

**YUKARI AKIŞLI ANAEROBİK
SABİT YATAK REAKTÖRLERDE
YÜKSEK KİRLİLİK SEVİYESİNE SAHİP
ATIKSULARIN ARITILABİLİRLİĞİNİN İNCELENMESİ**

Nurgül BAŞCI

**Doktora Tezi
Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı
Doç. Dr. Erdem KOCADAĞISTAN
2009
Her hakkı saklıdır.**

**ATATÜRK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

DOKTORA TEZİ

**YUKARI AKIŞLI ANAEROBİK SABİT YATAK REAKTÖRLERDE
YÜKSEK KİRLİLİK SEVİYESİNE SAHİP ATIKSULARIN
ARITILABİLİRLİĞİNİN İNCELENMESİ**

Nurgül BAŞCI

ÇEVRE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

ERZURUM

2009

Her hakkı saklıdır

ÖZET

Doktora Tezi

YUKARI AKIŞLI ANAEROBİK SABİT YATAK REAKTÖRLERDE YÜKSEK KİRLİLİK SEVİYESİNE SAHİP ATIKSULARIN ARITILABİLİRLİĞİNİN İNCELENMESİ

Nurgül BAŞCI

Atatürk Üniversitesi

Fen Bilimleri Enstitüsü

Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı

Danışman: Doç. Dr. Erdem KOCADAĞISTAN

Başlangıçta, yüksek organik içeriğe sahip sentetik atıksu hazırlandı ve bir anaerobik sabit- yatak reaktörde içerisinde, pomza destek materyali üzerinde biyofilm geliştirildi. Sonra, sentetik olarak hazırlanmış atıksuların arıtım çalışmalarının ardından farklı kirletici yüklemeler altında, Erzurum Et ve Balık Kurumu çıkış sularının arıtılabilirliği çalışılmıştır. Analizden önce, arıtılan atıksular 0,45 µm'lik por boyutuna sahip selüloz membran kullanılarak filtre edilmiştir. KOİ, PO₄-P, NO₂-N analizleri standart metotlara göre spektrofotometrik olarak ölçülmüştür. Ayrıca arıtılan atıksuyun pH, sıcaklık ve alkalitesi ölçülmüştür.

Anaerobik arıtmada karbon kaynağının düşük olması durumunda yeterli giderim sağlanamadığından bu çalışmada da 500 mg/l'ten düşük yüklemelerde verimler düşük kalmıştır. Karbon kaynağı glikoz olan 1,056 kgKOİ/m³.gün' lük organik yüklemede 17 saat sonra %93' lük, 24,67 kgKOİ/m³.gün' lük yüklemede ise 23 saat sonra %33' lük giderme verimi elde edilmiştir. Yine kombina atıksuyu için 1,056 kgKOİ/m³.gün' lük yüklemede 24 saat sonra %86' lık ve 37 kgKOİ/m³.gün' lük yüklemede ise 100 saat sonunda %28' lik giderme verimleri elde edilmiştir.

2009, 114 sayfa

Anahtar kelimeler: Anaerobik, sabit yatak reaktör, biyofilm, pomza, mezbaha atıksuyu

ABSTRACT

Ph. D. Thesis

THE INVESTIGATION OF TREATIBILITY WITH HIGH POLLUTED WASTEWATERS IN THE UPFLOW ANAEROBIC FIXED-BED (UAF-B) REACTORS

Nurgül BAŞCI

Atatürk University

Graduate School of Natural and Applied Science

Department of Environmental Engineering

Supervisor: Asst. Prof. Dr. Erdem KOCADAĞISTAN

First, a synthetic wastewater having high organic content was prepared and a biofilm was developed on a pumice support material in an anaerobic fixed-bed reactor. Then, following the treatment studies of synthetically prepared wastewater, treatability of effluent of the Erzurum slaughterhouse wastewater was studied under different contaminant loads. Before the analysis, treated wastewaters were filtrated using a cellulose membrane having 0,45 μm pore size. COD, $\text{PO}_4\text{-P}$ and $\text{NO}_2\text{-N}$ were measured with a spectrophotometer according to the standard methods. pH, temperature and alkalinity of treated wastewater were also measured.

Also, the efficiencies became low at this study with lower loading than 500 mg/l due to can't provide sufficient removal in case that becomes low of carbon source at anaerobic treatment. %93 COD removal efficiency was achieved hour at an organic loading of 1,056 $\text{kgCOD/m}^3\text{day}$ which carbon source glucose after 17, %33 COD removal efficiency was achieved at 24,67 $\text{kgCOD/m}^3\text{day}$ after 23 hour. Also, %86 COD removal efficiency was carried out at an organic loading of 1,056 $\text{kgCOD/m}^3\text{day}$ after 24 hour and %28 COD removal efficiency was carried out an 37 $\text{kgCOD/m}^3\text{day}$ after 100 hour for the slaughterhouse wastewaters.

2009, 114 pages

Keywords: Anaerobic, fixed film reactor, biofilm, pumice, slaughterhouse wastewater

TEŐEKKÖR

Doktora tezi olarak sunduğum bu alışma Atatürk Üniversitesi, evre Mühendisliği Bölümü'nde yapılmıştır.

alışmanın planlanması ve yürütülmesinde her türlü kolaylığı sağlayan ve yardımlarını esirgemeyen hocam Sayın Doç. Dr. Erdem KOCADAĞISTAN'a, evre Mühendisliği Bölümünün değerli öğretim elemanları ve tüm elemanlarına teşekkürlerimi sunarım.

Çalışmam boyunca benden maddi ve manevi desteklerini esirgemeyen aileme ayrıca teşekkürlerimi sunarım.

Nurgöl BAŞCI

Eylöl 2009

İÇİNDEKİLER

ÖZET.....	i
ABSTRACT.....	ii
TEŞEKKÜR.....	iii
SİMGELER DİZİNİ.....	vii
ŞEKİLLER DİZİNİ.....	viii
ÇİZELGELER DİZİNİ.....	xii
1. GİRİŞ.....	1
2. KURAMSAL TEMELLER.....	3
2.1. Biyolojik Arıtımın Amaçları.....	3
2.1.1. Atıksu arıtımında mikroorganizmaların rolü.....	3
2.2. Aerobik Prosesler.....	4
2.2.1. Aerobik askıda sistemler.....	4
2.2.2. Aerobik bağlı sistemler.....	9
2.3. Anaerobik Prosesler.....	10
2.3.1. Anaerobik çürüme.....	11
2.3.2. Anaerobik reaktör başlangıç periyodu.....	16
2.3.3. Başlangıç safhası.....	16
2.3.4. Çevresel faktörler.....	17
2.3.5. Hücrel faktörler.....	18
2.3.6. Yüzeysel faktörler.....	19
2.3.7. Biyofilm sistemlerde kullanılan destek materyalleri ve özellikleri.....	19
2.4. Anaerobik Süspanse ve Bağlı Büyümeli Biyolojik Arıtım Prosesleri.....	21
2.5. Partikül Biyofilm Reaktörleriyle Atıksu Arıtımı.....	31
2.6. Yüksek Hızlı Anaerobik Reaktörlerin İşletimi.....	36
2.6.1. Akışkan yataklı biyofilm (BFB) reaktörü.....	39
2.6.2. Genişletilmiş granüler çamur yatak (EGSB) reaktör.....	40
2.6.3. Yukarı akışlı çamur yatak (USB) reaktörü.....	40
2.6.4. İç döngüsel (IC) reaktör.....	43
2.7. Partikül Biyofilm Reaktörlerinin Mühendislik Yaklaşımları.....	45

2.7.1. Partikül biyofilmlerin gelişimi.....	45
2.7.2. Biyofilmin oluşması.....	46
2.7.3. Biyofilmin ayrılması.....	47
2.7.4. Partikül biyofilmlerin hidrodinamik karakteristikleri.....	48
2.7.5. Son çökelme hızı.....	49
2.7.6. Kütle transferi.....	50
2.7.7. Aşırı büyüyen biyofilmin etkileri.....	51
2.8. Mezbaha Endüstrisinin Tanıtımı ve Atıksu Özellikleri.....	52
2.8.1. Mezbaha endüstrisinde üretim düzeni ve üretimde yer alan işlemler.....	52
2.8.2. Öldürme (Kesme).....	52
2.8.3. Deri yüzme.....	54
2.8.4. Sakatatların ayrılması ve temizlenmesi.....	54
2.8.5. Parçalama ve kemiklerin ayrılması.....	54
2.8.6. Et işleme.....	54
2.8.7. Sindirim organlarını temizleme ve işleme.....	55
2.8.8. Rendering.....	56
2.8.9. Kan işleme.....	57
2.8.10. Deri işleme.....	57
2.9. Su Kullanım Miktarı.....	58
2.9.1. Su kullanımı ve atıksu kaynakları.....	58
2.9.2. Kesme işleminde su kullanımı.....	58
2.9.3. Sakatatların ayrılması ve karkasın temizlenmesinde su kullanımı.....	58
2.9.4. Sindirim organlarını temizleme-işleme.....	59
2.9.5. Et işlemede su kullanımı.....	59
2.9.6. Renderingde su kullanımı.....	59
2.9.7. Deri işleme.....	59
2.9.8. Soğutma.....	59
2.9.9. Buhar.....	60
2.9.10. Ağıklar.....	60
2.10. Mezbaha Atıksuları, Özellikleri ve Arıtılabilirlik Çalışmaları.....	60
3. MATERYAL ve YÖNTEM.....	64

3.1. Materyal.....	64
3.1.1. Anaerobik reaktör.....	64
3.1.2. Atıksuyun özellikleri.....	65
3.1.3. Dolgu malzemesi.....	66
3.2. Yöntem.....	68
3.2.1. Anaerobik Mikroorganizmanın Çoğaltılması.....	68
4. ARAŞTIRMA BULGULARI.....	71
4.1. Karbon Kaynağı Sodyum Asetat Olan Kesikli Çalışmalar.....	71
4.2. Sürekli Modda Yapılan Çalışmalar.....	75
4.3. Anaerobik Reaktörde Kombina Atıksuyu ile Yapılan Sürekli Çalışmalar.....	86
5. TARTIŞMA ve SONUÇ.....	107
KAYNAKLAR.....	111

SİMGELER DİZİNİ

Q	Hidrolik bekletme süresi
S	Substrat konsantrasyonu
X	Reaktördeki mikroorganizma konsantrasyonu
V _r	Reaktör hacmi
Q _c	Çamur yaşı
C _D	Sürtünme katsayısı
B _v	Hacimsel organik yükleme
KOİ	Kimyasal oksijen ihtiyacı
BOİ	Biyolojik oksijen ihtiyacı
MLSS	Karışık sıvı askıda katı madde
F/M	Besi maddesinin mikroorganizma kütlesine oranı
TKN	Toplam kjeldah azotu
TAKM	Toplam askıda katı madde
TP	Toplam fosfor
TN	Toplam azot
HAc	Uçucu yağ asit konsantrasyonu

ŞEKİLLER DİZİNİ

Şekil 2.1. Klasik aktif çamur sistemi.....	5
Şekil 2.2. Anaerobik çürüme kademeleri.....	12
Şekil 2.3. Bağlı büyümeli anaerobik prosesler.....	21
Şekil 2.4. Paket ortamlı, alt akışlı, bağlı büyümeli anaerobik arıtım reaktörü.....	22
Şekil 2.5. Anaerobik ve aerobik sistemlerin KOİ ve enerji açısından kıyaslanması.	25
Şekil 2.6. Taşıyıcı destek üzerinde biyofilm ve fazların durumu.....	31
Şekil 2.7. Yukarı akışlı anaerobik çamur yatak reaktör konfigürasyonları.....	42
Şekil 2.8. Entegre Et Endüstrisinde Üretim Düzeni.....	53
Şekil 3.1. Deney sisteminin şematik görünüşü.....	65
Şekil 3.2. Dolgu materyalinin (Pomza) SEM fotoğrafları.....	67
Şekil 3.3. Spektrofotometrik KOİ analizine ait absorbands eğrisi.....	69
Şekil 3.4. Spektrofotometrik NO ₂ -N analizine ait absorbands eğrisi.....	69
Şekil 3.5. Spektrofotometrik PO ₄ -P analizine ait absorbands eğrisi.....	70
Şekil 4.1. 125 mgKOİ/L başlangıç değeri ile yapılan kesikli çalışma.....	71
Şekil 4.2. 150 mgKOİ/L başlangıç değeri ile yapılan kesikli çalışma.....	72
Şekil 4.3. 200 mgKOİ/L başlangıç değeri ile yapılan kesikli çalışma.....	72
Şekil 4.4. 250 mgKOİ/L başlangıç değeri ile yapılan kesikli çalışma.....	73
Şekil 4.5. 485 mgKOİ/L başlangıç değeri ile yapılan kesikli çalışma.....	73
Şekil 4.6. Reaktör başlangıç periyodu çeşitli yüklemeler için KOİ giderme verimleri.....	74
Şekil 4.7. 500 mg/lt giriş değeri ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi- zaman ilişkisi	76
Şekil 4.8. 500 mg/lt giriş değeri ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi- zaman ilişkisi	77
Şekil 4.9. 500 mg/lt giriş değeri ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi- zaman ilişkisi	78
Şekil 4.10. 500 mg/lt giriş değeri ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi- zaman ilişkisi	78

Şekil 4.11. 500 mg/lt giriş değeri ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi- zaman ilişkisi	79
Şekil 4.12. 1000 mg/lt giriş değeri ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi- zaman ilişkisi.....	80
Şekil 4.13. 2000 mg/lt giriş değeri ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi- zaman ilişkisi.....	81
Şekil 4.14. 4000 mg/lt giriş değeri ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi- zaman ilişkisi.....	82
Şekil 4.15. 2000 mg/lt giriş değeri ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi- zaman ilişkisi.....	82
Şekil 4.16. 5000 mg/lt giriş değeri ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi- zaman ilişkisi.....	83
Şekil 4.17. 4000 mg/lt giriş değeri ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi- zaman ilişkisi.....	83
Şekil 4.18. 5000 mg/lt giriş değeri ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi- zaman ilişkisi.....	84
Şekil 4.19. Karbon kaynağı olarak glikozun kullanıldığı sürekli moda ait çeşitli organik yüklemeler için KOİ giderme verimi – zaman ilişkileri.....	84
Şekil 4.20. Karbon kaynağı olarak glikozun kullanıldığı sürekli moda ait organik yükleme hızı - KOİ giderme verimi ilişkisi.....	85
Şekil 4.21. 120 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi	87
Şekil 4.22. 120 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi	87
Şekil 4.23. 500 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi.....	88

Şekil 4.24. 120 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi.....	89
Şekil 4.25. 560 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi.....	90
Şekil 4.26. 500 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi.....	91
Şekil 4.27. 500 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait Alkalinite-zaman ilişkisi.....	92
Şekil 4.28. 1000 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi.....	92
Şekil 4.29. 1000 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait Alkalinite-zaman ilişkisi.....	93
Şekil 4.30. 1000 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait pH-zaman ilişkisi.....	94
Şekil 4.31. 2200 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait pH-zaman ilişkisi.....	94
Şekil 4.32. 1600 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi.....	95
Şekil 4.33. 2440 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi.....	96
Şekil 4.34. 7650 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan	

çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi.....	96
Şekil 4.35. Çeşitli organik yükleme hızlarında sistemin ortaya koymuş olduğu KOİ giderme verimleri.....	97
Şekil 4.36. Erzurum Et ve Balık Kombinası atıksuyu ile yapılan sürekli moda ait organik yükleme hızı - KOİ giderme verimi ilişkisi.....	98
Şekil 4.37. Erzurum Et ve Balık Kombinası atıksuyu ile yapılan çalışmalara ait organik yükleme hızı - KOİ giderme verimi ilişkilerinin birlikte gösterimi.....	99
Şekil 4.38. 120 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait NO ₂ -N konsantrasyonu-zaman ilişkisi.....	100
Şekil 4.39. 120 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait NO ₂ -N konsantrasyonu-zaman ilişkisi.....	100
Şekil 4.40. 1000 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait NO ₂ -N konsantrasyonu-zaman ilişkisi.....	101
Şekil 4.41. 500 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait NO ₂ -N konsantrasyonu-zaman ilişkisi.....	102
Şekil 4.42. 500 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait NO ₂ -N konsantrasyonu-zaman ilişkisi.....	102
Şekil 4.43. 1000 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait NO ₂ -N konsantrasyonu-zaman ilişkisi.....	103
Şekil 4.44. 500 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan	

çalışmaya ait $\text{PO}_4\text{-P}$ konsantrasyonu-zaman ilişkisi.....	104
Şekil 4.45. 1000 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait $\text{PO}_4\text{-P}$ konsantrasyonu-zaman ilişkisi.....	104
Şekil 4.46. 1000 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait $\text{PO}_4\text{-P}$ konsantrasyonu-zaman ilişkisi.....	105
Şekil 4.47. 1600 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait $\text{PO}_4\text{-P}$ konsantrasyonu-zaman ilişkisi.....	105

ÇİZELGELER DİZİNİ

Çizelge 2.1. Türkiye’de anaerobik biyoteknolojinin endüstriyel uygulamaları.....	28
Çizelge 2.2. Avrupa’da 1994 yılı itibariyle endüstriyel anaerobik arıtma tesislerinin ülkelere göre dağılımı.....	29
Çizelge 2.3. Dünya’daki anaerobik arıtma tesislerinin sektörlere göre dağılımı.....	30
Çizelge 2.4. Anaerobik arıtmada reaktör kullanımında eğilimler.....	30
Çizelge 3.1. Glikoz ile hazırlanan sentetik atıksuyun özellikleri	65
Çizelge 3.2. Dolgu materyalinin (pomza) özellikleri.....	66
Çizelge 4.1. Karbon kaynağı glikoz olan sentetik atıksu ile yapılan sürekli çalışmaya ait organik yüklemeler ve ortalama giderme verimleri.....	75
Çizelge 4.2. Karbon kaynağı glikoz olan sentetik atıksu ile yapılan sürekli çalışmaya ait organik yüklemeler ve ortalama giderme verimleri.....	75
Çizelge 4.3. Farklı zamanlarda alınan kombina atıksuyunun laboratuarda yapılan analiz sonuçları.....	86
Çizelge 5.1. Karbon kaynağı glikoz olan sentetik atıksu ile yapılan sürekli çalışmaya ait organik yüklemelere göre ortalama giderme verimleri.....	108
Çizelge 5.2. Karbon kaynağı glikoz olan sentetik atıksu ile yapılan sürekli çalışmaya ait organik yüklemelere göre ortalama giderme verimleri.....	108
Çizelge 5.3. Sentetik atıksu ile çalışılan sürekli akım moduna ait yüksek KOİ konsantrasyonları.....	109
Çizelge 5.4. Kombina atıksuyu ile çalışılan sürekli akım moduna ait datalar.....	110

1. GİRİŞ

Biyolojik arıtım, Çevre Mühendisliği alanında oldukça önemli ve temel konulardan birisidir. Uygun analiz ve çevre kontrolüyle çoğu atıksu biyolojik olarak arıtılabilmektedir. Bu nedenle bir çevre mühendisinin uygun çevreyi oluşturmak ve etkili bir kontrol sağlamak için her bir biyolojik prosesin karakteristiğini bilmesi önemlidir.

Biyolojik arıtım proseslerinde atıksular, çoğunluğu bakterilerden oluşan birtakım mikroorganizmalar tarafından zararsız bileşiklere dönüştürülmektedir. Mikroorganizmalar ve ham maddelerin birbiri ile sıvı ortam içerisinde karışık halde bulundukları biyolojik prosesler **askıda prosesler**, biyodönüşümü gerçekleştiren mikroorganizmaların bir ortama bağlı olarak faaliyetlerini sürdürdükleri prosesler ise **bağlı prosesler** (biyofilm prosesleri) olarak tanımlanmaktadır.

Biyokimyasal reaksiyonların anaerobik mikroorganizmalar varlığında, oksijenin mevcut olmadığı şartlarda meydana geldiği prosesler **anaerobik prosesler** olarak bilinmektedir. Bu proses esnasında açığa çıkan metan gazının enerjiye dönüştürülebilmesi ve aerobik arıtıma oranla daha yüksek kirlilik seviyelerine sahip (özellikle endüstriyel atıksular gibi) atıksuların arıtılmasında daha verimli kullanılabilmesi nedenleri ile özellikle son yıllarda bu proseslere olan ilgi artmıştır.

Anaerobik prosesler uzun yıllardan beri kentsel ve endüstriyel atıksuların arıtımında kullanılmaktadır.

Klasik arıtım sistemlerinin hem ilk yatırım hem de işletme maliyetlerinin yüksek olmasından dolayı, özellikle son yıllarda daha ekonomik ve daha etkili biyolojik arıtım prosesleri araştırılmakta ve bu konuda pek çok çalışma yapılmaktadır.

Biyofilm sistemleri, diğ er biyolojik arıtım sistemlerine göre birim hacim başına d ş en çok büyük yüzey alanına sahip, yeni ve ucuz değişik filtre malzemelerinin kullanımı, çamur geri devir hattının olmaması ve özellikle mevsimsel olarak değiş en debi ve KOİ konsantrasyonlarına karşı daha dirençli olabilirliği gibi pek çok avantajlar sunmaktadır. Bu avantajlarından dolayı, günümüzde, çok çeşitli endüstrilerin atıksularının arıtılmasında kullanılmaktadır.

Son yıllarda anaerobik arıtım teknolojisi ve proses mikrobiyolojisi konusunda pek çok ilerlemeler kaydedilmiş ve biyofilm ve biyofloklarla arıtım gerçekleştiren yüksek hızlı anaerobik arıtım prosesleri oldukça popüler olmuştur.

Yüksek hızlı anaerobik biyofilm prosesleri, sistemde hücre alıkoyma süresini (θ_c) yüksek tutmak için mikrobiyal filmleri bir araç olarak kullanmaktadır. Bu prosesler çok düşük hidrolik alıkoyma sürelerinde (θ), çok yüksek organik yüklemelerle (L) işletilebilmektedirler. Mikroorganizmalar giriş atıksuyundaki olası değişikliklere karşı dirençlidir. Bu proseslerin diğ er avantajları, düşük yatırım ve işletme maliyetlerine sahip olması, metan gazı biçimindeki enerji eldesi, az miktarda çamur üretimi, küçük hacim gerektirmesidir. Yukarda verilen pek çok avantajlarından dolayı günümüzde özellikle bira, mandıra, kağıt ve kağıt hamuru, şeker, zeytin gibi gıda endüstrisi başta olmak üzere daha bir çok farklı endüstri alanlarının atıksularının arıtılmasında tercih edilmektedir.

2. KURAMSAL TEMELLER

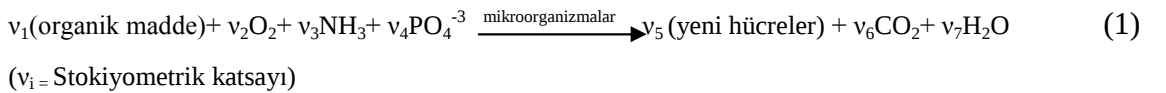
2.1. Biyolojik Arıtımın Amaçları

Biyolojik atıksu arıtımının temel amaçları; çözünmüş veya partikül, biyolojik indirgenebilir bileşenlerin kabul edilebilir son ürünlere dönüşümü, askıda ve çökelemeyen kolloidal katıların bir biyolojik flok veya biyofilm içine almak, azot ve fosfor gibi nutrient maddeleri uzaklaştırmak veya dönüştürmek ve bazı durumlarda, spesifik iz organik bileşenleri ve bileşikleri uzaklaştırmaktır.

Endüstriyel atıksular içerisinde bulunan bazı bileşikler ve bileşenler mikroorganizmalar için toksik olabilir. Bu amaçla endüstriyel atıksuların bir kentsel toplama sistemine deşarj edilebilmesi için öncelikle bir ön arıtım gerekebilir. Atıksuyun zirai sulama amacıyla kullanılması için su bitkilerinin gelişimini harekete geçirebilecek şekilde, belli oranda azot ve fosfor giderilmesi gerekmektedir.

2.1.1. Atıksu arıtımında mikroorganizmaların rolü

Çözünmüş ve partikül haldeki karbonlu BOİ giderimi ve atıksuda bulunan organik maddenin stabilizasyonu, çoğunluğu bakteri olan birtakım mikroorganizmalar kullanarak biyolojik olarak gerçekleştirilir. Mikroorganizmalar çözünmüş ve partikül haldeki karbonlu organik maddeyi basit son ürünlere dönüştürürler. Organik maddenin aerobik biyolojik oksidasyonu aşağıdaki eşitlikle gösterilmektedir;



Eşitlikte, organik maddenin basit son ürünlere dönüşümünde ihtiyaç duyulan maddeleri temsil etmek için O_2 , NH_3 ve PO_4^{-3} kullanılmaktadır. Ok yönü üzerinde gösterilen terim oksidasyon prosesini gerçekleştirmek için mikroorganizmalara ihtiyaç duyulduğunu işaret etmek için kullanılmaktadır. Yeni hücreler terimi, organik maddenin oksidasyonunun bir sonucu olarak üretilen biyokütleyi temsil etmektedir. Mikroorganizmalar atıksu arıtım proseslerindeki azotu ve fosforu uzaklaştırmak için, gaz formundaki azota indirgeyebilmesine rağmen, amonyağı nitrit ve nitrata (nitrifikasyon) okside edebilme kabiliyetine sahiptirler.

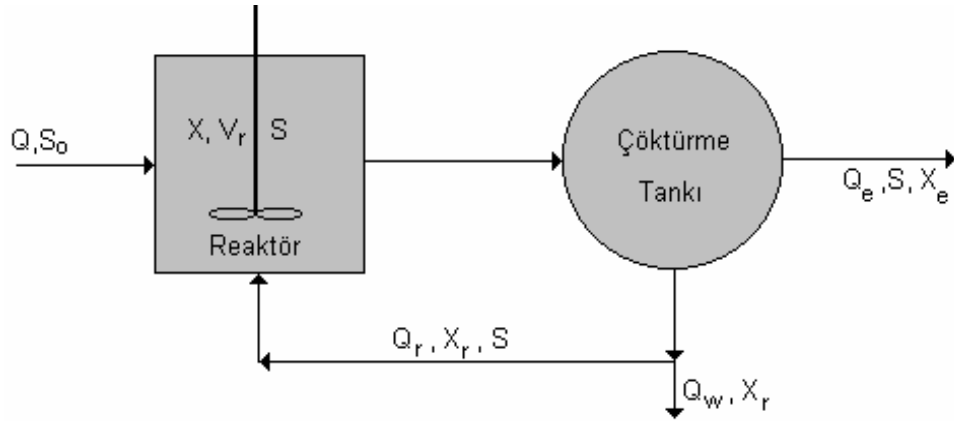
2.2. Aerobik Prosesler

2.2.1. Aerobik askıda sistemler

Bu sınıfa genel olarak, çeşitli aktif çamur sistemleri, ardışık kesikli reaktörler, havalandırılmalı lagünler ve aerobik çamur prosesleri girmektedir.

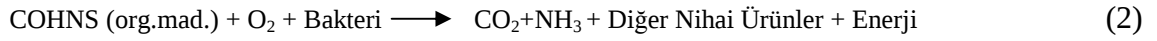
- Aktif çamur sistemleri

Bu proses 1914 yılında İngiltere’de Arden ve Locket tarafından ilk kez uygulanmıştır (Klasik aktif çamur sistemi). Adını, ihtiva ettiği aktif biyokütleden almış olup, oldukça yaygın bir kullanıma sahiptir. Günümüzde aktif çamur prosesinin bir çok modifikasyonu mevcuttur. Prosesin şematik görünüşü Şekil 2.1.’de verildiği gibidir.



Şekil 2.1. Klasik aktif çamur sistemi

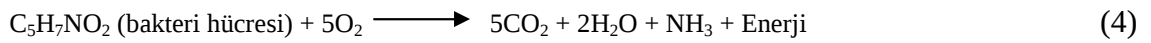
Oksidasyon;



Sentez;



Solunum;



Bu eşitliklerde COHNS atıksudaki organik maddeyi temsil eder (Metcalf and Eddy 1991). Solunum reaksiyonu sonucunda basit son ürünler ve enerji oluşmasına rağmen oldukça stabil organik son ürünler de oluşabilmektedir.

- Ardışık kesikli reaktörler

Ardışık kesikli reaktörler (AKR), doldur-boşalt şeklinde çalışan aktif çamur sistemleri olup, havalandırma ve çöktürme bu sistemlerde aynı reaktör içinde gerçekleştirilir. AKR ler birbirini takip eden genellikle beş ayrı adımda çalıştırılırlar. Bu adımlar, doldurma,

havalandırma, çöktürme, boşaltma ve bekleme olarak sıralandırılabilir. Çamur bertarafı bu reaktörlerde performansı etkileyen en önemli adım olmakla birlikte, reaktörlerin en önemli avantajlarından birisi geri devire ihtiyaçları olmamasıdır. AKR'ler bazı modifikasyonlarında sürekli akımlı olarak çalıştırılabilmektedir. Klasik aktif çamur tesislerinde arıtılabilen hemen hemen bütün atıksu tipleri bu reaktörlerde arıtılabilmektedir.

- Havalandırılmalı lagünler

Klasik aktif çamur sistemlerinde oluşan mikrobiyal aktivite burada da gözlenmektedir. Bu prosesler uzun havalandırılmalı aktif çamur prosesleri ile benzer prensiplere sahip olup, genellikle yüzeysel havalandırıcılarla havalandırılarak sistemdeki çamurun tamamı biyolojik reaktörde tutulur. Mikrobiyal aktivite, klasik aktif çamur ile hemen hemen aynıdır. Havuzlarda genellikle yüksek atıksu sıcaklığı ve düşük yüklerde oldukça iyi nitrifikasyon verimi elde edilebilmektedir.

- Kademeli havalandırma

Bu sistem klasik aktif çamur sistemine benzemekle birlikte difüzerlerin yerleşimi açısından farklılık gösterir. Oksijene çok ihtiyaç duyulan kısımlarda yoğunlaşarak yerleştirilmiştir. Difüzör yerleşimi açısından üniform bir dağılım gözlenmez.

- Bölmeli havalandırma

Havalandırma havuzu enine veya boyuna paralel yerleştirilen bölmelerle ayrılarak, havalandırma veriminin yükseltilmesi sağlanır.

- Tam karışimli havalandırma

Giriş ve geri devir debisinin havuzun boyu veya eni boyunca tam karışımı sağlanır. Sistemde mevcut çamurun (MLSS), havuz boyunca üniform olarak dağılması sağlanarak tankın her noktasında aynı organik yükleme ve oksijen ihtiyacı oluşması amaçlanır.

- Modifiye edilmiş havalandırma

Daha az havalandırma periyodu, düşük MLSS ve yüksek besin maddesi/mikroorganizma oranına (F/M) sahip bu sistem klasik arıtım proseslerinden farklıdır.

- Yüksek hızlı havalandırma

Bu proses klasik arıtım proseslerine benzerken, yüksek MLSS konsantrasyonu ve yüksek hacimsel yükleme uygulanır (B_v). Düşük çamur yaşı ve yüksek F/M oranına ulaşılır. Havalandırma ve karıştırma mekanik karıştırıcılarla gerçekleştirilir ve havalandırma periyodu nispeten daha kısadır.

- Oksidasyon hendekleri

Yüksek çamur yaşına ve uzun havalandırma süresine sahip aktif çamur sistemidir. Küçük nüfus ve dolayısıyla debiler için uygundur. Yüksek çamur yaşı çamurda daha çok endojen (içsel) çürüme olmasını sağlarken uzun havalandırma süresi de ayrışabilen organiklerin yüksek miktarda giderimini sağlar.

- Tek kademeli nitrifikasyon

Karbon oksidasyonu ve nitrifikasyon bir havalandırma havuzunda gerçekleşir. Yüksek θ_c ve düşük F/M kullanılır. Havalandırma periyodu nispeten kısadır.

- Çift kademeli nitrifikasyon

İki aşamalı havalandırma uygulanır. İlk adımda BOI_5 azaltılırken, reaktör özellikleri yüksek hızlı havalandırmaya benzerdir. İkinci reaktörde nitrifikasyon gerçekleştirilir. Bu sistem genelde aktif çamur çıkışına eklenir.

- Kontak stabilizasyon

Mikroorganizmalar tarafından absorbe olan organiklerin olduğu kontak havuzuna girişte aktif çamur karıştırılır. MLSS çöktürme havuzunda çökelir. Geri devir çamuru organikleri stabilize etmek için tekrar havalandırma havuzu içinde havalandırılır. Proses, yaklaşık %50 daha az büyüklüğe ihtiyaç duyar (Quasim 1999).

Stabilizasyon havuzları düşük ilk yatırım ve işletme maliyeti yüzünden BOI giderme ve dezenfeksiyon işlemlerinde tercih edilmesinin yanında, inorganik nütrientler, amonyum, nitrat ve fosfor gideriminde de kullanılmaktadır.

- Kraus prosesi

Düşük azot içeren endüstriyel atıksularda kullanılan bir proses olup, havalandırma ve geri devir üniteleri bulunmaktadır.

- Saf oksijen sistemi

Saf oksijen, havalandırma havuzunda difüzörler yardımıyla dağıtılır. Tanktaki CO₂ miktarını azaltmak için belli oranda gaz çıkışına izin verilir. Proses tesis yeri kısıtlı olduğu durumlarda kullanılır. Oksijenin üretimi için özel ekipmanlara ihtiyaç duyulur.

2.2.2. Aerobik bağlı sistemler

Bu prosesler genellikle atıksu içerisindeki organik maddeleri gidermek üzere kullanılmakta olup, nitrifikasyon amaçlı kullanıldığı yerler de vardır. Aerobik bağlı prosesler arasında, damlatmalı filtreler, biyodiskler ve sabit film nitrifikasyon prosesleri sayılabilir.

- Damlatmalı filtreler

Damlatmalı filtrelerde bir reaktör içine doğal kırma taş veya sentetik dolgu malzemesi konularak, mikroorganizmaların tutulması ve bir biyofilm tabakası oluşması sağlanır. Damlatmalı filtrelerde atıksu filtrenin üst kısmına üniform bir şekilde verilir. Biyofilm tabakasından geçerken ihtiva ettiği organik maddeleri parçalanan atıksu, alt kısımdaki drenaj kısmından alınır. Damlatmalı filtrelerde bir geri devir hattı bulunmamaktadır. Hidrolik yükteki ayarlamalar için arıtılmış çıkış suyu devrettirilebilir. Biyofilm üzerinde aerobik, anaerobik ve fakültatif mikroorganizmalar bulunmakta olup hakim olanlar, fakültatif mikroorganizmalardır. Damlatmalı filtreler organik ve hidrolik yüklerine göre; düşük hızlı, orta hızlı, yüksek hızlı ve süper hızlı olarak sınıflandırılır. Genellikle iki aşamalı damlatmalı filtreler kullanılmaktadır.

