobik faz boyunca pH artışı sürekli devam etmiştir. SET IV'te aerobik fazda ÇO konsantrasyonu 0 mg/L'den başlayıp aerobik fazın sonunda 5 mg/L'e ve SET V'te 4.37 mg/L'e kadar yükselmiştir.

Anoksik fazda SET IV'te pH değeri 7.93'ten'den 7.29'e ve SET V'te 8.18'den 7.69'a kadar düşmüştür. Her iki SET'te ÇO konsantrasyonu yaklaşık 30 dk içinde 0 mg/L'e düşmüştür. Anoksik ortamda biyokimyasal reaksiyon denitrifikasyon, anoksik P

alımıdır. Hem denitrifikasyon hem de anoksik P alım reaksiyonu (OH^-) üretmekte ve pH artmaktadır (Wang vd., 2006). Anoksik fazda denitrifikasyon gerçekleşmesi için nitrat ve yeterli karbon kaynağının olması gerekmektedir. Anoksik fazda nitrat bulunmadığı için denitrifikasyon meydana gelmemiştir. Bu fazda anaerobik şartlar baskın olmuştur.



Şekil 5.22. SET IV'te R4 reaktöründe çevrim içinde zamana karşı pH ve ÇO profilleri



Şekil 5.23. SET V'te R4 reaktöründe çevrim içinde zamana karşı pH ve ÇO profilleri

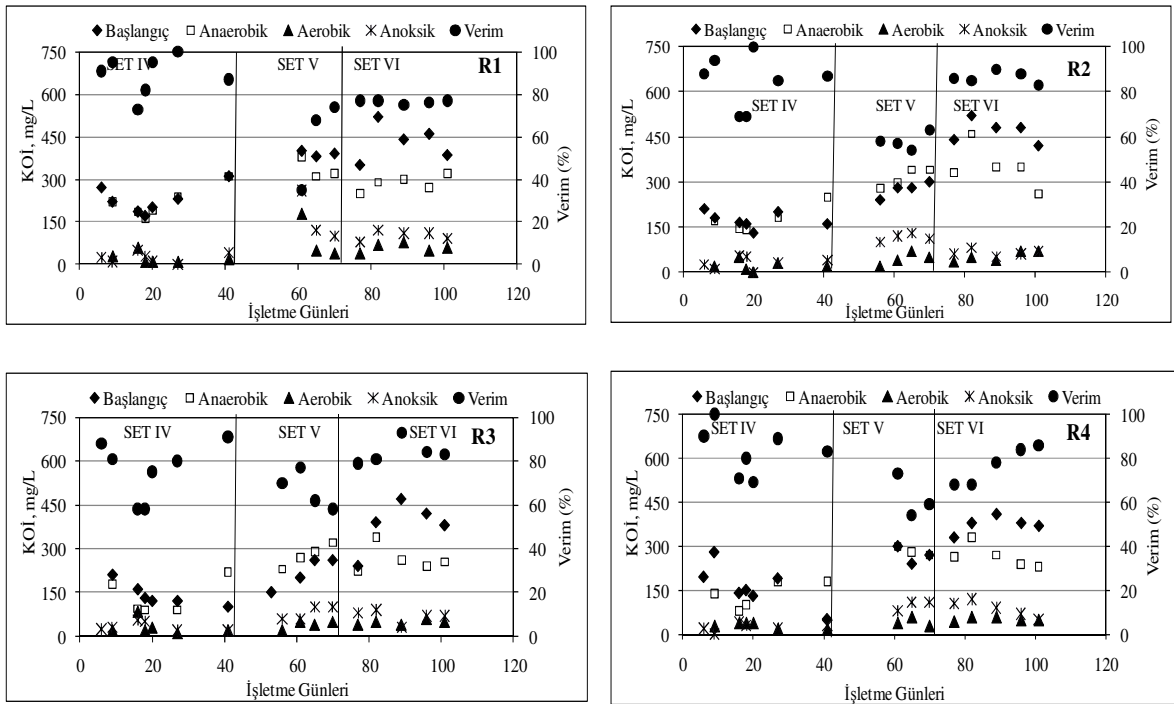
5.1.2.1.2. Organik Madde Giderimi

SET IV, V ve VI'da reaktörlerde döngünün başında ve fazların sonunda KOİ konsantrasyonları ve giderim verimleri Şekil 5.24'te verilmiştir. SET IV'te R1 reaktöründe başlangıçta KOİ konsantrasyonları 170-310 mg/L aralığında iken anoksik fazın sonunda 0-50 mg/L olmuştur. %73-100 arasında değişen KOİ giderim verimi elde edilmiştir. Şekil 5.24'te görüldüğü gibi anaerobik ve anoksik fazda KOİ giderimi pek gözlenmemiştir. SET V'te başlangıçta 380-400 mg/L aralığında seyredirken anoksik fazın sonunda 100-260 mg/L aralığında değişmiştir. %35-74 aralığında KOİ giderimi elde edilmiştir. 20-70 mg/L kadar bir KOİ anaerobik fazda giderilirken diğeri ise aerobik fazda giderilmiştir. Şekil 5.24'te görüldüğü gibi anoksik fazda KOİ konsantrasyonu oldukça yükselmiştir. SET VI'da başlangıçta KOİ konsantrasyonu 250-320 mg/L aralığında seyredirken anoksik fazın sonunda 80-120 mg/L olmuştur. KOİ giderim verimi %75-77 aralığında elde edilmiştir. Anaerobik ve aerobik fazda KOİ giderimi gözlenirken anoksik fazda KOİ konsantrasyonunda artış gözlenmiştir. Aerobik fazda KOİ konsantrasyonu 80 mg/L'nin altında iken anoksik fazda 120 mg/L'e kadar çıkmıştır.

R2 reaktöründe SET IV'te döngünün başlangıcında KOİ konsantrasyonları 130-210 mg/L aralığında seyredirken anoksik fazın sonunda 0-55 mg/L aralığında yer almıştır. Elde edilen KOİ giderim verimi %69-100 aralığında değişmiştir. SET V'te döngünün başında ve anoksik fazın sonunda KOİ konsantrasyonları sırasıyla 240-300 mg/L ve 100-130 mg/L aralığında değişmiş olup KOİ giderim verimleri %54-63 olarak bulunmuştur. SET IV'te elde edilen KOİ giderim verimleriyle karşılaştırıldığında oldukça düşüktür. Şekil 5.24'te görüldüğü gibi bu sette anaerobik fazdaki KOİ konsantrasyonu başlangıçtaki konsantrasyondan ve anoksik fazdaki konsantrasyonlar ise aerobik fazdakilerden daha yüksek görünmüştür. SET VI'da döngünün başında ve anoksik fazın sonunda KOİ konsantrasyonları sırasıyla 420-520 mg/L ve 50-80 mg/L aralığında değişmiştir. KOİ giderim verimleri %83-90 olup SET V'teki değerlerle karşılaştırıldığında oldukça yüksektir. KOİ'nin yaklaşık %12-38'i anaerobik fazda giderilirken artakalanı ise aerobik fazda giderilmiştir. Anoksik fazda ise çok fazla KOİ değişimi gözlenmemiştir.

R3 reaktöründe SET IV'te döngünün başlangıcında ve anoksik fazın sonunda KOİ konsantrasyonları sırasıyla 100-210 mg/L ve 20-55 mg/L aralığında değişmiştir. %58-91 aralığında KOİ giderim verimi elde edilmiştir. SET V'te döngünün başında ve anoksik fazın sonunda KOİ konsantrasyonları sırasıyla 200-260 mg/L ve 60-100 mg/L aralığında

değişmiş olup %58-77 aralığında KOİ giderim verimleri gözlenmiştir. SET IV'te elde edilen KOİ giderim verimleriyle karşılaştırıldığında oldukça düşüktür. R2 reaktöründe görülen bulgular R3 reaktöründe de gözlenmiştir. SET VI'da döngünün başında ve anoksik fazların sonunda KOİ konsantrasyonları sırasıyla 380-470 mg/L ve 30-90 mg/L aralığında değişmiştir. %79-93 arasında KOİ giderim verimleri elde edilmiştir. SET V'ten daha yüksek giderim verimleri sağlanmıştır. KOİ'nin yaklaşık %28-42'i anaerobik fazda giderilirken artakalanı ise aerobik fazda giderilmiştir. Anoksik fazda ise çok az bir KOİ artışı gözlenmiştir.



Şekil 5.24. SET IV, V ve VI'da R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe fazlardaki KOİ konsantrasyonu ve giderim verimi

R4 reaktöründe SET IV'te döngünün başlangıcında ve anoksik fazların sonunda KOİ konsantrasyonları sırasıyla 130-280 mg/L, ve 0-40 mg/L aralığında değişmiştir. %69-100 aralığında KOİ giderim verimi elde edilmiştir. Anaerobik ve aerobik fazda KOİ giderimi gözlenmiştir. Anoksik fazda çok fazla değişim olmamıştır. SET V'te döngünün başında ve anoksik fazın sonunda KOİ konsantrasyonları sırasıyla 240-300 mg/L ve 80-110 mg/L aralığında değişmiş olup %54-73 aralığında KOİ giderim verimleri gözlenmiştir. SET IV'te elde edilen KOİ giderim verimlerinden daha düşük giderim verimleri elde

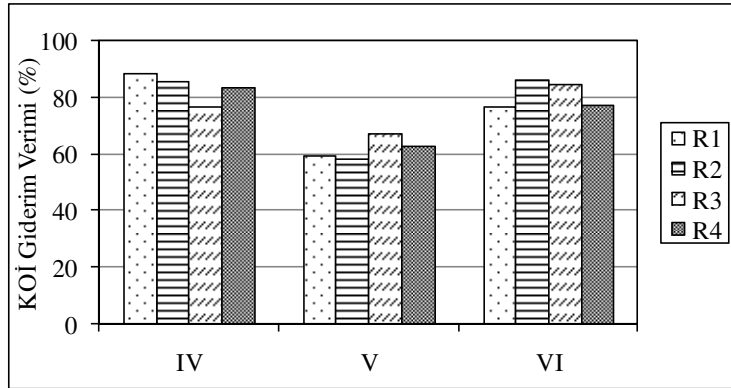
edilmiştir. Aerobik fazın sonunda KOİ konsantrasyonu 60 mg/L'nin altında iken anoksik fazın sonunda 110 mg/L'e kadar çıkmıştır. SET VI'da döngünün başında ve anoksik fazın sonunda KOİ konsantrasyonları sırasıyla 330-410 mg/L ve 50-120 mg/L aralığında değişmiştir. %68-86 arasında KOİ giderim verimleri elde edilmiştir. SET V'ten daha yüksek giderim verimleri sağlanmıştır. KOİ'nin yaklaşık %13-38'i anaerobik fazda giderilirken artakalanı ise aerobik fazda giderilmiştir. Anoksik fazda ise çok az bir KOİ artışı gözlenmiştir.

SET IV'te reaktörlerdeki askıda biyokütle 5520-7100 mg/L ve SET V'te 5320-7180 mg/L olup oldukça yüksek değerlerdir. Bağlı biyokütle R2 reaktöründe 2158-3268 mg/L, R3 reaktöründe 3657-5562 mg/L ve R4 reaktöründe 4149-6692 mg/L aralığında olmuştur. Görüldüğü gibi toplam biyokütle konsantrasyonu tüm reaktörlerde oldukça yüksektir. Atıksudaki glukoz biyokütle içine alınmış ve böylece başlangıçta reaktördeki KOİ konsantrasyonunun olması gereken değerlerden daha düşük olarak ölçülmesine neden olmuştur. Bu durum anaerobik fazda KOİ giderimi gerçekleşmemiş gibi görünmesine ve toplam giderim veriminin düşük görünmesine neden olmuştur. Gerçekte verim daha yüksek olabilir.

SET V'te anoksik fazlarda KOİ konsantrasyonlarında artış gözlenmiştir. Sistemde nitrifikasyon gerçekleşmediği için nitrifikasyon ürünü olan nitrat anoksik fazda bulunmamış ve anoksik şartlar gerçekleşmemiştir. Bu sette 100 mg/L kadar yüksek amonyum azotu konsantrasyonu sistem üzerinde olumsuz etki yapmış olabilir. Bilindiği gibi serbest amonyak konsantrasyonu amonyum azotu konsantrasyonu, pH ve sıcaklığa bağlıdır. Bu faktörlerin artışıyla artmaktadır. Aerobik fazda pH 8'e kadar yükselmiştir. Sıcaklık 25 °C ve amonyum azotu konsantrasyonu 100 mg/L kadardır. Bu durum serbest amonyak konsantrasyonunun yüksek olmasına neden olmuştur. Membran boyunca yüksek geçirgenliğe sahip serbest amonyak mikrobiyal kütleyi olumsuz etkilemektedir. Winter (1997) ve Wittman vd.(1995)'e göre serbest amonyak hücre içi (intraselüler) pH'ı değiştirebilir ve bakım enerji ihtiyaçlarını artırabilir veya spesifik enzimatik reaksiyonları inhibe edebilir (Yang vd., 2004).

Bir diğer ihtimal yoğun olan biyokütlenin ortamda yeterli besin maddesi bulamaması sonucunda iç solunum fazına girmiş olabilmesidir. Böylece çözünmüş mikrobiyal ürünler çıkış KOİ konsantrasyonunu artırmaktadır. Bu fazda elektron alıcı olarak nitrit veya nitrat olmadığı için sistem anaerobik çürütücü gibi çalışmış olabilir.

SET IV, V ve VI'da ortalama olarak KOİ giderim verimleri Tablo 5.9 ve Şekil 5.25'te verilmiştir. R1, R2, R3 ve R4 reaktörlerinde elde edilen ortalama KOİ giderim verimleri SET IV'te sırasıyla %88, %85, %76 ve %83, SET V'te %59, %58, %67 ve %62 ve SET VI'da %76, %86, %84 ve %77 olmuştur. En yüksek verimler R3 reaktörü hariç SET IV'te ve en düşük giderimler SET V'te elde edilmiştir. SET V'te çıkıştaki konsantrasyonlar aşırı derecede yüksek olmuştur. SET VI'da biyofilm reaktörlerde giderim verimi (%77-86) klasik reaktör olan R1'den (%76) daha yüksek olmuştur. Biyofilm reaktörlerde taşıyıcı malzeme miktarı az olan reaktörde verim daha iyi gözlenmiştir. Malzeme miktarı artıkça verim düşmüştür. En yüksek verim (%86) %30 taşıyıcı malzeme içeren reaktörde ve en düşük verim (%77) %65 taşıyıcı malzeme içeren reaktörde elde edilmiştir. Verim düşüşü muhtemelen malzeme üzerindeki biyokütlenin yaşının veya biyokütle konsantrasyonunun yüksek olmasıyla ilgili olabilir. SET IV ve SET VI'da KOİ/N/P oranı 100/5/1.5 ve SET V'te KOİ/N/P oranı 100/10/1.5'dir. SET V'te amonyum azotunun yüksek olması sistemin verimini düşürmüştür. SET IV ve SET VI'da KOİ/N/P oranı aynı olmasına rağmen giderim verimi farklı olmuştur. Çamur yaşı (ÇY) ve hidrolik bekleme süresinin (HBS) farklı olmasından kaynaklanmıştır. SET IV'te çamur yaşı yüksek iken SET VI'da HBS'e eşit olmuştur. Bu nedenle de verimler farklı olmuştur.



Şekil 5.25. SET IV, V ve VI'da ortalama olarak KOİ giderim verimi

Tablo 5.9. SET IV, V ve VI’da ortalama olarak KOİ giderim verimleri

SET	Ortalama Giderim Verimleri (%)			
	R1	R2	R3	R4
IV	88	85	76	83
V	59	58	67	62
VI	76	86	84	77

5.1.2.1.3. Amonyum Giderimi

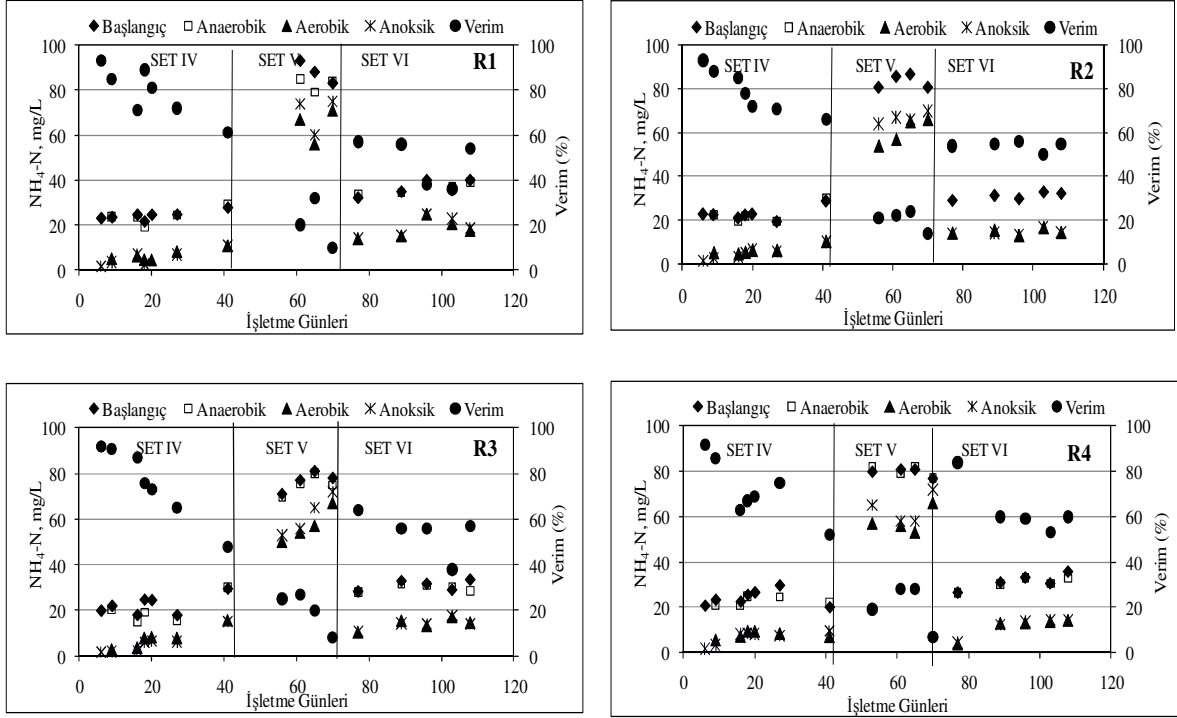
SET IV, V ve VI’da reaktörlerde döngünün başında ve fazların sonunda $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları ve giderim verimleri Şekil 5.26’da verilmiştir. SET IV’te başlangıçtaki ve anoksik fazın sonundaki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları 23.0-27.7 mg/L ve 1.5-10.9 mg/L aralığında değişmiş olup %61-93 arasında giderim verimi elde edilmiştir. SET V’te başlangıçtaki ve anoksik fazın sonundaki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları 83-93 mg/L ve 60-75 mg/L aralığında değişmiştir. Çıkıştaki konsantrasyonlar aşırı derecede yüksektir. Çok düşük giderim verimleri gözlenilmiştir. Giderim verimi %10-32 aralığında değişmiştir. SET VI’da 32.1-39.9 mg/L ve 13.9-24.4 mg/L aralığında olup %36-57 kadar giderim verimi gözlenmiştir.

R2 reaktöründe SET IV’te başlangıçtaki ve anoksik fazın sonundaki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları 19.5-29 mg/L ve 1.5-10 mg/L aralığında değişmiş olup %66-93 arasında giderim verimi elde edilmiştir. SET V’te başlangıçtaki ve anoksik fazın sonundaki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları 81-87 mg/L ve 64-70 mg/L aralığında değişmiştir. Giderim verimi %10-32 aralığında değişmiştir. SET VI’da 29.2-33.1 mg/L ve 13.2-16.7 mg/L aralığında olup %50-56 kadar giderim verimi gözlenmiştir.

R3 reaktöründe SET IV’te başlangıçtaki ve anoksik fazın sonundaki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları 17.8-29.4 mg/L ve 1.6-15.2 mg/L aralığında değişmiş olup %48-92 arasında giderim verimi elde edilmiştir. SET V’te başlangıçtaki ve anoksik fazın sonundaki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları 71-81 mg/L ve 53-72 mg/L aralığında değişmiştir. Giderim verimi %8-27 aralığında değişmiştir. SET VI’da 28.2-33.4 mg/L ve 10.8-17.9 mg/L aralığında olup %38-64 kadar giderim verimi gözlenmiştir.