- Biyodiskler

Biyodiskler birbirine oldukça yakın biçimde dizayn edilmiş dairesel disklerden ibarettir. Bu diskler yaklaşık yarısına kadar atıksuya daldırılarak yavaş hızlarla döndürülürler. Arıtım, diskler üzerine yapışarak biyofilm oluşturan mikroorganizmalar tarafından gerçekleştirilir. Disklerin dönmesi esnasında biyofilm tabakası atıksu içerisinde iken organik madde ile temas ederek parçalama işlemini gerçekleştirirken, suyun dışına çıktığında oksijen transferi gerçekleşmiş olur. Bu açıdan biyodisklerde yerleşen mikroorganizmalar aerobik mikroorganizmalar olup, bu sistem nitrifikasyon için de kullanılabilir.

- Paket yatak reaktörler

Bu reaktörler bir plastik ortam ile dolu derin kanallardan oluşur. Atıksu, hava ve saf oksijen reaktörün alt kısmından verilmektedir. Reaktörün üst kısmı çöktürme tankı olarak görev yapar. Bu prosese yüksek organik yük uygulanabilir.

- Birleşik bağlı ve askıda prosesler

Bu prosesler 9-12 m boyunda derin damlatmalı filtrelerdir. Su alttan verilmekte olup, çıkış suyu çöktürülür ve hidrolik yük ve biyolojik katı temini için filtreden çıkan çamurun bir kısmı geri devrettirilir. Sistem klasik damlatmalı filtreden farklıdır. Çünkü aktif mikrobiyal gelişim aktif çamurdaki gibi askıda haldedir.

2.3. Anaerobik Prosesler

Anaerobik arıtım organik atıkların oksijensiz ortamda biyolojik süreçlerle parçalanmak suretiyle, CH_4 , CO_2 , NH_3 ve H_2S gibi son ürünlere dönüştürülmesi olarak tanımlanmaktadır. 1881 yılından itibaren havasız arıtmanın atıksu arıtımındaki

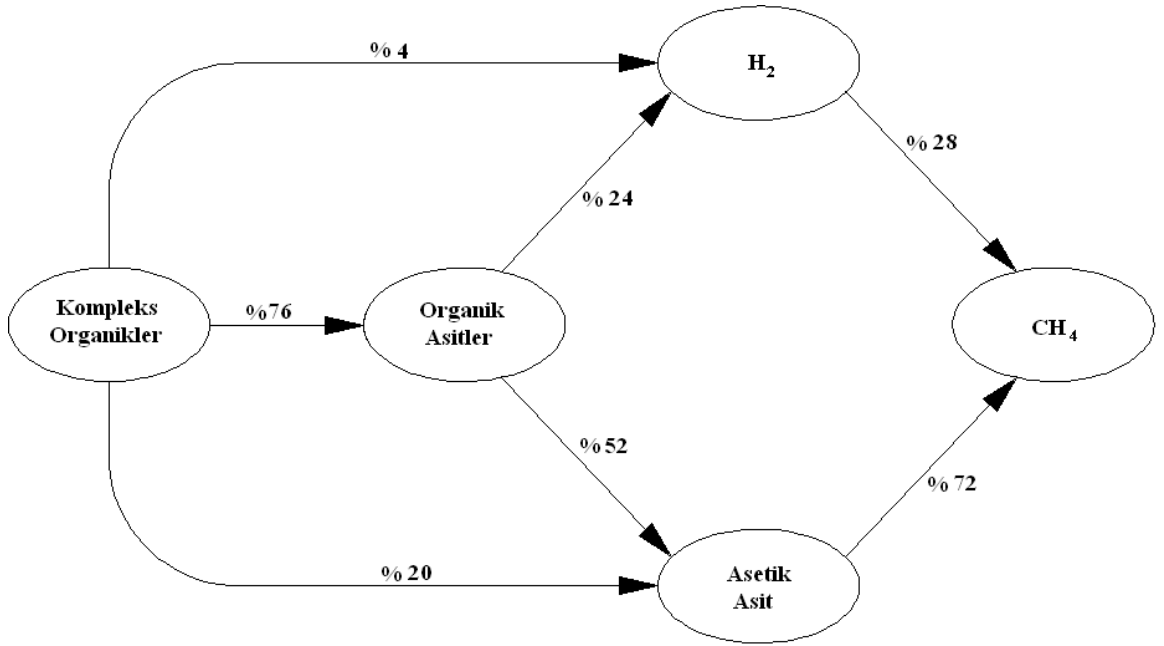
uygulamaları ile ilgili çalışmalarda proses biyokimyası ve mikrobiyolojisi alanındaki gelişmelerde paralel bir artış görülmüştür. Aerobik sistemler enerji maliyetlerinin hızla artmaya başladığı 1970'li yıllara kadar atıksu arıtımında en çok kullanılan sistemler idi. Artan enerji maliyetleri, mevcut arıtma sistemlerinin yatırım ve işletme giderleri bakımından yeniden incelenmesini gündeme getirmiş ve bunun sonucu olarak da havasız arıtma sistemleri geliştirilmiştir (Öztürk 1999).

Anaerobik prosesler genellikle yüksek organik madde içeren atıksuların arıtımında kullanılmakta olup, en çok kullanılan tipi tam karışımli anaerobik çamur çürütme prosesidir (Kocadağıstan 2002).

2.3.1. Anaerobik çürütme

Anaerobik prosesler uzun yıllardan beri kentsel ve endüstriyel atıksuların arıtımında kullanılmaktadır. (Annachhatre 1996). Bu proseslerde organik ve inorganik maddeler oksijenin olmadığı ortamlarda parçalanarak CH_4 ve CO_2 gibi son ürünler açığa çıkmaktadır. Metan gazı elde edilmesi ile proses işletiminden net bir enerji verimi sağlanabilmektedir (Kocadağıstan 2002). Anaerobik biyolojik reaktörlerde organik maddenin biyolojik parçalanması üç temel kademede (Şekil 2.2.) meydana gelmekte olup, bunlar; hidroliz, asitojenez ve metan fermantasyonu olarak sıralanabilir.

Anaerobik çürütme proseslerinin yaygın olarak kullanılan iki tipi yüksek hızlı ve standart hızlı çürütmedir. Standart hızlı anaerobik çamur çürütmede reaktör muhtevası genellikle karıştırılmaz ve ısıtılmaz. Bu proseste bekletme süresi 30 ile 60 gün civarında olup, yüksek hızlı anaerobik çamur çürütme prosesinde ise karıştırma ve ısıtma işlemleri uygulanan reaktör muhtevasının reaktörde kalış süresi 15 gün ve altındadır. Bu iki prosesin kombinasyonu ile oluşturulan prosese ise iki kademeli anaerobik çamur çürütme prosesi adı verilir (Metcalf and Eddy 1991).



Şekil 2.2. Anaerobik çürüme kademeleri (Metcalf and Eddy 2003)

- Hidroliz Kademesi

Hidroliz, hücre dışı enzimlerle gerçekleştirilen oldukça yavaş bir süreçtir. Fakültatif bakteriler kompleks organik maddeleri, salgıladıkları çok hücreli enzimlerle daha basit yapılara (monosakkaritler, amino asitler vb.) hidrolize ederler. Reaksiyon hızını etkileyen en önemli faktörler pH, sıcaklık ve çamur yaşıdır. Yağlar çok yavaş hidrolize olduğundan önemli nisbette yağ ve diğer yavaş hidrolize olan maddeler ihtiva eden atıkların havasız arıtımında hidroliz hız sınırlayıcı bir faktör olabilmektedir. Özellikle bazı selülozlu atıkların anaerobik arıtımında da hidroliz sınırlayıcı rol oynar. Lignin de oldukça kompleks bir maddedir ve rastgele moleküler yapısı dolayısı ile anaerobik şartlarda hiç hidrolize olmaz veya reaksiyon hızı çok düşük olur (Öztürk 1999).

- Asit Üretimi (Asitojenez) Kademesi

Asit üretim safhasında hidroliz ürünleri asetik asit veya reaktördeki işletme şartlarının kararlı olmaması halinde propiyonik, butrik, izobutrik, valerik ve izovalerik asit gibi ikiden fazla karbonlu yağ asitlerine dönüştürülür. Kararlı anaerobik süreçlerdeki yağ asitleri konsantrasyonu oldukça düşük seviyelerde bulunur (100-300 mg HAc/L). Havasız reaktörlerin işletmeye alma safhasında uçucu asit konsantrasyonunun 1000-1500 mg HAc/L'yi geçmemesi arzu edilir. Asit üretim safhasında iki farklı bakteri grubu görev yapmaktadır. Birinci grup bakteriler organik polimerlerin hidrolizinde ve müteakiben de açığa çıkan oligomen ve monomerler gibi hidroliz ürünlerinin organik asit ve solventlere dönüştürülmesinde rol alırlar. Bazı asidojenik bakteri türleri karbonhidratları kullanarak asetik asit üretirler. Diğer bir tür de belli şartlarda H_2 üretir.

Asetik asit bakterileri çoğalmaları için gerekli enerjiyi organik asit ve solventlerin asetik asit, H_2 ve CO_2 'e parçalanması sonucu açığa çıkan enerjiden sağlarlar. Termodinamik sebeplerle asetik asit bakterileri sadece H_2 kullanan mikroorganizma alt grupları ile birlikte yaşarlar. Asetik asit bakterileri aynı zamanda H_2 üreten asitojenik bakteriler olarak da anılmaktadır.

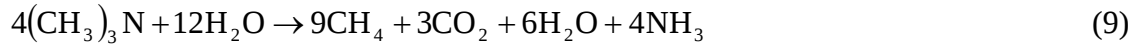
Düşük SO_4^{-2} konsantrasyonlarında sülfat gideren bakteriler de özellikle metan üretimini çeşitli şekillerde etkileyebilmektedir. Bu bakteriler bir yandan bazı organik asit ve alkollerini asetik aside oksitlerken aynı zamanda sülfatları da H_2S 'e dönüştürmektedirler. H_2S metan bakterileri için gerekli bir nütrient olduğundan, H_2S 'in başka kaynaklardan karşılanmaması halinde ortamdaki sülfatın kullanılması gerekir. Bununla birlikte SO_4^{-2} konsantrasyonu çok yüksek olursa, sülfat giderimi sonucu, H_2S konsantrasyonu metan bakterileri için zehirli olabilecek seviyelere ulaşabilir ve sülfat gideren bakteriler metan bakterileri ile H_2 için rekabete girebilirler. Ortamda yeterince SO_4^{-2} olmaması halinde sülfat gideren bakteriler asetik asit üreten bakteriler gibi H_2 üretecek tarzda faaliyet gösterebilmektedir.

Asit üretim hızı metan üretim hızına göre daha büyük olduğu için, çözünmüş organik madde konsantrasyonundaki ani artış asit üretiminin artması sonucu sistemde asit birikimine yol açar. Böyle bir durum müteakip adım olan metan üretimi safhasında inhibisyona sebep olabilir. Asit üretimine paralel olarak, protein ve amino asitlerin ayrışmasından NH_4^+ 'de açığa çıkar. Amonyum konsantrasyonu genelde anaerobik süreçlerde inhibisyona sebep olacak seviyede olmamakla birlikte azotça zengin endüstriyel atık sularda problem teşkil edebilir (Öztürk 1999).

- Metan Üretimi (Metanojenez) Kademesi

Anaerobik çürümenin son kademesi olan metan fermentasyonunda ise metan bakterileri olan *Metanobacterium*, *Metanobacillus*, *Metanococcus* ve *Metanosarcina*' lar tarafından gerçekleştirilmektedir. Metan üretimi yavaş bir süreçtir ve genellikle havasız arıtmada hız sınırlayıcı safha olarak kabul edilmektedir. Metan, asetik asitin parçalanması ve/veya H_2 ile CO_2 'in sentezi sonucu üretilir. Havasız reaktörlerde üretilen CH_4 'in takriben %30'u H_2 ve CO_2 'den %70'i ise asetik asidin parçalanmasından oluşmaktadır. H_2 ve CO_2 'den metan üreten bakteriler, asetik asit kullanan bakterilere nazaran çok daha hızlı bir şekilde çoğalmaktadırlar. Dolayısıyla ortamda yeterli H_2 ve CO_2 olduğu ve H_2 kısmi basıncı da uygun olduğu sürece bu yolla CH_4 üretimi devam eder. Ancak metan üretimi safhasının her zaman hız sınırlayıcı olması söz konusu değildir, bazen hidroliz safhası daha kritik olabilir (Öztürk 1999).

Metan bakterileri, fizyolojik yapıları gereği en etkili şekilde pH 6.7-8.0 aralığında faaliyet gösterirler. Grup halinde metan bakterilerinin kullanabilecekleri besin maddeleri oldukça sınırlı olup bunlar asetik asit, H_2 ve tek karbonlu bileşiklerdir. Sulu ortamlardaki dip çamurları ve evsel çamur çürütme tesislerindeki CH_4 'ün %70'i asetik asitin metil grubundan, geri kalanı ise CO_2 'den üretilmektedir. Tipik enerji-ürün reaksiyonları aşağıda verildiği gibidir (Metcalf and Eddy 1991).



Asit bakterileri nispeten daha hızlı büyürler ve pH değişimlerine karşı daha az duyarlıdırlar (Cohen *et al.* 1980). Ortamda organik asitlerin birikmesi pH'nın düşmesine yol açar ve bazı durumlarda da metan bakterilerinin aktivitesini ortadan kaldırarak prosesin başarısızlığına sebep olur (Yu and Fang 2001). Yüksek organik yükleme altında, tek fazlı (sadece metan safhalı) reaktörler özellikle bazı atıksuların arıtımında yetersiz kalır (Saddoud and Sayadi 2007).

Farklı mikrobiyal türler arasındaki simbiyotik ilişkiler anaerobik stabilizasyonda önemli bir özelliktir (Annachhatre 1996).

Son yıllarda arıtım teknolojisi ve proses mikrobiyolojisi alanlarında ilerlemeler kaydedilmiş ve günümüzde özellikle bira, gıda, kağıt ve kağıt hamuru, nişasta ve şeker prosesleri için, biyofilm ve biyoflokların arıtım yaptığı yüksek hızlı anaerobik arıtım prosesleri oldukça popüler olmuştur (Annachhatre 1996).

Yüksek hızlı anaerobik arıtım proseslerde, çamur yaşını yüksek tutmak için mikrobiyal filmler görev alır. Bu prosesler düşük hidrolik alıkoyma sürelerinde yüksek KOİ yüklemeleri ile işletilmektedirler.

Bir endüstride işletilebilecek biyofilm prosesleri arasında, sabit yatak (örneğin anaerobik filtreler), hareketli yatak (örneğin döner biyolojik kontaktörler), akışkan yatak, geri döngülü ve yukarı akışlı anaerobik çamur yatak gibi farklı reaktör konfigürasyonları sayılabilir. Bu prosesler kısa hidrolik alıkoyma sürelerine (genellikle

20 saatten daha az) ve yüksek organik yüklemelere sahip olarak işletilirler. Bu da reaktör hacmini, alan ihtiyacını ve ilk yatırım maliyetini düşürmektedir. Endüstriyel atıksuların arıtımlarında bu prosesleri etkili kılan önemli özellikler; düşük işletme maliyetleri, metan gazı biçimindeki enerji eldesi, düşük ve stabilize olmuş çamur üretimi ve kokusuz işlettir (Annachhatre 1996).

2.3.2. Anaerobik reaktör başlangıç periyodu

Yüksek hızlı anaerobik proseslerin basit görünümü, proses işletiminin daima problemsiz olacağı anlamına gelmemektedir. Prosesi başarılı biçimde işletmek için aşılması gereken ilk engel reaktörün başlangıç safhasıdır (start-up) (Annachhatre *et al.* 1992). Anaerobik biyofilm sistemlerde başlangıç safhasında, biyofilm, gelişim sürecindedir ve bu safhada proses performansının sayısal olarak belirlenmesi zordur. Kararlı durumdaki biyoreaktör performansının belirlenmesinde, temel biyofilm bilgisi çok önemli bir rol oynamaktadır. Örneğin anaerobik biyofilm sistemlerde, türler arasındaki etkili hidrojen transferi çok arzu edilir. Çünkü hidrojen üreten ve hidrojen tüketen türlerin yakınlığı, daha yüksek bir proses verimi sağlayacaktır. Reaktör işletiminin başlangıç safhasında, biyofilm altyapısı sürekli olarak değişmektedir. Farklı simbiyotik ilişkilerle bağlanmış mikroflora oluşturulmuştur. Genellikle 4 aya kadar bir süre, anaerobik sabit yatak reaktörlerin başlangıç periyotları için gereklidir. Bazı çalışmalarda, substratın ve destek ortamının doğasına bağlı olarak, bu süre 9 aya kadar çıkabilir. Reaktörün işletilmesi safhasında, biyofilm oluşum prosesini, çevresel, hücrel ve yüzeysel faktörler büyük ölçüde etkileyecektir (Annachhatre 1996).

2.3.3. Başlangıç safhası

Başlangıç safhasında, reaktör içerisindeki hidrodinamik şartlar ve giriş KOİ konsantrasyonunun kombinasyonu, granül oluşumunun meydana gelmesinde önemli bir rol oynamaktadır. Yukarı akış hızının dikkatli bir şekilde işletilmesi ile floklanmamış çamur reaktörden kontrollü bir şekilde yıkanarak dışarı çıkacak, öte yandan flok

oluşturmuş çamur ise reaktörde kalacaktır. Kopan biyokütle, yıkama suyu ile dışarı çıkarken, reaktörde alıkonan floklu çamurun büyüme hızı, çamur yıkanma hızını aşacak ve sonuçta reaktör içerisindeki biyokütle net büyümesi meydana gelecektir. Biyokütlenin hafif kısmının reaktörden sürekli bir şekilde atılması ve daha ağır kısmının reaktör içerisinde alıkonması, başlangıç çamur oluşumu için çok önemlidir (Annachhatre 1996).

2.3.4. Çevresel faktörler

Süspanse haldeki mikroorganizmaların sürekli olarak çoğalmasının sağlanması, destek ortam üzerine mikrobiyal bağlanma için bir zorunluluktur. Süspanse biyokütlenin gelişimi birtakım çevresel faktörlere bağlıdır. Reaktör içerisinde optimum çevre şartlarının sürdürülmesi ile biyofilm gelişimi ve gelişiminin izlenebilmesi mümkün olacaktır.

- Sıcaklık

Düşük işletim sıcaklıklarında, spesifik mikroorganizma büyüme hızları da düşüktür. Böylece biyofilm gelişimi ve büyümesi engellenebilir. Anaerobik kültürlerin ve reaktörlerin, 20°C'ye kadar düşük sıcaklıklarda işletilmeleri mümkündür fakat daha düşük sıcaklıklarda biyofilm oluşumu güçleşecektir. Anaerobik reaktörlerin başlangıç safhasında sürdürülen işletim sıcaklığı (mezofilik bakterilerin maksimum büyüme hızının meydana geldiği) 35°C'dir.

- pH

Anaerobik bir biyofilm reaktörünün pH'sı, atıksu arıtımı için, başlangıç safhasında 7'ye yakın tutulmalıdır. Asit oluşturan mikroorganizmaların yüksek büyüme hızlarından dolayı, uçucu yağ asitlerinin ortamda birikmesi işletim pH'sını değiştirebilir ve bu da metan üreten bakterileri inhibe edebilir.

Tam gelişmiş anaerobik sabit film reaktörler, düşük pH değerlerinde yeterli bir şekilde işletilebilseler bile, bu şartlarda anaerobik biyofilm gelişimi önemli şekilde engellenmektedir. Bu şartlar altında, anaerobik reaktörün başlangıç safhasında, öncelikli olarak asitli atıklarla besleme yapılabilir, metan reaktörü için besleme pH'sı bir alkali ilavesiyle ayarlanabilir.

Anaerobik reaksiyonlar büyük ölçüde pH'ya bağlıdır. Metan üreten bakteriler için optimum pH oranı 6,8-7,2 arasındadır, asit üreten bakteriler için biraz daha asidik olması istenir (Sarti *et al.* 2007).

- **Nütrient İlavesi**

Karbon, azot ve fosfor biyokütle gelişimi için önemli bileşenlerdir. Anaerobik sistemlerde, reaktörün başlangıç safhasında, KOİ/N/P oranları 300/5/1 tavsiye edilmesine rağmen reaktörün kararlı durumdaki işletiminde, bu oran 600/5/1 olarak sürdürülmelidir. Fosfor kaynağı özellikle önemlidir, çünkü fosfatla doyurulmuş hücrelerin hidrofobik özellikleri artacağından dolayı, toplanmaları ve birbirlerine yapışmaları daha kolay olacaktır (Annachhatre 1996).

2.3.5. Hücresel Faktörler

Sabit film reaktörlerinin başlangıç safhası aktif çamur reaktörün başlangıç safhasındaki gibi olmaktadır. Zamanla reaktör içerisindeki süspanse mikroorganizmalar destek materyali ile temas haline geçmiş biyofilm oluşumunu sağlayacak ve destek yüzeylerine bağlanacaklardır (Annachhatre 1996).

2.3.6. Yüzeysel Faktörler

Biyofilm gelişimi için kum, granüle aktif karbon, plastik ve çeşitli kil türleri gibi farklı destek ortamları kullanılabilmektedir. Destek ortamının birim yüzey alanı, porozitesi, yüzey sertliği gibi yüzey özellikleri, başlangıç safhasında, biyofilm oluşumunu etkileyen yüzeysel faktörlerdir. Bütün bu faktörler arasında, ortam yüzey sertliği, biyofilm oluşumunu etkileyen önemli özellik olarak görülmüştür (Annachhatre 1996).

2.3.7. Biyofilm sistemlerde kullanılan destek materyalleri ve özellikleri

Biyofilm sistemlerde bu güne kadar, fırınlanmış kil, plastik tüpler, PVC raşing halkalar, seramik raşing halkalar, bilyeler, borular (Kocadağıstan vd 2005), plastik halkalar, polipropilen halkalar, midye ve mercan kabukları (Gourari and Begdouri 1997), (Saravanan and Sreekrishnan 2006), mangal kömürü, hindistan cevizi lifi, naylon lifler (Bhavik *et al.* 2008), poliüretan köpük (Mechichi and Sayadi 2005), pomza (Şen ve Demirer 2003), (Kocadağıstan vd 2005), lifli taşıyıcılar (Li *et al.* 2003), polietilen, poliester (Osorio and Hontoria 2002), quartz, kil, istiridye kabukları, taş, polimer köpük, aktif karbon ve kum (Annachhatre 1996) gibi pek çok farklı destek materyaller kullanılmıştır.

Kullanılacak destek materyalleri, ucuz olmalı (Gourari and Begdouri 1997), (Kocadağıstan vd 2005), iyi bir mekanik dirence sahip olmalı, kimyasal olarak inert, korozyon çözünmüş maddelere ve ürünlere dirençli olmalı (Gourari and Begdouri 1997), daha iyi bakteri biyofilm gelişimi için yüksek bir yüzey pürüzlülüğüne sahip olmalı (Young 1991) ve ayrıca suda çözünmeyen, geniş yüzey alanı, geçirgenlik, hidrofilik özellikler, uygun biçim ve gözenek çapı ile mikrobiyolojik kuvvetlere karşı dayanıklılık ve yenilenebilirlik gibi özelliklere sahip olmalıdır (Karagözoğlu vd 2002).

Çalışmalar, filtre yatak materyalinin yüzey durumu, por hacmi ve ortam geometrisinin, arıtım verimi üzerine spesifik yüzey alanına göre daha önemli parametreler olduklarını göstermiştir (Young and Dahab 1983), (Cordoba *et al.* 1984).

İtalya’da yapılan bir çalışmada, toluenin indirgenmesinde kullanılan pomza taşının, ucuz maliyeti ve oldukça gözenekli yapısından dolayı mikroorganizmalar tarafından salgılanan hücre dışı enzimlerle biyofilmin tutulması için oldukça uygun bir malzeme olduğu bildirilmiştir (Lorenzo *et al.* 2005).

Pomza, yanardağ patlamaları sırasında oluşan hafif, oldukça gözenekli bir kaya olup bir sünger anımsatır. Ortasında kırılğan cam ve mineralleri tutan bir gaz kabarcığı ağından oluşmakta ve genellikle birbiriyle ilişkili olmayan düzensiz ya da oval şekilli porlara sahiptir. Temizleme amaçlı, törpüleme, aşındırma ve cilalamada yıllardır kullanılmaktadır. Prefabrik duvar ünitelerinde dökülen betonda, yalıtım malzemesi ve akustik tuğla ve sıvalarda hafif bir malzeme olarak kullanılmaktadır. Büyük yüzey alanı ve yüksek poroziteden dolayı, su ve atık su arıtımında biyofilm destek materyali olarak kullanılmaktadır. İtalya %44’lük payıyla dünyanın en büyük pomza üreticisi, Türkiye ise %9’lük payıyla ikinci en büyük üreticidir (Farizoğlu vd 2003).

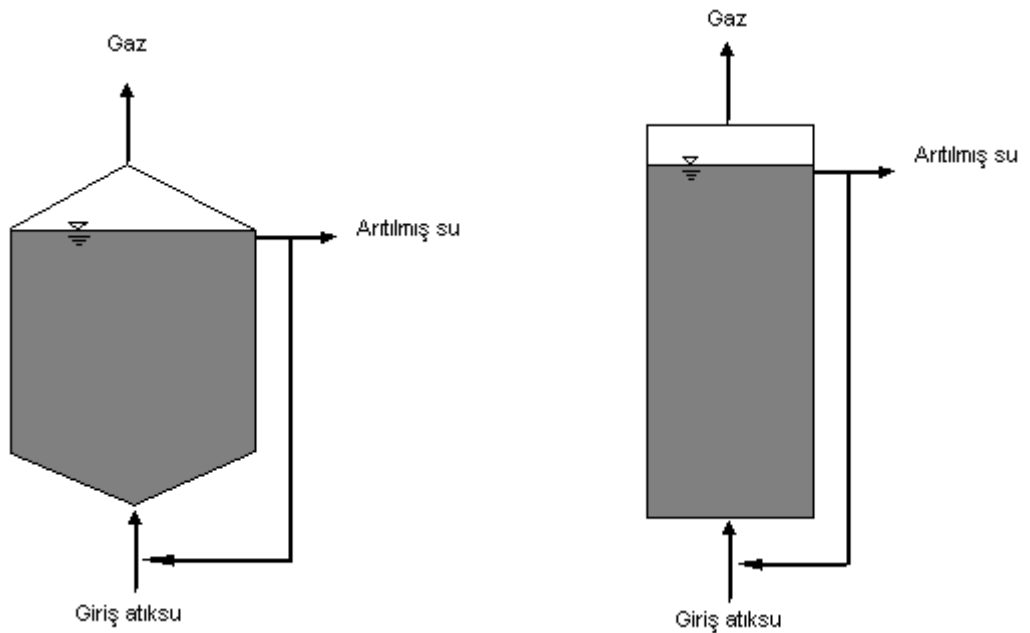
Farizoğlu ve arkadaşları tarafından yapılan derin yatak kum filtrasyonu çalışmasında, malzeme olarak kum ve pomza kullanılmış ve aynı şartlar altında değerlendirilmiştir. Sonuçta pomzanın bulanıklılık gideriminde daha etkili olduğu ve daha az yük kaybına neden olduğu elde edilmiştir. Sonuçlar pomzanın filtre yatak malzemesi olarak kullanımını için yüksek bir potansiyele sahip olduğunu göstermiştir (Farizoğlu vd 2003).

Destek ortam olarak pomzanın kullanıldığı, akışkan yatak bir biyoreaktörde, gerçek bir tekstil endüstrisine ait atıksuların anaerobik olarak arıtımı incelenmiş ve 2 gr/lt’lik bir glikoz ilavesi, 3 kgKOİ/m³.gün’lük organik yükleme ve 24 saatlik hidrolik alıkoyma süresinde %82 KOİ, %94 BOİ ve %59 renk giderim verimleri elde edilmiştir (Şen ve Demirer 2003).

2.4. Anaerobik Süspanse ve Sabit Film Biyolojik Arıtım Prosesleri

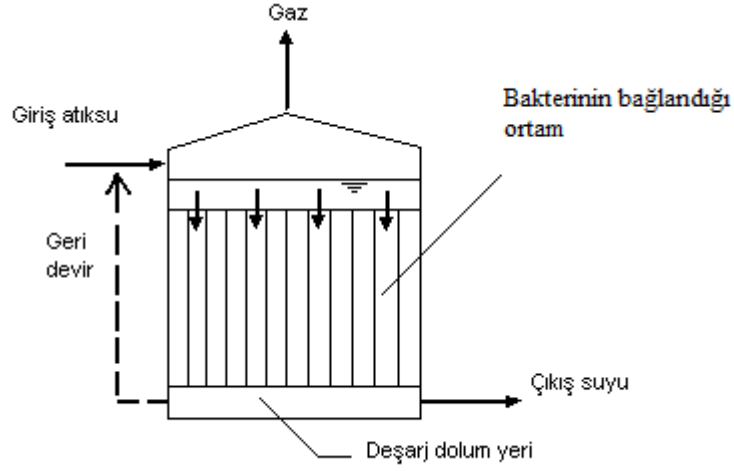
Anaerobik biyoteknoloji, eski bir teknoloji olmasına karşın ancak 1970'lerden sonra gittikçe yaygın olarak kullanılmaya başlanmıştır. Endüstriyel ve evsel atıksuların arıtımında kullanılan anaerobik arıtma teknolojisi yaklaşık yüzyıl önce kullanılmaya başlanan eski bir teknolojidir. Özellikle tarımsal ve gıda endüstrisi atıkları olmak üzere biyolojik olarak parçalanabilir maddeler ihtiva eden karbonlu atıkların anaerobik olarak arıtılması mümkündür. Anaerobik arıtımın diğer bir avantajı da, besin gereksiniminin geleneksel aktif çamur yöntemine göre daha düşük olmasıdır. KOİ/N/P oranı 750/5/1 oranlarında tutulabilir ve anaerobik reaktörlerdeki mikroorganizmalar, uzun süre karbon kaynağı beslemeden aktivitelerini koruyabilmektedirler. Bu mevsimsel çalışan şeker, gıda, konserve gibi endüstriler için anaerobik teknolojiyi cazip kılmaktadır (Metcalf and Eddy 1991).

Yiyecek-gıda proseslerinden ve içki fabrikaları atıksuları, 3000-30.000 mg/l aralığında KOİ konsantrasyonlarına sahip olabilmektedir (Metcalf and Eddy 1991). Özellikle tropikal bölgelerde şehir suyu kendiliğinden ısınacağından, anaerobik reaktörler büyük miktarda atıksuyun arıtılmasında başarılı biçimde kullanılmaktadır (Sarti *et al.* 2007).



Şekil 2.3. Bağlı büyümelı anaerobik prosesler (Metcalf and Eddy 1991)

Yukarıdaki şekilde yukarı akışlı bağlı büyümelı anaerobik arıtım reaktörlerine örnek modeller gösterilmiştir. Bu reaktörler yatak genişleme derecesi ve kullanılan paketleme tipine bağılı olarak farklılıklar gösterir. Yukarı akışlı paket yatak reaktörde paketleme sabit olup, atıksu, paket materyal ve biyolojik canlılar arasındaki boşluklardan yukarı doğru çıkmaktadır. Fazlaca kirli atıksular haricinde genellikle geri devir kullanılmamaktadır. Genişletilmiş yatak reaktörlerde, biyofilm destek ortamı olarak kum kullanılmaktadır. Geri devir üst akış hızlarını sağlamak için kullanılmaktadır. Daha yüksek üst akış hızları akışkan yatak anaerobik reaktörler için kullanılmaktadır.



Şekil 2.4. Paket ortamlı, alt akışlı, bağılı büyümelı anaerobik arıtım reaktörü (Metcalf and Eddy 1991)

Şekil 2.4.'te paket ortamlı, alt akışlı, bağılı büyümelı anaerobik arıtım reaktörüne bir örnek gösterilmiştir. Bu reaktörler yüksek derecede kirli atıksuların arıtımı için birtakım farklı paket materyaller (biriket, boru veya rastgele şekillerde plastik malzemeler) kullanılmaktadır. Sistemler geri devire uygun dizayn edilmiştir. Bu proseslerin başlıca avantajları kullanılan paket materyal için daha fazla alan, daha basit bir iç akış dağıtım dizaynı, tıkanma problemi olmaması ve basit bir işletimdir. Dezavantajları ise paket materyalin maliyeti ve nispeten daha düşük organik yükleme hızlarında yukarı akışlı anaerobik çamur yatak reaktörlerin yakaladığı verime ulaşmaktadırlar.

Anaerobik süspanse, yukarı veya aşağı akışlı anaerobik sabit film, akışkan yataklı sabit film, yukarı anaerobik çamur örtü reaktör (UASB), anaerobik lagünler ve membran anaerobik prosesler dikkate alınarak bu proseslerin avantajları ve dezavantajları aşağıda verilmiştir.

Avantajlar

- Enerji gereksinimi daha düşüktür
- Biyolojik çamur üretimi daha azdır
- Nutrient ihtiyacı daha azdır
- Potansiyel bir enerji kaynağı olarak metan üretilmektedir
- Reaktör hacmi gereksinimi daha küçüktür
- Ortamdaki organik maddeye göre tür oluştuğu için pek çok organik maddenin giderimi mümkündür
- Besleme olmadan geçen uzun zamanlardan sonra sistem substrat ilavesine hızlı bir şekilde alışmaktadır
- Patojen organizmalar elimine edilmektedir.

Dezavantajlar

- Gerekli biyokütleyi oluşturmak için daha uzun başlangıç zamanına ihtiyaç vardır
- Alkalinite ve/veya spesifik iyon ilavesi gerekli olabilir
- Deşarj standartlarını karşılamak için, bir aerobik arıtım prosesiyle kombinasyonu gerekli olabilir
- Daha düşük sıcaklıklar reaksiyon hızlarına zıt etki edebilmektedir
- Sistem toksik organik maddelere karşı daha fazla duyarlı olabilir
- Koku ve korozyon gazları oluşmaktadır (Metcalf and Eddy), (Ye *et al.* 2005).