R4 reaktöründe SET IV’te başlangıçtaki ve anoksik fazın sonundaki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları 19.9-29.9 mg/L ve 1.7-9.5 mg/L aralığında değişmiş olup %52-92 arasında giderim verimi elde edilmiştir. SET V’te başlangıçtaki ve anoksik fazın sonundaki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları 77-81 mg/L ve 58-72 mg/L aralığında değişmiştir. Giderim

verimi %7-28 aralığında değişmiştir. SET VI'da 26.4-35.7 mg/L ve 4.3-14.3 mg/L aralığında olup %53-84 kadar giderim verimi gözlenmiştir.



Şekil 5.26. SET IV, V ve VI'da R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe fazlardaki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu ve giderim verimi

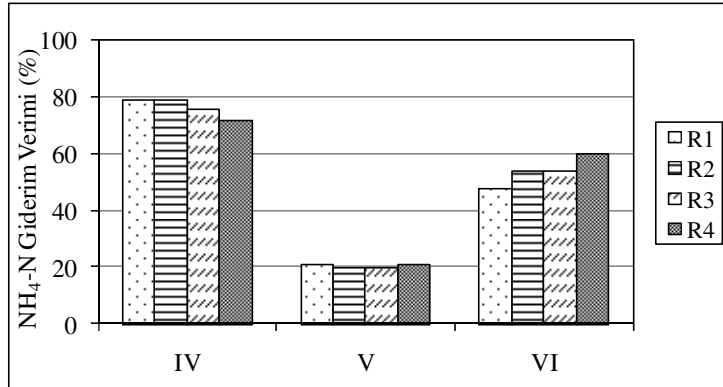
SET IV, V ve VI'da ortalama $\text{NH}_4\text{-N}$ giderim verimi Tablo 5.10 ve Şekil 5.27'de verilmiştir. R1, R2, R3 ve R4 reaktörlerinde elde edilen ortalama $\text{NH}_4\text{-N}$ giderim verimleri SET IV'te sırasıyla %79, %79, %76 ve %72, SET V'te %21, %20, %20 ve %21 ve SET VI'da %48, %54, %54 ve %60 olmuştur. En yüksek verimler SET IV'te ve en düşük giderimler SET V'te elde edilmiştir. SET V'te çıkıştaki konsantrasyonlar aşırı derecede yüksektir. SET IV'te en yüksek verimler R1 ve R2 reaktörlerinde gözlemlenirken SET V'te tüm reaktörlerde aynı giderim verimleri gözlenmiştir. SET VI'da en yüksek giderim verimi R4 reaktöründe elde edilmiştir. SET VI'da biyofilm reaktörlerde giderim verimi (%54-63) klasik reaktör olan R1'den (%48) daha yüksek olmuştur. Doldurma oranı arttıkça verim de artmıştır. Malzeme miktarı fazla olan reaktör biyokütle konsantrasyonunun yüksek olması ile ilgili olabilir. SET IV ve SET VI'da KOİ/N/P oranı 1000/50/15 ve SET V'te KOİ/N/P oranı 1000/100/15'dir. SET V'te amonyum azotunun yüksek olması sistemin verimini düşürmüştür. Tüm reaktörlerde verim aynı (%20) olmuştur. Yüksek

amonyum konsantrasyonu inhibisyona neden olmuş olabilir. SET IV ve SET VI'da KOİ/N/P oranı aynı olmasına rağmen giderim verimi farklı olmuştur. Çamur yaşı (ÇY) ve hidrolik bekleme süresinin (HBS) farklı olmasında kaynaklanmış olabilir. SET IV'te çamur yaşı yüksek iken SET VI'da HBS'e eşit olmuştur. Bu nedenle de verimler farklı olmuştur.

Anaerobik ve anoksik fazda $\text{NO}_2\text{-N}$ ve $\text{NO}_3\text{-N}$ hemen hemen bulunmamıştır. Aerobik fazda oluşan $\text{NO}_2\text{-N}$ konsantrasyonu R1 ve R4 reaktöründe 0.01-0.26 mg/L, R2 reaktöründe 0.01-0.78 mg/L ve R3 reaktöründe 0.01-0.55 mg/L aralığında değişmiştir. R1 reaktöründe $\text{NO}_3\text{-N}$ 2.9'dan başlayıp 0.6 mg/L'e kadar düşmüştür. R2, R3 ve R4 reaktörlerinde 1.6 mg/L'nin altında olmuştur. $\text{NO}_2\text{-N}$ ve $\text{NO}_3\text{-N}$ değerlerinden görüldüğü gibi sistemde nitrifikasyon gerçekleşmemiştir.

Tablo 5.10. SET IV, V ve VI'da ortalama $\text{NH}_4\text{-N}$ giderim verimleri

SET	Ortalama Giderim Verimleri (%)			
	R1	R2	R3	R4
IV	79	79	76	72
V	21	20	20	21
VI	48	54	54	60



Şekil 5.27. SET IV, V ve VI'da ortalama $\text{NH}_4\text{-N}$ giderim verimi

5.1.2.1.4. Fosfor Giderimi

SET IV, V ve VI'da reaktörlerde döngünün başında ve fazların sonunda $\text{PO}_4\text{-P}$ konsantrasyonları ve giderim verimleri Şekil 5.28'de verilmiştir. Şekil 5.28'de görüldüğü

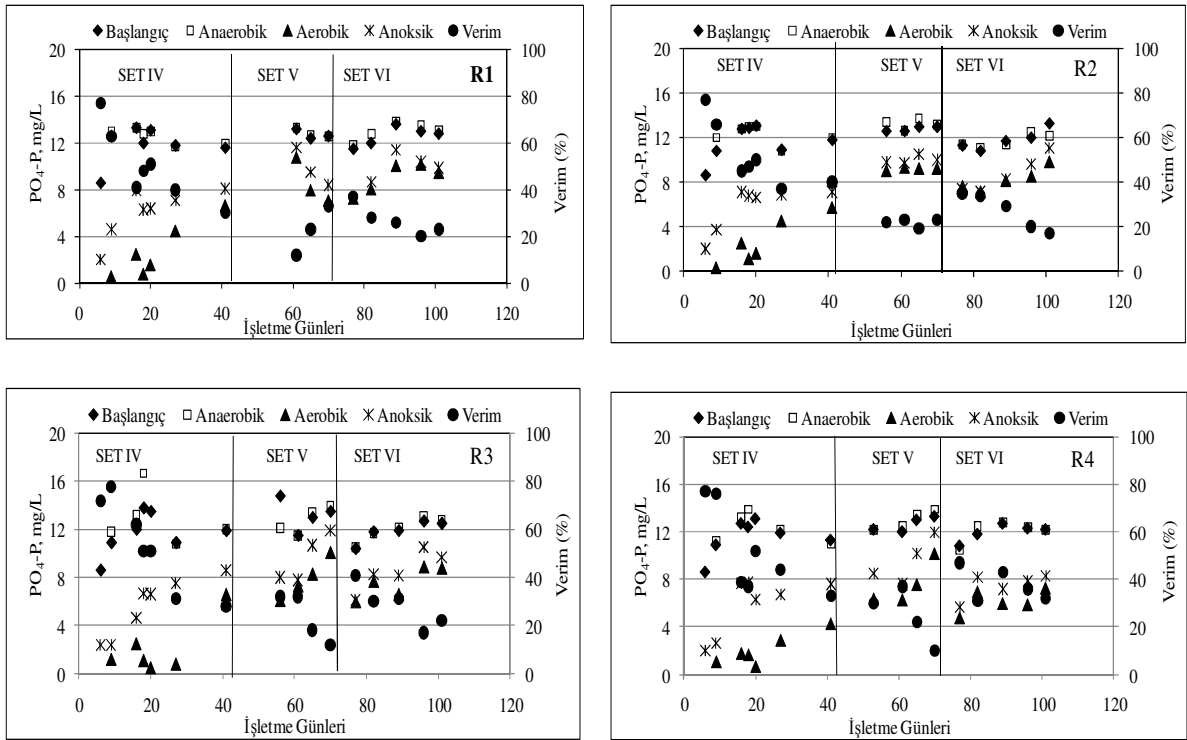
gibi SET IV'te başlangıç ve anoksik fazların sonunda PO_4 -P konsantrasyonları sırasıyla 8.6-13.3 ve 2.0-8.1 mg/L aralığında seyretmiştir. Aerobik fazda 6.7 mg/L'nin altında iken anoksik fazda 8 mg/L'e kadar yükselmiştir. Anaerobik fazda ise fosfor salınımı gözlenmemiştir. %70'den başlayan verim %30'a kadar düşmüştür. SET V'te başlangıç ve anoksik fazın sonunda PO_4 -P konsantrasyonu sırasıyla 12.4-13.3 mg/L ve 8.4-11.6 mg/L aralığında değişmiştir. Asimilasyon ile sağlanan %12-33 kadar oldukça düşük bir giderim verimi elde edilmiştir. SET VI'da başlangıç ve anoksik fazda 7.2-11.4 mg/L aralığında değişmiştir. SET VI'da %20-37 kadar giderim verimleri gözlenmiştir. Şekil 5.28'de görüldüğü gibi SET IV'te işletme günü artışı ile giderim verimi azalmıştır. Anaerobik fazda fosfor salınımı gözlenmemiştir. Anoksik fazda fosfor salınımı gözlenmiştir. Tüm setlerde çıkış suyu oldukça yüksek miktarda PO_4 -P içermiştir.

Şekil 5.28'de görüldüğü gibi R2 reaktöründe SET IV'te başlangıç ve anoksik fazlardaki PO_4 -P konsantrasyonları sırasıyla 8.6-13.3 mg/L ve 2.0-8.1 mg/L aralığında değişmiştir. %37-77 arasında verim elde edilmiştir. SET V'te başlangıç ve anoksik fazdaki değerler sırasıyla 12.6-13.3 mg/L ve 9.7-10.5 mg/L aralığında olup %19-23 kadar düşük giderim verimleri sağlanmıştır. SET VI'da 11.5-13.9 mg/L ve 7.1-11.1 mg/L aralığında bulunmuştur. SET VI'da %17-35 kadar düşük bir giderim verimi aerobik fazda asimilasyon ile gerçekleşmiştir. Fosfor salınımı anaerobik fazda gözlenmezken anoksik fazda gözlenmiştir.

Şekil 5.28'de görüldüğü gibi R3 reaktörü SET IV'te başlangıç ve anoksik fazlardaki PO_4 -P konsantrasyonları sırasıyla 8.6-13.8 mg/L ve 2.4-8.6 mg/L aralığında değişmiştir. Anaerobik fazda çok az olmakta birlikte fosfor salınımı gözlenmiş ve aerobik fazda 0.5-2.5 mg/L'e kadar fosfor düşüşü gözlenmiştir. Elde edilen giderim verimi %28-78 aralığında değişmiştir. SET'in başında verim yüksek (%78) iken sonuna doğru verimde düşüş (%28) gözlenmiştir. SET V'te başlangıç ve anoksik fazın sonunda konsantrasyon sırasıyla 11.5-14.8 ve 7.8-11.9 mg/L aralığında değişmiştir. Giderim verimi %32'den %12'e kadar düşüş göstermiştir. SET VI'da başlangıç ve anoksik fazın sonunda konsantrasyon 10.4-12.7 ve 6.1-10.5 mg/L aralığında seyretmiştir. Giderim verimi %17-41 arasında olmuştur. Anaerobik fazda fosfor salınımı gözlenmemiştir. Anoksik fazda fosfor salınımı gözlenmiştir.

Şekil 5.28'de görüldüğü gibi R4 reaktöründe SET IV'te başlangıç ve anoksik fazlardaki PO_4 -P konsantrasyonları sırasıyla 8.6-13.1 mg/L ve 2.0-7.6 mg/L aralığında değişmiştir. Elde edilen giderim verimi %33-77 aralığında değişmiştir. İşletmenin başında

verim yüksek (%77) iken sonuna doğru verimde düşüş (%33) gözlenmiştir. SET V'te başlangıç ve anoksik fazın sonunda konsantrasyon 12.0-13.3 mg/L ve 7.6-12.0 mg/L aralığında olmuştur. %10-37 kadar bir verim gözlenmiştir. SET VI'da başlangıç ve anoksik fazın sonunda konsantrasyon 10.8-12.7 ve 5.7-8.3 mg/L aralığında seyretmiştir. Giderim verimi %31-47 arasında değişmiştir. Diğer reaktörlerde olduğu gibi bu reaktörde de anaerobik fazda fosfor salınımı gözlenmemiş ve anoksik fazda ikincil fosfor salınımı gözlenmiştir. Çıkıştaki $PO_4\text{-P}$ konsantrasyonları oldukça yüksektir.



Şekil 5.28. SET IV, V ve VI'da reaktörlerde fazlardaki $PO_4\text{-P}$ konsantrasyonu ve giderim verimi

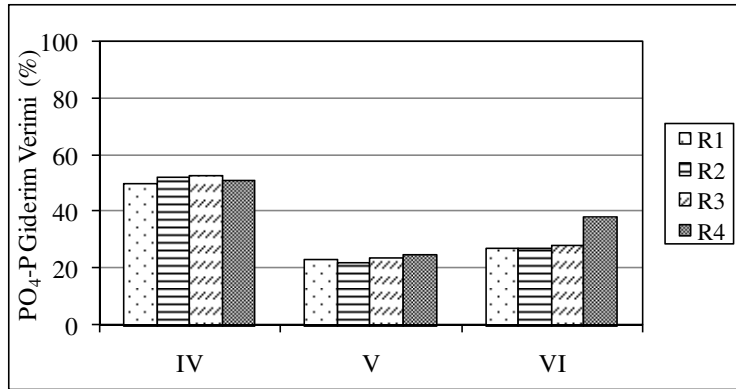
Şekil 5.24'den görüldüğü gibi SET VI'da anaerobik fazda organik madde giderimi gözlenmesine rağmen fosfor salınımı gözlenmemiştir. Karbon kaynağı olarak glukoz ile yapılan çalışmalarda anaerobik fazda organik madde giderimi gözlenmesine rağmen fosfor salınımının gözlenmediği ifade edilmiştir. Bu durumda glikojen biriktiren mikroorganizmaların baskın olduğu belirtilmiştir. SET IV'te aerobik fazda fosfor oldukça düşük konsantrasyonlara inmiştir. %85'in üzerinde giderim sağlanmıştır. Özellikle biyokütle büyümesinde kullanılmıştır. Ancak anoksik fazın sonunda fosfor salınımı gerçekleşmiş ve bu da sistemin toplam veriminin düşmesine neden olmuştur. Diğer

SET'lerde aerobik fazda fosfor giderimi azalmıştır. SET V'te amonyum azotunun yüksek konsantrasyonu fosfor giderimini olumsuz etkilemiş olabilir. SET VI'da ise biyokütle konsantrasyonu düşük olduğundan kullanılan miktar da azalmıştır. Bu SET'lerde de fosfor salınımı olmuş fakat SET IV'te göre daha az olmuştur.

SET IV, V ve VI'da ortalama PO₄-P giderim verimi Tablo 5.11 ve Şekil 5.29'da verilmiştir. R1, R2, R3 ve R4 reaktörlerinde elde edilen ortalama PO₄-P giderim verimleri SET IV'te sırasıyla %50, %52, %53 ve %51 olmuştur. Tüm reaktörlerdeki giderim verimleri birbirine yakın olmuştur. SET V'te %23, %22, %24 ve %25 olarak gözlenmiştir. Bu SET'te de tüm reaktörlerdeki giderim verimi birbirine yakın olmuştur. SET VI'da ise sırasıyla %27, %27, %28 ve %38 olarak bulunmuştur. Bu SET'te R4 reaktöründe elde edilen giderim verimi diğer reaktörlerden daha fazla olmuştur. En yüksek giderim verimleri SET IV'te elde edilmiştir.

Tablo 5.11. SET IV, V ve VI'da ortalama PO₄-P giderim verimleri

SET	Ortalama Giderim Verimleri (%)			
	R1	R2	R3	R4
IV	50	52	53	51
V	23	22	24	25
VI	27	27	28	38



Şekil 5.29. SET IV, V ve VI'da ortalama PO₄-P giderim verimi

5.1.2.1.5. Biyofilm Sonuçları

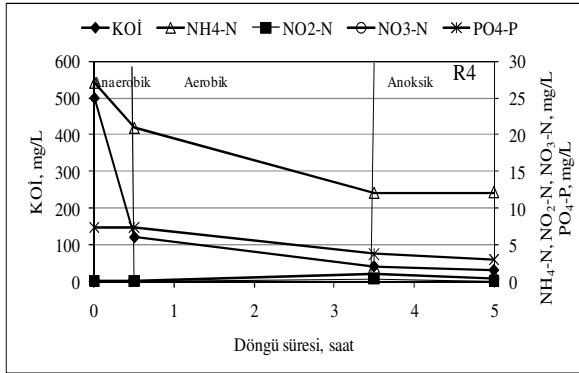
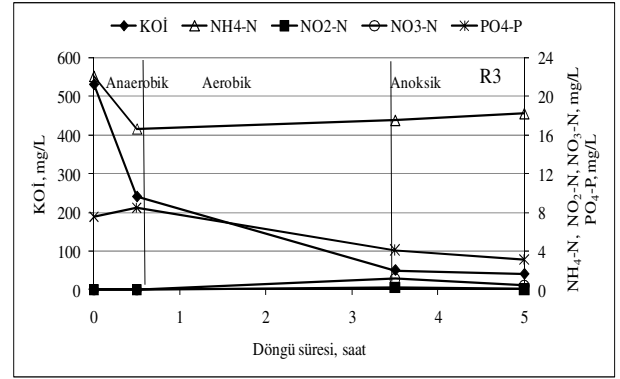
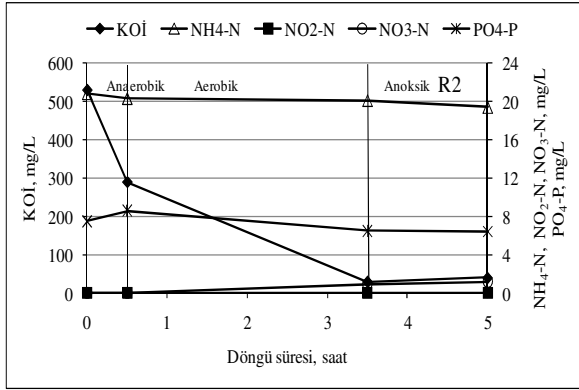
Karbon kaynağı olarak glukoz kullanıldığında 6 saatlik döngüde elde edilen biyofilm sonuçları Tablo 5.12 ve Şekil 5.30'da verilmiştir. R2 reaktöründe başlangıçta 530

mg/L olan KOİ konsantrasyonu anoksik fazın sonunda 40 mg/L olmuştur. Anaerobik fazda KOİ'nin %45'i giderilmiş toplam %92 verim sağlanmıştır. Başlangıçta 7.5 mg/L olan PO₄-P konsantrasyonu anoksik fazın sonunda 6.4 mg/L olmuştur. %15 giderim verimi elde edilmiştir. Anaerobik fazda çok az olmakla beraber fosfor salınımı gözlenmiştir. Başlangıçta 20.8 mg/L olan amonyum konsantrasyonu anoksik fazın sonunda 19.4 mg/L olmuştur. Amonyum giderimi pek gözlenmemiştir. Aerobik fazın sonunda nitrit ve nitrat gözlenmemiştir. Biyofilm konsantrasyonu 2067 mg/L'dir.

R3 reaktöründe 530 mg/L başlangıç KOİ konsantrasyonu anoksik fazın sonunda 40 mg/L olmuş ve %92 verim elde edilmiştir. KOİ'nin %55'i anaerobik fazda giderilirken artakalanı ise aerobik fazda giderilmiştir. Başlangıçta 7.5 mg/L olan PO₄-P konsantrasyonu anoksik fazın sonunda 3.1 mg/L olmuştur. Anaerobik fazda çok az miktarda fosfor salınımı gözlenmiştir. %59 giderim verimi elde edilmiştir. Başlangıçta 22.1 mg/L olan NH₄-N konsantrasyonu anoksik fazın sonunda 18.2 mg/L olmuş ve %18 verim elde edilmiştir. Nitrit ve nitrat gözlenmemiştir. Biyofilm konsantrasyonu 3513 mg/L'dir.