Anaerobik arıtım prosesleri avantajlarını belli başlı olarak ele alırsak;

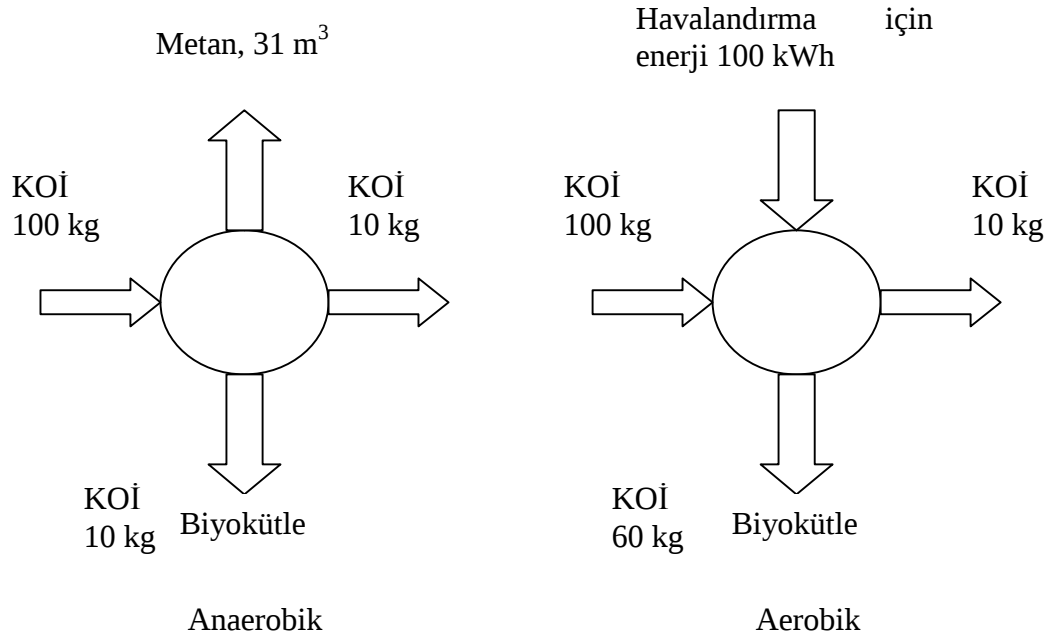
- Enerji Üretimi: Aerobik proseslerde olduğu gibi, mikroorganizmalar enerji kullanmayıp enerji üretmektedirler.
- Daha Düşük Biyokütle Üretimi: Anaerobik prosesler enerji üreticilerinden oluştuklarından dolayı, yaklaşık 6-8 kat daha düşük biyokütle üretimi meydana gelmektedir. Dolayısıyla çamur üretimi ve bertaraf maliyeti de büyük ölçüde azalmaktadır. Anaerobik arıtmada daha düşük çamur üretildiği için aerobik arıtmaya göre önemli bir avantaja sahiptir.
- Daha Düşük Nütrient İhtiyacı: Endüstriyel atıksuların çoğu aerobik arıtım için yeterli nütrientten nokstandır. Anaerobik proseslerde, nütrient ilavesi için maliyet çok daha azdır çünkü daha az biyokütle üretilmektedir.
- Daha Yüksek Hacimsel Yüklemeler: Anaerobik proseslerde aerobik proseslere göre arıtım, genellikle daha yüksek hacimsel organik yüklemeler, çok daha küçük reaktör hacimleri ve daha az yer ihtiyacı ile gerçekleştirilebilmektedir. Aerobik proseslerde 0,5-3,2 kgKOİ/m³.gün organik yükleme hızlarına karşılık, anaerobik proseslerde 3,2-32 kgKOİ/m³.gün organik yükleme hızları kullanılabilmektedir (Metcalf and Eddy 1991).

Anaerobik arıtım prosesleri dezavantajlarını belli başlı olarak ele alırsak;

- İşletme Şartları: Aerobik proseslerin başlangıç safhasının oluşmasında, günler yeterli olurken anaerobik proseslerde aylar gerekli olmaktadır. Mevcut olabilecek toksik bileşiklere karşı daha duyarlı olmaktadır. Ayrıca koku ve korozif çürütücü gazlar oluşacaktır. Buna rağmen uygun atıksu karakterizasyonu ve proses dizaynı ile bu problemler ortadan kaldırılabilir.
- Alkalinite İlavesi İhtiyacı: Aerobik arıtmaya karşılık, anaerobik arıtım ekonomisini etkileyebilecek en önemli negatif faktör alkalinite ilavesine ihtiyacı olabilir.
- Daha İleri Arıtım İhtiyacı: Aerobik proseslerin ardından anaerobik prosesler takip edebilmektedir. Böylece her iki prosesden fayda sağlamak için anaerobik-aerobik

seri reaktörlerden daha az çamur üretimi ve daha düşük enerji gereksinimi meydana gelecektir.

Sonuç olarak, aerobik prosesler, düşük konsantrasyonlarda biyolojik olarak parçalanabilir KOİ'ye sahip atıksularda, daha düşük sıcaklıklarla, daha yüksek çıkış kalitesi ve nütrient giderimi sağladığından, günümüzde genellikle tercih edilen proseslerdir. Anaerobik prosesler ise, daha yüksek biyolojik parçalanabilir KOİ'ye ve yüksek sıcaklıklara sahip, endüstriyel atıksular için daha ekonomik olabilirler. Gelecekte, anaerobik arıtım prosesleriyle ilgili daha fazla bilgi edinilecek ve daha yaygın bir şekilde kullanılacaklardır (Metcalf and Eddy 1991).



Şekil 2.5. Anaerobik ve aerobik sistemlerin KOİ ve enerji açısından kıyaslanması

Yine anaerobik ve aerobik sistemlerin KOİ ve enerji açısından kıyaslanması Şekil 2.5.'te verilmiştir. Şekle göre, her iki reaktöre giren 100 kg'lık KOİ yükü 10 kg olarak çıkmıştır. Fakat bu çıkış verimini aerobik reaktörde sağlamak için 100 kWh'lik bir enerji sağlamak gerekirken anaerobik reaktörde böyle bir enerji maliyetine gerek yoktur. Aerobik sistemlere kıyasla 6 kat daha az biyokütle oluşan anaerobik reaktörlerde bunun yerine metan gazı ile enerji eldesi söz konusudur.

Son zamanlarda anaerobik arıtım sadece gıda, sızıntı suyu gibi alanlarda değil çevreye olumsuz yönde zarar veren toksik ve kalıcı özellikteki örneğin insan ve hayvan tedavisinde yoğun bir şekilde kullanılan antibiyotiklerin anaerobik olarak arıtılabilirliği araştırılmaktadır (Çelebi ve Sponza 2008).

Endüstriyel çıkış suları genellikle yüksek oranda $KOİ/BOİ_5$ 'e sahip ve biyolojik olarak indirgenmeyen kirleticiler içermektedirler. Bunun yanında toksik kimyasal maddelerin varlığı biyolojik arıtımı daha da zor hale getirmektedir. Anilin atıksuları yüksek derecede konsantre organik azot ve aromatik yapılı organik madde içeren, biyolojik indirgenebilirliği düşük ve mikroorganizmalar için oldukça toksik özelliktedir. Bir detoxication proses olarak anlaşılan, anaerobik arıtım endüstriyel çıkış sularının arıtımı için daha uygundur (Chen *et al.* 2007).

Yapılan bir çalışmada, aniline atıksularının paket yatak biyofilm reaktörü kullanılarak arıtılabilirliği araştırılmıştır. Taşıyıcı malzeme hacminin %45'lik oranda mikroorganizmalarla kaplanmasıyla, 0,9-8,22 $kgKOİ/m^3.gün$ 'lük organik yüklemelerde % 94-84 $KOİ$ giderim verimleri elde edilmiştir. 1 günlük bekleme zamanında, 12,27 $kgKOİ/m^3.gün$ 'lük bir yüklemede %75'lik giderim verimi elde edilmiştir. Daha yüksek yüklemelerde anilineden serbest bırakılan yüksek konsantrasyondaki amonyum, anaerobların inhibe olmasına sebep olmuştur. Toksik bileşiklere karşı biyofilmin, süspanse çamurdan daha az duyarlı olduğu ve daha yüksek konsantrasyonları tolere edebildiği ifade edilmiştir (Chen *et al.* 2007).

İçki fabrikaları önemli miktarda dirençli bileşiklerden meydana gelen büyük hacimlerde çıkış suyu üretirler. Bu tip atıksular çok yüksek $KOİ$ ve $BOİ$ 'ye, düşük pH'ya sahip olup koyu renklidirler (Goel and Chandra 2003). Anaerobik arıtım, özellikle şarap ve diğer içki fabrikası atıksularının biyolojik indirgenebilirliği açısından uygundur. Çünkü bu tip sularda $KOİ/N/P$ oranları, fosfor ve azot ilavesine ihtiyaç duyan aerobik arıtım için dengeli değildir (Moletta 2005).

Yapılan bir çalışmada, 110.000-190.000 mg/lt KOİ ve 50.000-60.000 mg/lt BOİ değerlerine sahip bir içki fabrikası atıksularının yukarı akışlı sabit yatak reaktörde anaerobik arıtımı çalışılmıştır. Çalışmada destek materyali olarak mangal kömürü, hindistan cevizi lifi ve naylon lifler kullanılmıştır. Destek malzemesi olarak hindistan cevizi lifinin kullanıldığı, atıksuyun herhangi bir ön arıtımı ve nötralizasyonu olmadan, 8 günlük hidrolik alıkoyma zamanında, 23.25 kgKOİ/m³.gün'lük organik yükleme hızında %64'lük KOİ giderim verimi ve 7.2 m³/m³.gün oranda metan gazı elde edilmiştir. Çalışma bu destek materyali ile bu tip bir reaktörde etkili ve ekonomik bir arıtımın gerçekleştirilebileceği kanıtlanmıştır (Bhavik *et al.* 2008).

Lassman ve arkadaşları tarafından yapılan çalışmada, atıksudan daha düşük yoğunluklu malzeme kullanarak, klasik akışkan yatak reaktörlerden daha az enerji ihtiyacı gerektiren, ters akışkan yatak anaerobik biyofilm reaktörde, bira fabrikası atıksuları arıtmaya çalışılmıştır. Düşük yoğunluklu toz haline getirilmiş ve granüle küre şekilli polietilen malzemeler denenmiştir. Çalışmada %90'dan fazla KOİ giderim verimi elde edilmiştir. Toz haline getirilmiş malzeme için reaktör 10 gr KOİ/L.gün'lük bir yüklemede yüksek giderim verimi göstermiş, küre şeklindeki malzemede ise 70 gr KOİ/L.gün'lük yüklemede yüksek giderim verimi sergilemiştir (Lassman *et al.* 2008).

Başka bir çalışmada oksijenin azo boya içeren tekstil atıksularının anaerobik yöntemle arıtılması araştırılmıştır (Çınar vd 2008). Ayrıca bir çalışmada da reaktif kırmızı 198 azo boyasının anaerobik/aerobik ardışık kesikli reaktörde arıtılabilirliği araştırılmıştır (Koçyiğit ve Uğurlu 2008).

Bir diğer çalışmada kağıt endüstrisi atıksuları bir anaerobik kontak reaktörle arıtmaya çalışılmıştır (Çelikkol vd 2008).

Çizelge 2.1. Türkiye’de anaerobik biyoteknolojinin endüstriyel uygulamaları
(Türker 2007)

Sektör	Firma Adı	Yeri	Yıl	Kapasite (m ³)	Reaktör
Tekstil	Mensucat Santral	Edirne	1988		UASB
Kağıt	Modern Karton	Çorlu	1991	9000	ACR
Kağıt	Modern Karton	Çorlu	2000	?	EGSB
Maya	Mauri	Bandırma		22000	
	Pakmaya	İzmit	1984	13000	UASB
	Pakmaya	Düzce	1991	19000	UASB
	Pakmaya	K.Paşa	1988		UASB
Patates	Uzay Gıda	İzmit	1998	600	UASB
Patates	Bolpat	Bolu	1997	300	UASB
Süt	Tek Süt	Gönen		300	UASB
Süt	Astosan	Gönen		300	UASB
Bira	Güney Biracılık	Adana	1998	600	EGSB
	Güney Biracılık	Ankara	1994	600	UASB
	Erciyes Biracılık	Lüleburgaz	2000	?	EGSB
	Ege Biracılık	İzmir	Devam ediyor	?	EGSB
Alkol	Tekel	Çanakkale	1992		
	Tekel	Paşabahçe	1993	140	UASB
	Tekel	Tekirdağ		140	UASB
Sitrik Asit	Fürsan	İzmit	1987	2800	ACR
Dondurma	Unilever-Algida	Çorlu	1993	290	AF
Çamur Çürütme	İSKİ	Tuzla/İST	Devam ediyor	60000	Çamur Çürütme
Depone	İSKİ	Kemerburgaz			
Çamur Çürütme	ASKİ	Ankara	?	10000	Çamur Çürütme
Süt	SEK	İstanbul			UASB
Sentetik Elyaf-DMT üretimi	SASA	Adana	1999	2000	EGSB
Mısır Nişasta	Cargill	Orhangazi	1998		EGSB
Gıda	Kent Gıda	Gebze	2002	1000	AF
Gıda	Aromsa	Gebze	2000	30	UASB
Şeker	Ereğli	Ereğli		8000	ANAMET

Anaerobik biyoteknolojinin Türkiye’deki ilk endüstriyel uygulamaları 1980’lerde ortaya çıkmaya başlamıştır. Çizelge 2.1.’de bugün itibariyle Türkiye’de mevcut anaerobik arıtma tesislerinin listesi verilmiştir. Tesislerin sektörlere göre dağılımına bakıldığında en çok uygulamanın gıda endüstrisinde olduğu görülmektedir. Gıda dışındaki uygulamalar, çöp sızıntı suyu arıtması, kimya, selüloz, kağıt ve tekstil şeklinde sıralanmaktadır. En çok tercih edilen reaktör tipi UASB reaktörüdür, fakat bununla birlikte bir adet anaerobik filtre (AF) ve iki adet kontak reaktör (ACR) kullanıldığı görülmektedir. En çok tercih edilen UASB reaktörlerinin yanı sıra son yıllarda bu reaktörlerin gelişmiş versiyonu olduğu iddia edilen EGSB reaktörlerinin üç adet tesiste kullanıldığı görülmektedir.

Çizelge 2.2. Avrupa’da 1994 yılı itibariyle endüstriyel anaerobik arıtma tesislerinin ülkelere göre dağılımı (Türker 2007)

Ülke	Adet	Adet/1000 km ²	Adet/10 ⁶ kişi
Almanya	99	0.25	1.40
Hollanda	83	2.40	5.60
Fransa	55	0.11	1.00
İtalya	50	0.15	0.80
Belçika	25	0.80	2.60
İngiltere	25	0.11	0.50
İspanya	23	0.07	0.60
Danimarka	18	0.45	3.90
Türkiye	29	0.02	0.28
Portekiz	7	0.09	0.40
İrlanda	5	0.09	1.50
Yunanistan	4	0.02	0.40

(Türkiye ile ilgili veriler Çizelge 1’den alınmıştır).

Avrupa ülkelerinde anaerobik reaktör sayısı her yıl hızla değişmektedir. Ülkelere göre anaerobik arıtma tesislerinin dağılımı Çizelge 2.2.'de verilmiştir. En fazla anaerobik arıtma tesisi sırasıyla Almanya, Hollanda, Fransa ve İtalya'da bulunmaktadır. Avrupa'nın kuzeyindeki Hollanda, Danimarka ve Belçika gibi küçük ülkelerin bu teknolojiyi yoğun olarak kullandığı görülmektedir. Türkiye bir milyon kişiye düşen anaerobik arıtma tesisi açısından Avrupa ülkelerinin en gerisindedir.

Çizelge 2.3. Dünya'daki anaerobik arıtma tesislerinin sektörlere göre dağılımı (Türker 2007)

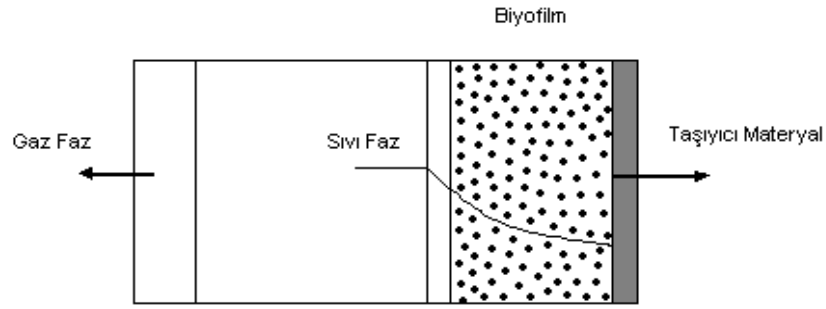
Uygulama	Tesis (adet)	%
Gıda (bira, meyve suyu, alkol, fermentasyon)	926	76
Kimya	63	5
Kağıt	130	11
Çöp Sızıntı Suyu	20	2
Diğer	76	6

Çizelge 2.4. Anaerobik arıtmada reaktör kullanımında eğilimler (Türker 2007)

Reaktör	% (1994 öncesi)	% (1990-1996)	% (1997-2000)
UASB	53	68	34
EGSB		8	50
Anaerobik Filtre	24		
Kontak	14		
Lagün/kontak	-	12	8
Akışkan Yatak	4	2	1
Sabit yatak	-	4	3
CSTR	4		
Hibrid	1	1	2
Diğer	-	6	3

2.5. Partikül Biyofilm Reaktörleriyle Atıksu Arıtımı

Floklar ve biyofilmler gibi mikrobiyal hücre toplulukları biyoteknolojide çok önemlidir. Bunlar, süspanse tek hücreli sistemlere göre sedimentasyon veya filtrasyon işlemiyle hücre-sıvı ayırımında kolaylık sağlamaktadırlar. Floklar, ortama farklı vasıtaların ilavesinden sonra yada spesifik reaktör şartları altında meydana gelen mikro koloniler ve bireysel hücrelerin bir araya geldiği topluluklardır. Bir biyofilm, ya kendiliğinden meydana gelen büyük, yoğun granüller olarak yada sabit duran bir katı yüzey üzerine bağlanarak (statik biyofilmler) veya süspanse haldeki taşıyıcılar üzerinde büyüyen (partikül destekli biyofilmler) çok hücreli polimerlere yapışık hücreler ve hücre ürünleri ile meydana gelmektedir (Nicolella *et al.* 2000).



Şekil 2.6. Taşıyıcı destek üzerinde biyofilm ve fazların durumu

Şekil 2.6.'da bir taşıyıcı destek üzerine bağlanmış biyofilm ve fazların durumu görülmektedir. Biyofilm içerisindeki substrat konsantrasyonu sıvı fazdaki substrat konsantrasyonundan daha düşüktür. Bunun sebebi biyofilm içerisindeki mikroorganizmaların substratı tüketmeleridir. Substrat konsantrasyonu biyofilm içerisindeki tüketime bağlı olarak derinlikle düşmeye bağlı olacaktır. Tüketimin devam etmesi ile substrat sıvı fazdan geçip sıvı ara yüzeyinden moleküler difüzyon veya türbülanslı difüzyon ile taşınacaktır.

Biyofilm reaktörler ise bu amaçlar için sağlanan biyogranül paket yatak, genişletilmiş yatak veya sabit akışkan yatak sistemler gibi dizayn edilen reaktörlerdir. Tipik olarak böyle reaktörlerde, substrat dönüşüm hızı, substratın biyofilm içerisine geçiş hızıyla sınırlanmaktadır. Anaerobik bir biyofilm reaktörde, biyokatalistler metan ve karbondioksitten oluşan bir son ürün oluşturmak için kompleks organik maddeleri parçalamaktan sorumlu bütün farklı bakteri türlerini kapsamaktadır. Atıksu arıtım sistemlerinde temel biyolojik adım olarak anaerobik arıtım, 1970'lerin başlarında yukarı akışlı anaerobik çamur yatak (UASB) reaktörlerinin gelişmesine kadar fazla uygulanmadı (Saravanan and Sreerishnan 2006).

Yukarda bahsedilen bütün yapılarıdaki mikrobiyal topluluklar ve besin ortamını içeren sıvı ortam, iki ayrı faz oluşturmaktadır. Bu anahtar özellik aşağıdaki şu üç temel neticeyi doğurur:

1. Eğer biyokütle alıkonması olmaksızın uygulanırsa, biyokütle konsantrasyonu sadece beslemedeki substrat konsantrasyonuna bağlıdır ve sonuçta seyreltik beslemelerin varlığında büyük alıkonma süreleri gerekecektir. Bu mikrobiyal kümelerin çökelme karakteristiklerine bağlı olarak, biyokütle (örneğin sedimantasyonla) sıvı fazdan kolaylıkla ayrılabilir ve biyoreaktörde kalabilir. Granüller ve partikül destekli biyofilmler ise, floklardan daha kolaylıkla ayrılabilirler ve daha yüksek biyokütle konsantrasyonu mümkün olabileceği için, daha büyük bir kütle transfer alanı sağlayacak yüksek bir reaktör spesifik yüzey alanına sahip olabilirler.
2. Oksijen, karbon ve azot kaynakları gibi substratlar, mikrobiyal topluluk-sıvı ara yüzeyini geçmek, mikrobiyal topluluk içerisinden transfer edilmek ve mikrobiyal hücreler tarafından tüketilmek zorundadırlar. Bu geçiş, genellikle mikrobiyal topluluk içerisindeki bir konsantrasyon farkı ile difüzyonla gerçekleşir. Biyofilmler içerisindeki substratların nüfuz etme derinlikleri, başlıca: biyofilmin porozitesine, sıvı ortam içerisindeki substrat konsantrasyonuna, biyofilm-sıvı ara yüzeyindeki kütle transferine ve biyofilm içerisindeki reaksiyon hızına bağlıdır. Oksijen gibi zayıf

bir şekilde çözünen substrat için nüfuz etme derinliği sığdır (oksijen için tipik olarak 100-150 μm).

3. Difüzyonal (yayılmalı) substrat konsantrasyon farkından dolayı, mikrobiyal topluluklar içerisinde büyük bir hız farkı da var olacaktır. Çok türlü biyofilm sistemleri içerisinde, dış tarafında en yüksek büyüme hızına sahip, iç tarafında ise daha düşük büyüme hızına sahip organizmaların bulunacağı, tabakalı yapıya sahip bir biyofilmi oluşturacaktır. Bu yapılanmanın bir sonucu olarak, daha düşük büyüme hızına sahip organizmalar dış kesme kuvvetlerden korunmuş olacaklar ve geri yıkama ve kopmalardan dolayı muhtemelen daha az kayıp olacaktır (Nicolella *et al.* 2000).

Spesifik bir sistem için bu özelliklerin uygun ölçüsü, diğer faktörlerin yanında, mikrobiyal toplulukların büyüklük, yoğunluk, porozite, çökme hızı gibi fiziksel ve yapısal özelliklerine bağlıdır. Tipik olarak 10 ve 150 μm gibi daha küçük bir boyuta fakat daha yüksek poroziteye sahip floklarda difüzyonal madde geçişi, genellikle 0,5-3 mm çaplı granüller veya biyofilmlerdeki madde geçişinden daha hızlıdır. Bu sebeple substrat konsantrasyonu ve biyokütle dağılım gradyanı, floklarda, biyofilmlerde olduğundan daha az öneme sahiptir. Diğer yandan, biyofilmler ve granüller, floklara göre daha iyi son çökme özellikleri gösterir (yaklaşık olarak partikül destekli biyofilmler için 40 m/h ve floklar için 5 m/h) ve biyoreaktörde kalabilirliği daha kolaydır. Partikül destekli biyofilmlerin ve granüllerin fiziksel ve yapısal özellikleri benzerdir ve bu yüzden bunların hidrodinamikleri, kütle transferi ve reaksiyon karakteristikleri de aynı şekilde benzerdir.

Besleme çözeltisinde substrat konsantrasyonu yüksek ($>10 \text{ gKOI/L}$) ve kullanılan organizmalar hızlı bir şekilde büyüdükleri zaman (büyüme hızı $>0,1 \text{ h}^{-1}$), biyokütlenin alıkonmasının hiçbir avantajı yoktur. Substratı metabolize edecek yeterli biyokütle, nispeten kısa alıkoyma zamanı içerisinde oluşacaktır. Yüksek substrat konsantrasyonlarının kullanıldığı, endüstriyel fermentasyon proseslerinin çoğu için, biyofilm oluşumu ya gerekli değildir veya dezavantajlıdır ve endüstride immobilize

hücre sistemlerinin uygulama oranı sınırlıdır. Atıksu arıtma prosesleri hariç tam ölçekli endüstriyel biyofilm reaktörlerinin uygulamaları pek sık görülmez.

Biyofilm, çevre biyoteknolojisi alanında başlıca 3 nedenle yaygın bir şekilde kullanılmaktadır:

1. Diğer endüstriyel proseslerin (fermantasyon, enzim üretimi, antibiyotik üretimi gibi) çoğuyla karşılaştırıldığında büyük hacimli ve seyreltik sulu çözeltilerin arıtılması ihtiyacından,
2. Doğal ve karışık mikroorganizma topluluklarının biyofilmi kolayca oluşturabildiğinden,
3. Proses, biyokütle alıkoyma ve geri devir için çökelticiye ihtiyaç duyulmaksızın, reaktör içerisinde yüksek biyokütle konsantrasyonunda işletilebileceğinden.

Atıksu arıtım prosesleri 3 tür mikrobiyal topluluk kullanımına dayandırılmaktadır. Statik biyofilmler (örneğin damlatmalı filtreler), partikül biyofilmler (örneğin akışkan yataklı biyofilm reaktörler, yukarı akışlı anaerobik çamur yataklı reaktörler ve havalandırılmalı süspansiyon biyofilm reaktörler) ve floklar (örneğin aktif çamur prosesleri) (Nicolella *et al.* 2000).

Atıksu arıtım proseslerinde partikül biyofilm uygulamaları için ana reaktör tipleri şunlardır: Yukarı akışlı çamur örtülü biyofilm (USB), akışkan yataklı biyofilm (BFB), genişletilmiş granüler çamur yataklı biyofilm (EGSB), havalandırılmalı süspanse biyofilm (BAS) ve iç döngülü reaktörler (IC) dir. USB, BFB ve EGSB reaktörlerinde partiküller, yukarı akışlı giriş sistemi sayesinde akışkanlaştırılırlar. BAS reaktörlerde sistem içerisine hava pompalanarak bir havalandırılmalı süspansiyon elde edilir, oysa IC reaktörlerinde sistemde üretilen gaz reaktördeki sıvı ve katı sirkülasyonunu sağlar.

Partikül biyofilm reaktörlerinin avantajları ve dezavantajları aşağıda verilmiştir:

Avantajlar;

- Dışarıdan bir ayırma safhasını ortadan kaldıran, yüksek katı son çökeltme hızı
- Yüksek biyokütle konsantrasyonu
- Yüksek biyofilm yüzey alanı
- Yüksek dönüşüm oranı sonucunda yüksek biyokütle konsantrasyonu ve kütle transfer alanı
- Küçük alan ihtiyaçlarına sahip reaktör
- Yüksek çamur yaşı; fazla çamur üretimi minimizasyonu

Dezavantajlar;

- Uzun başlangıç zamanlarına yol açan taşıyıcılar üzerindeki biyofilm oluşum problemleri
- Biyofilm kalınlığı kontrolünün güçlüğü
- Biyofilm aşırı büyümesi sonucu partiküllerin yıkanması
- Sıvı dağıtım sistemlerinin büyük ölçekli reaktörler için maliyet fazlalığı
- Üniform akışkanlık ve tıkanmayla ilgili problemler (Heijnen *et al.* 1989, Harremoes and Henze 1995).

Kökeni 1940'ta İngiltere'de araştırılmış olan akışkan yataklı biyoreaktörler su ve atıksu biyolojik reaktör sistemleri için geliştirilmiş fakat partikül destekli biyofilm reaktörlerinin gelişimi 1970'lerin başlarında olmuştur. BFB proses konfigürasyonu için ilk ticari ölçekte uygulama nitrifikasyon işleminden geçirilmiş kentsel bir atıksuyun denitrifikasyonu için bir sistemin kurulmasıyla, 1970 ortalarında (USA) Pensacola'da yapılmıştır. Endüstriyel atıksu arıtımı için BFB teknolojisinin ilk ticari ölçekli uygulaması Birmingham'da 1970'lerin sonunda alkolsüz bir içki şişeleme tesisinde kurularak yapılmıştır. 1980 başlarından beri, BFB prosesi karbon oksidasyonu, nitrifikasyon, denitrifikasyon ve anaerobik arıtmıdan oluşan bir konfigürasyon ile endüstriyel ölçek üzerinde kullanılmıştır. Muhtemelen ticari ölçekte en önemli gelişme

granüller içeren veya hiç yatak ortamına sahip olmayan yukarı akışlı akışkan yataklı reaktörlerin kullanılmasıdır. USB reaktörü zayıf atıkların anaerobik arıtımı için 1970'lerin sonunda Hollanda'da geliştirilmiş ve ilk tam ölçekli tesis Halfweg'de şeker pancarı işleyen bir fabrikada 1978'de kurulmuştur. EGSB ve IC reaktörleri USB fikrinin en son ki değişimleridir. Biothane Biobed EGSB ve Paques IC sistemleri bilinen USB'den çok daha yüksek sıvı akış hızlarında işletilmektedirler (Nicolella *et al.* 2000).

Yüksek hızlı anaerobik ön arıtımın ardından havalandırmalı aerobik teknolojiyle son arıtımın yapıldığı biyofilm reaktörleri ile organik bileşiklerin atıksulardan düşük bir maliyetle giderildiği pek çok örnek vardır. Örneğin IC anaerobik reaktör Hollanda'da büyük bir bira fabrikası çıkış sularını arıtmak için uygulanmıştır. Bir yıl işletimden sonra bu yeni kombinasyonda sırasıyla toplam ve çözünabilir KOİ giderimleri %80 ve %93,5 olarak bulunmuştur. Mevcut hacimsel yükleme hızları ortalama IC'de 14 kg/m³.gün ve aerobik bir sistemde 10 kg/m³.gün' dür (Nicolella *et al.* 2000).

2.6. Yüksek Hızlı Anaerobik Reaktörlerin İşletimi

Yüksek hızlı anaerobik prosesler, biyofilm ve biyoflok oluşumu ile yüksek aktif biyokütle konsantrasyonlarında görev yaparlar. Endüstride sabit yatak, hareketli yatak, akışkan yatak, geri döngülü yatak ve yukarı akışlı anaerobik çamur yatak reaktörler gibi farklı reaktör tipleri kullanılır. Bütün bu reaktör tipleri 20-30 kgKOİ/m³.gün' e kadar yüksek organik yüklemelerde kullanılabilir.

- **Sabit Yatak Reaktör**

Sabit yatak reaktör anaerobik filtre, paket yatak, batık filtre ve sabit-film reaktörler için kullanılan genel bir terimdir. En yaygın biçimde karşılaşılan modeli yukarı akışlı anaerobik filtrelerdir (Young and McCarty 1969). Sabit yatak reaktörünün işletim ilkesi, herhangi bir inert katı destek materyaliyle doldurulmuş bir kolon içerisine, atıksuyun

düşey bir şekilde (yukarı veya aşağı doğru) verilmesidir. Destek materyali mikroorganizmaların bağlandığı bir yüzey olarak görev yapar ve bağlanmamış floklar için de ayrıca bir yakalama mekanizmasıdır. Her iki tip biyokütle de atık stabilizasyonunu gerçekleştirmektedir.

Pek çok tipte, biçimde ve büyüklükte destek materyali kullanılmaktadır. Kuartz, plastik, kil, istiridye kabukları, taşlar, polimer köpük, aktif karbon ve kum gibi materyaller kullanılan destek materyaline örnek olarak verilebilir.

Anaerobik sabit yatak reaktörlerinde, düşük mikrobiyal büyüme hızı ve zorlu çevresel faktörler, sabit biyofilm oluşumunu ve metan üreten bakterilerin kabiliyetlerini engellemektedir. Fakat bu engeller uygun destek ortamı seçimi, uygun aşılama ve kontrollü bir başlangıç safhasıyla giderilebilmektedir (Annachhatre 1996).

Nütrientlerin (azot ve fosfor) ve karbonlu maddenin biyolojik olarak uzaklaştırılması için, aerobik ve anaerobik proseslerin avantajlarını maksimum yapmak için anaerobik, anoksik ve aerobik biyolojik prosesler kombine edilerek farklı arıtım sistemleri geliştirilmektedir (Santos *et al.* 1998). Özellikle zirai ve gıda endüstrilerinden (genellikle mezbahalardan) gelen atıksular gibi yüksek organik madde içeriğine sahip atıksular için oksijenli ve oksijensiz proseslerin kombinasyonu, karbon giderimini açıkça kolaylaştırdığı yapılan çalışmalarda görülmektedir. Organik maddenin tamamen aerobik olarak indirgenmesi çok yüksek havalandırma maliyeti ve aşırı çamur üretimi demektir. Ayrıca, yüksek derecede yüklenen organik maddenin oksidasyonu oksijen transferi ile sınırlanabilmektedir. Anoksik ve anaerobik şekilde organik maddenin indirgenmesi önemli bir gelişimdir. Öte yandan, atıksuyun organik içeriği nispeten düşük olduğu zaman, denitrifikasyon için dışardan karbon ilavesi gerekecek bu da maliyeti artıracaktır (Sagberg and Berg 2000).

Sayed ve arkadaşlarının bildirdiğine göre yüksek oranda yağ ve grese sahip mezbaha atıksuları, süspanse biyokütle sistemlerde (özellikle anaerobik reaktörlerde) ciddi

flotasyon problemlerine sebep olabildiğinden dolayı, sabit-film biyoreaktörleri bu problemi ortadan kaldırmaktadır (Sayed and De Zeeuw 1988). Yine Sharp ve arkadaşlarının yaptığı çalışmada rastgele şekilli destek filtrelerde tıkanma problemleri olabileceği için, destek ortam olarak uzun oluklu PVC tüpler seçilmiş ve düşey olarak yerleştirilmiştir (Sharp *et al.* 1999).

Anaerobik-aerobik sabit film biyoreaktörlerle kombine edilen bir sistemde, kümes hayvanı kesimhane atıksularının arıtımı çalışılmıştır. 0,39 kgKOİ/m³.gün civarındaki organik yüklemelerden elde edilen KOİ giderim verimi %92 ve 0,064 kgTKN/m³.gün' lük azot yükleme hızı için TKN giderim verimi ise %95 iken, 0,14 kgTKN/m³.gün' lük azot yükleme hızı için TKN giderim verimi %84' e düşmüştür.

Sistemde organik madde giderimi başlıca anaerobik reaktörde gerçekleşmiştir. Bu artışın geri döngü oranının yükseltilmesiyle denitrifikasyon prosesini kolaylaştığından dolayı olduğu sanılmaktadır. Anaerobik reaktörde C/N oranı azalması, aerobik reaktörde nitrifikasyon prosesini inhibe eden serbest amonyak artışına sebep olmuştur. Bunun için C/N için alt sınır değer 3,3 olarak kabul edilmiştir. C/N oranı 8 civarına yükseldiği zaman ise anaerobik reaktörde uzaklaştırılan organik madde oranının düştüğü gözlemlenmiştir.

Aerobik reaktörün hacmi daha küçük olduğunda, anaerobik reaktörde giderilen organik madde oranı yükselmiştir. Böylece, aerobik reaktörde nitrifikasyon için gerekli maliyeti düşürmek için aerobik reaktör hacmini minimum hale getirmek, geri devir oranını 6 civarında tutmak, serbest amonyak konsantrasyonu kontrol edilen optimum geri devir oranı ile nitrifikasyon inhibisyonunu engellemek için atıksudaki C/N oranı 3,5-5 mgKOİ/mgN tutmak gerektiği bildirilmiştir (Pozo and Diez 2003).

Biomateryal olarak pomzanın kullanıldığı membran sistemle kombine edilmiş bir yukarı akışlı anaerobik sabit-yatak reaktörde yapılan bir çalışmada, 3,67-16,56 kgKOİ/m³.gün

organik yükleme hızlarında KOİ giderim verimleri % 94-98 bulunmuştur (Kocadağıstan 2002).