Tablo 5.12. SET IV'te R2, R3 ve R4 reaktöründe sadece biyofilm ile fazların sonunda KOİ, azot türleri ve fosfor konsantrasyonu değişimi

		KOİ (mg/L)	PO ₄ -P (mg/L)	NH ₄ -N (mg/L)	NO ₂ -N (mg/L)	NO ₃ -N (mg/L)
R2	Başlangıç (t=0)	530	7.5	20.8	0.02	0.2
	Anaerobik (0.5 st)	290	8.6	20.3	0.02	0.2
	Aerobik (3 st)	30	6.5	20.1	0.03	0.9
	Anoksik (1.5 st)	40	6.4	19.4	0.02	1.2
R3	Başlangıç (t=0)	530	7.5	22.1	0.02	0.2
	Anaerobik (1 st)	240	8.5	16.6	0.02	0.2
	Aerobik (4.5 st)	50	4.1	17.5	0.18	1.1
	Anoksik (1.5 st)	40	3.1	18.2	0.04	0.4
R4	Başlangıç (t=0)	500	7.4	27.1	0.02	0.2
	Anaerobik (1 st)	120	7.4	20.9	0.02	0.2
	Aerobik (4.5 st)	40	3.7	12.0	0.37	1.1
	Anoksik (1.5 st)	30	3.0	12.1	0.04	0.4



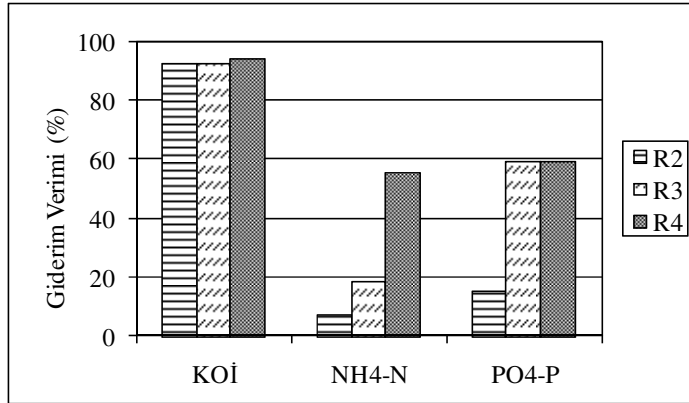
Şekil 5.30. SET IV'te R2, R3 ve R4 reaktöründe sadece biyofilm ile fazların sonunda KOİ, azot türleri ve fosfor konsantrasyonu değişimi

R4 reaktöründe 500 mg/L başlangıç KOİ konsantrasyonu anoksik fazın sonunda 30 mg/L olmuştur. KOİ'nin %76'sı anaerobik fazda giderilmiştir. Artakalanı aerobik fazda aerobik oksidasyonla giderilmiştir. Toplam KOİ verimi %94 olmuştur. 7.4 mg/L başlangıç PO₄-P konsantrasyonu anoksik fazın sonunda 3 mg/L olmuştur. %59 giderim verimi elde edilmiştir. Anaerobik fazda fosfor salınımı gözlenmemiştir. Organik madde giderimi olmasına rağmen fosfor salınımı görülmemiştir. Ortamda fosfor biriktiren organizmaların olmadığını, glikojen biriktiren organizmaların olduğunu ifade edebiliriz 27.1 mg/L başlangıç NH₄-N konsantrasyonu anoksik fazın sonunda 12 mg/L olmuştur. %55 giderim verimi elde edilmiştir. Nitrit ve nitrat gözlenmemiştir. Nitrifikasyon meydana gelmemiştir. NH₄-N giderimi muhtemelen asimilasyon ile gerçekleşmiştir.

Glukoz ile beslenen SET IV'de biyofilm reaktörlerde giderim verimleri Tablo 5.13 ve Şekil 5.31'de verilmiştir. R2, R3 ve R4 reaktöründe KOİ giderim verimi sırasıyla %92, %92 ve %94 olarak elde edilmiştir. NH₄⁺-N giderim verimi sırasıyla %7, %18 ve %55 olmuştur. PO₄-P giderim verimi sırasıyla %15, %59 ve %59 olarak bulunmuştur. Taşıyıcı malzeme miktarı yüksek olan reaktörlerde giderim verimi daha iyi olmuştur.

Tablo 5.13. SET IV'te sadece biyofilm ile giderim verimleri

	Giderim Verimleri (%)		
	KOİ	NH ₄ -N	PO ₄ -P
R2	92	7	15
R3	92	18	59
R4	94	55	59



Şekil 5.31. SET IV'te sadece biyofilm ile giderim verimleri

5.2. Evsel Atıksu ile Elde Edilen Deneysel Bulgular

5.2.1. SET X, XI, XII ve XIII Deneysel Çalışma Sonuçları

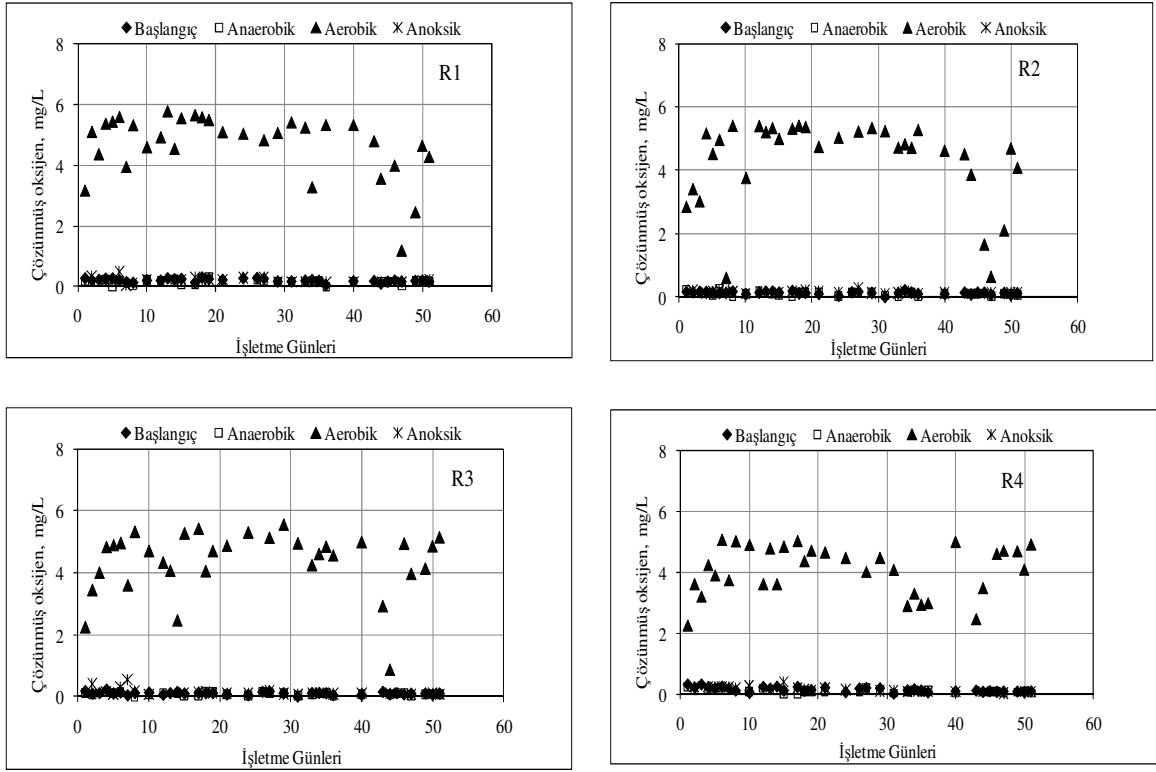
Evsel atıksu ile yapılan deneysel çalışma 4 SET'te yürütülmüştür. SET X'da reaksiyon fazı anaerobik/aerobik/anoksik olmak üzere üç basamaktan oluşmaktadır. Faz süreleri 60 dk anaerobik, 270 dk aerobik, 90 dk anoksik, 50 dk çökeltme ve 10 dk boşaltma+doldurma şeklinde kullanılmıştır. Günde 8 saatte bir 3 çevrim uygulanmıştır. SET X 0-15. Gün arasında işletilmiştir SET XI, SET XII ve SET XIII'te reaksiyon fazı anaerobik/aerobik/anoksik/aerobik olmak üzere 4 basamaktan oluşmuştur. SET XI'de faz süreleri 60 dk anaerobik, 270 dk aerobik, 90 dk anoksik, 20 dk aerobik, 30 dk çökeltme ve 10 dk boşaltma+doldurma şeklinde kullanılmıştır. Günde 3 çevrim olmak üzere her bir çevrim 8 saattir. 16-32. Gün arasında işletilmiştir. SET XII'de faz süreleri 60 dk anaerobik, 230 dk aerobik, 90 dk anoksik, 60 dk aerobik, 30 dk çökeltme ve 10 dk boşaltma+doldurma şeklinde uygulanmıştır. Her bir çevrim 8 saattir. SET XIII'te faz süreleri 60 dk anaerobik, 150 dk aerobik, 70 dk anoksik, 40 dk aerobik, 30 dk çökeltme ve

10 dk boşaltma+doldurma şeklinde uygulanmıştır. Günde 4 çevrim olmak üzere her bir çevrim 6 saattir.

5.2.1.1. ÇO ve pH

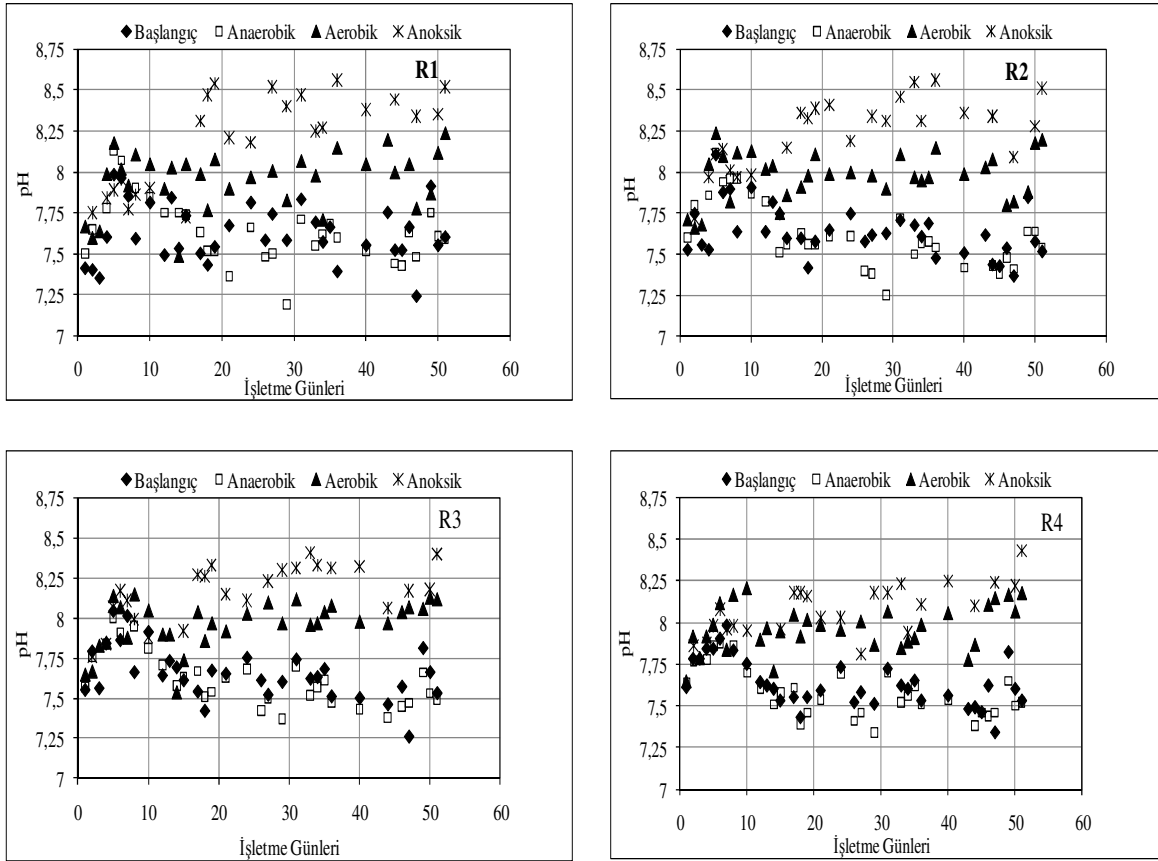
R1, R2, R3 ve R4 reaktörlerinde farklı fazlardaki ÇO konsantrasyonları Şekil 5.32’de verilmiştir. Tüm reaktörlerde anaerobik fazda ve anoksik fazda ÇO konsantrasyonu 0-0.3 mg/L aralığında değişmiş olup çoğunlukla 0 mg/L olmuştur. Aerobik fazın sonunda ÇO konsantrasyonu 4-5 mg/L’e kadar çıkmıştır. SET XIII’te tüm reaktörlerde ÇO konsantrasyonu diğer SET’lere göre biraz düşük olmuştur. Aerobik faz süresi SET X ve XI’de 270 dakika ve SET XII’de 230 dakika iken SET XIII’te 150 dakikadır. SET XIII’te ÇO konsantrasyonun biraz düşük olması aerobik faz süresinin (150 dk) kısa olmasıyla ilişkili olabilir.

R1, R2, R3 ve R4 reaktörlerinde farklı fazlardaki pH değerleri Şekil 5.33’de verilmiştir. SET X’da başlangıçta pH değeri 7.3-7.8 iken anaerobik fazın sonunda 8.2’e kadar yükselmiştir. Bu SET’te anoksik fazda bulunan nitrat ortamda yeterli karbon kaynağı bulunmadığı için denitrifiye olmamıştır. Bir önceki döngüden kalan nitrat yeni döngünün başlamasıyla anaerobik fazda karbon kaynağı bulunmasıyla denitrifiye olmuştur. Denitrifikasyon sonucunda pH yükselmiştir. Bu fazda azot gazı kabarcıkları gözlenmiştir. Aerobik fazda pH değeri aşırı derecede yükselmemiş ve 8.0-8.2 aralığında seyretmiştir. Anoksik fazda ise pH’da az bir düşüş göstermiştir. Bir önceki çevrimden anaerobik faza nitrat geçmediği için anaerobik fazda pH artışı gözlenmemiştir. Aksine pH’da bir düşüş gözlenmiştir. Bu fazda partiküler maddenin hidrolizi, fermentasyon ve fosfor salınımından dolayı pH’da düşüş meydana gelmiş olabilir. Aerobik fazın sonunda pH 7.8-8.2 aralığında seyretmiştir. Anoksik fazda pH yükselmiştir. Nitrat bulunan anoksik faza harici karbon kaynağı olarak etanol ilave edildiği için denitrifikasyon gerçekleşmiştir. Denitrifikasyon olayı sonucunda alkalinite üretilmiş ve pH yükselmiştir.

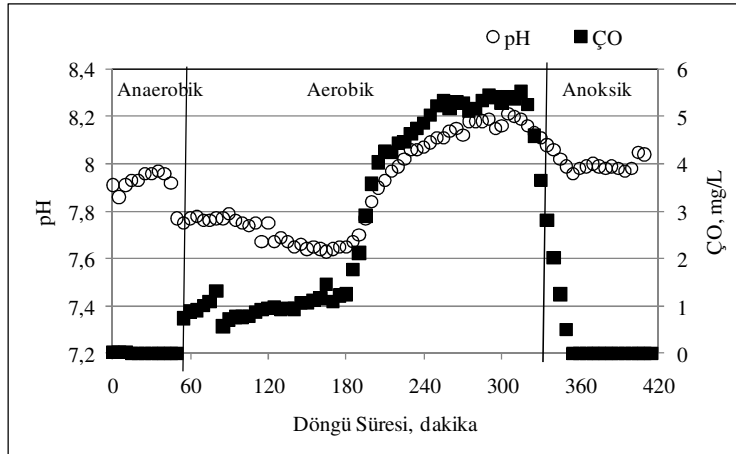


Şekil 5.32. SET X, XI, XII ve XIII'te tüm reaktörlerde fazlardaki ÇO konsantrasyonu

Şekil 5.34 SET X'da ve Şekil 5.35 SET XI'de R4 reaktöründe çevrim içinde pH ve ÇO konsantrasyonlarının zamanla değişimini göstermektedir. SET X'da anaerobik fazda 7.91'den başlayan pH değeri fazın ilk 45 dakikasına kadar 7.97'e kadar yükselmiş ve daha sonra pH azalmaya geçerek anaerobik fazın sonunda 7.92 olmuştur. Anaerobik fazda önceki döngüden ileri gelen nitrattan dolayı denitrifikasyon gerçekleştiği için ilk 45 dk'a kadar pH yükselmiştir. Denitrifikasyon bittikten sonra fermentasyon ve organik substratın hidrolizi, aynı zamanda P salınımı ile pH azalmaya başlamıştır. Aerobik fazın ilk 2 saatinde pH 7.63'e kadar düşmüştür. ÇO konsantrasyonu yaklaşık 1 mg/L'dir. Bu süreden sonra pH ve ÇO tırmanışa geçmiştir. Havalandırma periyodu sonunda pH 8.2'e ve ÇO 5.52 mg/L'e ulaşmıştır. Havalandırma yaklaşık 180. dk olduğunda hem ÇO hem de pH değerlerinin tırmanışa geçmesi amonyum azotunun hemen hemen tükendiğini göstermektedir. Bundan başka kimyasal analizler de amonyumun tam giderimini göstermiştir. Oksijen ihtiyacı nitrifikasyonun sonu olarak büyük ölçüde azalmıştır. Böylece ÇO artışı meydana gelmiştir.



Şekil 5.33. SET X, XI, XII ve XIII'te tüm reaktörlerde fazlardaki pH değeri

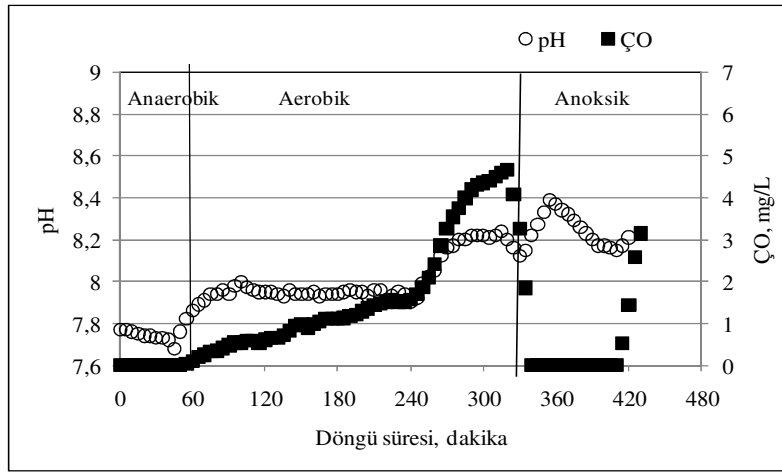


Şekil 5.34. SET X'da R4 reaktöründe evsel atıksu ile çevrim içinde zamana karşı pH ve ÇO profilleri (harici karbon kaynağı ilavesiz)

SET XI'de R4 reaktöründe anaerobik fazda 7.82'den başlayan pH değeri anaerobik fazın sonunda 7.68'e kadar düşmüştür. Anaerobik fazda fermentasyon ve organik

substratın hidrolizi aynı zamanda P salınımı ile pH azalmaya başlamıştır. Anaerobik fazda ÇO konsantrasyonu 0 mg/L olmuştur.

Aerobik fazın ilk 1 saati içinde pH 8'e kadar yükselmiş ve daha sonra biraz düşüşe geçmiştir. 180. dakikaya kadar stabil devam etmiş ve sonra yükselmiştir. Bu süre zarfında ÇO sürekli artmıştır ve 1.5 mg/L'e yükselmiştir. Bu süreden sonra pH ve ÇO tırmanışa geçmiştir. Havalandırma periyodu sonunda pH 8.24'e ve ÇO 4.5 mg/L'e ulaşmıştır. Havalandırma yaklaşık 180. dk olduğunda hem ÇO hem de pH değerlerinin tırmanışa geçmesi amonyum azotunun hemen hemen tükendiğini göstermektedir. Anoksik fazda pH önce artmış sonra azalmıştır. ÇO konsantrasyonu 0 mg/L'dir.