- Genişletilmiş Akışkan Yatak Reaktör

Bu reaktör tipinde, biyokütlenin çoğu küçük boyutta inert ortama filmler gibi bağlanmıştır. Destek partiküllerini kaplayan biyokütle, yüksek düşey hıza sahip bir geri döngü sayesinde akışkanlaştırılır (Hickey *et al.* 1991). Kum, PVC, granüler aktif karbon gibi farklı destek materyalleri, bu reaktörlerde kullanılmaktadır. Ortamın büyüklüğü ve yoğunluğu işletim ekonomisini ve stabilitesini belirlemektedir. Daha küçük partiküller biyofilm bağlanması için daha büyük yüzey alanları sağlamaktadır. Ayrıca, daha hafif partiküller daha düşük yukarı akış ve geri döngü hızlarında akışkanlaştırılabilirler (Annachatre 1996).

2.6.1. Akışkan yataklı biyofilm (BFB) reaktörü

Akışkan yataklı biyofilm reaktörlerinde arıtılacak olan sıvı, akışkanlaşmaya sebep olacak yeterli bir hızda, inert partiküllerin bulunduğu (partikül boyutu 0,2-0,8 mm arasında değişen tipik kum) bir yatak ortamı içerisine pompalanmaktadır. Akışkan durumdaki bu ortam, sabit biyolojik bir büyüme için, geniş spesifik bir yüzey ve gelişimi için 10-40 kg/m³ arasında biyokütle konsantrasyonu sağlamaktadır (Cooper and Sutton 1983).

Diğer yüksek hızlı anaerobik reaktörlerle karşılaştırıldığında akışkan yatak sistem, daha yüksek arıtım kapasitesi, reaktörde herhangi bir tıkanmanın olmaması, granüle çamur elde edilmediği için küçük hacim ve toprak alan ihtiyacı gerektirmesi gibi avantajlara sahiptir.

Aerobik reaktörler, düşük süspanse katı konsantrasyonuna sahip (100 mg/lt' den daha az), uzun katı alıkoyma süresi (15 günden daha uzun) gerektiren organik bileşiklerle

kirletilmiş olan suların, arıtımı için oldukça uygundur. ABD’de 1980’ler de 12 tane aerobik akışkan yataklı biyofilm reaktörü kurulmuştur. Aynı ülkede 1982’de, 4 adet akışkan yataklı anaerobik biyofilm reaktörü bir soya fasulyesi fabrikasında işletilmeye başlatılmıştır. Dorr Oliver tarafından kurulan reaktör, 1120 kg/gün’lük bir fenol yüküyle üretimden gelen atıksu arıtımı için kullanılmıştır. Sistem 9m çapında ve 8,5m yüksekliğinde iki kuleden oluşmuştur. Sistemde, giriş akımı içerisine yüksek saflıkta oksijenin çözülüp dağılımını kontrol eden bir de oksijen kontaktörü kullanılmıştır. Biyofilm kum ortamı üzerinde geliştiğinden, akışkan yatak özellikleri de gözlemlenmiştir (Nicolella *et al.* 2000). Degremont 1980’lerin ortasında bir mineral destek kullanarak yukarı akışlı bir anaerobik reaktör geliştirmiştir. İlk endüstriyel reaktör, bira fabrikası atıksuyu arıtımı için 1986’da inşa edilmiştir. O zamandan beri Degremont, dünya çapında birçok farklı endüstriyel atıksularını arıtan 25’ten fazla tam ölçekli anaerobik reaktör kurmuştur (Nicolella *et al.* 2000).

2.6.2. Genişletilmiş granüler çamur yatak (EGSB) reaktör

Genişletilmiş Granüler Çamur Yatak reaktörü, hem yukarı akışlı hem de akışkan yataklı biyofilm proses özelliklerinin bir kombinasyonudur. Biyokütle granülerdir, fakat sıvı (10 m/h) ve gaz (7 m/h) akış hızı için şartlar akışkan yataklı biyofilm sistemindeki gibidir. Bu reaktörler kimyasal, biyokimyasal ve biyoteknolojik endüstrilerden gelen çıkış sularını arıtmak için yüksek yüklü anaerobik reaktörler (30 kgKOI/m³.gün’e kadar) gibi işletilebilirler (Zoutberg and de Been 1997). Biothane dünyanın değişik bölgelerinde, çok farklı türde atıksular için (gıda, kimyasal, eczacılığa ait endüstriyel) düzinelerce reaktör ünitesi kurmuştur (Nicolella *et al.* 2000).

2.6.3. Yukarı akışlı çamur yatak (USB) reaktörü

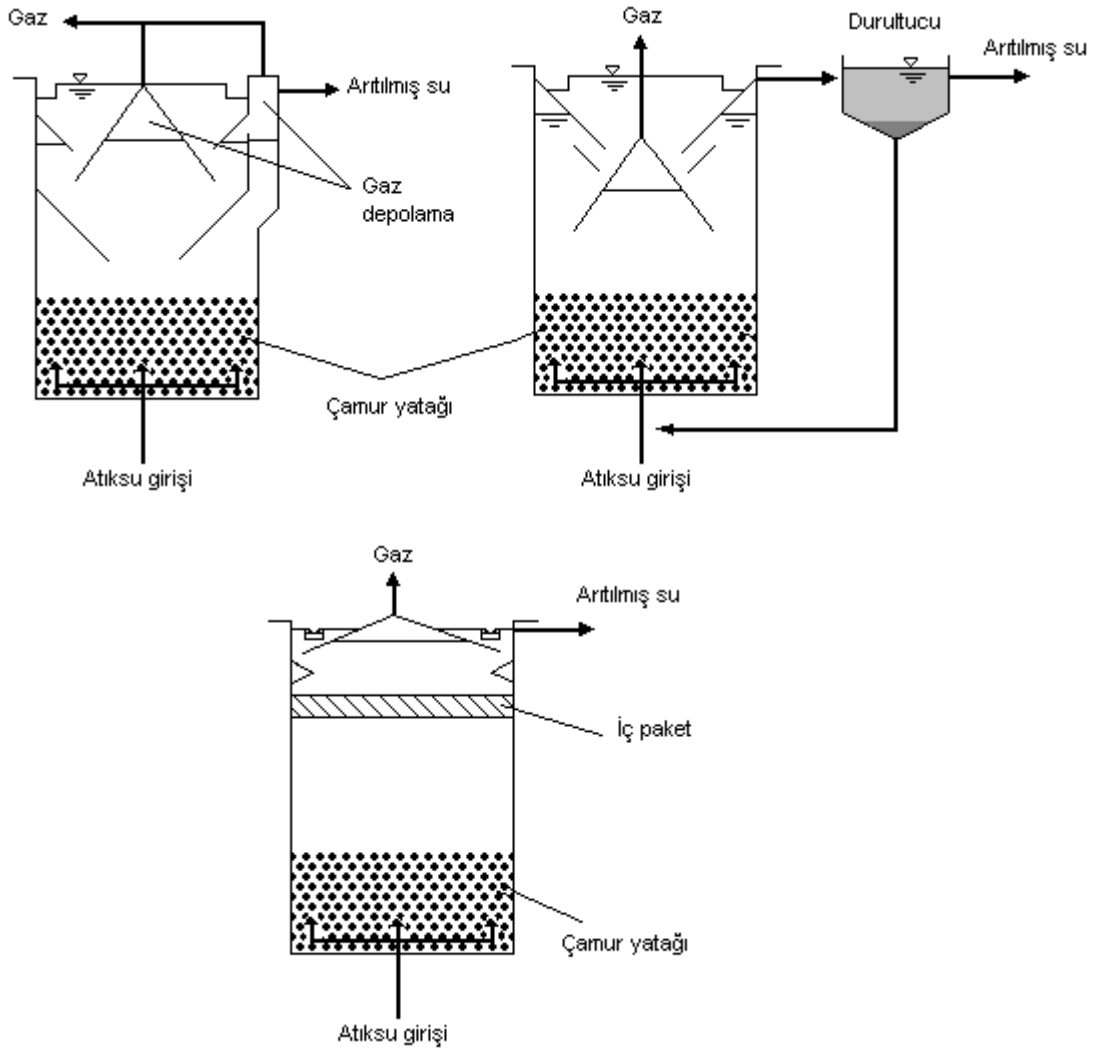
Bir yukarı akışlı çamur yatak reaktörünün işletim ilkesi, akışkan yataklı biyofilm reaktördekine benzerdir, fakat yüzey yükleri daha düşük olduğundan hidrodinamik şartlar daha sakindir (Nicolella *et al.* 2000). Bu reaktörler sıvı atığın yukarı doğru

hareketine imkan vermek için dizayn edilmiş olan, özellikle bir reaktör içerisinde yerleşmiş yoğun bir granüler çamur yatağından oluşmaktadır (Annachhatre 1996). Atıksu iç dağıtım sistemi sayesinde bu reaktörün alt kısmından girer ve yoğun anaerobik çamur yatak içerisinde (biyokütle konsantrasyonu, 60-70 kg/m³) yukarı doğru dağıtılır. (Nicolella *et al.* 2000). Yüksek biyokütle konsantrasyonundan dolayı günde 50 kg kadar yüksek hacimsel organik yükleme hızlarında çalışabildiği kanıtlanmıştır (Saravanan and Sreekrishnan 2006). Proses reaktör içerisinde 1-4 mm çaplı yoğun granüllerin gelişimine dayanmaktadır. (Nicolella *et al.* 2000), (Saravanan and Sreekrishnan 2006). Çamur yatak oluşumunu ve çamur granülleri ile atıksu arasında daha büyük bir temas alanı sağlamak için reaktör yeterli yukarı akış hızında tutulmaktadır. Granüler çamurun çökme karakteristiği ve atığın özellikleri yukarı akış hızını belirlemektedir (Annachhatre 1996). Reaktör genellikle 0.5-3 m/saat arasında değişen yukarı akış hızlarında işletilmektedir. Bazen yeterli çamur yatak oluşumunu ve karışımını sağlamak için, reaktör 2-6 m/saat geçici yukarı akış piklerinde işletilebilmektedir. Bu reaktör bir çamur yatağı, bir çamur tabakası ve bir katı sıvı ayırıcı olarak adlandırılan yerleştirilmiş fiziksel bir aygıttan oluşan arıtıcı bir bölgeden oluşmaktadır (Saravanan and Sreekrishnan 2006).

Çamur granülleri içerisine hapsedilen gaz, azalan yoğunluğundan dolayı genellikle bu granüller reaktörün üst kısmına doğru zorlayacaktır. Bu durumda çamur granülleri, arıtılmış çıkış suyu ve gazın etkili ayrımı gerekli olacaktır. Bu ayırım reaktörün üst bölümüne yerleştirilmiş gaz-katı-sıvı ayırıcısı sayesinde gerçekleştirilecektir. Ayırıcı içerisinde gaz ve katının salıverilmesi ile granüller reaktöre geri devredilir. Arıtılmış çıkış suyu seçilmiş hidrodinamik ve organik yükleme şartları sürdürmek için ya deşarj edilir veya kısmi bir şekilde geri devredilir.

Uzun zaman periyodunda kararlı reaktör işletimi, her zaman problemsiz olmamaktadır. Kararlı proses işletimi, özellikle granüllerin spesifik aktivitesindeki azalma ve çamurun çökebilirliğindeki değişimlerden doğan problemlere karşı hassastır. Çamur naklinin sonucu olarak çamur çökebilirliğindeki değişim üniform olmayan çamur yatağının yükselmesini sağlayacaktır, giriş suyunun inorganik içeriği çamur granüllerinin spesifik

aktivitesinin azalmasına sebep olacaktır. Atık içerisindeki yüksek konsantrasyonlu süspanse yağlı katı maddeler de ciddi işletim problemleri ortaya çıkarmaktadır. Giriş suyunda önemli miktardaki süspanse katı konsantrasyonu, çamur yatağı tıkanmasına ve kanallaşmasına sebep olacaktır. Süspanse katıların çamur floklarına adsorpsiyonu ve birleşimi granülasyon prosesini ve granüllerin bütünlüğünü etkileyecektir. Öte yandan, protein veya yağ içeren atıksular köpük ya da kir tabakası oluşumuna sebep olabilmektedirler (Annachhatre 1996).



Şekil 2.7. Yukarı akışlı anaerobik çamur yatak reaktör konfigürasyonları

Şekil 2.7.'de yukarı akışlı anaerobik çamur yatak reaktör modifikasyonları görülmektedir. Giriş atıksu bu reaktörlerin dibinden dağıtılarak çamur yatağının içinden dolaşarak yukarı doğru çıkmaktadır. Bu reaktörlerin dizaynındaki kritik noktalar iç dağıtım sistemi, gaz-katı ayırıcı ve geri devir dizaynıdır. Temelde bu reaktörlerin dizayn modifikasyonlarında bir çökeltme tankı ilave edilir veya reaktörün üzerinde paket materyal kullanılır. Her iki modifikasyonda da, sistemde katıların daha iyi bir şekilde yakalanmasını sağlamak amaçlanmaktadır. Çünkü fazla miktarda katı madde kaybı gibi sebeplerle, çamur yatak karakteristiği ve yoğunluğundaki herhangi bir değişiklik verim düşüşüne sebep olacaktır.

2.6.4. İç döngüsel (IC) reaktör

IC reaktörü, biri yüksek diğeri de düşük yüklü ve birbirini üzerinde olan iki USB benzeri reaktörden oluşmaktadır. İlk reaktör bölmesi KOİ nin çoğunun biyogaza dönüştürüldüğü yer olan genişletilmiş granüle çamur yatağını içermektedir.

L.D. Eaux tarafından 0,5-2,5 mm hacmi ve 860 kg/m³ yoğunluğuna sahip bir iç döngü havalandırma biyofilm reaktörü, 2. ve 3. derece atıksu arıtımı için geliştirilmiştir. Bu reaktör yüksek yoğunluklu polyetilen granüllerle doldurulmuş bir dikdörtgen kolondan oluşmuştur. Fransa'da bir atıksu arıtma tesisinde endüstriyel ölçekli reaktör olarak işletilmektedir (Pereboom and Vereijken 1994).

İlk fazında asit bakteriler tarafından hidroliz reaksiyonlarının, ikinci reaktörde ise metan bakteriler tarafından metan oluşumunun gerçekleştirildiği iki fazlı anaerobik reaktörlerdeki ayırma avantajlarına rağmen, membran biyoreaktör prosesi, ileri atıksu arıtımı için etkili ve yeterli bir membran uygulamasıdır. Biyokütleyi sıvıdan fiziksel olarak ayırmak için, genellikle mikrofiltrasyon veya ultrafiltrasyon prosesiyle kombine edilmiş, biyolojik atıksu arıtımında etkili ve yeterli bir membran uygulamasıdır. Membran biyoreaktör prosesleri özellikle yüksek kaliteli ve dezenfekte edilmiş çıkış

suyunun yeniden kullanımı ve atıksuyun geri devri için uygundur (Saddoud and Sayadi 2007).

Yapılan bir çalışmada, bir anaerobik çamur yatak reaktörün toplam kurulum maliyetinin 1000-1500 amerikan doları civarlarında olacağı, elektrik maliyetinin ise 1,95 m³/gün' lük bir debide arıtılacak suyun m³'ü için 0,3 amerikan doları maliyet gerekeceği tahmin edilmiştir. Fakat azot ve fosfor gibi nütrientleri uzaklaştırmak için böyle bir anaerobik reaktörün, aerobik reaktör veya fizikokimyasal arıtım üniteleriyle kombine edilmesi gerekmektedir (Sarti *et al.* 2007).

Anaerobik prosesler kağıt hamuru fabrikası işletmelerinden gelen toksik olmayan ve kolaylıkla biyolojik olarak parçalanabilen atıksuların arıtılması için başarılı bir biçimde kullanılmaktadır. Çalışmadan, kompleks atıksuların bir UASB reaktöründe arıtılmasının uzun hidrolik bekleme süresi gerektirdiği anlaşılmıştır. Araştırmacılar UASB reaktörlerinde kütle transferi ve biyokütle gelişimi üzerinde yukarı akış hızlarının çok önemli olduğunu vurgulamışlardır. 635 günlük çalışmada ortalama KOİ giderim verimi 40 saatlik bir bekleme süresi için ortalama % 80 civarlarında bulunmuştur.

Kağıt hamuru prosesi atıksuları ile UASB reaktöründe yapılan arıtmada 4000 mg/lt'lik bir KOİ 48 saatlik bir hidrolik alıkonma süresi ile % 68 oranında bir giderimle arıtılmış ve % 59 oranında da CH₄ gazı çıkışı gözlenmiştir. KOİ giderim verimi % 43'ten % 71'e çıkarıldığında CH₄ üretiminin % 33'ten % 80'e çıktığı görülmüştür. Çıkış suyu pH'sı 7,1 ile 7,6 arasında değişmiş, organik yükleme hızı arttırıldığında KOİ giderim veriminin bir miktar azaldığı görülmüştür. Ayrıca orijinal proses suyuna glikoz ilave edildiğinde KOİ giderim veriminin % 43'ten % 71'e, metan üretiminin ise % 33'ten % 80'e çıktığı görülmüştür (Buzzini and Pires 2007).

Anaerobik reaktörler son yıllarda aerobik ve anoksik reaktörlerle kombine edilerek kullanılmaktadır. Anaerobik bir prosesle kombine edilmiş bir sistemde yapılan çalışmada, organik azot ve sülfatın bulunduğu bir anaerobik reaktörde NH₄⁺, HCO₃⁻,

CH_4 ve HS^- son ürünleri oluşmaktadır. Ardından gelen nitrifikasyon reaktöründe NH_4^+ O_2 ile tepkimesinden NO_2^- ve NO_3^- 'e dönüşür ve bunu takip eden reaktörde ise NO_3^- son olarak N_2 ve H_2O 'ya dönüşmektedir. Sistemde azot giderimi klasik aktif çamur sistemleri ile kıyaslandığında 9-18 kat daha fazladır. Sistem maya fabrikası çıkış suları gibi yüksek oranda azot içeren atıksulardan azot giderimi için uygundur (Kalyuzhni *et al.* 2006).

Koklaştırma prosesi atıksuları genellikle amonyak, siyanid, tiyosiyanat, fenolik, PAH, nitrojen, oksijen ve sülfür içeren heterosilik bileşikler gibi organik bileşikler içermektedir. Klasik sistemler KOİ ve NH_3 konsantrasyonlarını azaltmada başarısız kalmaktadırlar. Yapılan bir çalışmada yukarı akışlı yatak filtre (UBF) ve bir biyolojik havalandırılmalı filtre (BAF) birleştirilmiştir. UBF reaktörü ile anaerobik ön arıtım gerçekleştirilerek karmaşık organik maddeler daha basit ve biyolojik olarak parçalanabilir organik maddelere dönüştürülmektedir. Ardından gelen BAF reaktörü ile eşzamanlı olarak amonyak azotu, karbonlu madde ve katılar uzaklaştırılmaktadır. Toplam 46,7 saatlik bir alıkoyma zamanında (15,4 saat UBF, 31,34 saat BAF için) % 81,5 KOİ giderimi ve % 96,4 $\text{NH}_3\text{-N}$ giderimi gerçekleştirilmiştir (Zhu and Ni 2008).

Yapılan başka bir çalışmada ise atıksu anaerobik reaktörün ardından aerobik reaktöre girmekte ve burada çözünmüş hava flotasyonu anlamına gelen DAF prosesiyle fosforla doyurulan çamur sistemden yıkanarak fosfor giderimi yapılmıştır. Araştırmacılar hava ve su ile geri yıkama yaparak fosforla zengin biyokütleyi (dolayısıyla fosforu) başarılı biçimde uzaklaştırmışlardır (Rogalla *et al.* 2006).

2.7. Partikül Biyofilm Reaktörler İçin Mühendislik Yaklaşımları

2.7.1. Partikül biyofilmlerin gelişimi

Biyofilm reaktörlerinin güvenilir ve doğru işletilmesinde, sabit granüler biyofilmler içerisindeki yüksek biyokütle konsantrasyonu önemlidir. Bu nedenle taşıyıcılar

tamamen biyofilmlerle kaplanmalıdır. Biyofilm partiküllerin kolaylıkla reaktörün dışına çıkmaması için biyofilmlerin pürüzsüz olması gereklidir. Biyofilmin gelişim miktarı, biyofilmin bir taraftan çoğalarak yüzeye bağlanması, diğer taraftan da yüzeyden ayrılması prosesleri arasındaki farktır. Biyofilmin gelişimi, mikroorganizmaların katı yüzeye adsorpsiyonu, katı yüzeyden desorpsiyonu, biyofilm gelişimi gibi farklı proseslerden etkilenmektedir (Characklis 1990). Kararlı durumda, biyofilmin gelişimi ve biyofilmin ayrılması arasındaki dengeyi biyofilmin fiziksel yapısı ve o bölgedeki çökeltme ve akışkanlaşma özellikleri belirleyecektir (van Loosdrecht *et al.* 1995).

2.7.2. Biyofilmin oluşması

İdeal şekilde karışan reaktörlerde, hidrolik bekletme süresi maksimum büyüme hızından daha az olursa biyofilm oluşumu gerçekleşir (Heijnen 1984, Tijhuis *et al.* 1994). Araştırmacılar, havalandırılmalı süspanse biyofilm reaktörlerinde, başlangıç safhasında biyofilm gelişimi sırasında, bağlı biyokütlenin % 95'inden fazlasının sıvı fazla reaktörden dışarı çıktığını belirtmişlerdir. Biyokütlenin kopması ve sonuçta biyofilm oluşumu, başlıca reaktördeki partiküllerin etkileşimlerinden kaynaklanan aşınma proseslerinden kuvvetlice etkilenmektedir. Havalandırılmalı süspanse biyofilm reaktörlerinde biyofilm yüzey ayrılma hızı, yüzey substrat yükleme hızı ve biyofilm kalınlığından bağımsız boş taşıyıcı konsantrasyonunun bir fonksiyonudur. Çünkü başlangıç safhasında boş taşıyıcı konsantrasyonu aşınma ile azalır ve bunun ardından ayrılma hızı düşer. Sonuçta biyofilm kalınlığı zamanla lineer olmayan bir şekilde artar. Laboratuvar havalandırılmalı süspanse biyofilm reaktörlerde standart, pürüzlü, suyu sevmeyen ve pozitif yüklü cam bilyeler, kum ve bazalt taneler gibi süspanse taşıyıcılar üzerinde saf ve karışık kültürlerin biyofilm oluşumu ve aşınma etkileri araştırılmıştır. Sonuçlar biyofilm oluşumunun, partikül çarpışmaları gibi hidrodinamik şartlar tarafından kontrol edildiğini açıkça göstermiştir (Gjaltema *et al.* 1997).

Taşıyıcının yüzey pürüzlülüğünün artması, üzerinde biyofilm oluşumunu artırmaktadır. Taşıyıcı yüzeyinin fiziko-kimyasal karakteristiği ise bu mekanizmada daha az önemlidir. Ayrıca biyofilm morfolojisinin, substrat yükü ve uygulanan ayrılma

kuvvetleriyle büyük oranda etkilendiği görülmüştür. Orta ölçüde bir organik yük ve yüksek bir ayrılma kuvveti ile pürüzsüz ve güçlü biyofilmler oluşturulmasına rağmen, yüksek bir organik yük ve düşük ayrılma kuvvetleri pürüzlü biyofilmlerin oluşmasına yol açtığı görülmüştür (Nicoletta *et al.* 2000).

2.7.3. Biyofilmin ayrılması

Biyokütlenin bağlı bir mikrobiyal filminden bulk sıvısına geçişine, yani biyofilmin ayrılmasına, başlıca 4 farklı olay sebep olmaktadır. Bunlar;

1. Biyofilmin dış yüzeyindeki bakterilerin protozoalar tarafından tüketilmesi (beslenme),
2. Biyofilmin daha büyük parçalarının periyodik olarak kaybı (değişme),
3. Başlıca sıvı kesme kuvveti ile biyofilmin yüzeyinden küçük partiküllerin sürekli olarak uzaklaşması (erozyon),
4. Partiküllerin çarpışması ile meydana gelecek kayıp (aşınma) (Characklis 1990).

Biyofilm ayrılma hızı sıvı akış hidrodinamikleri, biyofilm morfolojisi ve destek özellikleri gibi pek çok faktör tarafından etkilenmektedir.

Yapılan bir çalışmada spesifik biyofilm kayıp hızı katsayısı için ve değişen sıvı hızlarında ve destek partikül konsantrasyonlarında bir laboratuvar akışkan yataklı biyofilm reaktöründe toplam biyofilm birikimi için direkt ölçümler yapılmıştır. Analiz sonuçları, türbülans artışının partikül aşınmasına ve biyofilmin daha sık ve daha ince olmasına sebep olduğunu göstermiştir. Çalışmadan, inert partikül konsantrasyonu, Reynolds sayısı, yatak akışkanlığı ve türbülans artışının biyofilm ayrılma mekanizmasını artırdığı sonucu çıkarılmıştır (Chang *et al.* 1991).

Yapılan bir başka çalışmada, havalandırılmalı süspanse biyofilm reaktörler içerisinde, boş taşıyıcı partiküller ve biyofilm topakları arasındaki çarpışmayla biyofilmin tam

gelişmemesi durumunun meydana geldiği, buna rağmen hidrodinamik şartların ve substrat yükleme hızlarının olayda küçük bir etkiye sahip olduğu görülmüştür (Gjaltema *et al.* 1995, Kwok *et al.* 1998).

Yapılan başka bir çalışmada, akışkan yataklı biyofilm reaktöründe, biyofilm ayrılma hızı ile ilgili deneysel veriler, spesifik ayrılma hızı katsayısının sıvı hızı artışıyla kuvvetli bir şekilde arttığını göstermiştir. Partikül konsantrasyonu ve sıvı kesme kuvveti gibi öteki parametrelerin daha az önemli olduğu bulunmuştur (Nicolella *et al.* 1996).

Boş taşıyıcılar biyofilm oluşumu için gereklidir. Fakat havalandırmalı süspanse biyofilm reaktör işletimlerinde, özellikle başlangıç safhasında, bunların sebep olduğu yüksek ayrılma hızı biyofilm oluşumunu şiddetle engellemekte veya geciktirmektedirler. Öte yandan boş taşıyıcılar reaktör performansının düşüşüne yol açabilen aşırı biyofilm oluşumunu engellemek için de kullanılabilirler. Havalandırmalı reaktörlerin aksine akışkan yataklı biyofilm reaktöründeki (tam karışım) boş partiküller yatağın dibinde, kalın biyofilmler ise yatağın üzerinde birikecektir. Böylece akışkan yataklı biyofilm reaktöründe biyofilm gelişiminin kontrolü, havalandırmalı reaktördeki kadar kolay değildir (Nicolella *et al.* 2000).

2.7.4. Partikül biyofilmlerin hidrodinamik karakteristikleri

Partikül destekli biyofilm reaktörlerinin doğru dizaynı için biyofilmle kaplı partiküllerin hidrodinamik davranışı hakkında tam bilgi çok önemlidir. Bu sistemlerde, partikül boyutu, yoğunluğu, biçimi ve sertliği biyofilm gelişimini etkilemektedir. Bütün bu faktörler reaktörlerin hidrodinamik davranışları üzerinde kuvvetli bir etkiye sahiptirler.

Partikül destekli biyofilm reaktörlerinin başarılı dizaynı ve işletimi, sıvı hızının bir fonksiyonu olan akışkanlaşma özellikleri (akışkan yatak yüksekliği, çökelme gibi) hakkındaki tam bilgiye dayanmaktadır. Akışkan yatak yüksekliği ile ilgili bilgi,

reaktördeki katıların alıkoyma zamanını ve biyolojik aktif bölge içerisindeki spesifik biyofilm yüzey alanının tespit edilmesinde önemlidir (Di Felice 1995).

2.7.5. Son çökme hızı

Sınırsız bir sıvı genişliği içerisindeki tek küresel bir partikülün son çökme hızı:

$$u_t = \left[\frac{4g(\rho_s - \rho_L)}{3C_D \rho_L} \right]^{0,5} \quad (10)$$

ile verilir. Denklemden u_t partikülün çökme hızı, g yerçekimi ivmesi, ρ_s katı maddenin yoğunluğu, ρ_L sıvının yoğunluğu, C_D sürtünme katsayısını göstermektedir. Biyofilm kalınlığı ve taşıyıcı tipine bağlı olarak biyofilm partiküllerin yoğunluğu (ρ_s), eşitlik için tipik olarak 1100'den 1500 kg/m³'e kadar değişmektedir. Sürtünme katsayısı, C_D partikül Reynold sayısının bir fonksiyonudur.

$$\left(Re_t = \frac{\rho_L d_s u_t}{\mu_L} \right) \quad (11)$$

11 nolu eşitlikte ise d_s katı partikülün çapı, μ_L sıvının dinamik viskozitesini ifade etmektedir.

Kum (0,5-1 mm) veya benzeri inert destek maddeler, biyofilm partikülü olarak kullanıldığı zaman, çok büyük yoğunluk durumları için geçiş akış rejimi ($1 < Re_t < 100$) içindedirler. Perry and Green'in 1997'de bildirdiğine göre geçiş akış rejimi içerisinde, pürüzsüz ve katı bir küre için sürtünme katsayısı:

$$C_D = 18,5 \cdot Re_t^{-0,6} \quad (12)$$

şeklinde verilmektedir.

Biyofilm partikülleri hemen hemen küresel şekillidir. Fakat bunlar pürüzsüz veya katı değildirler ve bu yüzden yukarıdaki C_D eşitliği bunların çökme hızlarını hesaplamakta kullanılamaz. Bu sebepten dolayı, öteki deneysel bağıntılar biyofilm partiküller için bu güne kadar C_D 'nin tahmin edilmesini önermişlerdir. Biyofilm partiküllerin sürtünme katsayısı sakın, katı, küresellerin sahip oldukları sürtünme katsayısından açıkça daha yüksektir. Nicolella ve arkadaşları 1999'da, çalışmalarında kullandıkları partiküllerin son çökme hızını tahmin etmişlerdir ve bunlar ortalama %10'luk bir hata ile öteki yazarlar tarafından bildirilmiştir:

$$\frac{(C_D)_{bio\ covered}}{(C_D)_{clean}} = 1,6 \quad (13)$$

Yüzey sertliği, biyofilm partiküllerinin sürtünme katsayısının genellikle artışına sebep olmaktadır. Ro ve Neathling bir biçim faktörü ve bir şekil faktörü ortaya koymuşlardır (Nicolella *et al.* 2000).

2.7.6. Kütle transferi

Partikül destekli biyofilm reaktörleri, gaz, sıvı, katı reaktörler olmak üzere 3 fazlı olarak sınıflandırılabilirler. Katı faz, sıvı besin ortam içerisindeki süspanse biyofilm partikülleri tarafından meydana gelir. Gaz faz, aerobik sistemlerde hava veya oksijen, anaerobik sistemlerde de CH_4 , CO_2 , H_2S ve N_2 gibi biyokimyasal reaksiyon ürünleri tarafından meydana gelir ve sıvı faz içerisinde dağılmış kabarcıklar biçiminde hareket eder. Aerobik sistemlerde, oksijen, sıvı besin ortam içerisindeki biyokimyasal reaksiyonlarla, tüketildiği yer olan biyofilm partiküller içerisine transfer edilir. Gaz-sıvı-katı biyoreaktörlerde biyokimyasal uygulamalar için gaz-sıvı ve sıvı-katı kütle transfer katsayıları ve reaksiyon kinetik parametreleri dizayn için önemli parametrelerdir.

Biyofilm reaktörleri içerisinde kinetik parametreler ve gaz-sıvı hacimsel kütle transfer katsayısının tahmini için güvenilir teknikler vardır. k_{La} ölçümü için, en iyi bilinen geçici gazlaştırma tekniği sıklıkla kullanılmıştır. Bu teknik son zamanlarda bilhassa havalandırılmalı süspanse biyofilm reaktörlerine uygulanmıştır. Biyofilm kinetikleri, oksijen giderim hızının ölçümü gibi farklı teknikler vasıtasıyla ölçülebilir. Biyofilm sistemlerinde, sıvı-katı kütle transfer katsayısının ölçümü için son zamanlarda yeni bir metot sunulmuştur. Bu metot biyofilm reaktörlerinde oksijen tüketim hızı verisinin analizine dayanmaktadır. Gaz-sıvı ve sıvı-katı kütle transfer katsayılarının bağımsız tahmin edilmesini ve biyofilm reaksiyon hızı parametrelerinin bulunmasını sağlamaktadır (Nicolella *et al.* 2000).

2.7.7. Aşırı büyüyen biyofilmin etkileri

Partikül destekli bir reaktörde, işletim süresi içerisinde, biyofilm yoğunluk, kalınlık ve biçimde değişim eğilimine sahip olması bu reaktörlerle ilgili bir problemdir. Bu değişimin kütle transferi, reaksiyon ve yatağın hidrodinamik özelliklerinin zamanla değişmesinin sonucudur. Bütün bu etkiler sürekli işletimde önemlidir. Kararlı durum işletiminde, biyokütle sürekli bir şekilde inert destek çevresinde gelişmeye eğilimli olacak ve bu gelişme bazen partikül aşınması ile bazen de sıvı kesme kuvvetlerinden kaynaklanan kayıplarla dengelenmiş olacaktır (Nicolella *et al.* 2000).

Araştırmacılar biyofilmin başlıca 2 ana bileşenden oluştuğunu bildirmişlerdir. Bunlar; mikrobiyal hücreler ve bu mikrobiyal hücrelerin taşıyıcı yüzeylere bağlanmasına yardımcı metabolizma ürünleridir (özellikle dış polimerler). Yapılan çalışmalar, dış polimerlerin mikrobiyal bağlanma olayını kolaylaştırdığını ve bu olayda anahtar bir öneme sahip olduğunu açıkça göstermektedir (Ye *et al.* 2005).

Bütün biyofilm çalışmalarında, çözünmüş substratların biyofilm içerisine geçişi ve reaksiyon ürünleri Fick difüzyonuna atfedilmektedir. Substrat uzaklaştırılmasındaki önemli olaylar, bakterilerin biyofilm oluşumu içerisine yerleşmesi ve reaksiyon

ürünlerini indirmek için biyofilm oluşumu içerisinde substratların geçişi olarak sayılabilir (Gönenç vd 1991).

Biyofilm kinetik çalışmaları, düşük KOİ konsantrasyonlarında sistemin 1. derece reaksiyonlarla, yüksek KOİ konsantrasyonlarında ise sıfırıncı derece reaksiyonlarla kontrol edildiğini göstermektedir (Gönenç vd 1991). Biyofilm yapı modelleri substrat indirgeme ve difüzyon kinetiklerine dayanarak formülize edilmektedir (Saravanan and Sreekrishnan 2006).