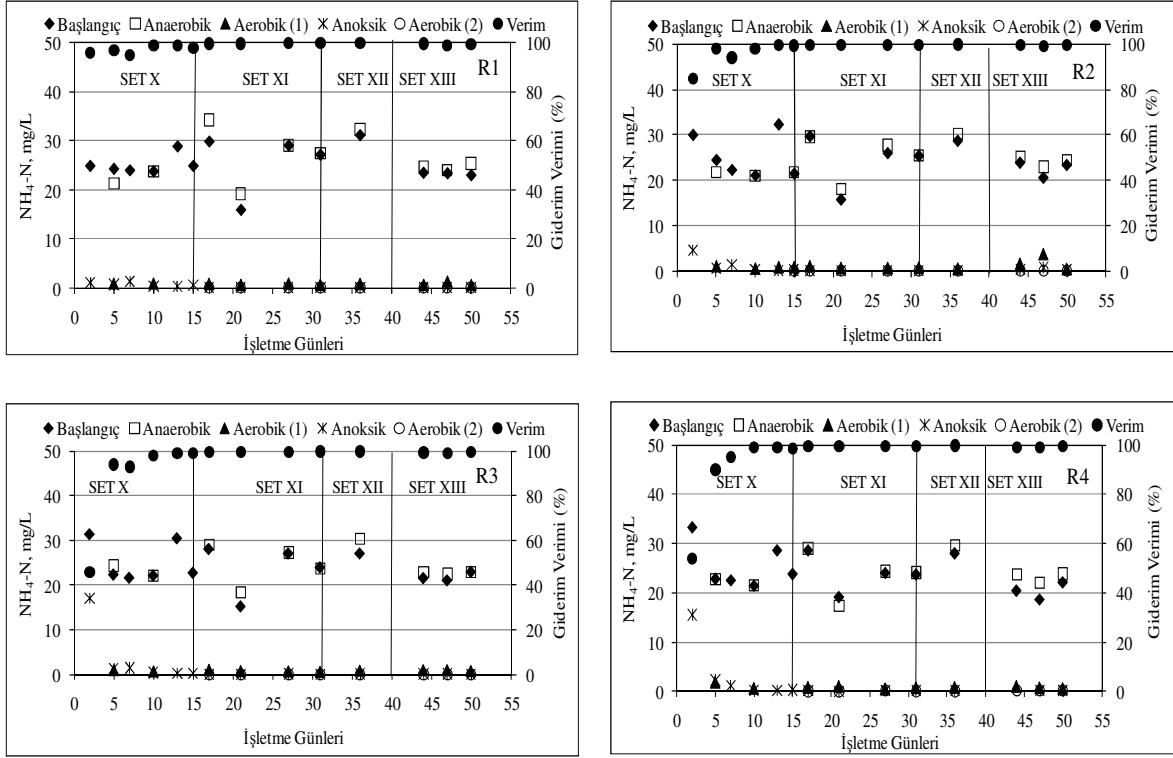
Şekil 5.35. SET XI'de R4 reaktöründe evsel atıksu ile çevrim içinde zamana karşı pH ve ÇO profilleri (harici karbon kaynağı etanol ilaveli)

5.2.1.2. Amonyum Azotu Giderimi

Şekil 5.36'da görüldüğü gibi tüm SET'lerde başlangıç $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu az farklı olmakla birlikte 23-30 mg/L aralığında değişmiştir. Evsel atıksu gerçek bir atıksu olduğu için sürekli olarak değişkenlik arz etmiştir. Çıkış amonyum konsantrasyonu tüm setlerde 1 mg/L'nin altına düşmüştür. Anaerobik fazda konsantrasyonda bir değişiklik gözlenmemiş ya da çok az bir miktarda artış gözlenmiştir.

Şekil 5.36'da görüldüğü gibi amonyumun tamamı ilk aerobik fazda asimilasyon ve nitrifikasyon ile giderilmiştir. Aerobik fazda süreler SET X'da 270 dk'dan başlatılıp SET XIII'te 150 dk'a kadar düşürülmüştür. Şekilde görüldüğü gibi ilk aerobik fazı 150 dk olan SET XIII'te bile amonyumun tamamı tükenmiştir. SET X'da R1 reaktöründe %95-98, R2

reaktöründe %85-99.5, R3 reaktöründe %93-99 ve R4 reaktöründe 90-93 aralığında değişmiştir. Diğer SET'lerde tüm reaktörlerde %99 üzerinde giderim verimi gözlenmiştir. İşletme günü artıkça verimde artış gözlenmiştir.



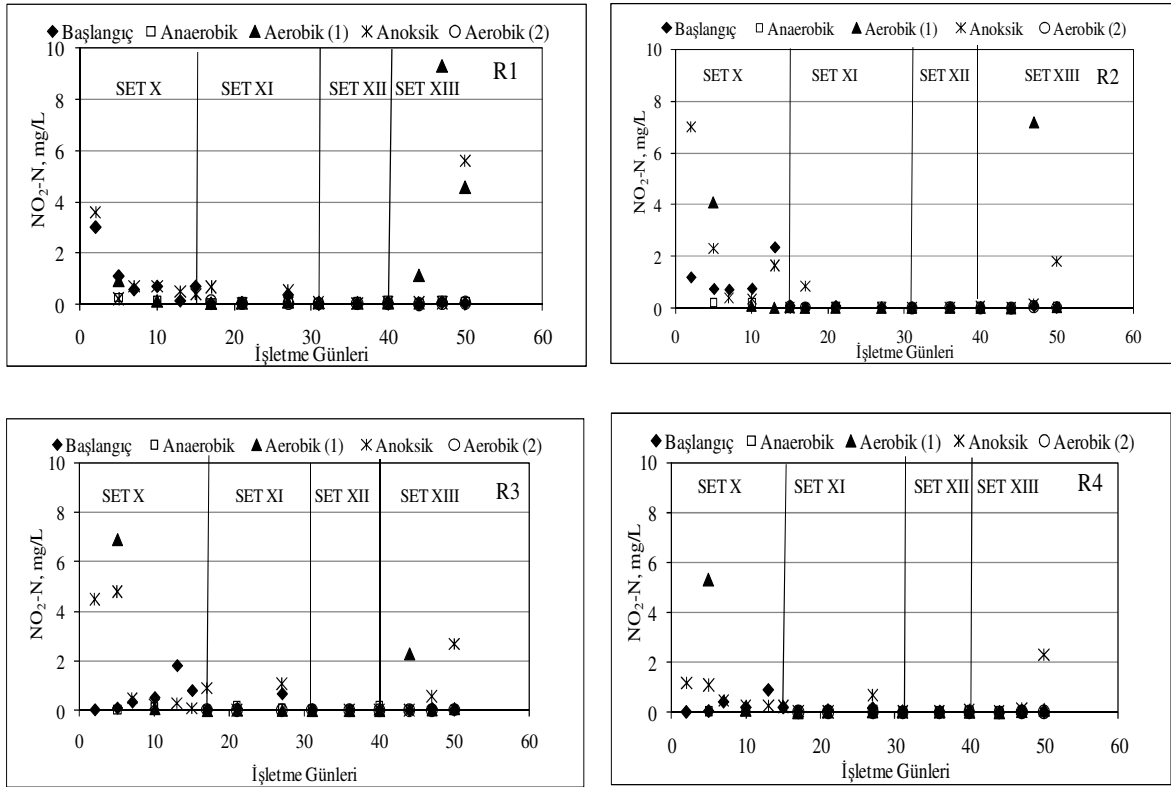
Şekil 5.36. SET X, XI, XII ve XIII'te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe fazlardaki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu ve giderim verimi

5.2.1.3. Nitrifikasyon ve Denitrifikasyon

Tüm SET'lerde farklı fazlarda gözlenen $\text{NO}_2\text{-N}$ konsantrasyonları Şekil 5.37'de verilmiştir. Anoksik faza harici karbon kaynağının ilave edilmediği SET X'da $\text{NO}_2\text{-N}$ miktarı diğer SET'lere göre biraz fazla olmuştur. SET XIII'te aerobik fazda $\text{NO}_2\text{-N}$ yüksek bulunmuştur. İlk üç SET'te $\text{NO}_2\text{-N}$ konsantrasyonu sistem üzerinde olumsuz etki yapacak konsantrasyonun altında iken SET XIII'te R1 ve R2 reaktöründe aerobik fazda oldukça yüksektir. SET XIII'te 150 dakika olan aerobik fazın süresi bunda etkili faktör olabilir.

Tüm SET'lerde reaktörlerde farklı fazlarda gözlenen $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonları Şekil 5.38'de verilmiştir. SET X'da R1 reaktöründe başlangıçta 8.6 mg/L kadar yüksek konsantrasyonlar mevcut olmuştur. Besleme suyunda nitrat olmadığı halde nitrat görülmesi

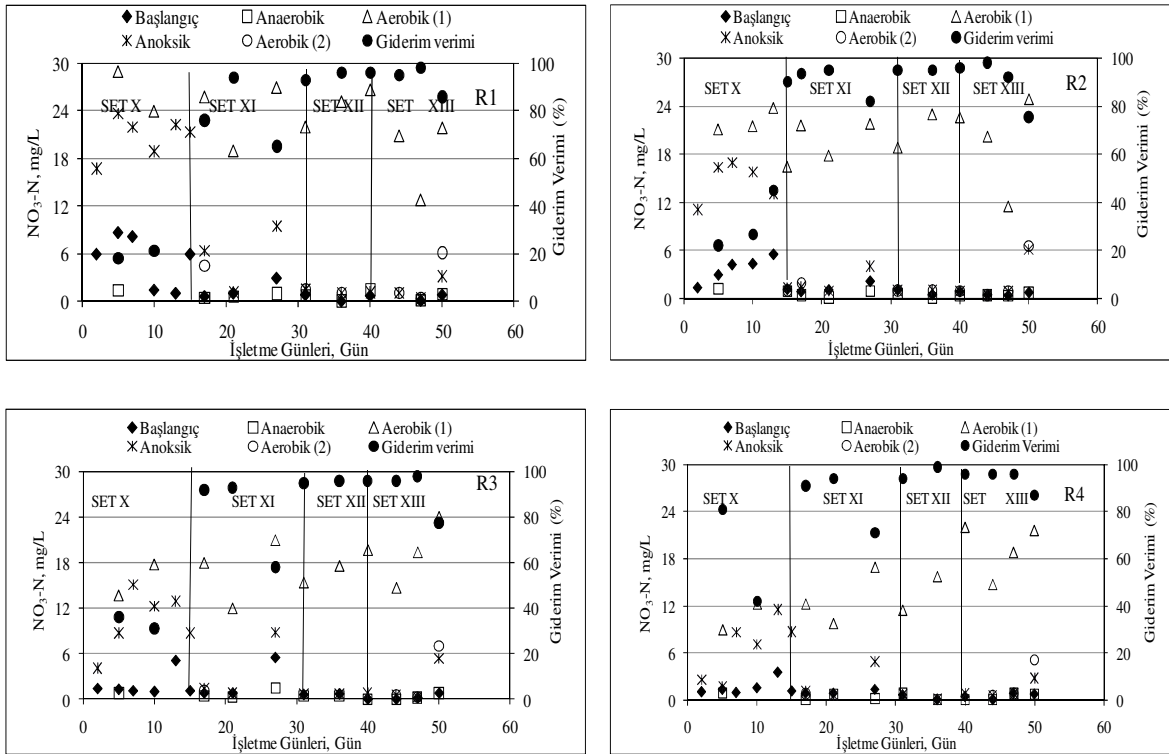
önceki döngüden arta kalan nitrattır. Anaerobik fazda organik madde bulunması sonucunda denitrifikasyon olayı gerçekleşmiş ve anaerobik fazın sonunda 1.3 mg/L'e kadar düşmüştür. Aerobik fazda amonyum azotu ve organik azot nitrifikasyon ile nitrata dönüşmüştür. Aerobik fazın sonunda $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonu 24-29 mg/L aralığında değişmiştir. Sistemde amonyum azotunun tamamı giderildiği ve ayrıca nitrit birikimi gözlenilmediği için sistemde tam nitrifikasyonun gerçekleştiğini ifade edebiliriz.



Şekil 5.37. SET X, XI, XII ve XIII'te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe fazlardaki $\text{NO}_2\text{-N}$ konsantrasyonu

Anoksik fazın sonunda 16.7-22.3 mg/L'e kadar nitrat çıkış suyuyla sistemi terk etmiştir. Anoksik fazda mevcut organik karbon azlığından dolayı yaklaşık 4.5-5.5 mg $\text{NO}_3\text{-N/L}$ kadar nitrat giderilmiştir. %18-21 kadar bir giderim gözlenmiştir. Anoksik fazda karbon kaynağı sınırlı olduğu için tam denitrifikasyon gerçekleşmemiştir. Yeterli karbon kaynağını sağlamak için anoksik faza harici karbon kaynağı olarak etanol ilave edilmiştir. Bu durumda giderim verimi %90 üzerine çıkmıştır. Karbon kaynağı yeterli olduğunda tam denitrifikasyon gerçekleşmiş ve çıkışta nitrat konsantrasyonu 1 mg/L'nin altına düşmüştür. Aynı gözlemler R2, R3 ve R4 reaktörlerinde de gözlenilmiştir. Bu reaktörlerde aerobik

fazın sonunda gözlenen nitrat konsantrasyonu R1 reaktöründe biraz daha düşük olmuştur. Bu durum muhtemelen aerobik fazda bile biyofilmin daha derin kısmında denitrifikasyon yapan aktivitenin yer almasıyla açıklanabilir (Pastorelli ve diğ., 1997). Biyofilm reaktörlerde eş zamanlı nitrifikasyon ve denitrifikasyon gerçekleşebilmektedir. SET X hariç diğer SET’lerde anoksik fazda nitrat giderimi %90’nın üzerinde olmuştur. Tüm reaktörlerde sadece 27. Günde giderim verimi düşük olmuştur. Bu durum ilave edilen karbon kaynağının yetersiz olmasından kaynaklanmıştır.

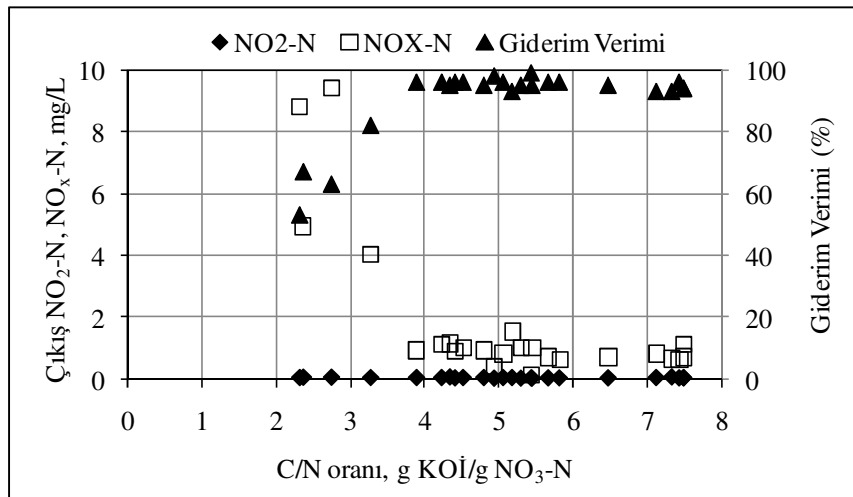


Şekil 5.38. SET X, XI, XII ve XIII’te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe fazlardaki $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonu

Uygun C/N oranı son denitrifikasyon modunda önemlidir. Optimumdan daha düşük C/N oranı kısmi denitrifikasyona, düşük denitrifikasyon hızlarına ve $\text{NO}_2\text{-N}$ ve $\text{NO}_3\text{-N}$ ’nin artan çıkış konsantrasyonlarına neden olabilir. Diğer taraftan optimumdan daha yüksek C/N oranı organik maddenin artan çıkış konsantrasyonlarına ve gereksiz yere yüksek miktarlarda kimyasal maliyetine neden olacaktır (Rusten vd., 1995). Ayrıca anoksik fazda fosfat salınımına neden olacaktır.

Denitrifikasyon için optimum C/N oranını belirlemek için reaktörlere farklı miktarlarda etanol anoksik faza ilave edilmiştir. g KOİ/g NO₃-N olarak verilen C/N oranına karşı çıkış NO₂-N ve NO_x-N konsantrasyonları ve NO_x-N giderim verimi Şekil 5.39’da verilmiştir. 2 mg NO_x-N/L’den daha düşük çıkış konsantrasyonlarını sağlamak için ihtiyaç duyulan optimum C/N oranı yaklaşık 4 g KOİ/g NO₃-N olarak Şekil 5.39’dan bulunabilir. Şekil 5.39’dan görüldüğü gibi 4 g KOİ/g NO₃-N altındaki değerlerde giderim verimi düşük olmuştur. Bu değerün üstünde %93’ten daha yüksek giderim verimleri elde edilmiştir.

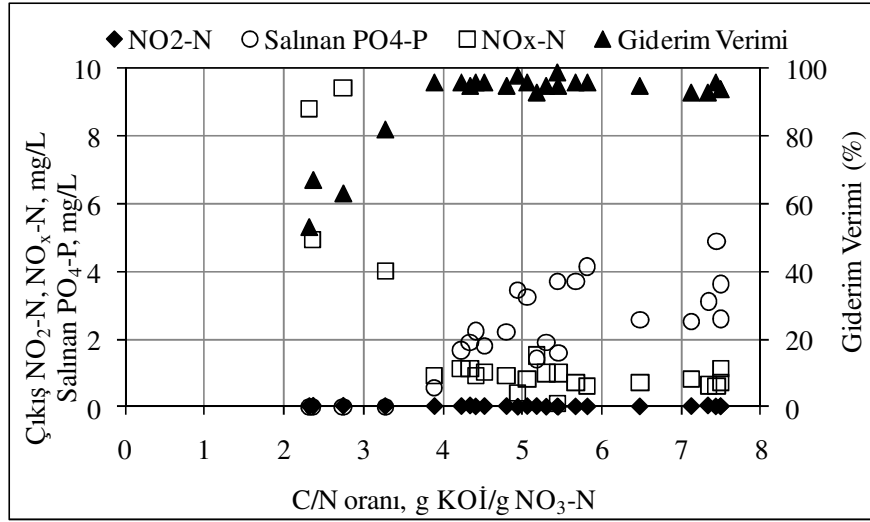
Æsøy vd.(1998b) karbon kaynağı olarak etanol ve asetik asiti kullanarak paket yataklı biyofilm reaktörde denitrifikasyonu çalışmışlardır. Yaklaşık 2.5 kg NO₃-N/m³.gün maksimum denitrifikasyon hızını etanol ile elde etmişlerdir. Asetik asit 2 kg NO₃-N/m³.gün altında daha düşük ve daha değişken bir hız vermiştir. Etanol ile ihtiyaç duyulan KOİ/NO₃-N oranını 4.5 g KOİ/g NO₃-N’e yakın bulmuşlardır. Aspergen vd. (1998) hareketli yataklı biyofilm reaktörde son denitrifikasyonda 2.5 g NO_x-N/m².gün maksimum denitrifikasyon hızını elde etmişlerdir. Tam denitrifikasyon için ihtiyaç duyulan C/N oranını 4.5 mg KOİ/mg eşdeğer NO_x-N olarak bulmuşlardır.



Şekil 5.39. C/N oranına karşı çıkış NO₂-N ve NO₃-N konsantrasyonu ve giderim verimi

Anoksik faza harici karbon kaynağı ilave edilmediğinde 4.5-7.2 mg/L kadar nitrat azotu giderilmiştir. Literatürdeki C/N oranından daha düşük bir oran bulunmasına neden olmuş olabilir.

Şekil 5.40, g KOİ/g NO₃-N olarak verilen C/N oranına karşı çıkış NO₂-N ve NO_x-N konsantrasyonlarını, anoksik fazda salınan PO₄-P konsantrasyonunu ve anoksik fazda NO_x-N giderim verimini göstermektedir. Şekil 5.40’da görüldüğü gibi C/N oranı 4 g KOİ/g NO₃-N oranının üzerine çıktığında anoksik fazda fosfor salınımı gözlenmiştir.



Şekil 5.40. C/N oranına karşı çıkış NO₂-N ve NO_x-N konsantrasyonu, salınan PO₄-P konsantrasyonu ve NO_x-N giderim verimi

5.2.1.4. Fosfor Giderimi

SET X, XI, XII ve XIII’te farklı fazlardaki PO₄-P konsantrasyonları ve giderim verimleri Şekil 5.41’de verilmiştir.

R1 reaktöründe SET X’da başlangıçtaki ve çıkıştaki PO₄-P konsantrasyonu sırasıyla 6.16-7.96 mg/L ve 4.7-5.84 mg/L aralığında seyretmiştir. %13-29 aralığında giderim verimi elde edilmiştir. Anaerobik fazda çok az miktarda fosfor salınımı gözlenmiştir. Başlangıç fazındaki konsantrasyonun 0.33 katı kadar salınım anaerobik fazda gerçekleşmiştir. SET XI’de başlangıçtaki ve çıkıştaki PO₄-P konsantrasyonu sırasıyla 5.46-6.78 ve 2.22-4.32 mg/L aralığında değişmiştir. Giderim verimi %21-83 aralığında değişmiştir. %21 kadar düşük verim anoksik faza ilave edilen karbon kaynağının yetersiz olması ve çıkışta nitrat konsantrasyonunun yüksek olmasının sonucudur. Anaerobik fazda başlangıç fosfor konsantrasyonunun maksimum 1.5 katı kadar fosfor salınımı gözlenmiştir. SET XII’de başlangıçtaki ve çıkıştaki konsantrasyon sırasıyla 5.88-6.2 mg/L ve 0.96-1.1 mg/L aralığında değişmiştir. %81-85 aralığında giderim verimi gözlenmiştir. Anaerobik

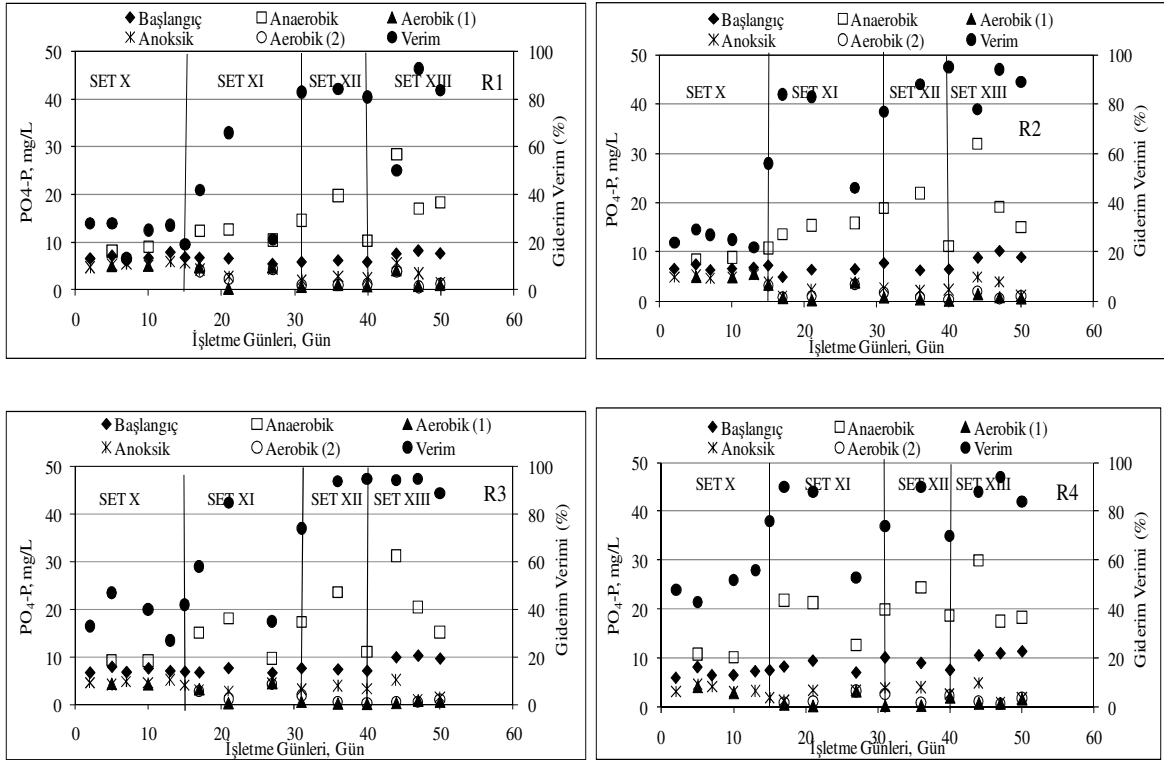
fazda yüksek miktarda fosfor salınımı görülmüştür. Anaerobik fazda başlangıç fosfor konsantrasyonunun maksimum 2.2 katı kadar fosfor salınmıştır. 1. aerobik fazda 0.71 mg/L'e kadar düşmüştür. Anoksik fazda 2.84 mg/L'e kadar fosfor salınmış ve 2. aerobik fazda giderilmiştir. SET XIII'te başlangıçtaki ve çıkıştaki konsantrasyon sırasıyla 7.64-8.3 mg/L ve 0.6-3.82 mg/L aralığında seyretmiştir. Verim %50-93 aralığında değişmiştir. Anaerobik fazda başlangıç konsantrasyonunun maksimum 2.7 katı kadar fosfor salınımı gözlenmiştir.

R2 reaktöründe SET X'da başlangıçtaki ve çıkıştaki PO_4 -P konsantrasyonu sırasıyla 6.36-7.5 mg/L ve 4.66-5.36 mg/L aralığında seyretmiştir. %22-29 aralığında giderim verimi elde edilmiştir. Anaerobik fazda çok az miktarda fosfor salınımı gözlenmiştir. Başlangıçtaki konsantrasyonun 0.34 katı kadar fosfor salınmıştır. SET XI'de başlangıçtaki ve çıkıştaki PO_4 -P konsantrasyonu sırasıyla 4.9-7.3 ve 0.8-3.5 mg/L aralığında değişmiştir. Giderim verimi %46-84 aralığında değişmiştir. %46 kadar düşük verim anoksik faza ilave edilen karbon kaynağının yetersiz olması ve çıkışta nitrat konsantrasyonunun yüksek olmasının sonucudur. Anaerobik fazda başlangıç fosfor konsantrasyonunun 1.8 katı kadar fosfor salınımı gözlenmiştir. SET XII'de başlangıçtaki ve çıkıştaki konsantrasyon sırasıyla 8.9-10.3 mg/L ve 0.6-1.98 mg/L aralığında değişmiştir. %88-95 aralığında giderim verimi gözlenmiştir. Anaerobik fazda başlangıç fosfor konsantrasyonunun maksimum 2.5 katı kadar fosfor salınmış ve 1. aerobik fazda 0.11 mg/L'e kadar düşmüştür. Anoksik fazda 2.35 mg/L'e kadar fosfor salınmış ve 2. aerobik fazda fosfor 0.3 mg/L'e kadar düşmüştür. SET XIII'te başlangıçtaki ve çıkıştaki konsantrasyon sırasıyla 8.9-10.3 mg/L ve 0.6-1.98 mg/L aralığında seyretmiştir. Verim %78-94 aralığında değişmiştir. Anaerobik fazda fosfor salınımı başlangıç konsantrasyonunun 2.6 katından 0.7 katına kadar düşmüştür. 1. aerobik fazda 0.6 mg/L'e kadar düşmüş ve anoksik fazda 4.86 mg/L'e kadar tekrar salınım gözlenmiştir. 2. aerobik fazda tekrar fosfor alımı (2.9-3.4 mg/L kadar) gerçekleşmiştir.

R3 reaktöründe SET X'da başlangıçtaki ve çıkıştaki PO_4 -P konsantrasyonu sırasıyla 6.7-7.9 mg/L ve 4.2-5.16 mg/L aralığında seyretmiştir. %27-47 aralığında giderim verimi elde edilmiştir. Anaerobik fazda çok az miktarda fosfor salınımı gözlenmiştir. Anaerobik fazda fosfor salınımı başlangıçtaki konsantrasyonun 0.2 katı kadar olmuştur. SET XI'de başlangıçtaki ve çıkıştaki PO_4 -P konsantrasyonu sırasıyla 6.64-7.64 ve 1.14-4.3 mg/L aralığında değişmiştir. Giderim verimi %35-85 aralığında değişmiştir. %35 kadar düşük verim anoksik faza ilave edilen karbon kaynağının yetersiz olması ve çıkışta nitrat

konsantrasyonunun yüksek olmasının sonucudur. Anaerobik fazda başlangıç fosfor konsantrasyonunun maksimum 1.4 katı kadar fosfor salınımı gözlenmiştir. %35 giderim görülen günde daha az miktarda fosfor salınımı (0.5 katı kadar) gerçekleşmiştir. SET XII'de başlangıçtaki ve çıkıştaki konsantrasyon sırasıyla 7.06-7.38 mg/L ve 0.34-0.44 mg/L aralığında değişmiştir. %94-95 aralığında giderim verimi gözlenmiştir. Anaerobik fazda başlangıç değerinin maksimum 2.2 katı kadar fosfor salınımı görülmüş ve 1. aerobik fazda 0.11 mg/L'e kadar düşmüştür. Anoksik fazda 3.94 mg/L'e kadar fosfor salınmış ve 2. aerobik fazda 0.34 mg/L'e kadar giderilmiştir. SET XIII'te başlangıçtaki ve çıkıştaki konsantrasyon sırasıyla 9.6-10.2 mg/L ve 0.48-1.1 mg/L aralığında seyretmiştir. Verim %89-95 aralığında değişmiştir. Anaerobik fazda fosfor salınımı başlangıç konsantrasyonunun 2.2 katından 0.6 katına kadar düşmüştür. 1. aerobik fazda 0.3 mg/L'e kadar düşmüştür.

R4 reaktöründe SET X'da başlangıçtaki ve çıkıştaki PO₄-P konsantrasyonu sırasıyla 6.0-8.2 mg/L ve 1.84-4.7 mg/L aralığında seyretmiştir. %43-76 aralığında giderim verimi elde edilmiştir. Anaerobik fazda çok az miktarda fosfor salınımı gözlenmiştir. Başlangıç konsantrasyonunun 0.6 katı kadar salınım gerçekleşmiştir. SET XI'de başlangıçtaki ve çıkıştaki PO₄-P konsantrasyonu sırasıyla 7.08-10.16 ve 0.8-3.3 mg/L aralığında değişmiştir. Verim %53-90 arasında değişmiştir. %53 kadar düşük verim anoksik faza ilave edilen karbon kaynağının yetersiz olması ve çıkışta nitrat konsantrasyonunun yüksek olmasının sonucudur. Anaerobik fazda başlangıç fosfor konsantrasyonunun 1.6 katı kadar fosfor salınımı gözlenmiştir. %53 giderim görülen günde daha az miktarda fosfor salınımı (0.8 katı kadar) gerçekleşmiştir. 1. aerobik fazda fosfor konsantrasyonu 0.26 mg/L'e kadar düşmüştür. Anoksik fazda ise karbon kaynağı mevcudiyetinden dolayı salınım gözlenmiştir. 2. aerobik fazda tekrar fosfor alımı gerçekleşmiştir. SET XII'de başlangıçtaki ve çıkıştaki konsantrasyon sırasıyla 7.6-9.04 mg/L ve 0.92-2.3 mg/L aralığında değişmiştir. %70-90 aralığında giderim verimi gözlenmiştir. Anaerobik fazda yüksek miktarda fosfor salınımı görülmüştür. Başlangıç konsantrasyonunun 1.7 katı kadar salınım gözlenmiştir. 1. aerobik fazda 0.3 mg/L'e kadar düşmüştür. SET XIII'te başlangıçtaki ve çıkıştaki konsantrasyon sırasıyla 10.56-11.4 mg/L ve 0.7-1.8 mg/L aralığında seyretmiştir. Verim %84-94 aralığında değişmiştir. Anaerobik fazda fosfor salınımı başlangıç konsantrasyonunun 1.8 katından 0.6 katına kadar düşmüştür.



Şekil 5.41. SET X, XI, XII ve XIII'te reaktörlerde fazlardaki PO_4-P konsantrasyonu ve giderim verimi

SET X'da giderim verimi R1 ve R2 reaktöründe %28'in altında gözlenirken R3 reaktöründe %27-47 ve R4 reaktöründe %43-76 aralığında seyretmiştir. Bu SET'te anaerobik fazda fosfor salınımı çok düşük olmuştur. Anaerobik fazda salınan fosfor miktarı düşük olduğu için aerobik fazda alınan miktarda az olmuştur. Çoğunlukla mikroorganizma büyüme için kullanılmıştır. Bu SET'te anoksik fazın sonunda yüksek konsantrasyonlarda NO_3-N sistemi terk ettiği için yeni döngünün başlamasıyla anaerobik faza NO_3-N geçişi olmuştur. Anaerobik faza geçen nitrat anaerobik fazdaki organik maddenin tükenmesine neden olmuş ve fosfor biriktiren organizmalar için yeterli miktarda organik madde mevcut olmadığından fosfor salınımını engellemiştir. R3 ve R4 reaktöründe çıkıştaki nitrat konsantrasyonu R1 ve R2 reaktöründekinden daha düşük olmuştur. Haliyle sonraki döngüye geçecek nitrat konsantrasyonu düşük olmuştur. Bu da verimin yüksek olmasını sağlamış olabilir. Verimin yüksek olmasında diğer etken biyofilm katkısı olabilir. R3 ve R4 reaktöründe taşıyıcı malzeme konsantrasyonu yüksektir.

Diğer SET'lerde anoksik faza harici karbon kaynağı ilave edilmiş ve giderim verimi %95'e kadar ulaşmıştır. Özellikle biyofilm reaktörlerde daha iyi giderim verimi sağlanmıştır. SET XII ve SET XIII'te %50 doldurma oranında daha yüksek verimler

gözlenmiştir. Aerobik fazın sonunda $\text{PO}_4\text{-P}$ konsantrasyonu 1 mg/L'nin altına düşmüştür. Anoksik faza harici karbon kaynağı ilave edildiğinde C/N oranına bağlı olarak fosfor salınımı gözlenmiştir. Ayrıca anoksik fazda denitrifikasyon gerçekleştiğinde azot gazı oluşmuştur. Azot gazı suda çözünmediği için sistemden kaçmaya çalışırken tutunmuş olduğu çamur floklarını da yüzeye yükselmeye çalışmıştır. Çökeltme fazı esnasında çamurun çökmesine engel olmuştur. Anoksik fazda salınan fosforu gidermek ve azot gazını sistemden uzaklaştırmak ve çamurun çökmesini sağlamak için anoksik fazdan sonra 2. aerobik faz yerleştirilmiştir.

2. aerobik fazın anoksik fazda salınmış olan fosforu alarak çıkış fosfor konsantrasyonunu azaltmak ve böylece fosfor giderim verimini artırmak, denitrifikasyon kaynaklı çökeltme problemini gidermek ve çıkış AKM konsantrasyonu düşük iyi kaliteli bir çıkış suyu üretmek gibi faydaları mevcuttur.

5.2.1.5. Çevrim İçi Analiz Sonuçları

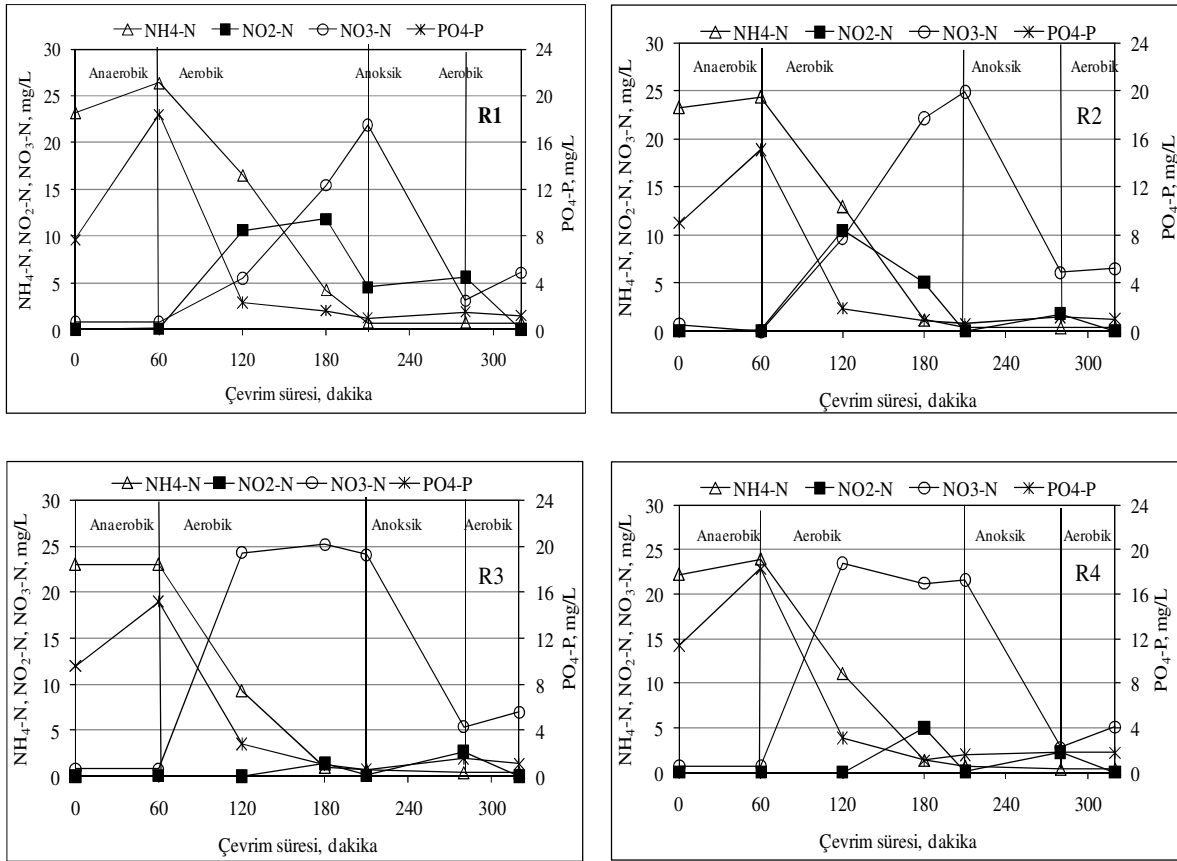
SET XIII'te çevrim içinde zamana karşı $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$ ve $\text{PO}_4\text{-P}$ değişimi Şekil 5.42'de ve Tablo 5.14'te verilmiştir. R1 reaktöründe 7.7 mg/L olan başlangıç $\text{PO}_4\text{-P}$ konsantrasyonu anaerobik fazın sonunda 18.4 mg/L'e kadar artmıştır. Böylece anaerobik fazda 10.7 mg/L kadar $\text{PO}_4\text{-P}$ salınmıştır. Aerobik fazın sonunda $\text{PO}_4\text{-P}$ konsantrasyonu 1.0 mg/L'e kadar düşmüş ve 17.4 mg/L kadar $\text{PO}_4\text{-P}$ alınmıştır. Salınmış olan miktardan daha fazla alım gerçekleşmiştir. Bu durum FBO'ların mevcut olduğunu göstermektedir. Anoksik fazın sonunda 1.5 mg/L ve 2. aerobik fazın sonunda 1.2 mg/L olmuştur. 23.2 mg/L olan başlangıç $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu anaerobik fazın sonunda 26.4 mg/L olmuştur. Aerobik fazda nitrifikasyonla 0.7 mg/L'e kadar azalmıştır. Başlangıç ve anaerobik fazda $\text{NO}_2\text{-N}$ ve $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonu çok düşük gözlenmiştir. Aerobik fazın sonunda $\text{NO}_2\text{-N}$ konsantrasyonu 4.55 mg/L iken anoksik fazın sonunda 5.6 mg/L olarak gözlenmiştir. Anoksik fazda değerin yüksek olması muhtemelen yetersiz karbon kaynağından dolayı eksik denitrifikasyonun gerçekleşmesinin sonucudur. Aerobik fazda $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonu 21.9 mg/L iken anoksik fazın sonunda 3.1 mg/L'e kadar düşmüştür. Anoksik fazın sonunda $\text{NO}_2\text{-N}$ ve $\text{NO}_3\text{-N}$ gözlenmesi organik madde miktarının eksikliğinden dolayıdır. 2. aerobik fazda $\text{NO}_2\text{-N}$ azalmış (0.04) mg/L ve $\text{NO}_3\text{-N}$ ise artmıştır (6.1 mg/L). Nitrit nitrifikasyonla nitrata dönüşmüştür.

R2 reaktöründe 9.0 mg/L olan başlangıç $\text{PO}_4\text{-P}$ konsantrasyonu anaerobik fazın sonunda 15.1 mg/L'e kadar çıkmıştır. Böylece anaerobik fazda 6.1 mg/L kadar $\text{PO}_4\text{-P}$ salınmıştır. Aerobik fazın sonunda 0.6 mg/L'e kadar azalmıştır. Bu fazda 14.5 mg/L kadar alım gerçekleşmiştir. Bu sonuçlar reaktörde BAFG'nin gerçekleştiğini göstermektedir. Anoksik fazın sonunda 1.2 mg/L ve 2. aerobik fazın sonunda 1.0 mg/L olmuştur. 23.3 mg/L olan başlangıç $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu anaerobik fazın sonunda 24.4 mg/L olmuştur. Aerobik fazda 0.4 mg/L'e kadar azalmıştır. Başlangıç ve anaerobik fazda $\text{NO}_2\text{-N}$ ve $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonu çok düşük gözlenmiştir. Aerobik fazın sonunda $\text{NO}_2\text{-N}$ konsantrasyonu 0.05 mg/L iken anoksik fazın sonunda 1.8 mg/L olmuştur. $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonu aerobik fazın sonunda 24.9 mg/L iken anoksik fazın sonunda 6.1 mg/L düşmüştür. Aerobik fazın sonunda $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonunun düşük ve $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonunun yüksek olması reaktörde nitrifikasyonun gerçekleştiğini göstermektedir. 2. aerobik fazda $\text{NO}_2\text{-N}$ ve $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonu sırasıyla 0.03 mg/L ve 6.5 mg/L olarak gözlenmiştir.