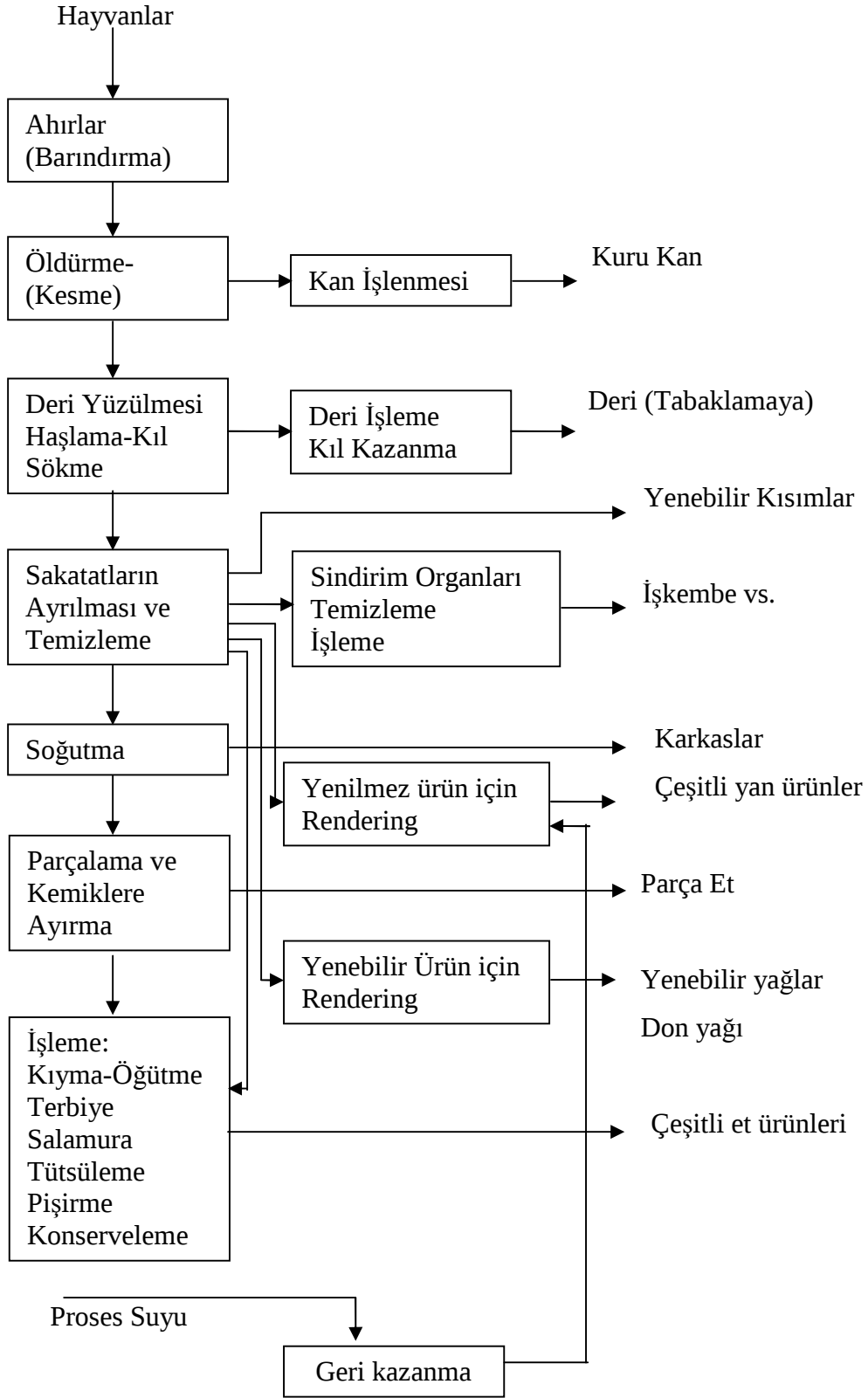
2.8. Mezbaha Endüstrisinin Tanıtımı ve Atıksu Özellikleri

2.8.1. Mezbaha endüstrisinde üretim düzeni ve üretimde yer alan işlemler

Endüstrinin üretim düzeni, sadece kesim yapılarak karkasın elde edildiği basit mezbaha işlemlerinden, kesim sonucu ortaya çıkan ürünleri değerlendiren ve geri kazandıran karmaşık işlemlere kadar uzanan bir etkinlik alanını kapsar. Şekil 1.'de tipik bir mezbaha ve et ürünleri endüstrisinin üretim düzeni verilmiştir. Bu düzende 5 işlem esas alınarak diğer işlemler bunların devamı şeklindeki alt işlemler olarak değerlendirilebilir.

2.8.2. Öldürme (Kesme)

Hayvanların mekanik, kimyasal ve elektriksel yöntemlerle öldürülmesi işlemidir. Bu işlem ya yerde veya hayvanların üzerine asıldığı döner bir taşıyıcı hat üzerinde yapılır. Kesimden önce hayvanlar bir ağılda toplanır. Kesimden sonrada kanın iyice akıtılması için bir süre beklenir. Bu kan iyi bir drenaj sistemi ile ortamdaki uzaklaştırılmalı ve bir yerde toplanmalıdır. Kesim işlemi aralarında yıkama yapılır. Bu işlem basınçlı su kullanılarak 2 aşamada gerçekleştirilir. İlk aşamada yer ve kanallar yıkılarak kan ile yıkama suyu aynı yerde toplanır. İkinci yıkamada ise yıkama suyu ya ayrı bir kanalla uzaklaştırılır veya kanalizasyon sistemine deşarj edilir.



Şekil 2.8. Entegre Et Endüstrisinde Üretim Düzeni (İşleyen vd.1992)

2.8.3. Deri yüzme

Öldürülen hayvanın derisinin karkastan ayrılması işlemidir. Genellikle kesmenin yapıldığı yerde uygulanır. Bu amaçla mekanik bir düzen kullanılır ve saatte 50-60 deri yüzmek mümkündür. Yüzülen deriler daha sonraki işlemler için toplanır.

2.8.4. Sakatatların ayrılması ve temizlenmesi

Karkasın yarılarak tüm iç organların alınması ve bunları yenilen-yenilmeyen olarak ayrılması işlemidir. Bu ayırma işlemleri döner bir bant üzerinde gerçekleştirilir. Bu şekilde temizlenen karkas ve bazı iç organlar soğutmaya gönderilmeden evvel iyice yıkanmalıdır. İşkembe ve bağırsaklar ise içinin temizlenmesi için ikinci bir işleme sokulur. Yenilmeyen sakatat ise renderinge yollanır.

2.8.5. Parçalama ve kemiklerin ayrılması

Karkasın satış ve daha sonraki işlemler için parçalanıp kemiklerin ayrılması işlemidir. Genellikle koyun, keçi, kuzu ve danaların tüm karkas olarak, sığırlar ise yarım veya çeyrek karkas olarak pazara sunulmaktadır. Bazen doğrudan tüketiciye satış için karkas tamamen parçalanıp kemikleri alınmakta ve parça elde edilmektedir.

2.8.6. Et işleme

Karkas ve parçalanmış et taze veya donmuş halde alınarak, kıyılması, tuzlanması, salamura yapılması, tütsülenmesi, pişirilmesi, konservelenmesi işlemlerinden bir kaçını veya hepsini içerir. İşlemde donmuş et kullanılırsa, bu etin her şeyden önce çözülmesi gerekir. Bu amaçla ıslak, kuru, yontma gibi çözme işlemleri uygulanır. Islak çözmede donmuş et sıcak su dolu kazana atılır. Kuru çözmede sıcak bir ortamda etin çözülmesi beklenir. Yontmada ise donmuş et işlenecek boyutta parçalara ayrılır. Et işlemede çıkan

kırıntılar temizlik artıkları, renderinge gönderilir. Et ürünlerini konserveleme ise çoğu kez metal kutulara yerleştirilmiş ürünlerin basınç altında su ile pirlmesi ve daha sonra su ile soğutulması işlemidir.

Aşağıda, yukarıdaki 5 ana prosesin devamı şeklindeki alt prosesler açıklanmıştır.

2.8.7. Sindirim organlarını temizleme ve işleme

İşkembe ve bağırsaklardan yararlanılabilmesi için, bunların içinin yaş veya kuru olarak temizlenmesi, sindirilmemiş kısımların ayrılması işlemidir. Sindirim organları oldukça fazla katı madde içerir (yarım ton büyük baş hayvan başına yaklaşık 30-40 kg sindirim atığı). Bu maddeler aşağıdaki yöntemlerden biri kullanılarak temizlenir.

- **Kuru Temizleme:** Organ açılır, içi temizlenir ve çıkan atıklar bir taşıyıcı bantla ortamdan uzaklaştırılır ve kuru olarak depolanır. Bu maddelerden özellikle sindirilmemiş olanlar doğrudan hayvan yemi olarak kullanılabilir veya gübre olarak satılır. İşlemin son aşamasında organlar su ile yıkanarak iyice temizlenir. Oldukça yeni bir işlemdir.
- **Yaş Temizleme:** Organ içleri doğrudan basınçlı su ile temizlenir. Yıkamadan çıkan su bir elekten geçirilir, elek üstü malzeme katı olarak uzaklaştırılırken elek suyu bir kanala boşaltılır. Çok kullanılan bir işlemdir.
- **Kanala Boşaltma:** Atıkların su ile yıkanarak doğrudan kanala boşaltılmasıdır. Eskiden kullanılan bir işlemdir. Bu şekilde temizlenen sindirim organları doğrudan veya bir haşlama işleminden sonra soğutularak pazara sürülebilir. Bazen de bu organlar dilimlenerek renderinge yolları. Modern işletmelerde sakatat ayırma ve temizleme işlemleri döner bir bant üzerindeki özel kaplarda

yapılmaktadır. Kaplar boşaltıldığında geri dönüş esnasında, sıcak su ile yıkanmakta ve sonra soğuk su ile çalkalanmaktadır.

2.8.8. Rendering

Genel olarak su ve yağın dokudan ayrılması işlemidir. Kullanılan hammaddenin ve elde edilen ürünlerin yenilebilir veya yenilemez olmasına göre 2 tür rendering sistemi kullanılır. Bu iki sistemde benzer işlemler kullanılsa da bu iki sistemin amaçları farklıdır. Et ürünleri endüstrisinde 5 tip rendering sistemi vardır. Bunlar kuru, ıslak, düşük sıcaklıkta, kostik ve enzim rendering sistemleridir.

- **Kuru Rendering:** Yenilebilir veya yenilemez hayvan kesim atıkları, basınçlı tanklarda nemi tamamen giderilinceye kadar pişirilir. Buradan alınan yağ-katı karışımı yağın serbestçe drene olabileceği şekilde tabanı delikli ayırım kazanına konur. Katı kısım ayrılarak içindeki karışmış yağları almak üzere presten geçirilir. Preslenmiş katılar (proteince zengin) öğütülüp elekten geçirildikten sonra un haline getirilir. Pres yağı kazan yağı ile birlikte ham yağ kazanına gönderilir. Bu yağ gerekiyorsa bir santrifüjden geçirilerek depolanır. Pişirme sırasında çıkan buhar, kaçabilecek yağları tutmak için bir kapandan geçirilerek, koku kontrolü için su püskürtmeli kondansatöre gönderilir. Protein içeren kalıntıların kazanılması açısından yağ renderingten avantajlıdır.
- **Islak Rendering:** Hammadde öğütülüp pişirme kazanına konur. Burada 40-60 psi basınç altında pişirilir. Bu işlem yağlar dokularından ayrılana kadar sürer. Sonuçta kazanda 3 tabaka oluşur; üstte yağlar, ortada su, tabanda katılar. Yağ bir çökelticiye alınır ve santrifüjlenerek depolanır. Sıvı-katı karışımı ise ayrı bir santrifüjden geçirilerek ayrılmaya çalışılır. Santrifüjden çıkan oldukça katı olan kısım bir kurutucuya yollanarak kalan suya alınmaya çalışır, öğütülerek depolanır. Santrifüj çıkışı yağlı sıvı ise ileri bir ayırma için tekrar santrifüjden geçirilir ve çıkan yağ çökelticiye yollanırken, sıvı kısım buharlaştırıcıya geri

evrilir. Buna tank suyunun buharlaştırıldığı ıslak rendering adı da verilmektedir. Buharlaştırıcı ıkışı bir çeşit yapıştırıcıdır, %65 katı içerir ve kurutularak tutkal olarak kullanılır. Bu buharlaştırıcıda vakum, aynı zamanda kondansatör işlevi olan su jetleriyle sağlanır. Bu rendering sistemi oldukça eski bir teknolojidir.

- Düşük sıcaklıkta rendering: yağın dokudan mekanik olarak alınması şeklinde yapılır. Yağın ergime noktası olan 50°C'ye kadar ısıtma uygulanır. ıkan kısımdan yağ santrifjlerle ayrılır. Atık ise ıslak veya kuru renderinge gönderilir. Oldukça yeni bir teknolojidir. Günümüzde kesikli rendering sistemler yerine sürekli rendering sistemlere bırakmaktadır.

2.8.9. Kan işleme

Kesme işleminden gelen kan genellikle işlenir. Bu işlemde kan suyundan albümin ve fibrin ayrılmadan önce albuminin koaglasyonunu sağlamak üzere ısıtma uygulanır. Koagulant vibrasyonlu eleklerden geçirilir. Elek st alınarak ecza endüstrisinde kullanılmak üzere kurutulur. Bu amaçla kuru pişiriciler, püskürtmeli kurutma sistemi, döner kurutucular kullanılmaktadır. Elek altı ise buharlaştırılarak yapıştırıcı üretiminde kullanılmaktadır. Bazen tüm kan kurutularak hayvan yemi olarak değerlendirilebilmektedir. Bu değerli yan ürünlere rağmen kan doğrudan kanalizasyon sistemine de boşaltılabilmektedir.

2.8.10. Deri işleme

Derinin temizlenerek, etlerinin sıyrılması ve tuzlanması işlemidir. Bu amaçla 2 yöntem kullanılır. Islak yöntemde temizlenmiş deri 12 saat veya daha çok fıçı içinde tuza yatırılır. Kuru yöntemde ise deriler bir tuz odasında yığılırlar. Bu deriler tabaklama endüstrisine gönderilirler. Bu işlemde çıkan temizleme atıkları renderinge gönderilir.

2.9. Su Kullanım Miktarları

2.9.1. Su kullanımı ve atıksu kaynakları

Her işleme sırasında su kullanılmaktadır. Endüstride işlenen tüm hayvan başına 7-33 m³ (ortalama 16 m³) su kullanılmaktadır. Proseslere göre su kullanımı şöyledir.

2.9.2. Kesme işleminde su kullanımı

Bu ünite de yıkama amacıyla su kullanılır. Hayvan kesildikten sonra kanı tamamen aktıktan sonra ilk yıkama yapılır. İlk yıkamadan sonra ikinci yıkama yapılır. Bu ikinci yıkama suyu kan çukuruna alınmaz ve kanalizasyon şebekesine deşarj edilir.

Kan miktarı;

Kesilen sığır başına 13,6 kg, kesilen koyun başına 1,0 kg, kesilen dana başına 1,8 kg' dır.

2.9.3. Sakatatların ayrılması ve karkasın temizlenmesinde su kullanımı

Bu proseste fazla su kullanılmaz. Ancak sakatat döner bir hat üzerine yerleştirilmiş kaplara yenilen-yenilmeyen ayrımı yapılarak konur. Bu kaplar kullanılmadan önce her seferinde sıcak su ile sterilize edilirler, ardından soğuk su ile yıkanır. Bu işlemde sığır başına 100 L su kullanılmaktadır.

2.9.4. Sindirim organlarını temizleme-işleme

İşkembe açılınca sığır başına 30-40 kg atık madde çıkar. Bunların temizlenmesi için kullanılan su sığır başına 500 L'ye ulaşır. Eğer sindirim organları yenilmek üzere işlenecekse ikinci bir yıkama ve haşlamaya gidilir. Bu işlemler için 50 L su kullanılır. Yenilmeyen organlar ise su ile taşınarak doğrama-dilimlemeye giderken hayvan başına 100 L su kullanılır.

2.9.5. Et işlemede su kullanımı

Etler işlenme sırasında sürekli yıkanmaktadır. Yıkama, pişirme için su kullanılır ve işlem tamamlandığında su boşaltılmaktadır. Et işleme proseslerindeki esas atıksu, işleme ara verildiğinde yapılan yıkamalardan kaynaklanmaktadır. Proseste dondurulmuş et kullanılıyorsa bunu çözmek içinde su kullanılır.

2.9.6. Renderingde su kullanımı

Renderingde su proseste kullanılır. Proseste atıksu başlıca, rendering kazanı ile koku problemini önlemek için kullanılan kondansatörlerden kaynaklanmaktadır.

2.9.7. Deri işleme

Derinin tuzlanmadan önce temizlenmesi için su kullanılmaktadır.

2.9.8. Soğutma

Soğuk hava depolarında ve soğutma suyu olarak su kullanılır.

2.9.9. Buhar

Buhar üretimindeki boiler suyu zaman zaman drenaj edilir.

2.9.10. Ağullar

Yaz aylarında hayvanların serinlemesi için püskürtülen sular, yatak malzemesi değiştirilmesinde yıkama-temizleme yapılmaktadır (İşleyen vd 1992).

2.10. Mezbaha Atıksuları, Özellikleri ve Arıtılabilirlik Çalışmaları

Entegre et ve et ürünleri tesisleri atıksuları yüksek miktarda organik madde (BOİ, KOİ), toplam askıda katı (TAKM), toplam fosfor (TP), toplam azot (TN), yağ ve gres içermektedir. Bu özelliklerdeki atıksuların arıtılması oldukça zor ve maliyetlidir. Bu atıksuların arıtılması için çeşitli fiziksel, kimyasal ve biyolojik metotlar kullanılmaktadır. Entegre et ve et ürünleri atıksuları genellikle biyolojik arıtma prosesleri ile arıtılmaktadır. Anaerobik ve aerobik proseslerin işletilmesinde sıcaklık, organik yük, kalış süresi gibi parametreler proses verimliliğini etkileyen önemli parametrelerdir. Bu nedenle bu proseslerin işletim aşamasında kontrol altında tutulması gereklidir (Özyonar ve Karagözoğlu 2008).

Mezbaha çıkış sularındaki ana kirletici biyolojik indirgenebilir organik maddedir. Aynı zamanda yüksek oranda yağ konsantrasyonuna da sahiptir. Yüksek konsantrasyondaki bu tip bir atıksuyun aerobik arıtım prosesleriyle arıtılmasında yüksek bir enerji ihtiyacı gerekecektir (Pozo *et al.* 2000).

Mezbaha endüstrisi, yüksek konsantrasyonda biyolojik indirgenebilir organik madde içeren alıcı ortamlara deşarj edilen çıkış sularıyla önemli bir çevresel etki göstermektedir. Mezbahalar genellikle büyük hacimli çıkış suları oluştururlar.

Mezbaha atıksularının organik kısmını oluşturan maddeler işkembe, dışkı, yağ, kan, sindirilmemiş yiyecekler, süspanse maddeler, idrar, kopmuş et parçaları, çözülebilir et parçaları, çözülebilir proteinler, dışkı ve partiküllerdir. Mezbaha atıksuyu kompozisyon olarak, tehlikeli atıksularla benzer kategoriye girer. Atıksu arıtımında, organik kirliliği uzaklaştırmak için çoğunlukla biyolojik prosesler kullanılmaktadır. Fakat aerobik prosesler uygun bir arıtım işlemi olarak görülmemektedir. Çünkü havalanma için yüksek enerji ihtiyacı gereklidir. Sıvı faz oksijen transfer hızlarında sınırlamalar ve büyük miktarda çamur üretimi söz konusudur (Saddoud and Sayadi 2007).

Saddoud ve arkadaşları tarafından yapılan mezbaha atıksularının anaerobik arıtım çalışmasında, 13,27 kgKOİ/m³gün' lük organik yükleme kadar ortalama KOİ giderim verimi %93,7 olarak bulunmuştur. 16,32 kgKOİ/m³gün' de ise bu verimin %53,6'ya düştüğü gözlenmiştir (Saddoud and Sayadi 2007).

Yapılan çalışmalar, sabit yatak reaktörlerin, mezbaha atıksuları gibi zengin ve çökelmeyen katı madde içeriğine sahip atıksuların anaerobik arıtımı için uygun olduğunu göstermiştir (Tritt 1992).

Pozo ve arkadaşları tarafından bir sabit-film reaktörde mezbaha atıksularının anaerobik arıtım çalışmasında, 8 kgKOİ/m³gün'lük bir organik yüklemede KOİ giderim verimi %85-95 iken, organik yükleme hızı 35 kgKOİ/m³gün'e ise bu verim % 55-75 olarak bulunmuştur. Çalışmada 50 kgKOİ/m³gün'lük şok bir yükleme yapılmış ve reaktörün bu şok yüklemeden kaynaklanan kararsızlığı 12 saatten sonra aştığı gözlenmiştir.

Şok yüklemeler aerobik biyolojik proseslerde önemli zararlı bir etki bırakır, mikrobiyal popülasyonun kararsızlığına yol açar. Anaerobik biyolojik proseslerde ise uçucu yağ asitlerinin birikimine yol açar ve metanojenik mikroorganizmanın inhibe olmasına neden olur. Sabit film reaktörlerin, sıcaklık şokları, organik ve hidrolik aşırı yükleme ve beslenme kesintileri gibi ani değişen işletme şartlarına karşı, mikroorganizma kararlılığının yüksek olduğu bildirilmiştir. Sonuçta rastgele destek materyaline sahip

anaerobik sabit film reaktörlerin, yüksek organik yük ve yüksek katı konsantrasyonuna sahip mezbaha atıksularının ön arıtımı için çok uygun sistem olduğu sonucuna varılmıştır (Pozo *et al.* 2000).

Sabit yatak reaktörde, mezbaha atıksuyunun arıtımına dair yapılan bir çalışmada, organik madde hızı, 1,8 den 9,2 kgKOİ/m³gün'lük yükleme aralığında ve 5-9 saat gibi kısa alıkonma sürelerinde çalıştırılmıştır. Atıksuyun kan konsantrasyonu arttırıldığında, yüzeysel hız 0,12'den 0,97 m/h'e çıkarıldığında, organik madde giderim verimi %70'den %54'e inmiştir. Bu tip sularda inert bileşiklerin varlığı ve yavaş biyolojik indirgenebilir olmalarından dolayı organik maddenin büyük bir miktarının, metana dönüşmek yerine reaktör içerisinde biriktiği görülmüştür.

Mezbaha atıksuları önemli organik azot içeriğine sahip kompleks çıkış sularıdır. Organik maddenin uzaklaştırıldığı anaerobik arıtımın ardından N, NH₄-N olarak ortamda kalır ve uzaklaştırılması gereklidir. Yapılan bir çalışmada, SBR reaktörde aerobik ve anoksik reaktörler birleştirilerek nitrifikasyon-denitrifikasyon prosesleri sınırlı O₂ konsantrasyonu ile tek safhada gerçekleştirilmeye çalışılmıştır. Aerobik safhada sınırlı O₂ şartları altında nitrifikasyon gerçekleştirilecek ve O₂ konsantrasyonu arttığında NO ve N₂O ara ürünleri oluşarak ortamdaki tüm O₂ tüketilerek ortamın mikroorganizma topluluğu denitrifikasyon gerçekleştiren bakteri türüyle kaplanacaktır (Cabezas *et al.* 2006).

Mezbaha atıksuyunu oluşturan ana bileşen olan organik maddenin içeriğindeki kan düşük biyolojik indirgenebilir özelliktedir. Biyogaz üretimi, uzaklaştırılan organik maddenin önemli bir kısmının biyokütle tarafından adsorbe edildiğini göstermiştir. Fakat atıksuda kan içeriği arttıkça KOİ yükselmiş ancak metan oluşum verimi azalmıştır (Pozo *et al.* 2000).

Yine Pozo ve arkadaşları tarafından yapılan bir diğer çalışmada ise, mezbaha atıksularının kan içeriği artırılarak atıksu konsantrasyonlarının anaerobik sabit-film reaktörü performansına etkisi incelenmiştir. 3,6 kgKOİ/m³.gün'lük organik yüklemde KOİ giderim verimi %70 iken, 9,2 kgKOİ/m³.gün'de ise verim %54'e düşmüştür. Anaerobik proseslerin kinetikleri, yüksek konsantrasyonlarda bile substrat miktarı ile sınırlıdır. Bunun sebebi mezbaha atıksularında bulunan yüksek organik içeriğin yavaş biyolojik indirgenmeye sahip olması ve inert bileşiklerin bulunmasıdır. Çalışmada organik maddenin büyük bir miktarının metanojenik çürümeyle uzaklaşması yerine reaktör içerisinde biriktiği gözlenmiştir. Ayrıca reaktör içerisinde tutulan organik madde fraksiyonu atıksuyun kan içeriği ile ilişkili olarak önemli ölçüde değiştiği bildirilmiştir (Pozo *et al.* 2006).

Yapılan bir çalışmada, mezbaha atıksuyunun ortalama 8000 mg/l'tlik KOİ'si nin %70-85 protein ve %15-30 arasında süspanse katı şeklinde değiştiği bildirilmiştir. 1-6,5 kgKOİ/m³.gün'lük organik yüklemelerde 5 kgKOİ/m³.gün'e kadar yüklemelerde verim %90, 6,5 kgKOİ/m³.gün'de ise %60 olarak bulunmuştur. Çalışma sonuçları anaerobik arıtım sistemlerinin, mezbaha atıksuları için çok uygun olduğunu göstermiştir. UASB reaktörlerinin AF'lerden daha yüksek giderim verimine sahip olduğu sonucuna varılmıştır. Bu tip atıksuların arıtılması için fiziksel-kimyasal metotlar ve aerobik prosesler kullanılmaktadır. Çalışmadan anlaşıldığına göre, önemli bir amonyum konsantrasyonu ve yüksek organik madde içeriğine sahip mezbaha atıksularını arıtmak için anaerobik arıtım metodu etkili bir yöntemdir. Fakat etkili bir arıtım için ardından aerobik arıtım gerekli olacaktır (Ruiz *et al.* 1997).

3. MATERİYAL ve YÖNTEM

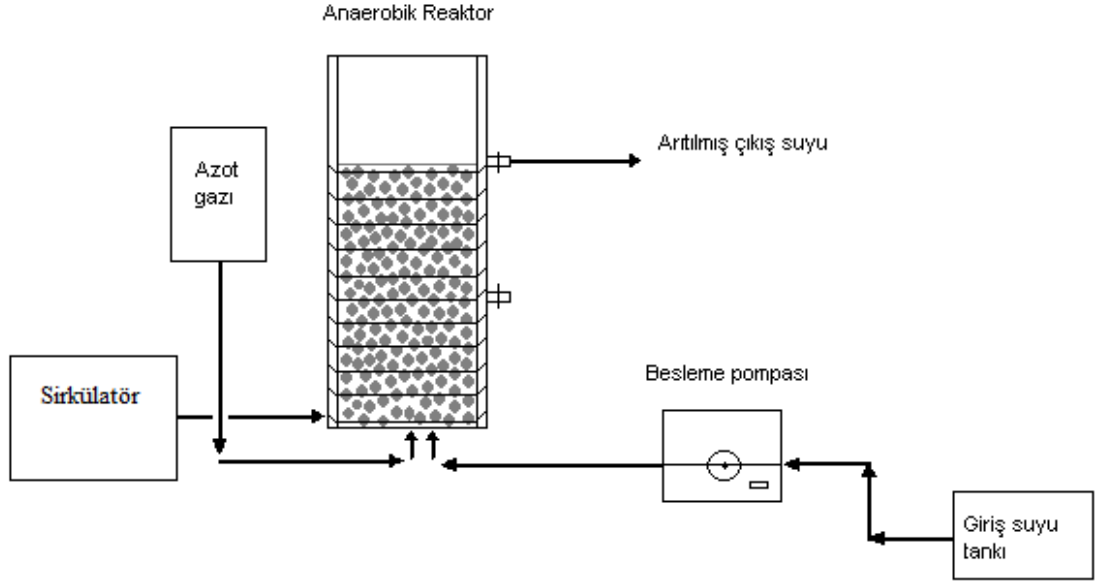
3.1. Materyal

Çalışma, yatak dolgu malzemesi olarak pomzanın kullanıldığı yukarı akışlı sabit yataklı anaerobik bir biyofilm reaktörde gerçekleştirilmiştir. Sistem şematik olarak Şekil 3.1.'de verilmiştir.

3.1.1. Anaerobik Reaktör

Sistemde kullanılan anaerobik reaktör olarak yerleştirilen anaerobik reaktör 10cm çapında ve 110cm uzunluğundadır. Reaktör fiberglas malzemedan yapılmış olup, üzerine her 1 litrelik hacmi oluşturan yüksekliğe 1 adet olmak üzere 4 adet numune alma musluğu yerleştirilmiştir. Reaktör dolgulu kolondur. Reaktörün içi yaklaşık 0,5-1 mm çaplı pomza ile doldurulmuştur. Çalışma boyunca anaerobik reaktör toplam 2 L hacimde pomza ile doldurulmuş olup boşluk hacmi yaklaşık 750 ml olarak hesaplanmış ve hesaplar 750 ml sıvı hacmi esas alınarak yapılmıştır.

Atıksu anaerobik reaktörün alt kısmından bir pompa yardımı ile verilmekte olup dolgu malzemesinin içinden geçerek reaktörün üst kısmından çıkmaktadır. Bu noktadan, belli zamanlarda alınan arıtılmış su örnekleri, 0,45 µm por boyutundaki selüloz membrandan geçirildikten sonra çeşitli analizlere tabi tutulmuştur. Pompa debisi ve dolayısıyla suyun reaktörde kalış süresi, giriş organik yükleme hızı, gibi parametreler değiştirilerek denemeler yürütülmüştür.



Şekil 3.1. Deney sisteminin şematik görünüşü

3.1.2. Atık Suyun Özellikleri

Çalışmanın ilk süresinde aşağıdaki çizelgede verilen sentetik atıksu kullanılmıştır. Daha sonra karbon kaynağı olarak asetat kullanılmış ve çalışmanın son aşamasında Erzurum Et ve Balık Kombinası Atıksuyu denemelerde kullanılmıştır.

Çizelge 3.1. Glikoz ile hazırlanan sentetik atıksuyun özellikleri

Kimyasal Madde	Miktarı
$C_6H_{12}O_6$ (mg/lt)	1000
$CO(NH_2)_2$ (mg/lt)	227
$MgSO_4$ (mg/lt)	100
$CaCl_2$ (mg/lt)	7,5
KH_2PO_4 (mg/lt)	52,7
K_2HPO_4 (mg/lt)	107
$FeCl_3$ (mg/lt)	0,5
KOI (mg/lt)	1000

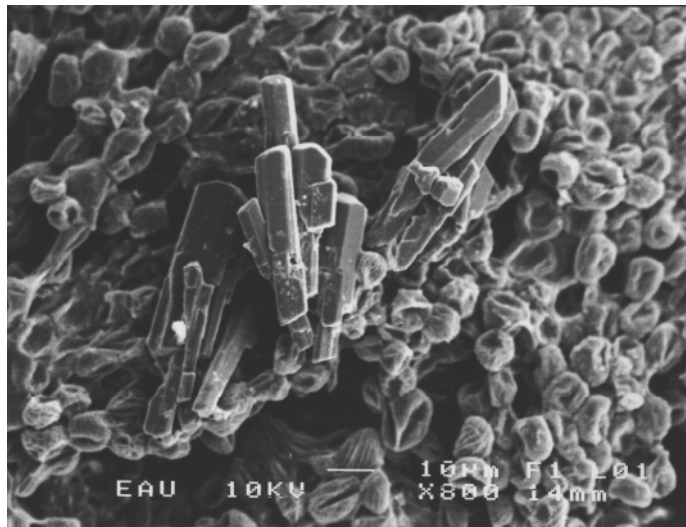
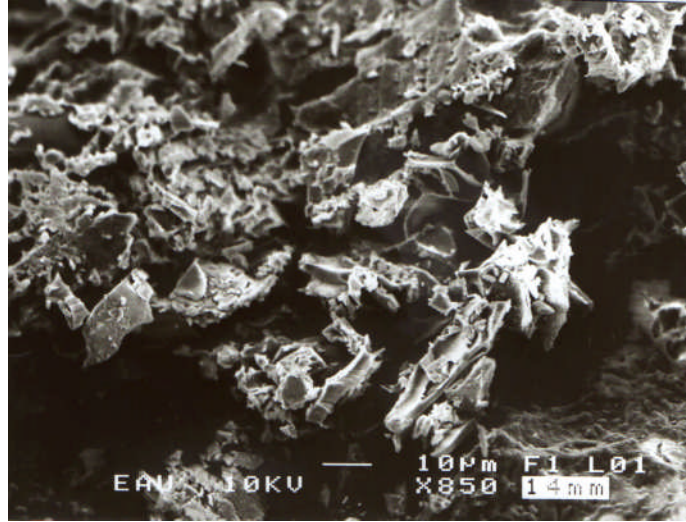
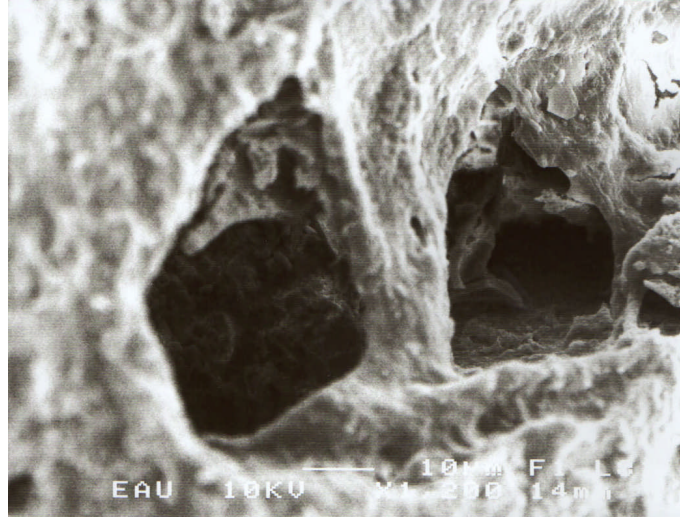
3.1.3. Dolgu malzemesi

Çalışma esnasında dolgulu kolon olarak kullanılan anaerobik kolon, hafifliği ve ucuzluğu sebebi ile tercih edilen pomza ile doldurulmuştur. Pomza, yanardağ patlamaları sırasında oluşan hafif, oldukça gözenekli bir kaya olup bir sünger anımsatır. Ortasında kırılğan cam ve mineralleri tutan bir gaz kabarcığı ağından oluşmakta ve genellikle birbiriyle ilişkili olmayan düzensiz ya da oval şekilli porlara sahiptir. Temizleme amaçlı, törpüleme, aşındırma gibi ve hafif olduğundan inşaat malzemesi yapımında yıllardır kullanılmaktadır. Büyük yüzey alanı ve yüksek poroziteden dolayı, su ve atık su arıtımında biyofilm destek materyali olarak kullanılmaktadır. İtalya %44'lük payıyla dünyanın en büyük pomza üreticisi, Türkiye ise %9'lük payıyla ikinci en büyük üreticidir.

Çalışmada kullanılan pomza Van Erciş kaynaklı olup kimyasal parametre değerleri aşağıda verilmiştir. Ayrıca pomzanın SEM fotoğrafları da Şekil 3.2.' de sunulmuştur.