R3 reaktöründe 9.6 mg/L olan başlangıç $\text{PO}_4\text{-P}$ konsantrasyonu anaerobik fazın sonunda 15.2 mg/L'e kadar artmıştır. Böylece anaerobik fazda 5.6 mg/L kadar $\text{PO}_4\text{-P}$ salınmıştır. Aerobik fazın sonunda 0.6 mg/L'e kadar düşmüştür. 14.6 mg/L kadar $\text{PO}_4\text{-P}$ alınmıştır. Sonuçlardan görüldüğü gibi salınmış olan miktardan daha fazla alım gerçekleşmiştir. Bu durum FBO'ların mevcut olduğunu ve BAFG'nin gerçekleştiğini göstermektedir. Anoksik fazın sonunda 1.6 mg/L ve 2. aerobik fazın sonunda 1.1 mg/L olmuştur. 23.0 mg/L olan başlangıç $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu anaerobik fazın sonunda 23.0 mg/L olmuştur. Aerobik fazda 0.7 mg/L'e kadar azalmıştır. Başlangıç ve anaerobik fazda $\text{NO}_2\text{-N}$ ve $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonu çok düşük gözlenmiştir. Aerobik fazın sonunda $\text{NO}_2\text{-N}$ konsantrasyonu sırasıyla 0.1 mg/L iken anoksik fazın sonunda 2.7 mg/L olmuştur. $\text{NO}_3\text{-N}$ değeri 24.1 mg/L iken anoksik fazın sonunda 5.4 mg/L'e kadar azalmıştır. Anoksik fazın sonunda nitrit ve nitrat gözlenmesi eksik denitrifikasyonu göstermektedir. Bu durum muhtemelen yetersiz karbon kaynağının mevcudiyetinden kaynaklanmıştır. 2. aerobik fazda sırasıyla 0.03 mg/L ve 7.0 mg/L olarak bulunmuştur. Anoksik fazın sonundaki nitrit nitrifikasyonla nitrata dönüşmüştür.

R4 reaktöründe 11.4 mg/L olan başlangıç $\text{PO}_4\text{-P}$ konsantrasyonu anaerobik fazın sonunda 18.3 mg/L'e kadar çıkmıştır. Böylece anaerobik fazda 6.9 mg/L kadar $\text{PO}_4\text{-P}$ salınmıştır. Aerobik fazın sonunda 1.6 mg/L'e kadar düşmüştür. 16.7 mg/L kadar $\text{PO}_4\text{-P}$ alınmıştır. Sonuçlardan görüldüğü gibi salınmış olan miktardan daha fazla alım gerçekleşmiştir. Bu durum FBO'ların mevcut olduğunu ve BAFG'nin gerçekleştiğini

göstermektedir. Anoksik fazın sonunda 1.8 mg/L ve 2. aerobik fazın sonunda 1.8 mg/L olmuştur. 22.2 mg/L olan başlangıç $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu anaerobik fazın sonunda 23.9 mg/L olmuştur. Aerobik fazda 0.7 mg/L'e kadar azalmıştır. Başlangıç ve anaerobik fazda $\text{NO}_2\text{-N}$ ve $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonu çok düşük gözlenmiştir. Aerobik fazın sonunda $\text{NO}_2\text{-N}$ 0.1 mg/L iken anoksik fazın sonunda 2.3 mg/L olmuştur. $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonu aerobik fazın sonunda 21.6 mg/L iken anoksik fazın sonunda 2.8 mg/L'e kadar azalmıştır. Anoksik fazın sonunda nitrit ve nitrat gözlenmesi karbon kaynağının yetersiz olmasından dolayı eksik denitrifikasyonun gerçekleşmesidir. 2. aerobik fazda sırasıyla 0.03 mg/L ve 5.1 mg/L olarak gözlenmiştir.



Şekil 5.42. SET XIII'te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe zamana karşı çevrim içinde azot türleri ve fosfor değişim profilleri

Tablo 5.14. SET XIII'te R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe zamana karşı çevrim içinde azot türleri ve fosfor değişim profilleri

		Döngüdeki Süre (dakika)	PO ₄ -P (mg/L)	NH ₄ -N (mg/L)	NO ₂ -N (mg/L)	NO ₃ -N (mg/L)
R1	Başlangıç	0. dk	7.7	23.2	0.04	0.8
	Anaerobik	60. dk	18.4	26.4	0.1	0.8
	Aerobik	120. dk	2.3	16.4	10.6	5.5
		180. dk	1.6	4.2	11.8	15.4
		210. dk	1.0	0.7	4.55	21.9
	Anoksik	280. dk	1.5	0.7	5.6	3.1
	Aerobik	320.dk	1.2	0.7	0.04	6.1
R2	Başlangıç	0. dk	9.0	23.3	0.04	0.7
	Anaerobik	60. dk	15.1	24.4	0.08	0
	Aerobik	120. dk	1.9	13.0	10.5	9.7
		180. dk	0.9	1.2	5.1	22.2
		210. dk	0.6	0.4	0.05	24.9
	Anoksik	280. dk	1.2	0.4	1.8	6.1
	Aerobik	320.dk	1.0	0.4	0.03	6.5
R3	Başlangıç	0. dk	9.6	23.0	0.04	0.8
	Anaerobik	60. dk	15.2	23.0	0.05	0.8
	Aerobik	120. dk	2.8	9.3	0.02	24.3
		180. dk	1.0	1.0	1.4	25.2
		210. dk	0.6	0.7	0.1	24.1
	Anoksik	280. dk	1.6	0.4	2.7	5.4
	Aerobik	320.dk	1.1	0.4	0.03	7.0
R4	Başlangıç	0. dk	11.4	22.2	0.02	0.7
	Anaerobik	60. dk	18.3	23.9	0.03	0.7
	Aerobik	120. dk	3.1	11.1	0.02	23.5
		180. dk	1.1	1.4	5.0	21.2
		210. dk	1.6	0.7	0.1	21.6
	Anoksik	280. dk	1.8	0.4	2.3	2.8
	Aerobik	320.dk	1.8	0.4	0.03	5.1

Şekil 5.42'de görüldüğü gibi aerobik fazda fosforun büyük çoğunluğu ilk 1 saat içinde alınmıştır. NH₄-N ise yaklaşık 2. saatte tükenmiştir. İkinci saatte R1 reaktöründeki konsantrasyon taşıyıcı malzeme içeren reaktörlerden daha yüksek bulunmuştur. R1 ve R2 reaktöründe 1. saatte nitrat konsantrasyonu düşük iken R3 ve R4 reaktöründe oldukça yüksek olmuştur. Bu sonuçtan taşıyıcı malzeme miktarı yüksek olan reaktörlerde

nitrifikasyonun kısa sürede gerçekleştiğini ifade edebiliriz. Anoksik fazda nitrit ve nitrat gözlenmesi karbon kaynağının yetersiz olmasıyla ilgilidir.

6. SONUÇ VE ÖNERİLER

Atıksularda organik madde, azot ve fosforu gidermek için KAKR ve HYAKBR'ler kullanılmıştır. Organik madde, azot ve fosfor giderimini sağlamak için bu reaktörlerde 3 basamaklı anaerobik/aerobik/anoksik ve 4 basamaklı anaerobik/aerobik/anoksik/aerobik fazlardan oluşan reaksiyon periyodu kullanılmıştır. Reaksiyon periyodunda anaerobik fazda organik madde alımı ve fosfor salınımı, aerobik fazda nitrifikasyon ve fosfor alımı, anoksik fazda denitrifikasyon ve fosfor salınımı ve son aerobik fazda fosfor alımı ve denitrifikasyon kaynaklı çamur çökelme probleminin çözülmesi beklenmiştir. Bu reaktörlerde organik madde, azot ve fosfor giderimi üzerinde taşıyıcı malzeme doldurma oranı, çamur yaşı, hidrolik bekleme süresi, reaksiyon periyodundaki faz süreleri ve atıksu bileşiminin etkisi araştırılmıştır.

Anaerobik/aerobik/anoksik (130 dk/330 dk/210 dk) fazlardan ibaret olan 12 saatlik döngü süresi ile işletilen ve 1000 mg/L KOİ, 50 mg/L NH₄-N ve 15 mg/L PO₄-P (KOİ/N/P oranı 100/5/1.5) içeren asetatlı sentetik atıksu ile beslenen KAKR (R1) ve HYAKBR'lerde (R2, R3 ve R4) 6 günlük çamur yaşında R1 (taşıyıcı malzemesiz), R2 (%30 taşıyıcı malzemeli), R3 (%50 taşıyıcı malzemeli) ve R4 (%65 taşıyıcı malzemeli) reaktörlerinde ortalama olarak KOİ giderim verimi sırasıyla %92, %94, %90 ve %94, TİN giderim verimi sırasıyla %79, %76, %70 ve %68 ve PO₄-P giderim verimi %26, %22, %19 ve %26 olarak elde edilmiştir. 10 günlük çamur yaşında R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe ortalama olarak KOİ giderim verimi sırasıyla %93, %95, %94 ve %94, TİN giderim verimi %69, %88, %87 ve %89 ve PO₄-P giderim verimi %13, %23, %19 ve %17 olarak bulunmuştur. 15 günlük çamur yaşında R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe ortalama KOİ giderim verimi sırasıyla %92, %89, %92 ve %92, TİN giderim verimi sırasıyla %74, %72, %76 ve %80 ve PO₄-P giderim verimi sırasıyla %17, %14, %13 ve %12 olarak elde edilmiştir. Fosfor giderimi mikroorganizmaların büyümesinden dolayı giderildiği ve BAFG gerçekleşmediği için KOİ ve TİN giderim verimi esas alınarak 10 günlük çamur yaşı optimum olarak kabul edilmiştir. Çıkış KOİ konsantrasyonu yaklaşık 30 mg/L ve TİN 2 mg/L civarında iken PO₄-P konsantrasyonu 8 mg/L'nin üzerinde olmuştur. KOİ'nin büyük çoğunluğu aerobik fazda giderilmiştir. Aerobik fazın yaklaşık ilk 1 saatinde KOİ tükenmiştir. Sistemde nitrit birikimi gözlenmiştir. Nitrit birikimi nitrit oksitleyen bakterilerin (NOB) büyümesinin inhibisyonu ve/veya sınırlaması ile meydana gelmektedir. Serbest amonyak

konsantrasyonu (NH_3) en önemli inhibe edici madde olarak sıklıkla gösterilmektedir (Antileo vd., 2006). Serbest amonyak konsantrasyonu toplam amonyak konsantrasyonu ($\text{NH}_4^+ + \text{NH}_3$), sıcaklık ve pH'a bağlı olarak değişmektedir. pH ve sıcaklığın artmasıyla serbest amonyak artmaktadır. Aerobik fazda pH 9 gibi değerlere kadar çıktığı için serbest amonyağın yüksek olmasına neden olmuş ve sistemde nitrit birikimi üzerinde etkili olmuştur. Sistemde biriken nitrit fosfor giderimini olumsuz etkilemiş olabilir. Anaerobik fazda P salınımı gözlenmediği için aşırı P giderimi gözlenmemiştir.

Anaerobik/aerobik/anoksik (60 dk/270 dk/90 dk) fazlardan ibaret olan 8 saatlik döngü süresi ile işletilen ve 1000 mg/L KOİ, 50 mg/L $\text{NH}_4\text{-N}$ ve 15 mg/L $\text{PO}_4\text{-P}$ (KOİ/N/P oranı 100/5/1.5) içeren asetatlı sentetik atıksu ile beslenen R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe KOİ giderim verimi sırasıyla %99'dan %84'e, %100'den %85'e, %93'ten %84'e ve %98'den %83'e kadar düşmüştür. Asetat biyolojik olarak kolay parçalanabilir olduğu için organik madde oksidasyonu esnasında tamamen tüketilmektedir. Bu çıkıştaki KOİ'nin çözünmüş mikrobiyal ürünlerden oluştuğu düşünülmektedir. Organik maddenin büyük çoğunluğu aerobik fazda giderilmiştir. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe $\text{NH}_4\text{-N}$ giderimi %86'dan %31'e, %60'dan %20'e, %56'dan %17'e ve %55'ten %11'e kadar düşüş göstermiştir. R1, R2, R3 ve R4 reaktörlerinde $\text{PO}_4\text{-P}$ giderimi %42'den %23'e, %37'den %22'e, %27'den %21'e ve %39'dan %11'e kadar azalmıştır. İşletmenin ilk zamanlarında mikroorganizmalar organik madde, $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{PO}_4\text{-P}$ 'nin büyük çoğunluğunu asimilasyonda kullanmıştır. Ancak zaman geçtikçe organik madde giderimi gözlemlenirken $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{PO}_4\text{-P}$ giderimi çok düşük gözlenmiştir. $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{PO}_4\text{-P}$ giderimi gözlenmemesi organik maddenin oksidasyonu esnasında üretilen enerjinin büyük çoğunluğunun asimilasyondan ziyade bakım ihtiyaçları için kullanıldığını akla getirmektedir. Çamurun çökeltme özelliği oldukça kötüleşmiştir. Atıksu bileşimindeki maddeler biyokütle üzerinde inhibitör etki yapmış olabilir ve bu durumda bakım ihtiyaçları artmış ve enzimatik reaksiyonlar engellenmiş olabilir.

Anaerobik/aerobik/anoksik (60 dk/270 dk/90 dk) fazlardan ibaret olan 8 saatlik döngü süresi ile işletilen ve 500 mg/L KOİ, 50 mg/L $\text{NH}_4\text{-N}$ ve 15 mg/L $\text{PO}_4\text{-P}$ (KOİ/N/P oranı 100/10/3) içeren asetatlı sentetik atıksu ile beslenen R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe KOİ giderim verimi %85-94, %88-92, %84-92 ve %84-92 arasında değişmiştir. R1 reaktöründe $\text{NH}_4\text{-N}$ giderim verimi sırasıyla %11-30 aralığında seyretmiştir. R2 reaktöründe %18'den %66'a kadar verimde artış gözlenmiştir. R3 ve R4 reaktöründe giderim verimi maksimum %25 olmuştur. R2 reaktöründe $\text{NH}_4\text{-N}$ giderim verimi diğer

reaktörlerdeki verimlerden oldukça yüksek olmuştur. Aerobik fazda kısmen nitrifikasyon gerçekleşmiştir. R1 reaktöründe $\text{PO}_4\text{-P}$ giderimi %12 ve altında, R2 reaktöründe %7-17 aralığında gözlenmiştir. R3 ve R4 reaktörlerinde sırasıyla %23'den %8'e ve %30'dan %5'e kadar düşmüştür. R1 ve R2 reaktöründe anaerobik fazda fosfor salınımı gözlenmezken R3 ve R4 reaktöründe az bir salınım gözlenmiştir. Anoksik fazda fosfor salınımı gözlenmesi verimin düşük olmasına neden olmuştur. Genellikle tüm reaktörlerde KOİ giderimi yüksek iken azot (R2 hariç) ve fosfor giderimi oldukça düşük olmuştur. Organik maddeden elde edilen enerjinin büyük çoğunluğu bakım ihtiyaçları için kullanılmıştır. Azot ve fosfor giderim verimlerinin düşük olması sistemde nitrifikasyon organizmalarının ve fosfor biriktiren organizmaların azaldığını veya inhibe olduğunu göstermektedir.

Anaerobik/aerobik/anoksik (60 dk/270 dk/90 dk) fazlardan ibaret olan 8 saatlik döngü süresi ile işletilen ve 250 mg/L KOİ, 50 mg/L $\text{NH}_4\text{-N}$ ve 10 mg/L $\text{PO}_4\text{-P}$ (KOİ/N/P oranı 100/20/4) içeren asetatlı sentetik atıksu ile beslenen R1 ve R2 reaktöründe KOİ giderimi sırasıyla %80-93 ve %57-89 aralığında seyretmiştir. Çıkış KOİ konsantrasyonu sırasıyla 10-25 mg/L ve 15-45 mg/L aralığında değişmiştir. R1 ve R2 reaktöründe $\text{NH}_4\text{-N}$ giderimi sırasıyla %10'un altına ve %46'dan %6'a kadar düşmüştür. Çıkış konsantrasyonu 30 mg/L'nin üzerinde bulunmuştur. R1 reaktöründe $\text{PO}_4\text{-P}$ verimi %12'nin altında ve R2 reaktöründe %8-17 arasında gözlenmiştir. Çıkış KOİ konsantrasyonları (sırasıyla 10-25 mg/L ve 15-45 mg/L) düşük iken çıkış $\text{NH}_4\text{-N}$ (sırasıyla 34.8-44.2 mg/L ve 17.5-30 mg/L) ve $\text{PO}_4\text{-P}$ konsantrasyonları (sırasıyla 8.3-13.6 mg/L ve 8.0-12.5 mg/L) oldukça yüksek olmuştur.

Anaerobik/aerobik/anoksik (60 dk/270 dk/90 dk) fazlardan ibaret olan 8 saatlik döngü süresi ile işletilen ve 125 mg/L KOİ, 50 mg/L $\text{NH}_4\text{-N}$ ve 5 mg/L $\text{PO}_4\text{-P}$ (KOİ/N/P oranı 100/40/4) içeren asetatlı sentetik atıksu ile beslenen R3 reaktöründe KOİ giderimi %33-64 aralığında seyretmiştir. $\text{NH}_4\text{-N}$ giderimi %14'ün altında bulunmuştur. $\text{PO}_4\text{-P}$ verimi %2'dan %16'a çıkmıştır.

Anaerobik/aerobik/anoksik (60 dk/270 dk/90 dk) fazlardan ibaret olan 8 saatlik döngü süresi ile işletilen ve 500 mg/L KOİ, 25 mg/L $\text{NH}_4\text{-N}$ ve 15 mg/L $\text{PO}_4\text{-P}$ (KOİ/N/P oranı 100/5/3) içeren asetatlı sentetik atıksu ile beslenen R4 reaktöründe KOİ giderimi %82-91 ve $\text{NH}_4\text{-N}$ verimi %15-43 arasında bulunmuştur. $\text{PO}_4\text{-P}$ verimi %6'dan %16'a kadar çıkmıştır. Çıkış $\text{NH}_4\text{-N}$ ve $\text{PO}_4\text{-P}$ konsantrasyonları oldukça yüksek bulunmuştur.

KOİ, azot ve fosfor bakımından farklı atıksu bileşimleri kullanılmasına rağmen giderim verimlerinde pek fark gözlenilmemiş ve iyi giderim verimleri elde edilememiştir.

Bunun sebebi farklı olarak kullanılan atıksu bileşiminden ve döngü süresinden ziyade atıksuda kullanılan kimyasallardan biri veya biri kaçından kaynaklanmış olabilir.

Anaerobik/aerobik/anoksik (30 dk/180 dk/90 dk) fazlardan ibaret olan 6 saatlik döngü süresi ile işletilen ve 1000 mg/L KOİ, 50 mg/L NH₄-N ve 15 mg/L PO₄-P (KOİ/N/P oranı 100/5/1.5) içeren glukozlu sentetik atıksu ile beslenen R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe KOİ giderimi sırasıyla ortalama olarak %88, %85, %76 ve %83 gözlenmiştir. R1 reaktöründe anaerobik fazda KOİ giderimi gözlenmezken R2, R3 ve R4 reaktöründe biraz gözlenmiştir. Organik maddenin büyük çoğunluğu aerobik fazda giderilmiştir. Anoksik fazda çok fazla değişim gözlenmemiştir. NH₄-N verimi R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe %93'ten %61'e, %93'ten %66'a, %92'den %48'e ve %92'den %52'e kadar azalmıştır. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe ortalama olarak NH₄-N giderimi sırasıyla %79, %79, %76 ve %72 olmuştur. Azot asimilasyon ile giderilmiştir. Heterotrofik biyokütle 100/5/1.5 KOİ/N/P oranındaki azotu sentezi için kullandığından ve ortamda nitrifikasyon biyokütlesi için azot sınırlı ve mevcut olmadığından sistemde nitrifikasyon mikroorganizmaları gelişmemekte ve nitrifikasyon gözlenmemektedir. Organik yükün (2 kg KOİ/m³.gün) yüksek olmasından nitrifikasyon gözlenmemiştir. Taşıyıcı malzeme içeren reaktörlerde toplam çamur yaşının yüksek olmasından dolayı verimler düşük gözlenmiştir. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe PO₄-P verimi sırasıyla %70'den %30'a, %77'den %37'e, %78'den %28'e ve %77'den %33'e kadar düşüş göstermiştir. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe ortalama olarak PO₄-P giderimi sırasıyla %50, %52, %53 ve %51 olmuştur. Anaerobik fazda fosfor salınımı gözlenmemiştir. Anoksik fazda fosfor miktarında artış gözlenmiştir. Bu da sistemin toplam veriminin düşük olmasına neden olmuştur. Sadece askıda biyokütle esas alınarak uygulanan 10 günlük çamur yaşında askıda ve bağlı biyokütle konsantrasyonu oldukça yüksek olmuştur. Bağlı biyokütle de dikkate alındığında çamur yaşı daha yüksektir.

Anaerobik/aerobik/anoksik (30 dk/180 dk/90 dk) fazlardan ibaret olan 6 saatlik döngü süresi ile işletilen ve 1000 mg/L KOİ, 100 mg/L NH₄-N ve 15 mg/L PO₄-P (KOİ/N/P oranı 100/10/1.5) içeren glukozlu sentetik atıksu ile beslenen R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe KOİ giderimi sırasıyla ortalama %59, %58, %67 ve %62 olarak bulunmuştur. Çok düşük giderim verimleri elde edilmiştir. R1 reaktöründe anaerobik fazda 20-70 mg/L kadar KOİ giderilirken diğer reaktörlerde giderim görülmemiştir. KOİ'nin büyük çoğunluğu aerobik fazda giderilmiştir. Anoksik fazda KOİ konsantrasyonunda artış gözlenmiştir. R1 ve R2 reaktöründe NH₄-N giderimi %32'den %10'a ve R3 ve R4

reaktöründe %28'den %8'e kadar düşmüştür. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe verim ortalama %21, %20, %20 ve %21 olarak bulunmuştur. Yukarıda bahsedilen nedenlerden başka yüksek amonyum konsantrasyonu da azot giderimini olumsuz etkilemiş olabilir. pH ve sıcaklık artıkcı serbest amonyak konsantrasyonu da artmaktadır. Aerobik fazda pH 8.2'e kadar çıkmıştır. Sıcaklık 23-26 °C aralığında bulunmuştur. Serbest amonyak nitrifikasyon organizmalarını etkilemektedir. Çok düşük giderim verimleri elde edilmiştir. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe PO₄-P giderim verimi sırasıyla ortalama %23, %22, %24 ve %25 olarak bulunmuştur. Tüm reaktörlerde giderim verimi birbirine yakın olmuştur. Çıkış suyu oldukça yüksek miktarda PO₄-P içermiştir. R1 reaktöründe anaerobik fazda fosfor salınımı gözlenmezken R2, R3 ve R4 reaktöründe çok az miktarda salınım görülmüştür.

Anaerobik/aerobik/anoksik (60 dk/320 dk/90 dk) fazlardan ibaret olan 8 saatlik döngü süresi ile işletilen ve 1000 mg/L KOİ, 50 mg/L NH₄-N ve 15 mg/L PO₄-P (KOİ/N/P oranı 100/5/1.5) içeren glukozlu sentetik atıksu ile beslenen R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe KOİ giderimi sırasıyla ortalama %76, %86, %84 ve %77 olarak belirlenmiştir. Burada çökelme fazı kaldırılmış ve askıda katı madde esas alındığında R1 reaktörü hariç diğerlerinde çamur yaşı hidrolik bekleme süresine eşit tutulmuştur. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe NH₄-N giderimi sırasıyla ortalama %48, %54, %54 ve %60 olarak elde edilmiştir. Biyofilm reaktörlerde amonyum azotu giderimi biraz daha yüksek olmuştur. Aerobik fazda asimilasyonla giderilmiştir. Nitrit ve nitratın gözlenmemesi biyofilmden amonyum oksitleyen ve nitrit oksitleyen bakterilerin mevcut olmadığını göstermektedir. Bu durum muhtemelen kullanılan KOİ/N/P oranından ileri gelmiştir. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe elde edilen NH₄-N giderimi sırasıyla ortalama %27, %27, %28 ve %38 olmuştur.

6 saatlik döngü süresi ve 500 mg/L KOİ, 25 mg/L NH₄-N ve 7.5 mg/L PO₄-P içeren glukozlu sentetik atıksu ile yürütülen sadece bağılı biyokütleden (biyofilm) oluşan kesikli çalışmada R2, R3 ve R4 reaktöründe KOİ bakımından toplam verim sırasıyla %92, %92 ve %94 olarak bulunmuştur. R2, R3 ve R4 reaktöründe sırasıyla KOİ'nin %15'i, %55'i ve %76'sı anaerobik fazda giderilmiştir. NH₄-N giderimi sırasıyla %7, %18 ve %55 olarak gözlenmiştir. PO₄-P giderimi sırasıyla %15, %59 ve %59 olarak elde edilmiştir. R2 ve R3 reaktöründe anaerobik fazda fosfor salınımı az miktarda gözlenmiştir. Anaerobik fazda organik madde giderimi gözlenmesine rağmen fosfor salınımı çok fazla gözlenmemiştir. Bu durum glikojen biriktiren bakterilerin baskın olduğunu göstermektedir. Taşıyıcı malzeme konsantrasyonu yüksek olan reaktörlerde giderim verimi daha iyi olmuştur.

Sentetik atıksu ile yapılan çalışmalarda en iyi sonuçlar 12 saatlik döngü süresi ve karbon kaynağı olarak asetat kullanıldığında elde edilmiştir.

Anaerobik/aerobik/anoksik (60 dk/270 dk/90 dk) fazlardan ibaret olan 8 saatlik döngü süresi ve evsel atıksu ile işletilen R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe $\text{NH}_4\text{-N}$ giderimi sırasıyla ortalama %97, %96, %97 ve %96 olmuştur. İşletmenin sonuna doğru 99'un üzerinde verim gerçekleşmiştir. Çıkış $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonu 1 mg/L'nin altına düşmüştür. Aerobik fazın yaklaşık ilk 180 dakikasında amonyum azotu tamamen tükenmiştir. İşletmenin ilk günleri hariç anoksik fazın sonunda $\text{NO}_2\text{-N}$ konsantrasyonu tüm reaktörlerde genellikle 1 mg/L'nin altında bulunmuştur. Aerobik fazın sonunda oluşan $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonu sırasıyla 24-29 mg/L, 21.1-23.8 mg/L, 13.7-17.8 mg/L ve 8.9-12.2 mg/L aralığında seyretmiştir. Anoksik fazın sonunda ise sırasıyla 16.7-23.7 mg/L, 11.1-16.9 mg/L, 4.1-15.1 mg/L ve 1.7-11.5 mg/L aralığında bulunmuştur. Görüldüğü gibi çıkış suyunda yüksek miktarda $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonu mevcut olmuştur. Anoksik fazda karbon kaynağının yetersiz olması eksik denitrifikasyonun gerçekleşmesine neden olmuştur. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe $\text{PO}_4\text{-P}$ giderim verimi %13-29, %22-29, %27-47 ve %43-76 aralığında değişmiştir. Anaerobik faza nitrat girişi olduğu için fosfor salınımı az olmuş ve buna paralel olarak giderim verimi de düşük olmuştur. Atıksuyun KOİ konsantrasyonu 505-530 mg/L aralığında değişmiştir. Çıkış KOİ konsantrasyonu 20-45 mg/L aralığında bulunmuştur. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe AKM konsantrasyonu 2440-2760 mg/L, 2260-2420 mg/L, 2400-2640 mg/L ve 2140-2540 mg/L aralığında değişmiştir. CHİ ise 139-168 mL/g, 136-148 mL/g, 117-149 mL/g ve 84-113 mL/g aralığında bulunmuştur.

Anaerobik/aerobik/anoksik/aerobik (60 dk/270 dk/90 dk/20 dk) fazlardan ibaret olan 8 saatlik döngü süresi ve evsel atıksu ile işletilen tüm reaktörlerde $\text{NH}_4\text{-N}$ giderim verimi %99'un üzerinde elde edilmiştir. Aerobik fazın ilk 180 dakikasında $\text{NH}_4\text{-N}$ 'unun tamamı tükenmiştir. Tüm reaktörlerde $\text{NO}_2\text{-N}$ konsantrasyonu 0.5 mg/L'nin oldukça altında olup nitrit birikimi gözlenmemiştir. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe oluşan $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonu 19.0-27.0 mg/L, 16.4-21.8 mg/L, 12.0-21.0 mg/L ve 9.7-16.9 mg/L aralığında değişmiştir. Anoksik fazda tam denitrifikasyonu sağlamak için harici karbon kaynağı (etanol) kullanılmıştır. Karbon kaynağı yeterli olduğunda anoksik fazın sonunda $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonu 1.5 mg/L'nin altına düşmüştür. $\text{NO}_3\text{-N}$ giderim verimi %94'e kadar ulaşmıştır. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe $\text{PO}_4\text{-P}$ verimi sırasıyla %21-83, %46-84, %35-85 ve %53-90 aralığında değişmiştir. Taşıyıcı malzeme konsantrasyonu yüksek olan reaktörde verim daha yüksek olmuştur. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe AKM

konsantrasyonu sırasıyla 2240-2620 mg/L, 2300-2720 mg/L, 2100-2320 mg/L ve 2080-2520 mg/L aralığında değişmiştir.

Anaerobik/aerobik/anoksik/aerobik (60 dk/230 dk/90 dk/60 dk) fazlardan ibaret olan 8 saatlik döngü süresi ve evsel atıksu ile işletilen tüm reaktörlerde %99'un üzerinde $\text{NH}_4\text{-N}$ giderim verimi elde edilmiştir. $\text{NH}_4\text{-N}$ 'un tamamı aerobik fazda giderilmiştir. Tüm reaktörlerde $\text{NO}_2\text{-N}$ konsantrasyonu 0.1 mg/L ve altında bulunmuştur. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe aerobik fazda oluşan $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonu 25.2-26.7 mg/L, 22.6-23.0 mg/L, 17.6-19.7 mg/L ve 15.7-22.0 mg/L aralığında değişmiştir. Karbon kaynağı yeterli olduğunda anoksik fazın sonunda $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonu 1 mg/L'nin altına düşmüştür. $\text{NO}_3\text{-N}$ giderim verimi %96'nın üzerinde gerçekleşmiştir. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe $\text{PO}_4\text{-P}$ verimi sırasıyla %81-85, %88-95, %94-95 ve R4 %70-90 aralığında değişmiştir. Atıksuyun KOİ konsantrasyonu 330-520 mg/L aralığında değişmiştir. Çıkış KOİ konsantrasyonu 10-80 mg/L aralığında bulunmuştur. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe AKM konsantrasyonu sırasıyla 2480-3000 mg/L, 2860-3080 mg/L, 2580-2600 mg/L ve 2900-3000 mg/L aralığında değişmiştir. ÇHİ ise 69-80 mL/g, 65-75 mL/g, 76-88 mL/g ve 73-87 mL/g aralığında bulunmuştur.

Anaerobik/aerobik/anoksik/aerobik (60 dk/150 dk/70 dk/40 dk) fazlardan ibaret olan 8 saatlik döngü süresi ve evsel atıksu ile işletilen tüm reaktörlerde %99'un üzerinde $\text{NH}_4\text{-N}$ giderim verimi elde edilmiştir. $\text{NH}_4\text{-N}$ 'un tamamı aerobik fazda giderilmiştir. Reaktörlerde $\text{NO}_2\text{-N}$ birikimi gözlenmiştir. Aerobik fazın süresinin kısa olması böyle bir sonucu doğurmuş olabilir. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe aerobik fazda oluşan $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonu 12.8-21.9 mg/L, 11.4-24.9 mg/L, 14.7-24.1 mg/L ve 14.7-21.6 mg/L aralığında değişmiştir. Karbon kaynağı yeterli olduğunda anoksik fazın sonunda $\text{NO}_3\text{-N}$ konsantrasyonu 1 mg/L'nin altına düşmüştür. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe $\text{NO}_3\text{-N}$ giderim verimi sırasıyla %76-98, %86-98, %78-98 ve %87-96 aralığında seyretmiştir. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe $\text{PO}_4\text{-P}$ giderim verimi sırasıyla %50-93, %78-94, %89-95 ve %84-94 aralığında bulunmuştur. Atıksuyun KOİ konsantrasyonu 460-480 mg/L aralığında değişmiştir. Çıkış KOİ konsantrasyonu 10-50 mg/L aralığında bulunmuştur. R1, R2, R3 ve R4 reaktöründe AKM konsantrasyonu sırasıyla 3120-3740 mg/L, 3050-3680 mg/L, 2800-3420 mg/L ve 3150-3820 mg/L aralığında değişmiştir. ÇHİ ise 60-71 mL/g, 70-98 mL/g, 67-83 mL/g ve 65-73 mL/g aralığında bulunmuştur.

Evsel atıksu ile işletilen reaktörlerde anaerobik/aerobik/anoksik/aerobik fazlar ile elde edilen sonuçlar anaerobik/aerobik/anoksik fazlar ile elde edilen sonuçlardan daha iyi olmuştur. Hem 8 saatlik hem de 6 saatlik döngü sürelerinde çok iyi giderim verimleri elde edilmiştir. Ancak 6 saatlik döngü süresinde nitrit gözlenmiştir. Uzun süreli işletmede sistemde nitrit birikebilir ve fosfor giderimini etkileyebilir. Bu nedenle 8 saatlik döngü süresinin uygun olacağı düşünülmektedir.

Anoksik fazın sonunda 2 mg $\text{NO}_x\text{-N/L}$ 'den daha düşük çıkış konsantrasyonlarını sağlamak için ihtiyaç duyulan C/N oranı yaklaşık 4 g KOİ/g $\text{NO}_3\text{-N}$ olarak bulunmuştur. 4 g KOİ/g $\text{NO}_3\text{-N}$ altındaki değerlerde $\text{NO}_x\text{-N}$ giderim verimi düşük olmuştur. Bu değer in üstünde %93'ten daha yüksek giderim verimleri elde edilmiştir. C/N oranı 4 g KOİ/g $\text{NO}_3\text{-N}$ 'nin üzerine çıktığında anoksik fazda fosfor salınımı gözlenmiştir. Evsel atıksu kullanıldığında deşarj standartları elde edilmiştir.

Hareketli yataklı biyofilm reaktörler pratikte kullanılmaktadır. Özellikle mevcut arıtma tesislerinin verimini iyileştirmek ve deşarj standartlarına ulaşmak amacıyla havalandırma tanklarına taşıyıcı malzemeler ilave edilmektedir. Bu tesislerin işletme maliyetinin büyük çoğunluğunu havalandırma ihtiyacı ve taşıyıcı malzeme oluşturmaktadır. Bu reaktörlerde azot giderimini sağlamak için gerekli oksijen konsantrasyonu askıda büyümeli sistemlerden daha yüksektir. Hareketli yataklı biyofilm reaktörlerin ardışık kesikli olarak kullanılması genellikle bilimsel çalışmalarda mevcuttur. Aynı reaktörde çökme fazı gerçekleştirilememektedir. Reaktördeki taşıyıcı malzeme çökme fazının gerçekleşmesine engel olmaktadır. Bu tür reaktörlerde ya çökme fazı kullanılmamalı ya da başka bir reaktörde çökme sağlanmalıdır. Başka çalışmalarda Sentetik atıksuda karbon, azot ve fosfor kaynağı olarak farklı kimyasal madde ve eser mineraller kullanılarak bunların etkisi belirlenebilir.

KAYNAKLAR

- Æsøy, A., Ødegaard, H., Hægh, M., Rislå, F. and Bentzen, G., 1998a, Upgrading wastewater treatment plants by the use of biofilm carriers, oxygen addition and pre-treatment in the sewer network, *Water Science and Technology*, 37(9), 159-166.
- Æsøy, A., Ødegaard, H., Bach, K., Pujol, R. and Hamon, M., 1998b, Denitrification in a packed bed biofilm reactor (biofor) – experiments with different carbon sources, *Water Research*, 32(5), 1463-1460.
- Ahn, J., McIlroy, S., Schroeder, S., Seviour, R., 2009, Biomass granulation in an aerobic:anaerobic-enhanced biological phosphorus removal process in a sequencing batch reactor with varying pH, *J Ind Microbiol Biotechnol*, 36, 885-893.
- Andreottola, G., Foladori, P. and Ragazzi, M., 2000a, Upgrading of a small wastewater treatment plant in a cold climate region using a moving bed biofilm reactor(MBBR) system, *Water Science and Technology*, 41(1), 177-185.
- Andreottola, G., Foladori, P., Ragazzi, M., Tatàno, F., 2000b, Experimental comparison between MBBR and activated sludge system for the treatment of municipal wastewater, *Water Science and Technology*, 41(4-5), 375-382.
- Antileo, C., Werner, A., Ciudad, G., Muñoz, C., Bornhardt, C., Jeison, D. and Urrutia, H., 2006, Novel operational strategy for partial nitrification to nitrite in a sequencing batch rotating disk reactor, *Biochemical Engineering Journal*, 32, 69-78.
- APHA, AWWA and WPCF, 1989, Standard methods for the examination of water and wastewater, 17.th Edition, Washington, D.C.
- Artan, N., Taşlı, R., Özgür, N., Orhon, D., 2001, Ardışık kesikli reaktörlerde biyolojik aşırı füsfor giderimi üzerine nitrifikasyon denitrifikasyon etkisi, TÜBİTAK Projesi, Proje No:YDABÇAĞ-584/Ü-6.
- Aslan, Ş., Miller, L. and Dahab, M., 2009, Ammonium oxidation via nitrite accumulation under limited oxygen concentration in sequencing batch reactors, *Bioresource Technology*, 100, 659-664.
- Aspergen, H., Nyberg, U., Andersson, B., Gotthardsson, S. and la Cour Jansen, J., 1998, Post denitrification in a moving bed biofilm reactor process, *Water Science and Technology*, 38(1) 31-38.
- Bishop, P.L., Zhang, T.C. and Fu, Y.C., 1995, Effects of biofilm structure, microbial distributions and mass transport on biodegradation processes, *Water Science and Technology*, 31(1), 143-152.
- Bitton, G., 1999, *Wastewater Microbiology*, Wiley-Liss, New York, 578p.

- Blackall, L.L., Crocetti, G.R., Saunders, A.M., Bond, P.L., 2002, A review and update of the microbiology of enhanced biological phosphorus removal in wastewater treatment plants, *Antonie van Leeuwenhoek*, 81:681-691.
- Brdjanovic, D., van Loosdrecht, M.C.M., Hooijmans, C.M., Alaerts, G.J. and Heijnen, J.J., 1997, Temperature effects on physiology phosphorus removal, *Journal of Environmental Engineering*, 123(2), 144-153.
- Brdjanovic, D., Slamet, A., Van Loosdrecht, M.C.M., Hooijmans, C.M., Alaerts, G.J., and Heijnen, J.J., 1998, Impact of excessive aeration on biological phosphorus removal from wastewater, *Water Research*, 32(1), 200-208.
- Broch-Due, A., Andersen, R., and Opheim, B., 1997, Treatment of integrated newsprint mill wastewater in moving bed biofilm reactors, *Water Science and Technology*, 35(2-3), 173-180.
- Broughton, A., Pratt, S., and Shilton, A., 2008, Enhanced biological phosphorus removal for high-strength wastewater with a low rbCOD:P ratio, *Bioresource Technology*, 99, 1236-1241.
- Carrea, J., Baeza, J.A., Vicent, T., and Lafuente, 2003, Biological nitrogen removal of high-strength ammonium industrial wastewater with two-sludge system, *Water Research*, 37, 4211-4221.
- Cech, J.S and Hartman, P., 1990, Glucose induced break down of enhanced biological phosphate removal, *Environmental Technology*, 11, 651-656.
- Chen, G.H., Huang, J.C. and Lo, I.M.C., 1997, Removal of rate-limiting organic substances in a hybrid biological reactor, *Water Science and Technology*, 35(6), 81-89.
- Christensson, M. and Welander, T., 2004, Treatment of municipal wastewater in hybrid process using a new suspended carrier with large surface area, *Water Science and Technology*, 49, 11-12, 207-214.
- Chung, J., Bae, W., Lee, Y.W., and Rittman, B.E, 2007, Shortcut biological nitrogen removal in hybrid biofilm/suspended growth reactors, *Process Biochemistry*, 42, 320-328.
- Ciudad, G., Rubilar, O., Muñoz, P., Ruiz, G., Chamy, R., Vergara, C. and Jeison, D., 2005, Partial nitrification of high ammonia concentration wastewater as a part of a shortcut biological nitrogen removal process, *Process Biochemistry*, 40, 1715-1719.
- Clark, T., Stephenson, T. and Pearce, P.A., 1997, Phosphorus removal by chemical precipitation in a biological aerated filter, *Water Research*, 31(10), 2557-2563.
- Comett-Ambriz, I., Gonzalez-Martinez, S. and Wilderer, P., 2003, Comparison of the performance of MBBR and SBR systems for the treatment of anaerobic reactor biowaste effluents, *Water Science and Technology*, 47(12), 155-161.