Çizelge 3.2. Dolgu materyalinin (Pomza) özellikleri (Farizoğlu vd 2003)

KİMYASAL KOMPOZİSYON	DEĞERLER
SiO ₂ (%)	72,07
AlO ₂ (%)	13,50
Fe ₂ O ₃ (%)	1,21
Na ₂ O (%)	1,60
K ₂ O (%)	11,27
TiO ₂ (%)	0,35
Üniformluluk Katsayısı (D ₆₀ /D ₁₀)	1,35
Etkili tane boyutu D ₁₀ (mm)	0,59
Porozite (%)	69,24
Yoğunluk (0,5-1.0 mm tane boyutu) (gr/cm ³)	0,689



Şekil 3.2. Dolgu materyalinin (Pomza) SEM fotoğrafları

3.2. Yöntem

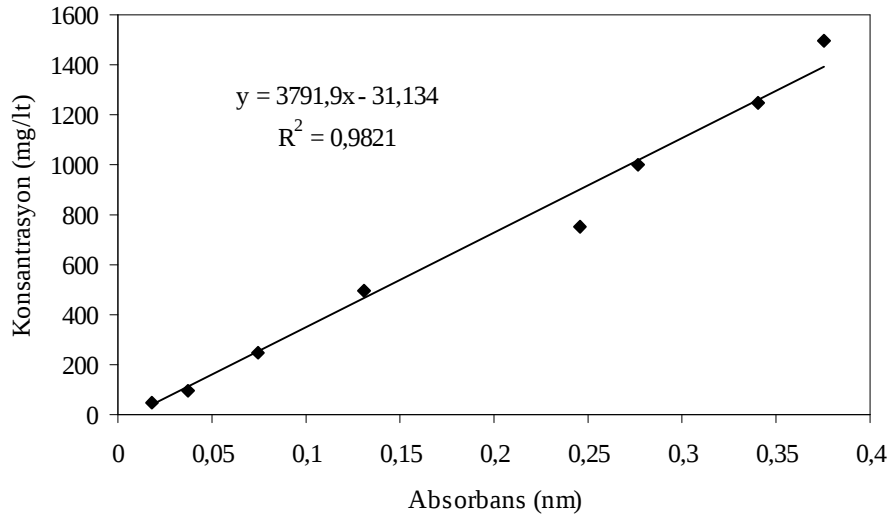
3.2.1. Anaerobik Mikroorganizmanın Çoğaltılması

Öncelikle Erzincan atıksu arıtma tesisinden getirtilen yaklaşık 1 L'lik aktif çamur kültürü ağzı sıkıca kapatılabilen bir reaktöre koyuldu. Laboratuarda hazırlanan, karbon kaynağı glikoz olan, sentetik atıksuyun belli miktarı ile başlangıçta her gün daha sonra birkaç günde bir verilerek aktif çamur beslenmiştir. Bir süre sonrasıcak su sirkülatörü yardımıyla reaktörün iç sıcaklığı yaklaşık olarak $35\pm 2^{\circ}\text{C}$ 'de tutulmaya çalışılmıştır.

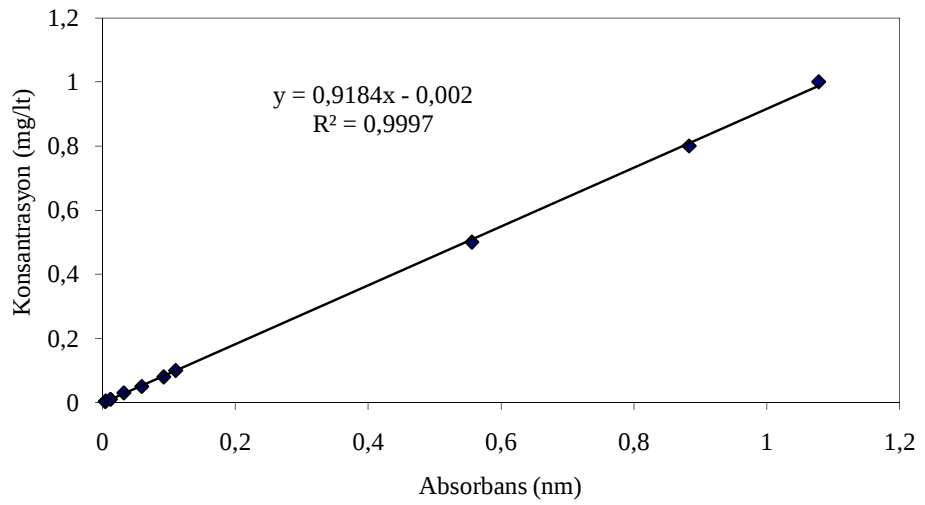
Bu besleme döneminde, aktif çamur mikroskop altında sürekli incelenmiştir. Başlangıçta aerobik ortam oluşmuş ve nispeten daha büyük ve daha yavaş hareket eden aerobik mikroorganizmaların çoğaldığı gözlemlenmiştir. 8 hafta sonra ortamda aerobik mikroorganizmaların oldukça azaldığı, daha hızlı hareket eden ve oldukça küçük ve farklı şekillerde anaerobik mikroorganizmaların çoğaldığı gözlemlenmiştir. Bu dönemde ölçülen pH 8,0-8,5 civarındadır. Yaklaşık 4-4,5 aylık bir süre sonunda bu çamur 1 L'ye kadar saf suyla seyrelterek pomza ile dolu anaerobik reaktöre boşaltılmış ve artık bu reaktörde beslenmeye ve çoğaltılmaya başlanmıştır. Reaktörün sıcaklığı, sıcak su sirkülatörü ile $35\pm 2^{\circ}\text{C}$ 'de sabit tutulmaya çalışılmıştır. İnert bir gaz olan azot gazı, zaman zaman reaktörden geçirilmiş ve reaktöre girmesi olası oksijenin tamamen atılarak anerobik şartların sağlanmasına çalışılmıştır. Yaklaşık 6 aylık bir süre sonunda da rutin analizler gerçekleştirilmeye başlanmıştır.

Hazırlanan atıksular reaktörün dibinden pompa ile pompalanmakta, dolgu malzemesinden geçerek üst taraftan çıkmıştır. Çıkan bu noktadan alınan numuneler 0,45 µm por boyundaki selüloz membrandan geçirildikten sonra KOİ, NO₂-N, PO₄-P, alkalinite analizleri gerçekleştirilmiş olup aynı zamanda pH, sıcaklık ve çözünmüş oksijen ölçümleri yapılmıştır. Yine zaman zaman da yağ ve gres, toplam organik karbon ve toplam azot analizleri yapılmıştır. Tüm analizler standart metotlara göre gerçekleştirilmiş olup (AWWA 1985), KOİ numuneleri WTW marka CR

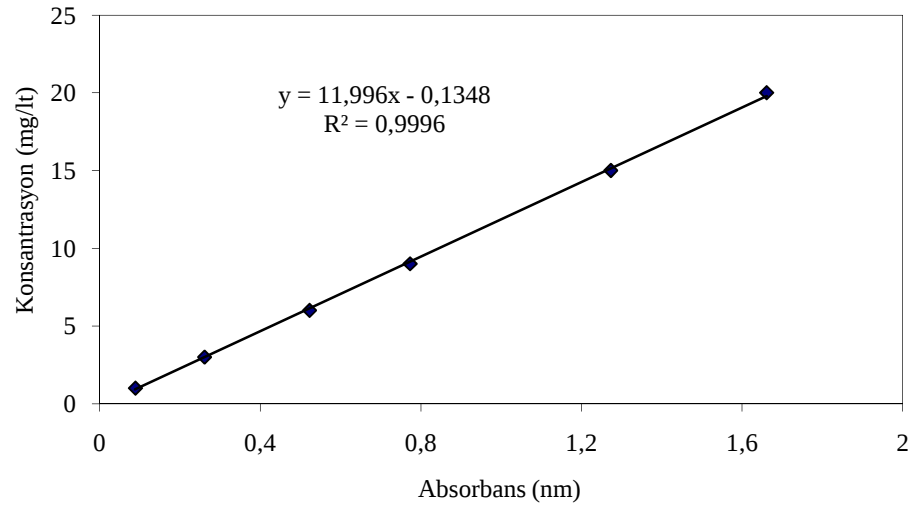
Thermoreaktor ile kaynatılmış ve tüm analizler UV-160 A Shimadzu marka UV spektrofotometrede okunmuştur. pH, sıcaklık ve çözünmüş oksijen okumaları Multi 340i model WTW marka çoklu parametre ölçüm cihazıyla yapılmıştır. Spektrofotometrik analizlere ait absorbans-konsantrasyon eğrileri aşağıda verilmiştir.



Şekil 3.3. Spektrofotometrik KOİ analizine ait absorbans eğrisi



Şekil 3.4. Spektrofotometrik NO₂-N analizine ait absorbans eğrisi

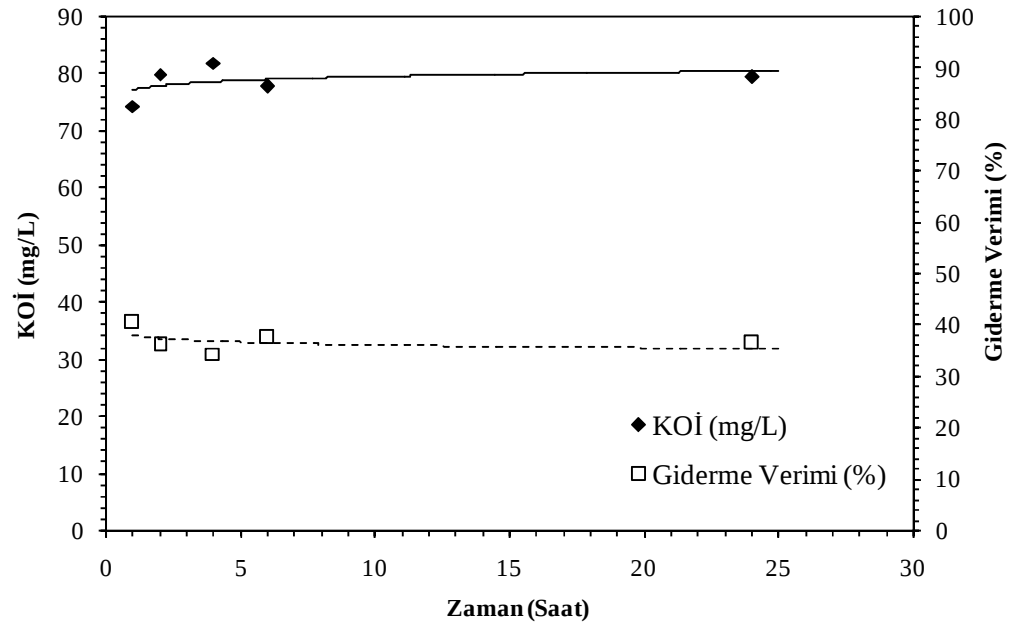


Şekil 3.5. Spektrofotometrik PO₄-P analizine ait absorbans eğrisi

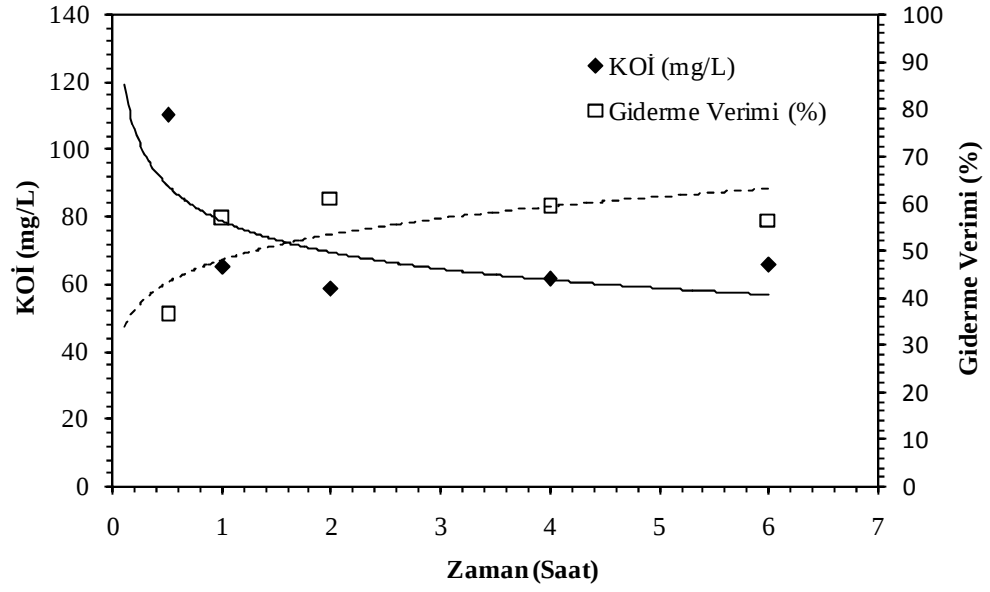
4. ARAŞTIRMA BULGULARI

4.1. Karbon Kaynağı Sodyum Asetat Olan Kesikli Çalışmalar

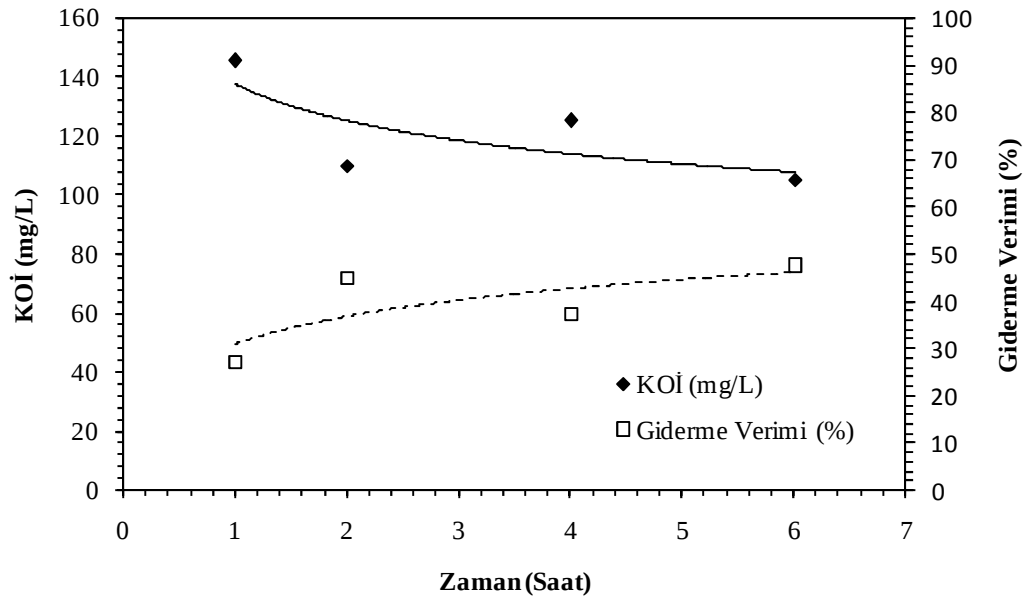
Çalışmanın bu kısmında mikroorganizmaların reaktöre alıştırılması ve çoğaltılması amacıyla düşük konsantrasyondan başlanarak yavaş yavaş artan KOİ konsantrasyonları ile sistem kesikli olarak çalıştırılmış ve belirli aralıklarda numuneler alınarak KOİ analizleri yapılmıştır. Elde edilen bulgular aşağıdaki grafiklerde verilmiştir.



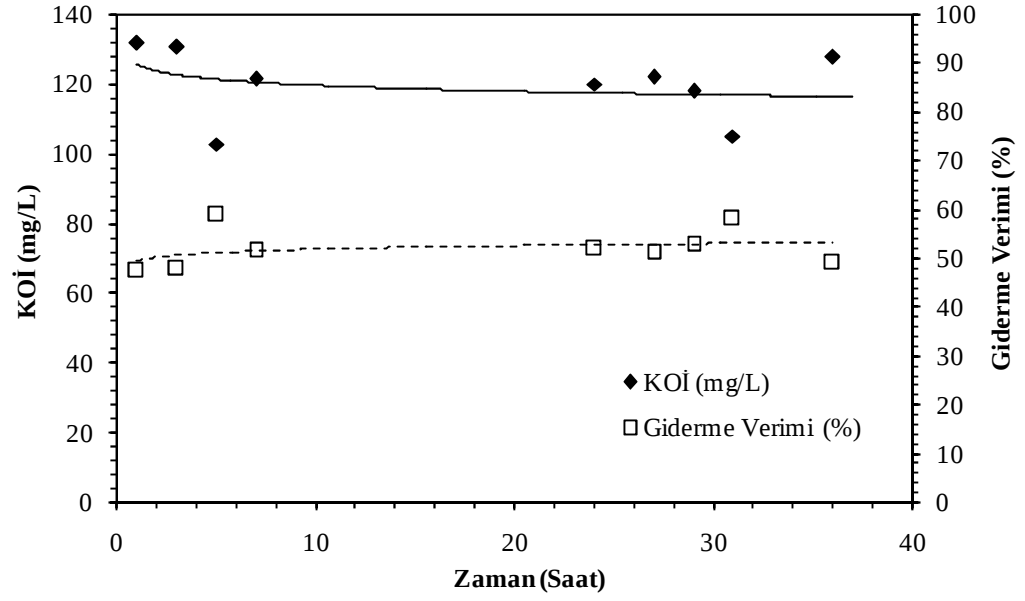
Şekil 4.1. 125 mgKOİ/L başlangıç değeri ile yapılan kesikli çalışma



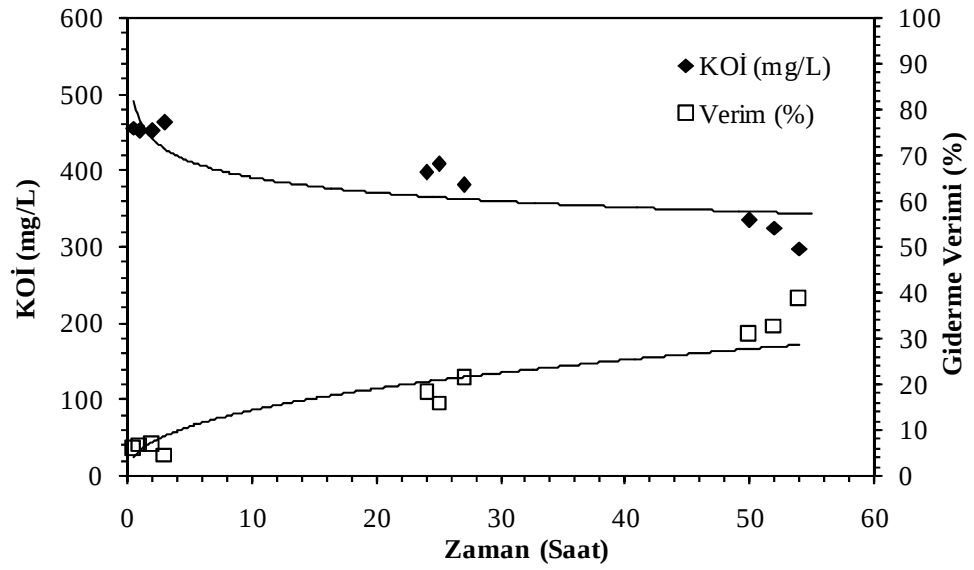
Şekil 4.2. 150 mgKOİ/L başlangıç değeri ile yapılan kesikli çalışma



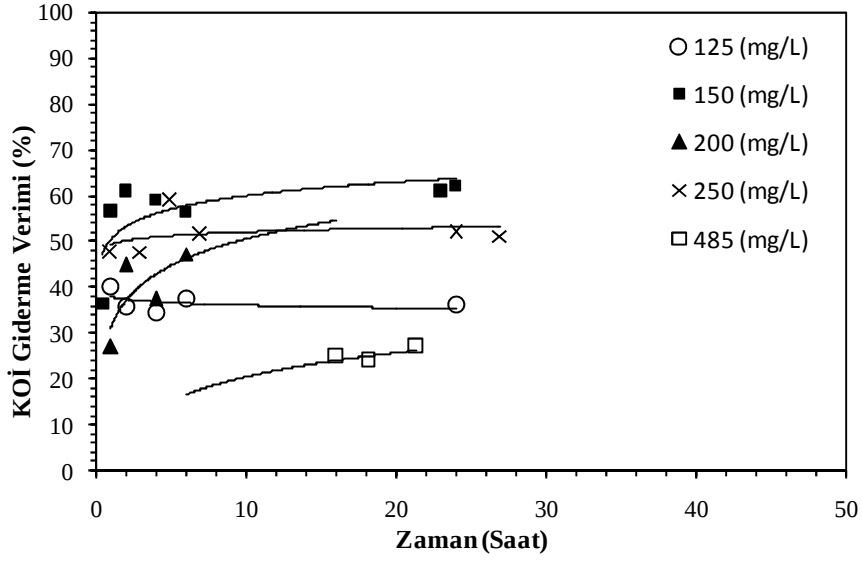
Şekil 4.3. 200 mgKOİ/L başlangıç değeri ile yapılan kesikli çalışma



Şekil 4.4. 250 mgKOİ/L başlangıç değeri ile yapılan kesikli çalışma



Şekil 4.5. 485 mgKOİ/L başlangıç değeri ile yapılan kesikli çalışma



Şekil 4.6. Reaktör başlangıç periyodu çeşitli yüklemeler için KOİ giderme verimleri

Şekil 4.1-4.5 arasındaki grafiklerde, görüldüğü gibi çıkış KOİ konsantrasyonları nispeten yüksek olup giderme verimleri de buna bağlı olarak düşük kalmıştır. Bunun nedeninin çalışmanın başlangıç döneminde biyofilmin yeni yeni oluşmasından, destek materyaline tam olarak bağlanıp çoğalamamasından ve anaerobik arıtım için gerekli karbon kaynağının bu seviyedeki KOİ konsantrasyonları ile sağlanamamış olmasından kaynaklandığı düşünülmektedir. Elde edilen verimler Şekil 4.6’da toplu olarak gösterilmiştir.

Çalışmanın bu bölümünde karbon kaynağı olarak asetat kullanılmış ancak reaktörde asetatın yavaş parçalandığı sonucuna varılmış ve bundan sonra daha kolay parçalanacağı düşünülen glikoz, karbon kaynağı olarak kullanılarak reaktör çalışma veriminin artırılması için sürekli besleme moduna geçilmiştir.

4.2. Sürekli Modda Yapılan Çalışmalar

Çalışmanın bu bölümünde yine sentetik olarak hazırlanan atıksu sisteme sürekli olarak verilmeye başlanmış ve reaktör çıkışından alınan numuneler üzerinde analizler yapılmıştır. Elde edilen bulgular aşağıdaki grafiklerde verilmiştir. Sisteme verilen atıksu KOİ konsantrasyonları ve atıksu debisi ayarlanarak organik yükleme hızı (Bv) yavaş yavaş artırılmış ve sistemin yükselen Bv hızlarındaki performansı araştırılmıştır.

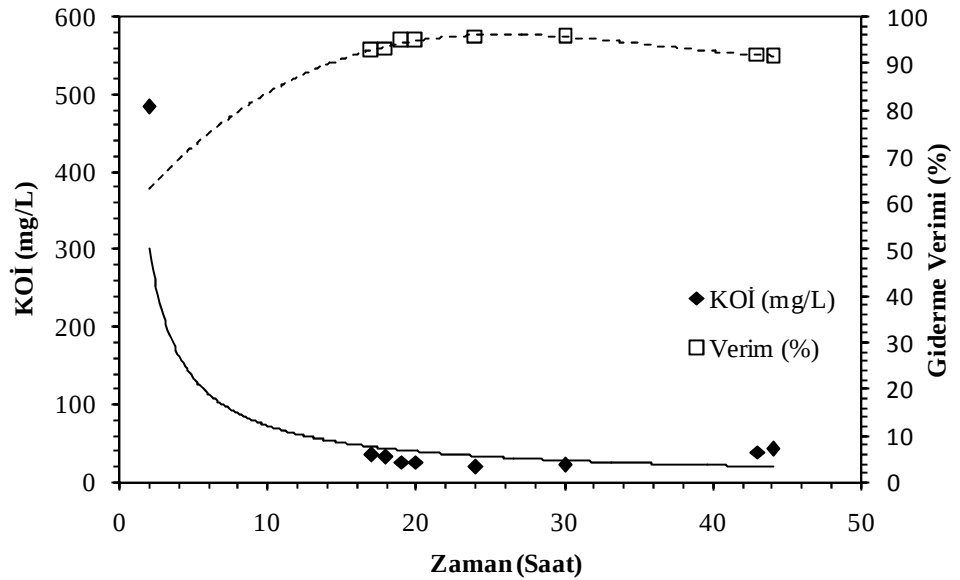
Çizelge 4.1. Karbon kaynağı glikoz olan sentetik atıksu ile yapılan sürekli çalışmaya ait organik yüklemeler ve ortalama giderme verimleri

Organik yükleme Hızı (kgKOİ/m ³ .gün)	Hidrolik Bekletme Süresi (Saat)	Ort. Giderme Verimi (%)
0,38	30	100
0,53	30	95
0,83	30	58
1,57	30	48
2,07	30	40

Çizelge 4.2. Karbon kaynağı glikoz olan sentetik atıksu ile yapılan sürekli çalışmaya ait organik yüklemeler ve ortalama giderme verimleri

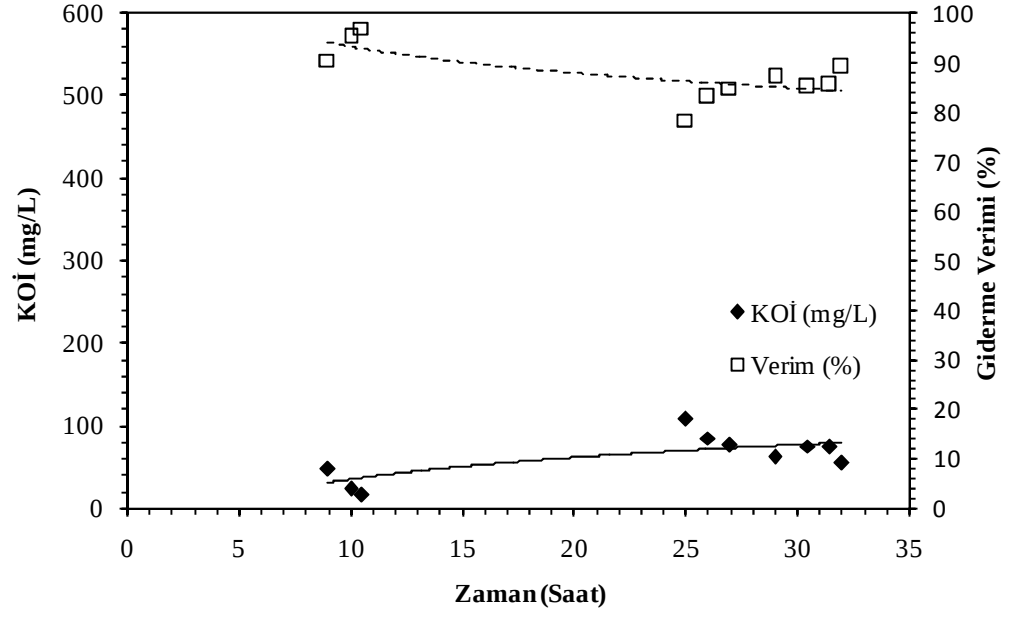
Organik yükleme Hızı (kgKOİ/m ³ .gün)	Hidrolik Bekletme Süresi (Saat)	Ort. Giderme Verimi (%)
0,38	23	100
0,53	9	99,6
0,83	24	70
1,57	96	70
2,07	96	40

Çizelge 4.1 ve 4.2 deki değerlerden de görüldüğü gibi sisteme verilen Bv hızı giderek artırılmış ve 0,38 ile 2,07 kgKOİ/m³.gün arasında değişmiştir. Sistemde elde edilen nihai KOİ giderme verimleri, farklı çalışma süreleri sonunda, bu aralıktaki organik yükleme hızları için genellikle %50-70 aralığında kalmıştır. Değerler incelendiğinde eşit süreler sonundaki verimlerin Bv artışı ile nispeten azaldığı görülmektedir. Örneğin 30. saat sonunda giderme verimleri 0,53, 0,825, 1,57 ve 2,07 kgKOİ/m³.gün için sırasıyla %95, 58, 48 ve 40 civarındadır. Bu seviyedeki KOİ konsantrasyonları için elde edilen giderme verimlerinin düşük olmasının yine (kesikli çalışmada olduğu gibi) karbon kaynağının düşük oluşu ve anaerobik arıtım için yetersiz kalışı nedenleriyle gözlemlendiği kanaatine varılmıştır. Genellikle anaerobik arıtım için en az 500 mgKOİ/L gerektiği literatürde de verilmektedir. Bu nedenle çalışmanın bundan sonraki kısmında 500 mgKOİ/L ve üstü kullanılmıştır. Yükselen KOİ konsantrasyonları ve buna bağlı olarak Bv hızı artışına rağmen başlangıçtaki düşük yüklemelere oranla, daha yüksek verimlerin elde edildiği gözlemlenmiştir. Bu çalışmalara ait bulgular Şekil 4.7-4.19 daki grafiklerde verilmiştir.



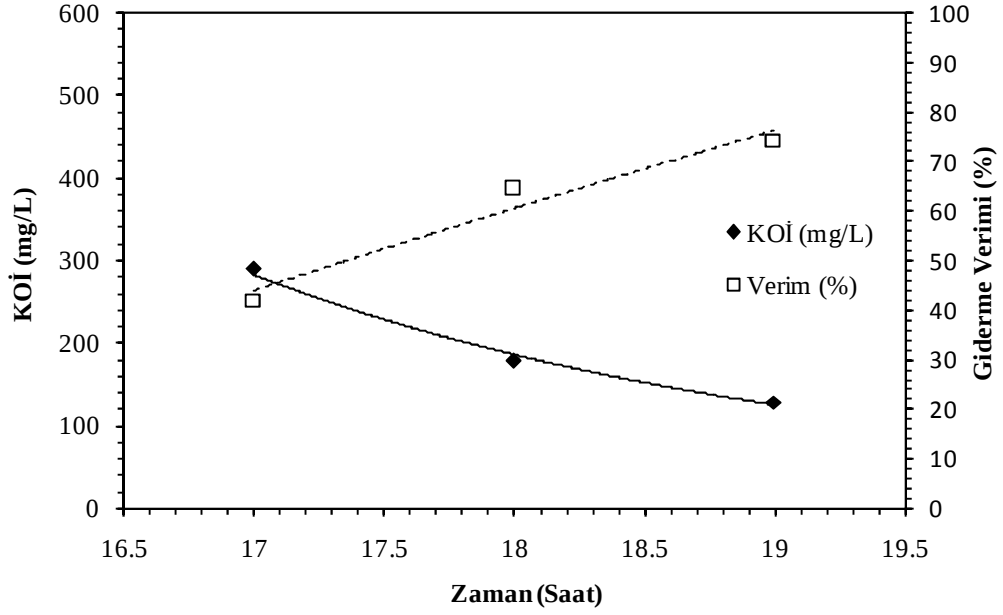
Şekil 4.7. 500 mg/Lt giriş değeri ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi (Q = 1,1 ml/dak, T = 11,4 saat, B_v = 1,056 kgKOİ/m³.gün, karbon kaynağı glikoz)

B_v = 1,056 kg KOİ/m³.gün olan bu çalışmada hidrolik bekletme süresi 11,4 saat olup bu süre sonundan itibaren KOİ giderme verimleri %90 civarında elde edilmiştir.

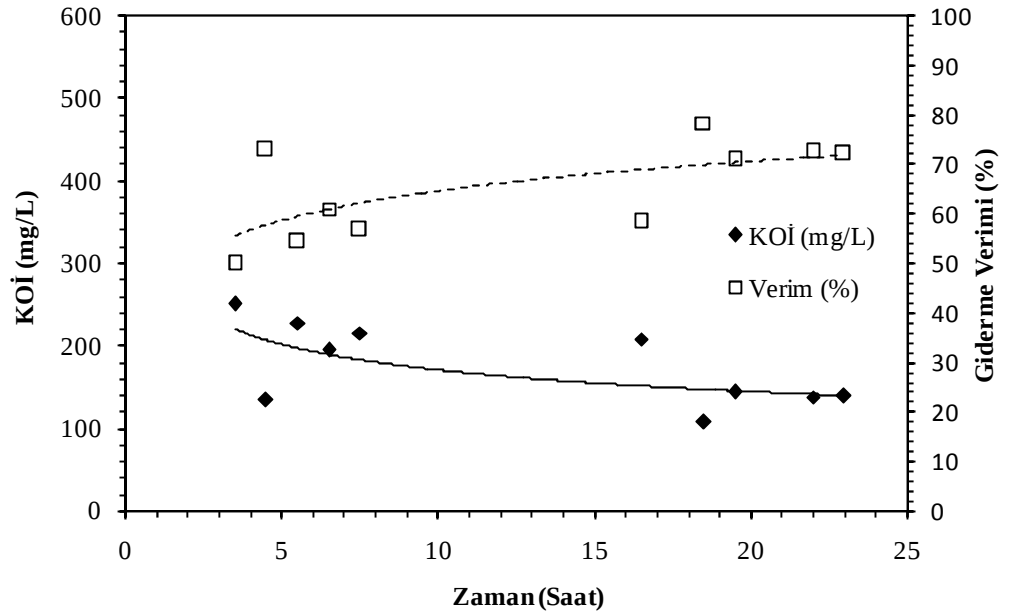


Şekil 4.8. 500 mg/lt giriş değeri ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi ($Q = 2,0$ ml/dak, $T = 6,25$ saat, $B_v = 1,92$ kgKOİ/ m^3 .gün, karbon kaynağı glikoz)

Şekil 4.8'den de görüldüğü üzere $B_v = 1,92$ kgKOİ/ m^3 .gün olup giderme verimi ortalama %80-90 civarındadır.

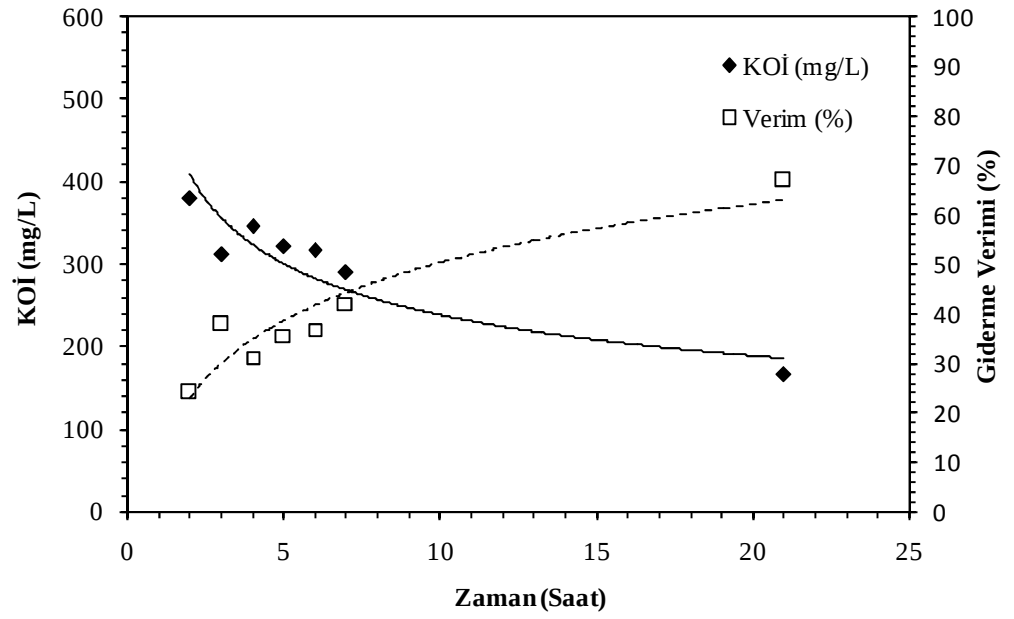


Şekil 4.9. 500 mg/lt giriş değeri ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi ($Q = 2,57$ ml/dak, $T = 4,86$ saat, $B_V = 2,47$ kgKOİ/m³.gün, karbon kaynağı glikoz)

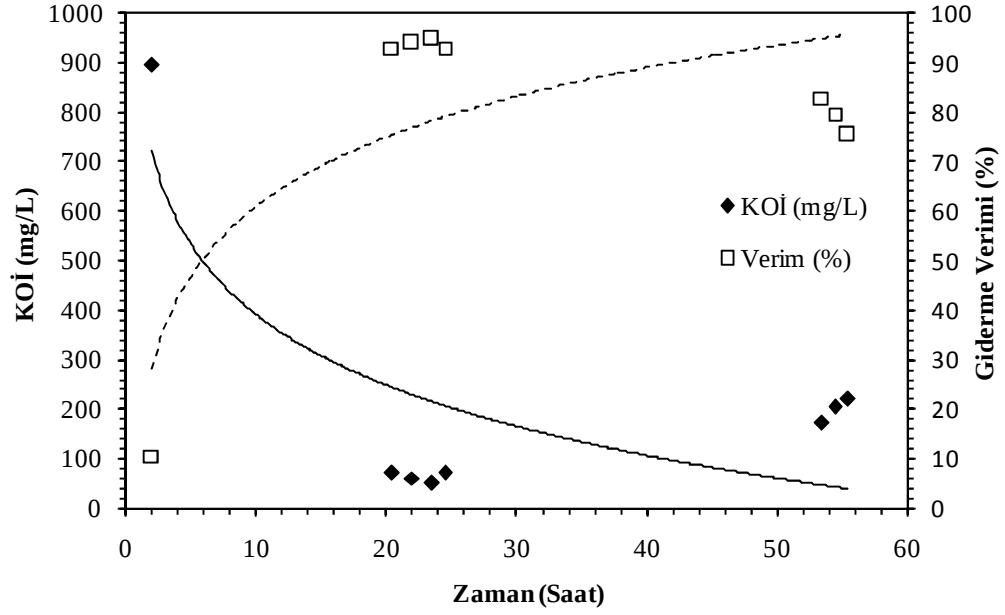


Şekil 4.10. 500 mg/lt giriş değeri ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi ($Q = 3,27$ ml/dak, $T = 3,82$ saat, $B_V = 3,14$ kgKOİ/m³.gün, karbon kaynağı glikoz)

Şekil 4.9 ve 4.10'den görüldüğü gibi B_v hızları 2,47 ve 3,14 $\text{kgKOİ/m}^3\cdot\text{gün}$ 'e yükseltilmiş ve KOİ giderme verimlerinin bir miktar azalarak %75 civarına indiği ancak bu değerlerin yükselen B_v 'ye oranla hala yüksek oluşu dikkat çekmektedir. Şekil 4.11'te ise B_v hızı 4,94 $\text{kgKOİ/m}^3\cdot\text{gün}$ gibi klasik sistemlere oranla yüksek bir değere yükseltilmiş ve KOİ giderme verimi sadece %70 değerine inmiştir.

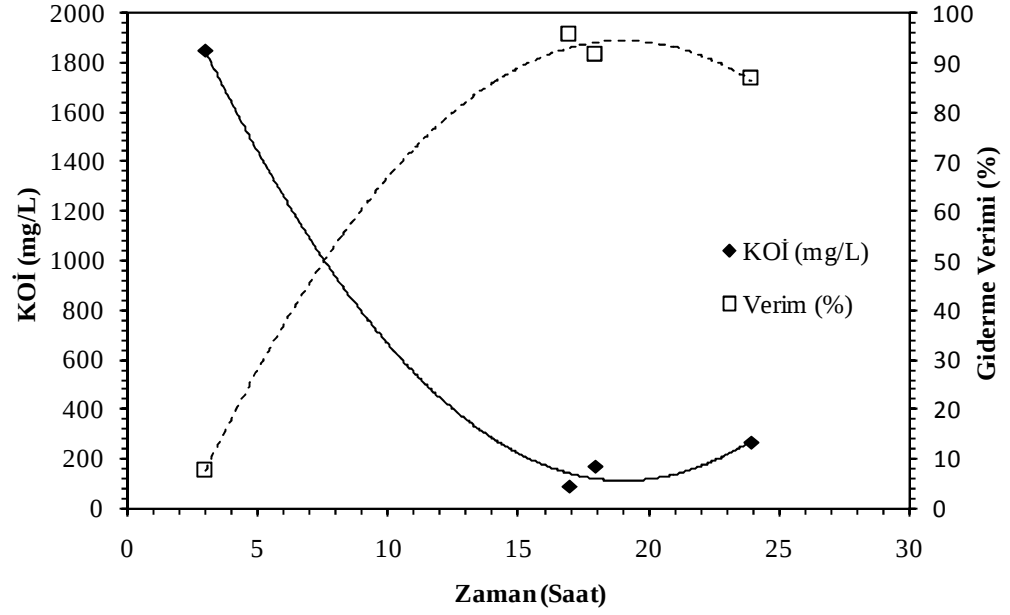


Şekil 4.11. 500 mg/lt giriş değeri ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi ($Q = 5,15$ ml/dak, $T = 2,43$ saat, $B_v = 4,94$ $\text{kgKOİ/m}^3\cdot\text{gün}$, karbon kaynağı glikoz)



Şekil 4.12. 1000 mg/lt giriş değeri ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi ($Q = 0,8$ ml/dak, $T = 15,63$ saat, $B_V = 1,54$ kgKOİ/m³.gün, karbon kaynağı glikoz)

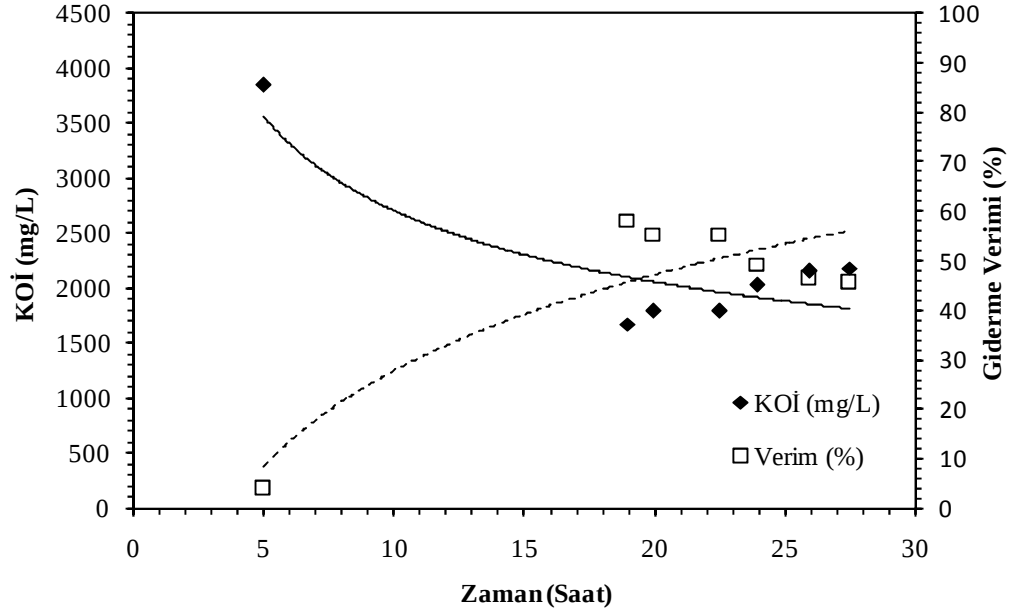
1000 mgKOİ/L'lik konsantrasyon ve 0,8 ml/dak'lık atıksu debisi uygulandığında, 15,63 saatlik hidrolik bekletme süresinden sonra sistemde ortalama %90'lık bir verim elde edilmiştir.



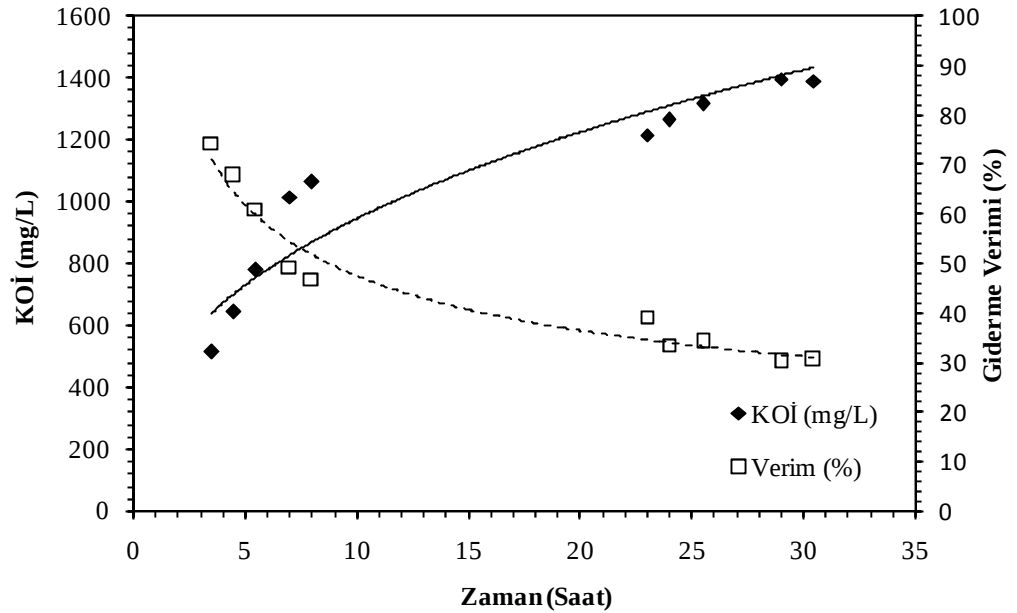
Şekil 4.13. 2000 mg/lt giriş değeri ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi ($Q = 1,1$ ml/dak, $T = 11,4$ saat, $B_v = 4,224$ kgKOİ/m³.gün, karbon kaynağı glikoz)

2000 mgKOİ/L'lik giriş KOİ konsantrasyonu ile yapılan denemede debi artırılmış ve artan B_v ile elde edilen verimler bir miktar azalarak ortalama %80-85 civarına gerilemiştir. Ancak bu çalışmada uygulanan organik yükleme hızının yüksek oluşu dikkat çekicidir.

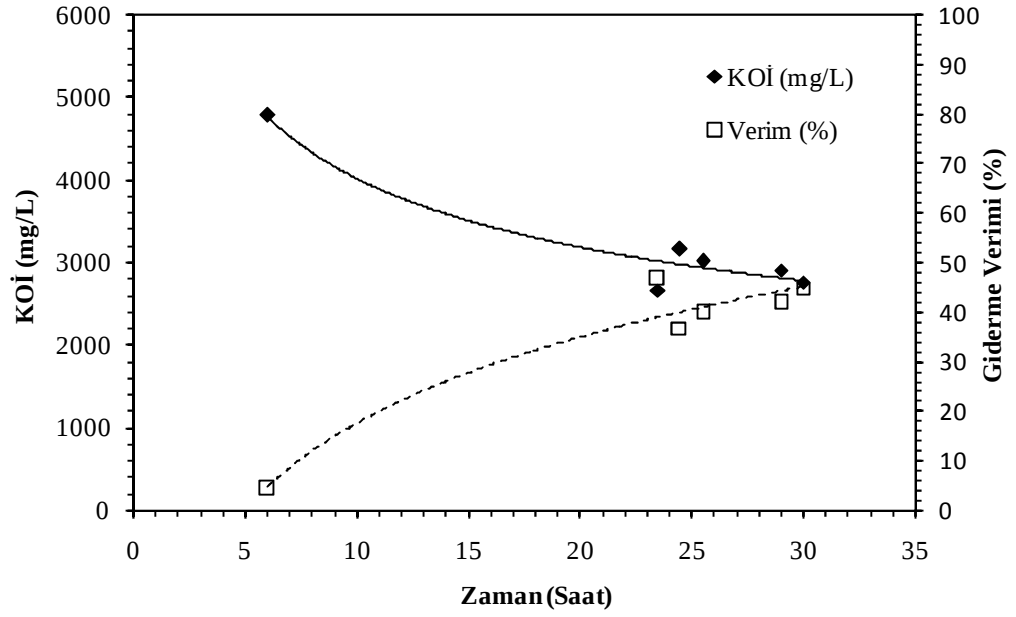
Şekil 4.14'de yine aynı KOİ konsantrasyonu ile ancak artan debi ve B_v ile yapılan denemeye ait sonuçlar verilmiştir. Burada uygulanan organik yükleme hızı 8,45 kgKOİ/m³.gün olup, elde edilen %55-60'lık verimlerin bu organik yükleme hızına göre oldukça iyi bir sonuç olduğu düşünülmektedir.



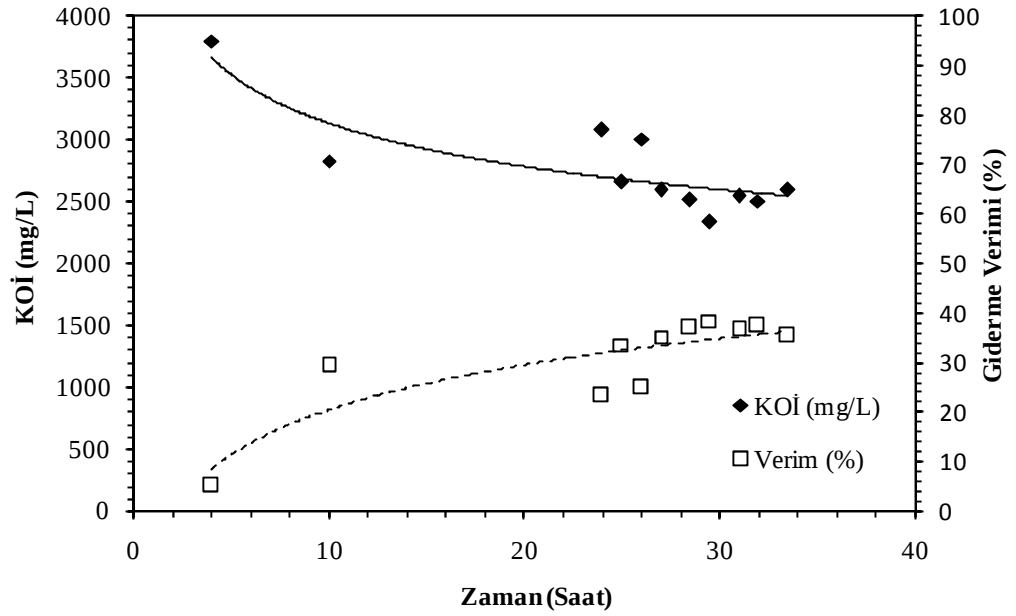
Şekil 4.14. 4000 mg/lt giriş değeri ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi ($Q = 1,1$ ml/dak, $T = 11,4$ saat, $B_V = 8,45$ kgKOİ/m³.gün, karbon kaynağı glikoz)



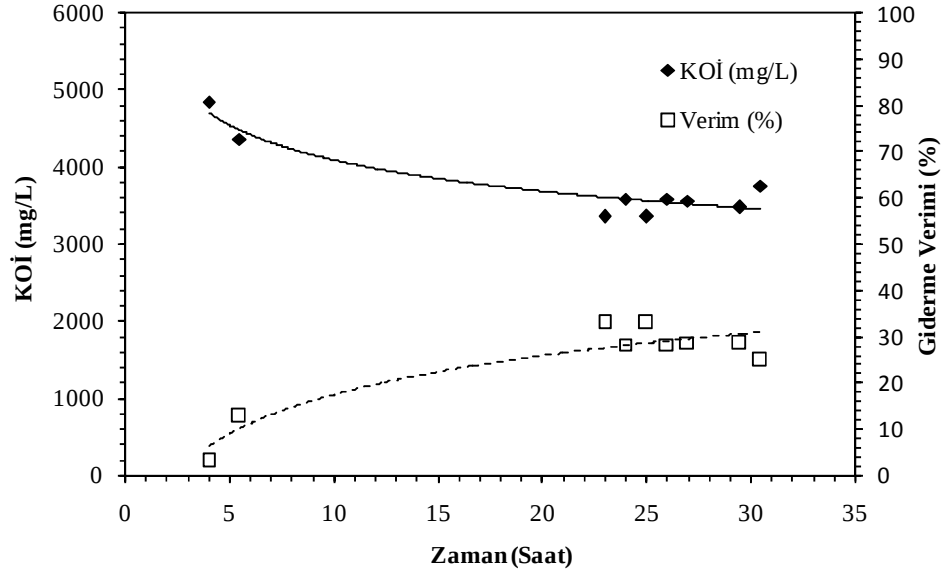
Şekil 4.15. 2000 mg/lt giriş değeri ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi ($Q = 2,57$ ml/dak, $T = 4,86$ saat, $B_V = 9,87$ kgKOİ/m³.gün, karbon kaynağı glikoz)



Şekil 4.16. 5000 mg/lt giriş değeri ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi ($Q = 1,1$ ml/dak, $T = 11,4$ saat, $B_V = 10,56$ kgKOİ/m³.gün, karbon kaynağı glikoz)

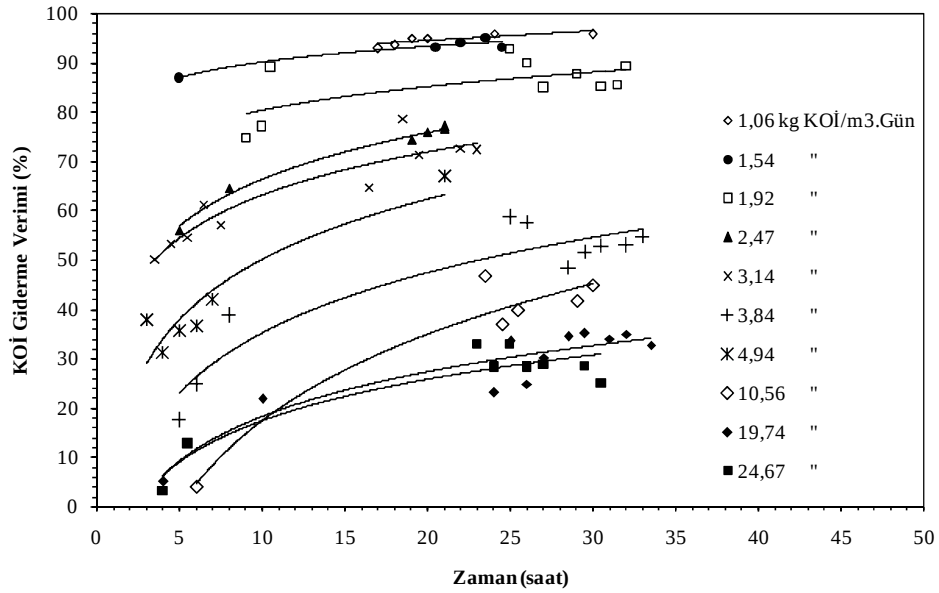


Şekil 4.17. 4000 mg/lt giriş değeri ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi ($Q = 2,57$ ml/dak, $T = 4,86$ saat, $B_V = 19,74$ kgKOİ/m³.gün, karbon kaynağı glikoz)



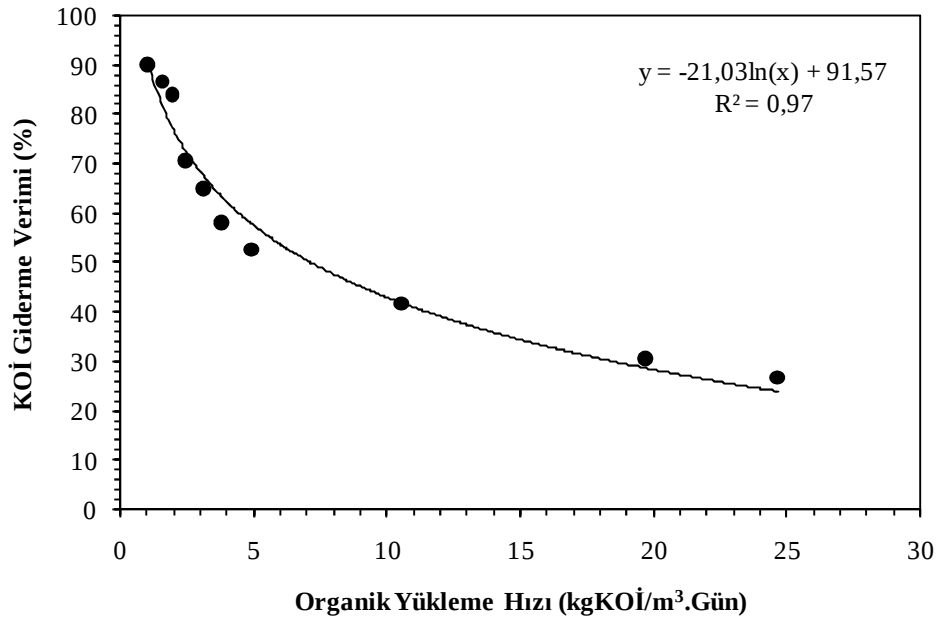
Şekil 4.18. 5000 mg/lt giriş değeri ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi ($Q=2,57$ ml/dak, $T=4,86$ saat, $B_V=24,67$ kgKOİ/ m^3 .gün, karbon kaynağı glikoz)

Yine 8,45, 10,56, 19,74 ve 24,67 kgKOİ/ m^3 .gün'lük yüksek B_V hızlarında, %30-40 lık verimler elde edilmesi bu hızlar için sistem açısından bir başarı olarak düşünülmektedir.



Şekil 4.19. Karbon kaynağı olarak glikozun kullanıldığı sürekli moda ait çeşitli organik yüklemeler için KOİ giderme verimi – zaman ilişkileri

Şekil 4.19’da çalışmanın bu modunda elde edilen KOİ giderme verimleri çeşitli organik yükleme hızları için verilmiştir. Şekilden de görüldüğü gibi artan Bv hızları ile ortalama arıtma verimleri düşmüş ancak oldukça yüksek sayılabilecek hızlarda dahi sistem en az %30-40’lık verimler elde edilmiştir. Ayrıca klasik sistemlere göre yüksek olan 2-5 kgKOİ/m³.gün’lük hızlarda, %70 ve üzeri arıtma verimleri elde edilmiştir. Aşağıda organik yükleme hızı ile KOİ giderme verimleri arasındaki ilişki verilmiştir.



Şekil 4.20. Karbon kaynağı olarak glikozun kullanıldığı sürekli moda ait organik yükleme hızı - KOİ giderme verimi ilişkisi

Şekil 4.20’deki grafikte verilmiş olan KOİ giderme verimleri her bir çalışma hızındaki (B_V) hidrolik bekletme süresinden sonra elde edilen verimlerin ortalaması olarak alınmış olup elde edilen eğriye ait denklem;

$$y = -21,03 \ln(x) + 91,57$$

olup, denkleme ait **R²** değeri **0,97** dir. Bu nedenle elde edilen bu denklem ile çalışmaya ait basit bir model olabileceği düşünülmüş ve denklem yardımı ile uygulanacak olan organik yükleme hızında elde edilecek arıtma verimi yaklaşık olarak tahmin edilebilecektir.

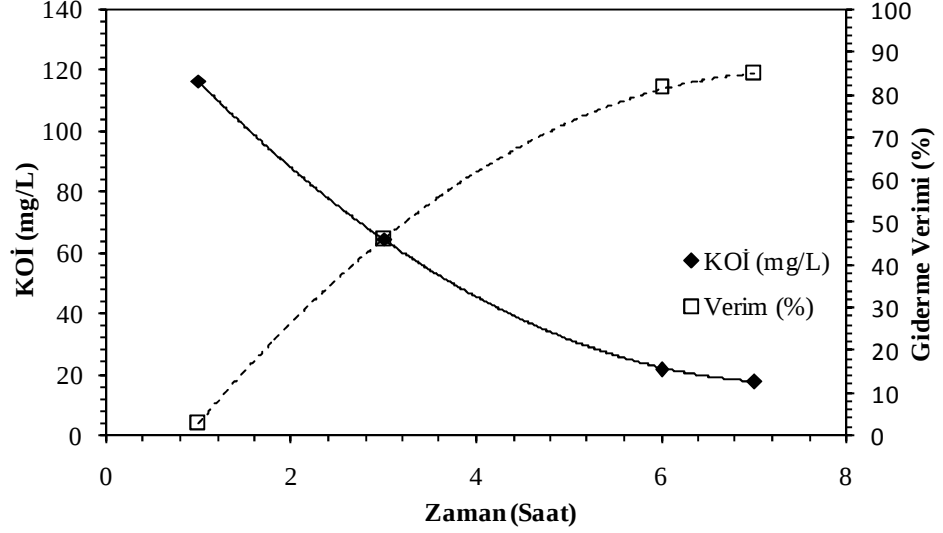
4.3. Anaerobik Reaktörde Kombina Atıksuyu ile Yapılan Sürekli Çalışmalar

Çalışmanın bundan sonraki kısmına gerçek bir atıksu ile sistem performansını ölçmek amacıyla Erzurum Et ve Balık Kombinası atıksuyu ile devam edilmiştir. Kurumdan alınan atıksuyun KOİ konsantrasyonu her gün ve hatta gün içinde değişiklikler gösterdiğinden atıksu laboratuara getirildiğinde hemen sonra analizleri yapılmış ve elde edilen değere göre çalışılmak istenen KOİ konsantrasyonuna seyreltilerek sisteme verilmiştir. Farklı zamanlarda alınan ve laboratuarda yapılan çeşitli analiz sonuçları tabloda verilmektedir.

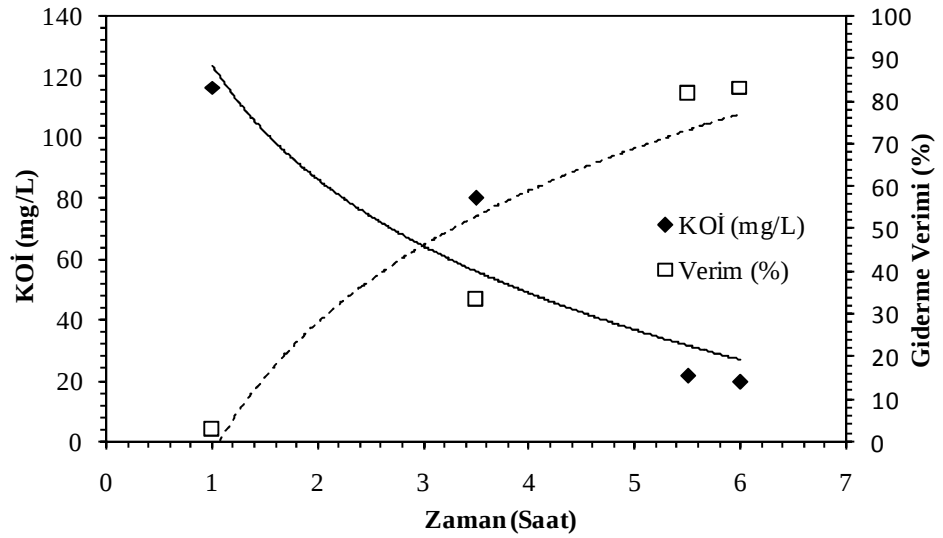
Çizelge 4.3. Farklı zamanlarda alınan kombina atıksuyunun laboratuarda yapılan analiz sonuçları

Ölçülen Parametre	Minimum Değer	Maksimum Değer
KOİ (mg/l)	500	2500
Yağ ve gres (mg/l)	36,94	52,5
Toplam azot (mg/l)	162,2 (2000 mg/l KOİ için)	182,2 (2000 mg/l KOİ için)
Toplam karbon (mg/l)	728,54 (2000 mg/l KOİ için)	748,36 (2000 mg/l KOİ için)
Askıda katı madde (mg/l)	5240	54220
Alkalinite (mg/l)	175	390
Çözülmüş oksijen (mg/l)	0,6	0,8
PO ₄ -P (mg/l)	7,0	75,9
pH	7,1	9,15
Sıcaklık (°C)	11,2	17,5

Çalışmalarda elde edilen bulgular aşağıda sunulmuştur.

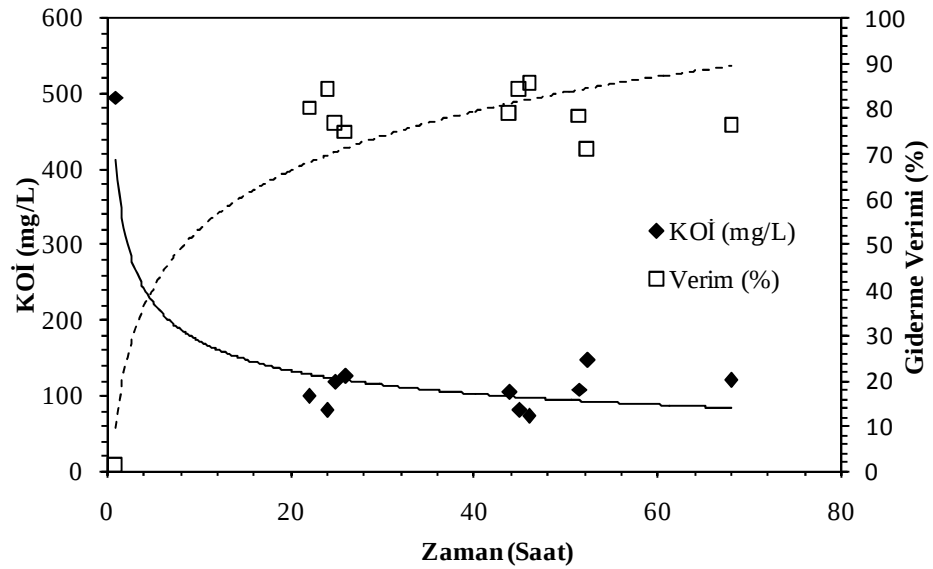


Şekil 4.21. 120 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi ($Q = 2,52$ ml/dak, $T = 4,96$ saat, $B_V = 0,58$ kgKOİ/m³.gün)



Şekil 4.22. 120 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi ($Q = 3,27$ ml/dak, $T = 3,82$ saat, $B_V = 0,75$ kgKOİ/m³.gün)

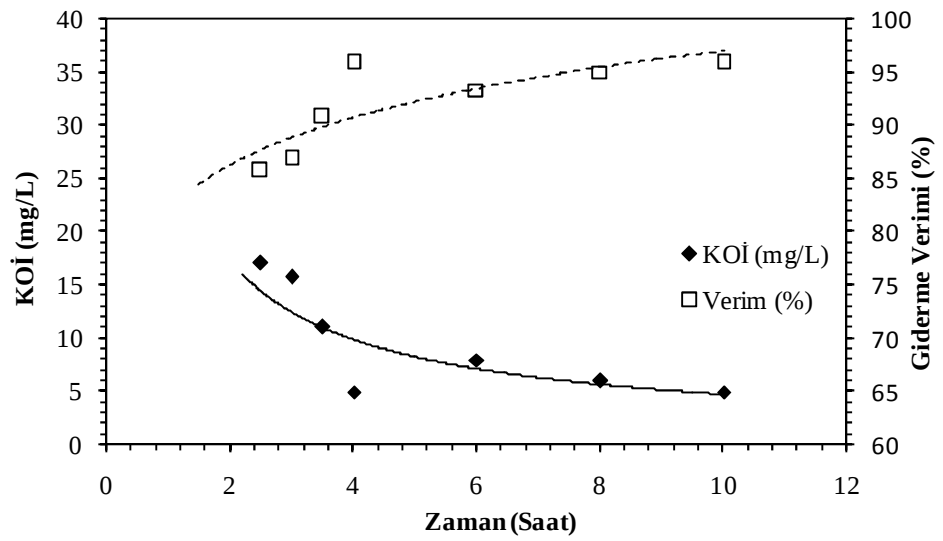
Şekil 4.21 ve 4.22’de başlangıç atıksu KOİ konsantrasyonu 120 mg/L gibi düşük bir değere ayarlanarak sistemin bu düşük değerlerde göstereceği performans incelenmiştir. Sistemin daha önce uzun süre çalıştırılmış olması nedeniyle anaerobik arıtım için düşük sayılabilecek bu KOİ konsantrasyonunda dahi ortalama % 80 civarında giderme verimi ortaya koyması dikkat çekicidir. Ancak yine de düşük giriş konsantrasyonu nedeni ile normalde beklenen %90 ve üzeri arıtma veriminin altında kalmıştır. Çalışmanın devamında literatürde sıklıkla rastlanan 500 mg KOİ/L’lik anaerobik arıtım alt sınırına ayarlanan atıksu ile yapılan denemede (Şekil 4.23) arıtma verimi ortalama %85’lik değere yükselmiştir. Bu çalışmada uygulanan organik yükleme hızı (B_V) 1,056 kgKOİ /m³.gün ile klasik sistemlerin üst sınırındadır.



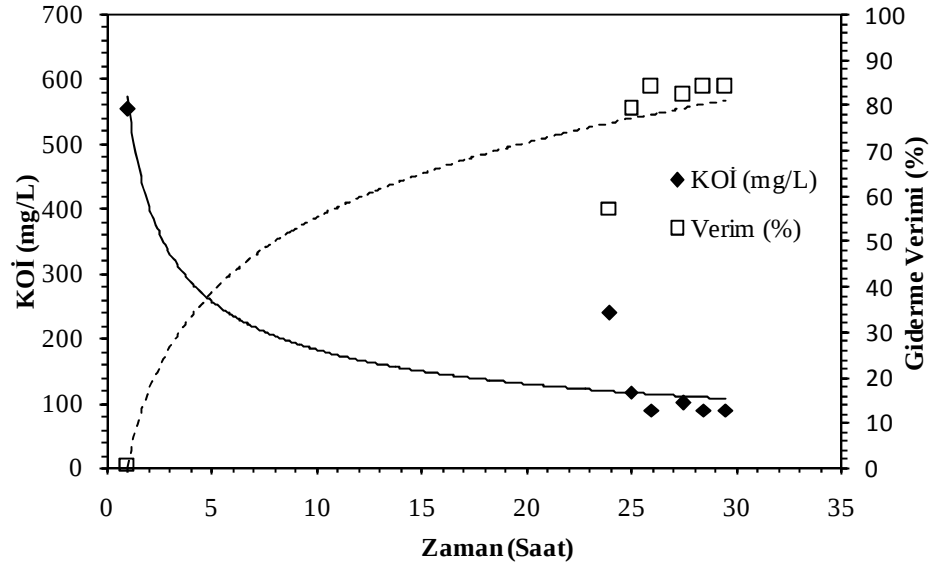
Şekil 4.23. 500 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi ($Q = 1,1\text{ml/dak}$, $T = 11,4$ saat, $B_V = 1,056$ kgKOİ/m³.gün)

Sistem performansı üzerinde KOİ konsantrasyonu ile organik yükleme hızının etkisinin gösterilmesi açısından Şekil 4.23 ve 4.24’de verilen grafikler oldukça çarpıcıdır. Şekil 4.24’de uygulanan KOİ konsantrasyonu 120 mg/L olmasına rağmen B_V 1,18 kgKOİ/m³.gün olduğundan elde edilen verim ortalama % 90 ve üzerinde gözlenmiştir. Benzer şekilde Şekil 4.23’de 500 mg/L lik KOİ konsantrasyonu ile de ($B_V = 1,056$

kgKOİ/m³.gün) yaklaşık aynı arıtma verimleri elde edilmiştir. Buradan da anlaşılabacağı üzere organik yükleme hızı sistem üzerinde oldukça önemli olup, bu çalışmada da olduğu gibi, başlangıç KOİ değeri düşük olsa dahi yeterli karbon kaynağını sağlayacak şekilde B_V hızı ayarlandığında sistem performansı düşmemektedir. Kısacası sisteme verilen kirletici konsantrasyonundansa verilen atıksu debisi daha önemlidir. Benzer durum Şekil 4.25’de de görülmektedir.