- d'Antonio, G., Mencia, L., Pirozzi, F. and Polese, A., 1997, Rotating biological contactor-solid contact system for the treatment of wastewater from small communities, *Water Science and Technology*, 35(6), 109-118.
- Daude, D. and Stephenson, T., 2003, Moving bed biofilm reaktör: a small-scale treatment solution, *Water Science and Technology*, 48, 11-12, 251-257.
- Dou, J., Luo, G. and Liu, X., 2007, Kinetic analysis of anaerobic phosphorus release during biological phosphorus removal proses. *Front Environ Sci. Engin. China*, 1(2), 233-239.
- Dulkadiroğlu, H. ve Orhon, D., 2005, Hareketli yataklı ardışık kesikli sistemlerde sıcaklığın nitrifikasyon hızı üzerine etkisi, *İTÜ Dergisi/d mühendislik*, 4(2), 3-10.
- Eldem, N.Ö., 2004, Anaerobik arıtmada amonyak inhibisyonu, İstanbul Teknik Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, Doktora Tezi, İstanbul.
- Erdal, U.G., Erdal, Z.K., Randall, C.W., 2003, The competition between PAOs and GAOs in EBPR (enhanced biological phosphorus removal) systems at different temperatures and the effects on system performance, *Water Science and Technology*, 47(11), 1-8.
- Falletti, L and Conte, L., 2007, Upgrading of activated sludge wastewater treatment plants with hybrid moving-bed biofilm reactors, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 46, 6656-6660.
- Filipe, CDM, Daigger, GT, Grady, CPL, 2001a, Effects of pH on the rates of aerobic metabolism of phosphate-accumulating and glycogen-accumulating organisms, *Water Environment Research*, 73(2), 213-222.
- Filipe CDM, Daigger, GT, Grady, CPL, 2001b, pH as a key factor in the competition between glycogen-accumulating organisms and phosphorus-accumulating organisms, *Water Environment Research*, 73(2), 223-232.
- Filipe, C.D.M., Daigger, G.T., Leslie Grady Jr., C.P., 2001c, Stoichiometry and Kinetics of acetate uptake under anaerobic conditions by an enriched culture of phosphorus-accumulating organisms at different pHs, *Biotechnology and Bioengineering*, 76(1), 32-43.
- Fu, Z., Yang, F., An, Y., Xue, Y., 2009, Simultaneous nitrification and denitrification coupled with phosphorus removal in a modified anoxic/oxic-membrane bioreactor (A/O-MBR), *Biochemical Engineering Journal*, 43, 191-196.
- Garzon-Zúñiga, M.A., and González-Martínez, S., 1996, Biological phosphate and nitrogen removal in a biofilm sequencing batch reactor, *Water Science and Technology*, 34(1-2), 293-301.
- González-Martínez, S., and Wilderer, P.A., 1991, Phosphate removal in a biofilm reactor, *Water Science and Technology*, 23, 1405-1415.

- Guo, J., Peng, Y., Wang, S., Zhenge, Y., Huang, H. and Wang, Z., 2009, Long-term effect of dissolved oxygen on partial nitrification performance and microbial community structure, *Bioresource Technology*, 100, 2796-2802.
- Günay, A. ve Debik, E., 1998, Eysel atıksulardan biyolojik nutrient giderimi, Kayseri I. Atıksu Sempozyumu (22-24 Haziran 1998), Kayseri, 57-63.
- Güven, D., Sözen, S., Orhon, D., Büyükgüngör, H., 2006, Denitrifikasyon prosesinde azotlu ara ürünlerin birikimi, Türkiye Bilimsel ve Teknik Araştırma Kurumu, Çevre, Atmosfer, Yer ve Deniz Bilimleri, Araştırma Grubu.
- Hagman, M. and Jansen, J.L.C., 2007, Oxygen uptake rate measurements for application at wastewater treatment plants, *VATTEN*, 63, 131-138, Lund.
- Helness, H. and Ødegaard, H., 1999, Biological phosphorus removal in a sequencing batch moving bed biofilm reactor, *Water Science and Technology*, 40(4-5), 161-168.
- Helness, H. and Ødegaard, H., 2001, Biological phosphorus and nitrogen removal in sequencing batch moving bed biofilm reactor, *Water Science and Technology*, 43, 1, 233-240.
- Helness, H., 2007, Biological phosphorus removal in a moving bed biofilm reactor, Norwegian University of Science and Technology, Faculty of Engineering Science and Technology, Department of Hydraulic and Environmental Engineering, Trondheim.
- Hem, L.J., Rusten, B. and Ødegaard, H., 1994, Nitrification in a moving bed biofilm reactor, *Water Research*, 28(6), 1425-1433.
- Hibiya, K., Nagai, J., Tsuneda, S. and Hirata, A., 2004, Simple prediction of oxygen penetration depth in biofilms for wastewater treatment, *Biochemical Engineering Journal*, 19, 61-68.
- Hoilijoki, T.H., Kettunen, R. and Rintala, J.A., 2000, Nitrification of anaerobically pretreated municipal landfill leachate at low temperature, *Water Research*, 34, 5, 1435-1446.
- Hu, J.Y., Ong, S.L., Ng, W.J., Lu, F., Fan, X.J., 2003, A new method for characterising denitrifying phosphorus acceptors, *Water Research*, 37, 3463-3471.
- Huang, R., Li, D., Li, X., Bao, L., Jiang, A. And Zhang, J., 2007, Positive role of nitrite as electron acceptor on anoxic denitrifying phosphorus removal process, *Chinese Science Bulletin*, 52, 16, 2179-2183.
- Hulle, 2005, Modelling, simulation and optimization of autotrophic nitrogen removal processes, Doctor (Ph.D) in Applied Biological Sciences: Environmental Technology, March 2005, Gent, 228p.

- Jeon, C.O and Park, J.M, 2000, Enhanced biological phosphorus removal in a sequencing batch reactor supplied with glucose as a sole carbon source, *Water Research*, 34, 7, 2160-2170.
- Jeon, CO, Lee, DS, Lee, MW and Park, JM, 2001, Enhanced biological phosphorus removal in an anaerobic-aerobic sequencing batch reactor: Effect of pH, *Water Environment Research*, 73(3), 301-306.
- Jianlong, W. and Ning, Y., 2004, Partial nitrification under limited dissolved oxygen conditions, *Process Biochemistry*, 39, 1223-1229.
- Johnson, C.H., Page, M.W. and Blaha, L., 2000, Full scale moving bed biofilm reactor results from refinery and slaughter house treatment facilities, *Water Science and Technology*, 41(4-5), 401-407.
- Krishna, C., and van Loosdrecht, M.C.M., 1999, Effect of temperature on storage polymers and settleability of activated sludge, *Water Research*, 33(10), 2375-2382.
- Kumar, B.M. and Chaudhari, S., 2003, Evaluation of sequencing batch biofilm reactor (SBR) and sequencing batch biofilm reactor (SBBR) for biological nutrient removal from simulated wastewater containing glucose as carbon source, *Water Science and Technology*, 48(3), 73-79.
- Kyambadde, J., 2005, Optimizing processes for biological nitrogen removal in Nakivubo Wetland, Uganda, KTH Biotechnology, Royal Institute of Technology Department of Biotechnology, Stockholm, Sweden.
- Li, J., Xiang, B., Zhang, S., Yang, H., Zang, J., 2007, Effects of nitrite on phosphate uptake in anaerobic-oxic process, *Front. Environ. Sci. Engin. China*, 1(1), 39-42.
- Lin, Y.H., 2008, Kinetics of nitrogen and carbon removal in a moving-fixed bed biofilm reactor, 32, 2360-2377.
- Liu, WT, Mino, T., Matsuo, T., Nakamura, K., 1996, Biological phosphorus removal process-effect of pH on anaerobic substrate metabolism, *Water Science and Technology*, 34 (1-2), 25-32.
- Liu, Y., Chen, Y. and Zhou, Q., 2007, Effect of initial pH control on enhanced biological phosphorus removal from wastewater containing acetic and propionic acids, *Chemosphere*, 66, 123-129.
- Loukidou, M.X. and Zouboulis, A.I., 2001, Comparison of two biological treatment processes using attached-growth biomass for sanitary landfill leachate treatment, *Environmental Pollution*, 111, 273-281.
- Martins, A.M.P., Heijnen, J.J. and van Loosdrecht, M.C.M., 2003, Effect of dissolved oxygen concentration on sludge settleability, *Applied Microbiology and Biotechnology*, 62, 586-593.

- Maurer, M., Fux, C., Graff, M. and Siegrist, H., 2001, Moving-bed biological treatment (MBBT) of municipal wastewater:denitrification, *Water Science and Technology*, 43(11), 337-344.
- Meinhold, J., Arnold, E. and Isaacs, S., 1999, Effect of nitrite on anoxic phosphate uptake in biological phosphorus removal activated sludge, *Water Research*, 33, 8, 1871-1883.
- Metcalf ve Eddy, 2003, *Wastewater Engineering Treatment and Reuse*, Mc Graw Hill, New York, 1819p.
- Mulkerrins, D., Dobson, A.D.W. and Colleran, E., 2004, Parameters affecting biological phosphate removal from wastewaters, *Environment International*, 30, 249-259.
- Münch, E.V., Barr, K., Watts, S. and Keller, J., 2000, Suspended carrier technology allows upgrading high-rate activated sludge plants for nitrogen removal via process intensification, *Water Science and Technology*, 41(4-5), 5-12.
- Naidoa, V., 1999, Municipal wastewater characterization application of denitrification batch tests, Doctor of Philosophy in the Department of Chemical Engineering University of Natal, Durban.
- Neu, K.E., 1994, Upgrading of rotating biological contactor (RBC) systems to achieve higher effluent quality, including biological nutrient enrichment and reduction techniques, *Water Science and Technology*, 29(12), 197-206.
- Ødegaard, H., Rusten, B. and Westrum, T., 1994, A new moving bed biofilm reactor-Applications and Results, *Water Science and Technology*, 29(10-11), 157-165.
- Ødegaard, H., 2000, Advanced compact wastewater treatment based on coagulation and moving bed biofilm processes, *Water Science and Technology*, 42(12), 33-48.
- Ødegaard, H., Gisvold, B. and Strickland, J., 2000, The influence of carrier size shape and shape in the moving bed biofilm process, *Water Science and Technology*, 41 (4-5), 383-391.
- Ødegaard, H., 2006, Innovations in wastewater treatment: the moving bed biofilm process, *Water Science and Technology*, 53(9), 17-33.
- Ong, S.A., Lim, P.E., Seng, C.E., Hirata, M. and Hano, T., 2005, Effects of Cu(II) and Cd(II) on the performance of sequencing batch reactor treatment system, *Process Biochemistry*, 40(1), 453-460.
- Orantes, J.C. ve González-Martínez, S., 2003, A new low-cost biofilm carrier for the treatment of municipal wastewater in a moving bed reactor, *Water Science and Technology*, 48, 11-12, 243-250.
- Panswad, T., Doungchai, A., Anotai, J., 2003, Temperature effect on microbial community of enhanced biological phosphorus removal system, *Water Research*, 37, 409-415.

- Paredes, D., Kusch, P., Mbvette, T.S.A, Stange, F., Müller, R.A. and Köser, H., 2007, New aspects of microbial nitrogen transformations in the context of wastewater treatment-A review, *Engineering Life Science*, 7, 1, 13-25.
- Pastorelli, G., Andreottola, G., Canziani, R., Darriulat, C., de Fraja Frangipane, E. and Rozzi, A., 1997a, Organic carbon and nitrogen removal in moving-bed biofilm reactors, *Water Science and Technology*, 35(6), 91-99.
- Pastorelli, G., Andreottola, g., Canziani, R., de Fraga Frangipane, E., de Pascalis, F., Gurrieri, G. and Rozzi, A., 1997b, Pilot-plant experiments with moving-bed biofilm reactors, *Water Science and Technology*, 36(1), 43-50.
- Peng, Y.Z., Wang, X.L., Li, B.K., 2006, Anoxic biological phosphorus uptake and the effect of excessive aeration on biological phosphorus removal in the A²O process, *Desalination*, 189, 155-164.
- Randall, C.W., Barnard, J.L., ve Stensel H.D., 1992, Design and retrofit of wastewater treatment plants for biological nutrient removal, *Water Quality Management Library*, Vol.5, 420p.
- Rittmann, B.E. and McCarty, P., L., 2001, *Environmental Biotechnology: Principle and Applications*, Mc Graw Hill, New York, 754p.
- Rodgers, M. and Zhan, X.M., 2003, Moving-medium biofilm reactors, *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, 2, 213-224.
- Romanski, J., Heider, M. and Wiesman, U., 1997, Kinetics of anaerobic orthophosphate release and substrate uptake in enhanced biological phosphorus removal from synthetic wastewater, *Water Research*, 31(12) 3137-3145.
- Rouse, J.D., Burica, O., Strazar, M. and Levstek, M., , A pilot-plant study of a moving-bed biofilm reactor system using PVA gel as a biocarrier for removals of organic carbon and nitrogen,
- Ruiz, G., Jeison, D., and Chamy, R., 2003, Nitrification with high nitrite accumulation for the treatment of wastewater with high ammonia concentration, *Water Research*, 37, 1371-1377.
- Rusten, B., Siljudalen, J.G. and Nordeidet. B., 1994, Upgrading to nitrogen removal with the KMT moving bed biofilm process, *Water Science and Technology*, 29(12), 185-195.
- Rusten, B., Hem, L.J. and Ødegaard, H., 1995, Nitrogen removal from dilute wastewater in cold climate using moving-bed biofilm reactors, *Water Environmental Research*, 67(1), 65-74.
- Rusten, B., Kolkinn, O., and Ødegaard, H., 1997, Moving bed biofilm reactors and chemical precipitation for high efficiency treatment of wastewater from small communities, *Water Science and Technology*, 35(6), 71-79.

- Rusten, B., Eikebrokk, B., Ugenes, Y., Lygren, E., 2006, Design and operations of the Kaldnes moving bed biofilm reactors, *Aquacultural Engineering*, 34, 322-331.
- Saito, T., Brdjanovic, D., and van Loosdrecht, M.C.M, 2004, Effect of nitrite on phosphate uptake by phosphate accumulating organisms, *Water Research*, 38, 3760-3768.
- Schmid, I., Sliekers, O., Schmid, M., Bock, E., Fuerst, J., Kuenen, J.G., Jetten, M.S.M. and Strous, M., 2003, New concepts of microbial treatment processes for the nitrogen removal in wastewater, *FEMS Microbiology Reviews*, 27, 481-492.
- Sirianuntapiboon, S. and Yommee, S., 2006, Application of a new type of moving bio-film in aerobic sequencing batch reactor (aerobic-SBR), *Journal of Environmental Management*, 78, 149-156.
- Soejima, K., Oki, K., Terada, A., Tsuneda, S. and Hirata, A., 2006, Effects of acetate and nitrite addition on fraction of denitrifying phosphate-accumulating organisms and nutrient removal efficiency in anaerobic/aerobic/anoxic process, *Bioprocess Biosyst Eng*, 29, 305-313.
- Sözen, S., 1995, Nitrifikasyon-denitrifikasyon kinetiğinin deneysel karakterizasyonu, *Doktora Tezi, İstanbul Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü*, s73.
- Sponza, D., 2004, Biyolojik azot fosfor giderimi, *Atıksu Tesislerinin Tasarım ve Proje Kontrol Esasları*, TMMOB Çevre Mühendisleri Odası, M.N. Alpaslan, D. Dölgen, M.F. İşgenç, ve H.İ Kınay (Editörler), İzmir, 4.39-4.73.
- Surampalli, R.Y., Tyagi, R.D., Scheible, O.K., Heidman, J.A, 1997, Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors, *Bioresource Technology*, 61, 151-157.
- Şengül, F. ve Müezzinoğlu, A., 1993, Çevre Kimyası, *Dokuz Eylül Üniversitesi Mühendislik Fakültesi Yayınları No:228*, İzmir.
- Takaki, T., Hirata, A., Yamauchi, K. and Inamari, Y., 1997, Effects of temperature and volatile fatty acids on nitrification-denitrification activity in small-scale anaerobic-aerobic recirculation biofilm process, *Water Science and Technology*, 35(6), 101-108.
- Türetgen, İ., 2005, Su sistemlerinde mikrobiyal biyofilm oluşumunun incelenmesi, *İstanbul Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul*.
- van Loosdrecht M.C.M, Smolders G.J, Kuba T. and Heijnen S.J.J, 1997, Metabolism of micro-organisms responsible for enhanced biological phosphorus removal from wastewater, *Antonie van Leeuwenhoek*, 71:109-116.
- Villaverde, S., Fdz-Polanco, F., and Garcia, P.A., 2000, Nitrifying biofilm acclimation to free ammonia in submerged biofilters start-up influence, *Water Research*, 34(2), 602-610.

- Wang, R.C., Wen, X.H. and Qian, Y., 2005, Influence of carrier concentration on the performance and microbial characteristics of a suspended carrier biofilm reactor, *Process Biochemistry*, 40, 2992-3001.
- Wang, X.J., Xia, S.Q., Chen, L., Zhao, J.F., Renault, N.J., Chovelon, J.M., 2006a, Nutrients removal from municipal wastewater by chemical precipitation in a moving bed biofilm reactor, *Process Biochemistry*, 41, 824-828.
- Wang, X., Peng, Y., Wang, S., Fan, J. and Cao, X., 2006b, Influence of wastewater composition on nitrogen and phosphorus removal and process control in A²O process, *Bioprocess Biosyst Eng*, 28, 397-404.
- Wang, J., Peng, Y., Wang, S. and Gao, Yongqing, 2008, Nitrogen removal by simultaneous nitrification and denitrification via nitrite in a sequence hybrid biological reactor, *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 16(5), 778-784.
- WEF (Water Environmental Federation), 2005, Biological nutrient removal (BNR) operation in wastewater treatment plants, McGraw-Hill Professional Publishing, USA.
- Welander, U. and Mattiasson, B., 2003, Denitrification at low temperatures using a suspended carrier biofilm process, *Water Research*, 37, 2394-2398.
- Wessman, F.g., Yuegen, E.Y., Zheng, Q., He, G., Welander, T., and Rusten, B., 2004, Increasing the capacity for the treatment of chemical plant wastewater by replacing existing suspended carrier media with Kaldnes moving BedTM media at a plant in Singapore, *Water Science and Technology*, 49(11-12), 199-205.
- Whichard, D.D, 2001, Nitrogen removal from dairy manure using dairy manure using manure using sequencing batch reactors, Master of Science in Environmental Engineering, Jul, 16, 2001. Blacksburg, VA.
- Yagci, N.O, Tasli, R., Artan, N. and Orhon, D., 2003, The effect of nitrate and different substrates on enhanced biological phosphorus removal in sequencing batch reactors, *Journal of Environmental Science and Health, Part A- Toxic/Hazardous Substance&Environmental Engineering*, A38 (8), 1489-1497.
- Yang, S.F., Tay, J.H. and Liu, Y., 2004, Inhibition of free ammonia to the formation of aerobic granules, *Biochemical Engineering Journal*, 17, 41-48.
- Zhang, L., Wei, C., Zhang, K., Zhang, C., Fang, Q., ve Li, S., 2009, Effects of temperature on simultaneous nitrification and denitrification via nitrite in a sequencing batch biofilm reactor, *Bioprocess Biosyst Eng*, 32, 175-182.
- Zou, H., Du, G.C., Ruan, W.Q ve Chen, J., 2006, Role of nitrate in biological phosphorus removal in a sequencing batch reactor, *World Journal of Microbiology& Biotechnology*, 22:701-706.

ÖZGEÇMİŞ

1974 Diyarbakır doğumluyum. İlk, orta ve lise öğrenimimi Diyarbakır'da tamamladım. 1996 yılında Fırat Üniversitesi Mühendislik Fakültesi Çevre Mühendisliği Bölümünde lisans öğrenimimi tamamladım. 2003 yılında Fırat Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Çevre Mühendisliği Anabilim Dalında yüksek lisans eğitimimi tamamladım. 2004 yılından beri Fırat Üniversitesi Çevre Mühendisliği Bölümü'nde araştırma görevlisi olarak çalışmaktayım.