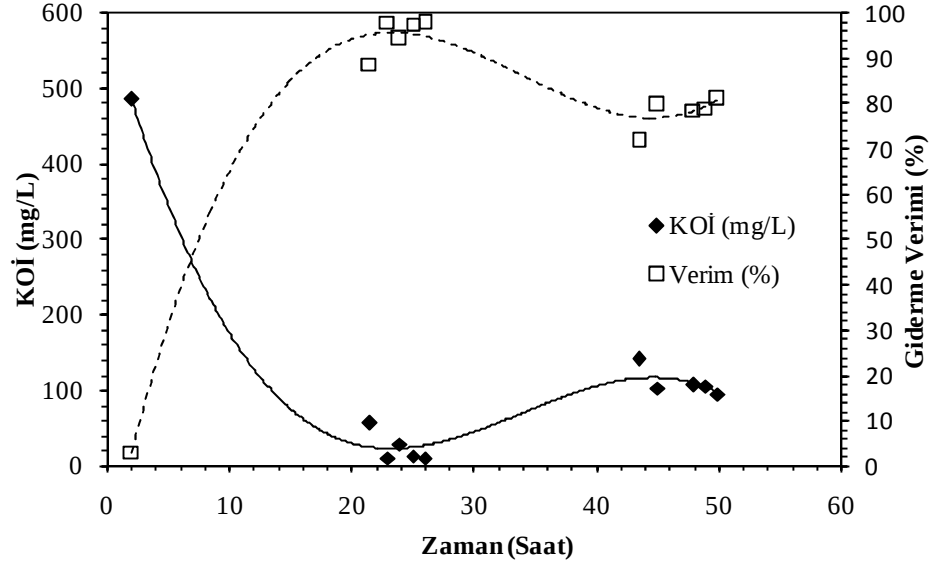


Şekil 4.24. 120 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi (Q = 5,15 ml/dak, T = 2,43 saat, B_V = 1,18 kgKOİ/m³.gün)



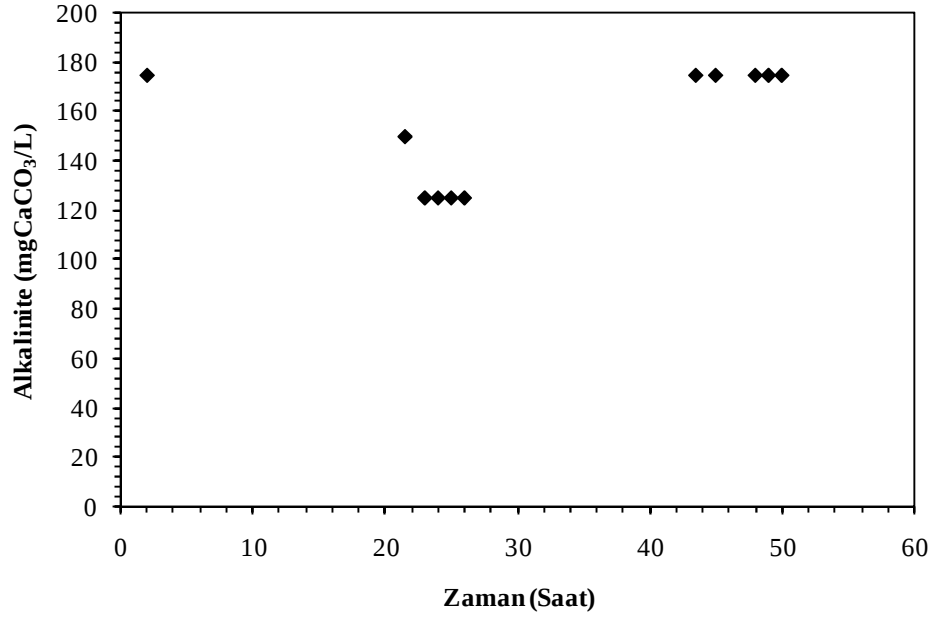
Şekil 4.25. 560 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi ($Q = 1,1$ ml/dak, $T = 11,4$ saat, $B_V = 1,18$ kgKOİ/m³.gün)

Çalışmanın devamında organik yükleme hızları arttırılarak sistem performansı ölçülmüştür. Şekil 4.26 incelendiğinde B_V hızı önceki çalışmalara göre yaklaşık iki kat arttırıldığı ve 2,42 kgKOİ/m³.gün değerine getirildiği görülmektedir. Elde edilen KOİ giderme verimleri ortalama %75 ve üzeri olup bu noktada elde edilen çıkış KOİ konsantrasyonları yaklaşık 20 mg/L'lik düşük değerlere sahiptir.

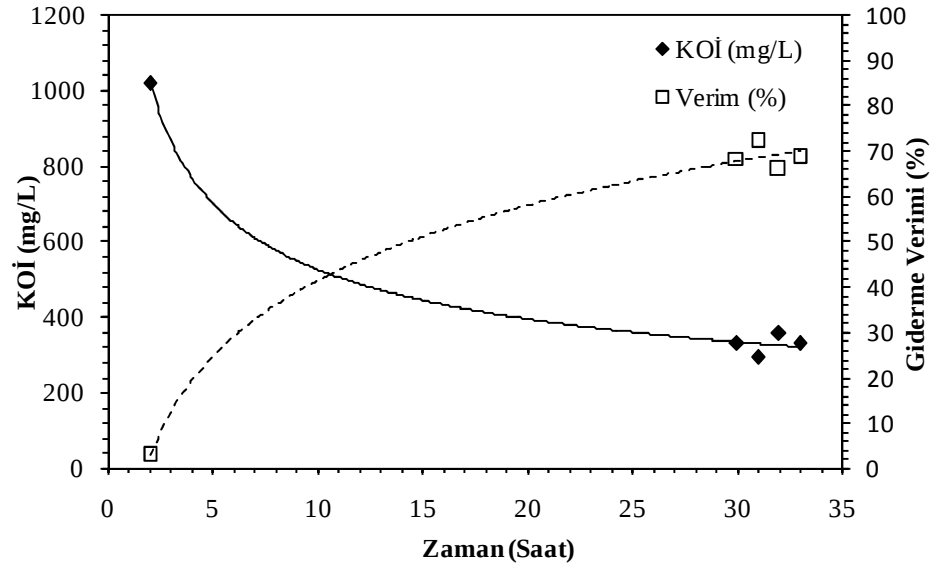


Şekil 4.26. 500 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi ($Q = 2,52$ ml/dak, $T = 4,96$ saat, $B_v = 2,42$ kgKOİ/m³.gün)

Bu çalışma esnasında sistemde alkalinitenin durumunun ne olduğunun görülmesi amacıyla alkalinite analizleri yapılmış ve elde edilen bulgular Şekil 4.27’de verilmiştir. Şekilden de görüldüğü üzere 25 ila 30. saatlerden itibaren alkalinite bir miktar düşmüş ve buna bağlı olarak da Şekil 4.26’da verilen eğrideki düşüş gerçekleşmiştir. Bu noktada sisteme alkalinite ilavesi yapılmış ve pH ayarlanmıştır.



Şekil 4.27. 500 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait Alkalinite-zaman ilişkisi ($Q = 2,52$ ml/dak, $T = 4,96$ saat, $B_V = 2,42$ kgKOİ/m³.gün)

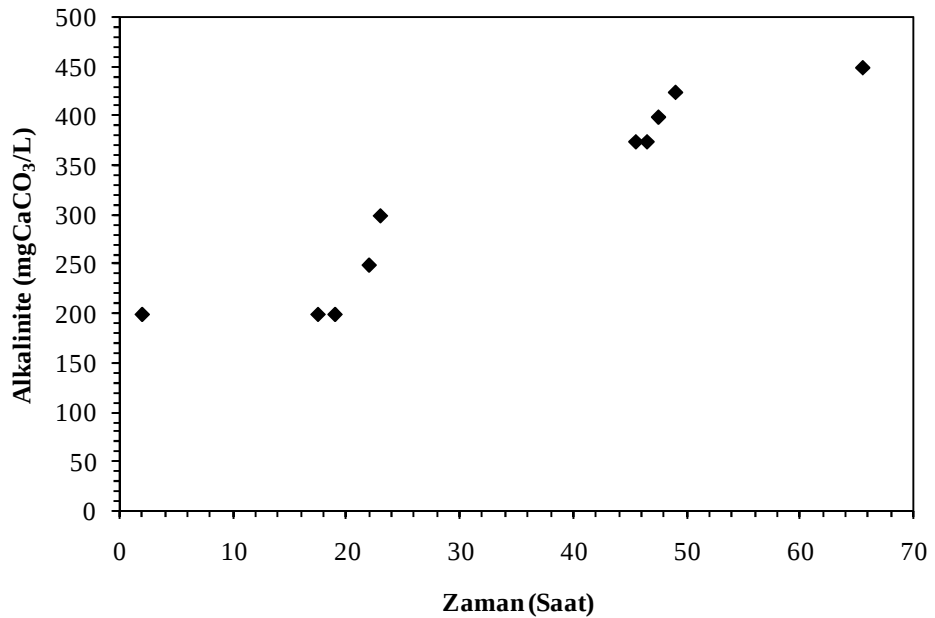


Şekil 4.28. 1000 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi ($Q = 1,1$ ml/dak, $T = 11,4$ saat, $B_V = 2,11$ kgKOİ/m³.gün)

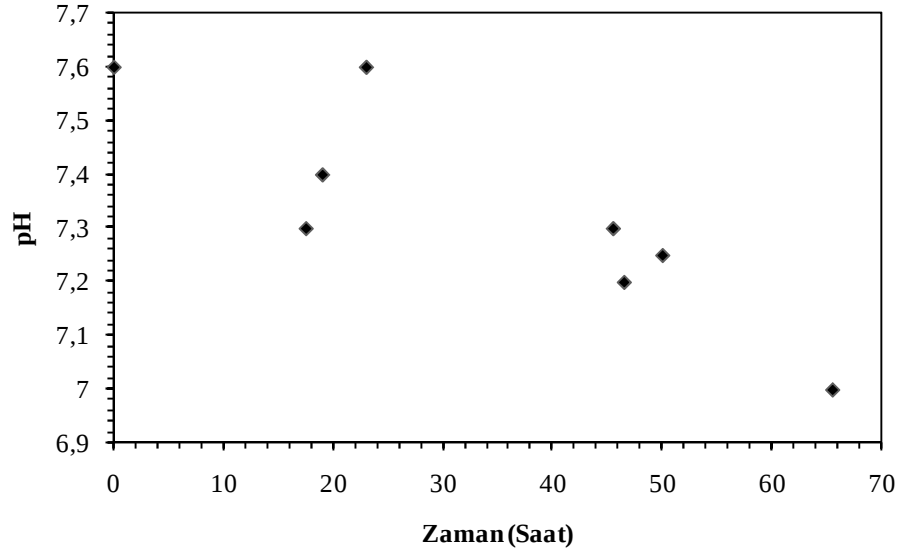
Benzer şekilde sisteme verilen organik yükleme hızı bir miktar daha artırılmış ve kombina atıksuyu KOİ konsantrasyonu 1000 mg/L'ye ve atıksu debisi de 1,1 ml/dak'ya ayarlanarak B_V 2,11 kgKOİ/m³.gün'e getirilmiştir. Elde edilen verimler az bir miktar daha düşmüş ancak hala %70 ve üzerinde seyretmeye devam etmiştir. Elde edilen değerler bu organik yükleme hızı için oldukça yüksek sayılabilecek bir arıtma performansdır (Şekil 4.28).

Bu çalışmaya ait alkalinite ve pH ölçümleri Şekil 4.29 ve 4.30'da verilmiştir. Bu grafiklerden de görüldüğü gibi pH değerleri nötr pH civarında seyretmekte ve olumsuz bir durum oluşturacak değerlere sahip görülmemektedir.

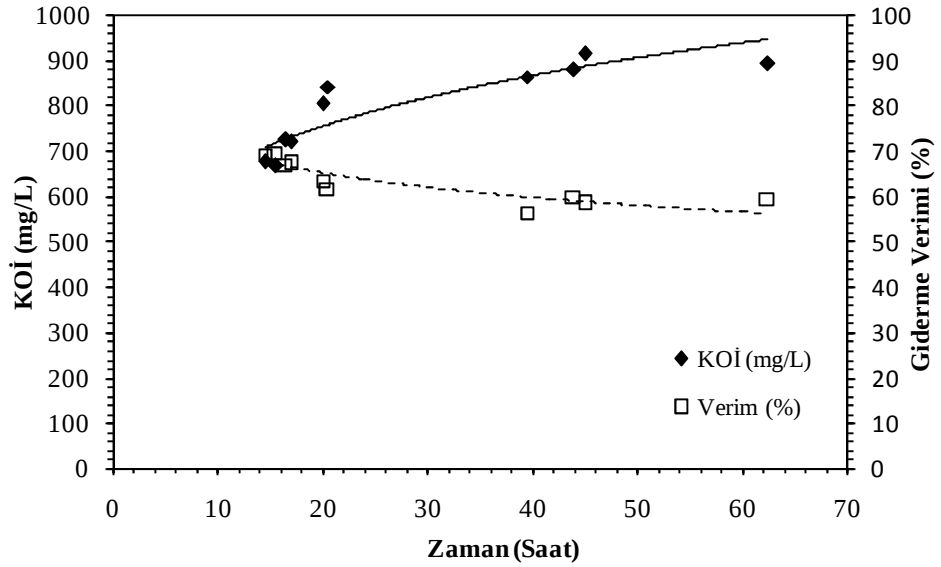
Alkalinite zaman grafiğinde pH'nın yükselmesiyle doğru orantılı olarak yükseldiği gözlenmektedir. Çalışmada bu artış, düşen pH'yı yükseltmek amacıyla zaman zaman dışardan ilave edilen NaOH ilavesinden de kaynaklanmaktadır.



Şekil 4.29. 1000 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait Alkalinite-zaman ilişkisi ($Q = 1,1$ ml/dak, $B_V = 2,11$ kgKOİ/m³.gün)

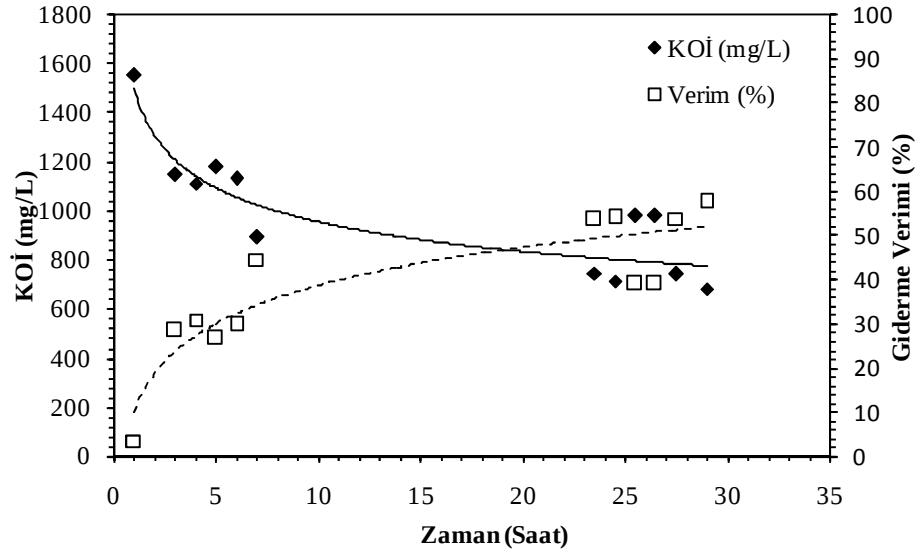


Şekil 4.30. 1000 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait pH-zaman ilişkisi ($Q = 1,1$ ml/dak, $B_V = 2,11$ kgKOİ/m³.gün)

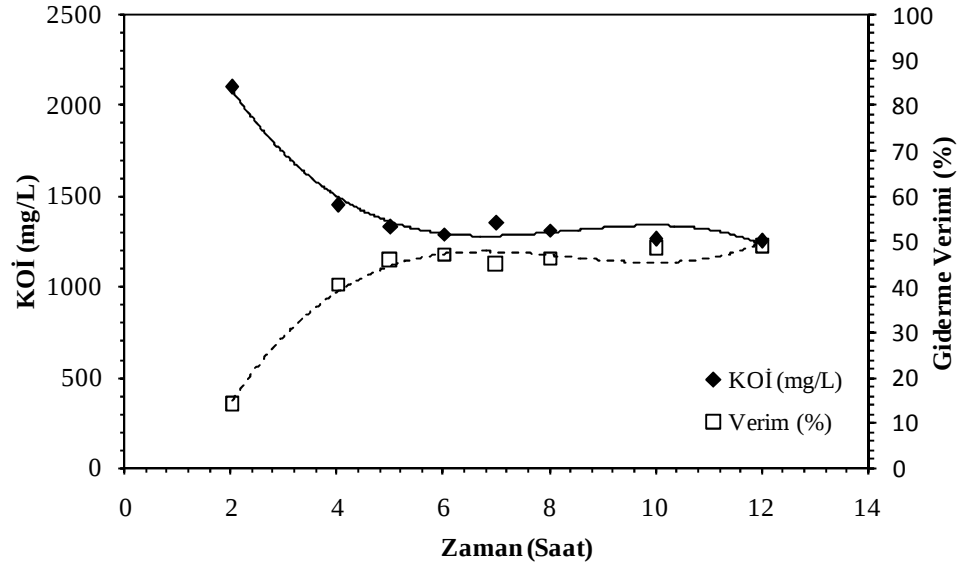


Şekil 4.31. 2200 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi ($Q = 1,1$ ml/dak, $T = 11,4$ saat, $B_V = 4,65$ kgKOİ/m³.gün)

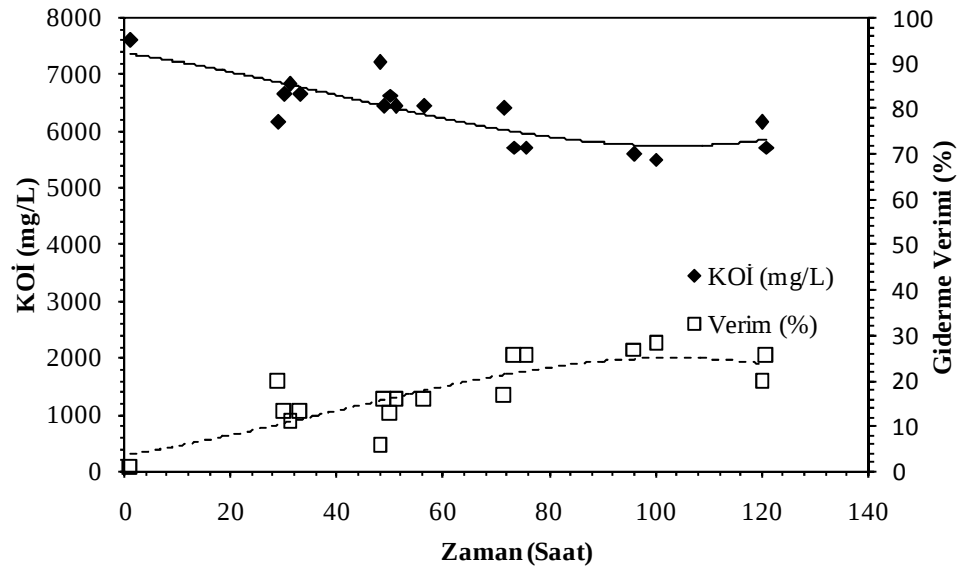
Çalışmanın devamında sisteme uygulanan B_V hızları oldukça yükseltilmiş ve 10.05, 11.80 ve 36,77 $\text{kgKOİ/m}^3\cdot\text{gün}$ gibi oldukça yüksek değerlere getirilmiştir. Elde edilen grafikler şekil 4.32, 4.33 ve 4.34’de verilmiştir.



Şekil 4.32. 1600 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi ($Q = 3,27 \text{ ml/dak}$, $T = 3,82 \text{ saat}$, $B_V = 10,05 \text{ kgKOİ/m}^3\cdot\text{gün}$)



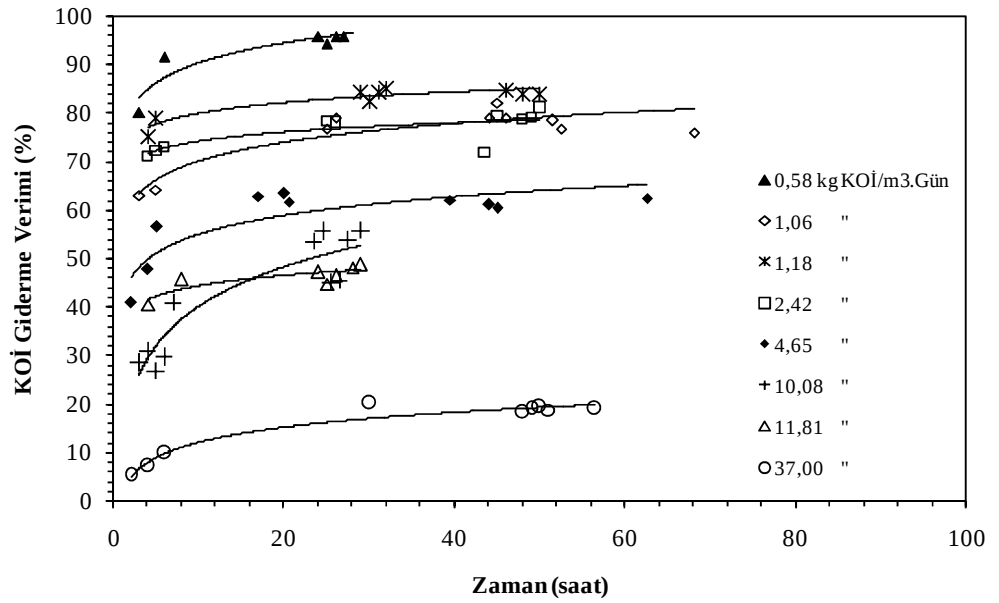
Şekil 4.33. 2440 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi ($Q = 2,52$ ml/dak, $T = 4,96$ saat, $B_V = 11,80$ kgKOİ/m³.gün)



Şekil 4.34. 7650 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait KOİ giderme verimi-zaman ilişkisi ($Q = 2,52$ ml/dak, $T = 4,96$ saat, $B_V = 36,77$ kgKOİ/m³.gün)

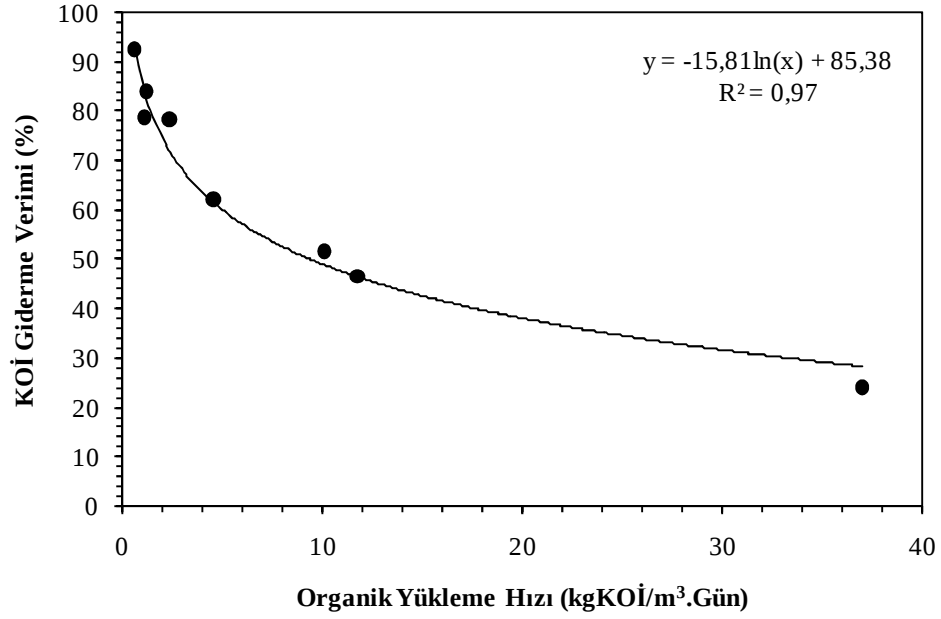
Şekil 4.32, 4.33 ve 4.34 incelendiğinde oldukça artırılan B_V hızları nedeni ile elde edilen KOİ giderme verimlerinin normal olarak düştüğü ve 10,05, 11,80 ve 36,77 $\text{kgKOİ/m}^3\cdot\text{gün}$ 'lük değerler için sırasıyla ortalama %51, 46 ve 21 civarında kaldığı gözlenmiştir.

Erzurum Et ve Balık Kombinası atıksuyu ile yapılan denemelerde elde edilen KOİ giderme verimleri Şekil 4.35'de verilmiştir.



Şekil 4.35. Çeşitli organik yükleme hızlarında sistemin ortaya koymuş olduğu KOİ giderme verimleri

Bu denemeler sonucunda elde edilen verimlerin B_V hızı ile ilişkisinin ortaya konması amacıyla Şekil 4.36'daki grafik verilmiştir.

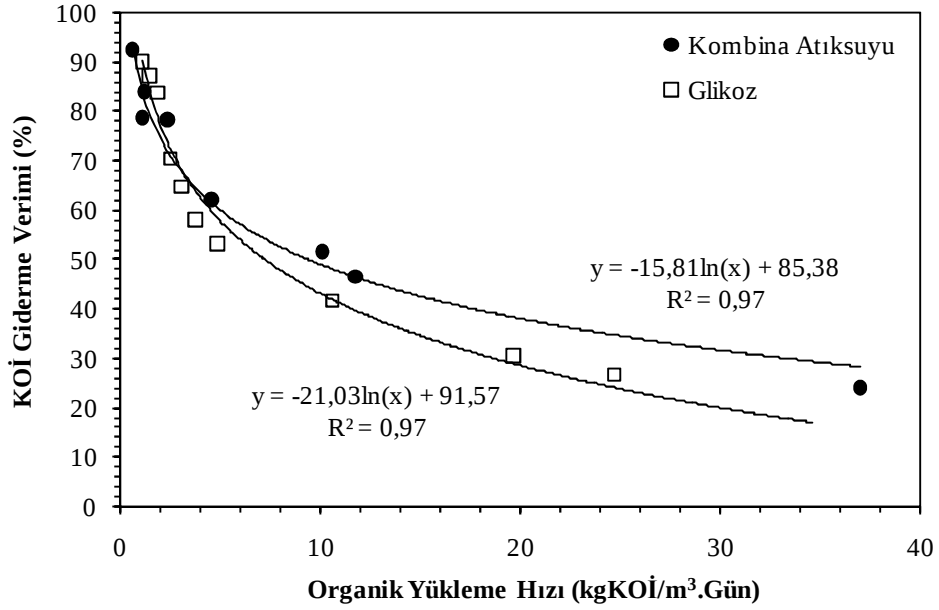


Şekil 4.36. Erzurum Et ve Balık Kombinası atıksuyu ile yapılan sürekli moda ait organik yükleme hızı - KOİ giderme verimi ilişkisi

Karbon kaynağı olarak glikozun kullanıldığı denemelerde olduğu gibi kombina atıksuyu kullanılan bu denemeler için de elde edilen organik yükleme hızı - KOİ giderme verimi ilişkisi grafiğinde eğriye ait denklem;

$y = -15,81 \ln(x) + 85,38$ şeklinde elde edilmiş olup, denkleme ait R^2 değeri de **0,97** olarak bulunmuştur. Burada; y , elde edilen KOİ giderme verimini ve x 'de organik yükleme hızını (B_V) temsil etmektedir.

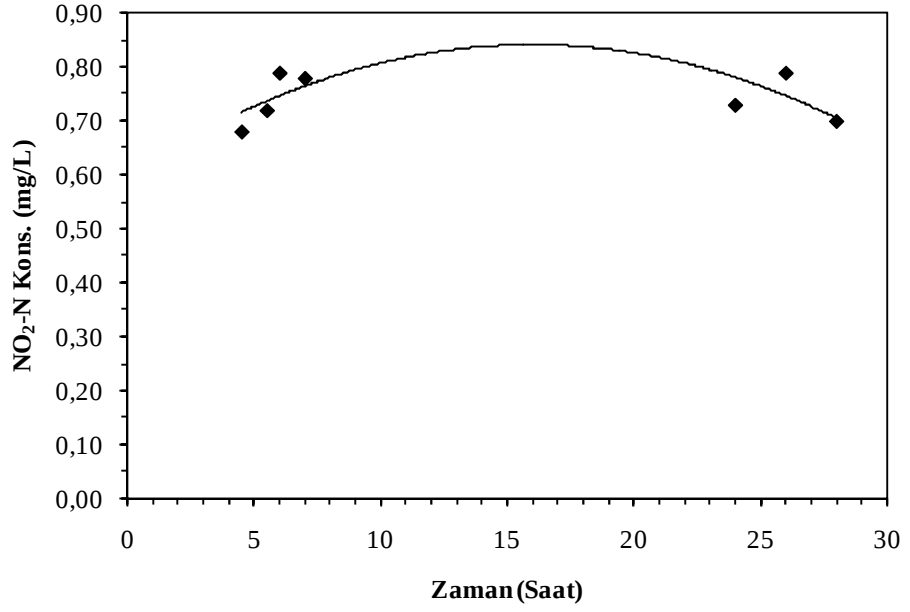
Ayrıca her iki atıksu için bir karşılaştırma olması açısından Şekil 4.37'de B_V -Verim ilişkisi birlikte verilmiştir.



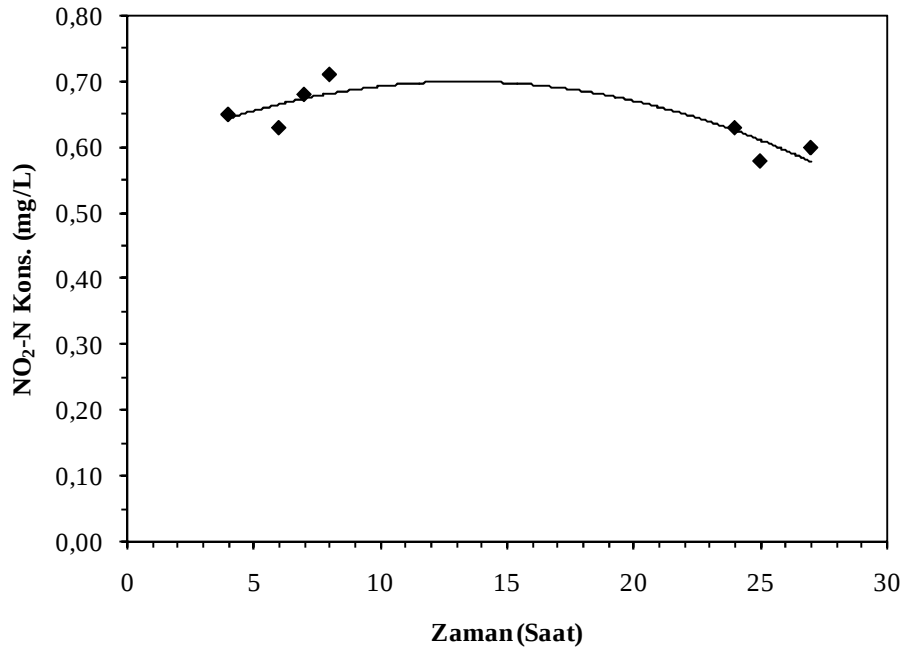
Şekil 4.37. Erzurum Et ve Balık Kombinası atıksuyu ile yapılan çalışmalara ait organik yükleme hızı - KOİ giderme verimi ilişkilerinin birlikte gösterimi

Şekil 4.37. incelendiğinde her iki atıksu için de yaklaşık aynı performans dikkat çekmektedir. Ancak kombina atıksuyunun kullanıldığı denemelerde az da olsa yüksek verimler elde edilmiş olup, bunun nedeninin bu atıksuda biyolojik arıtım için gerekli nütrient ve diğer maddelerin kombina atıksuyunda daha uygun miktarlarda olabileceği ve sentetik olarak hazırlanan atıksuyun (glukoz ile) bu anlamda bu farkı doğurduğu kanaatine varılmıştır.

Çalışma süresince çeşitli organik yükleme değerlerinde KOİ ölçümlerinin yanında $\text{NO}_2\text{-N}$ ve $\text{PO}_4\text{-P}$ konsantrasyonları da ölçülmüştür. Elde edilen bulgular aşağıda verilmiştir.

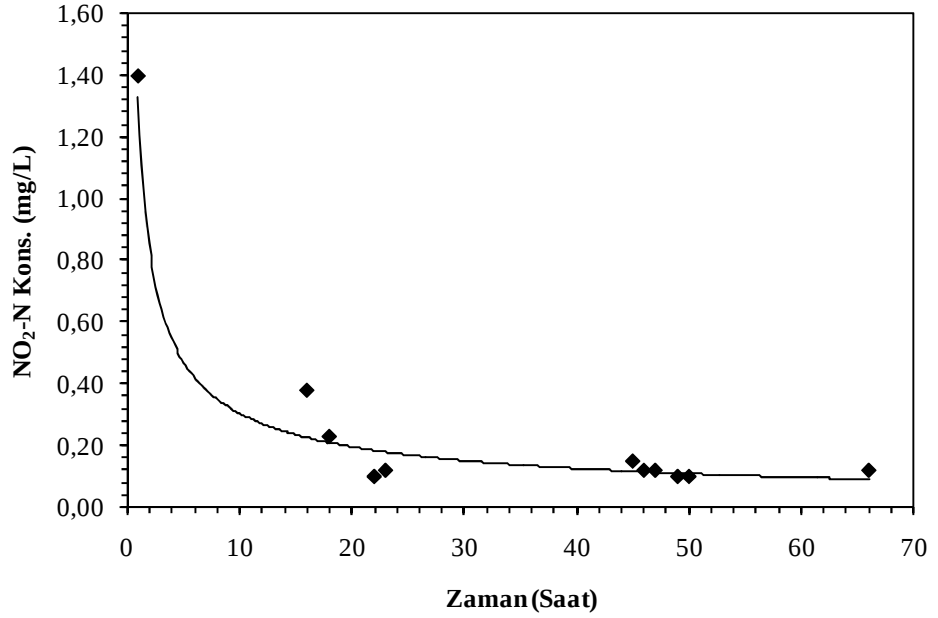


Şekil 4.38. 120 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait NO₂-N konsantrasyonu-zaman ilişkisi ($Q = 3,27$ ml/dak, $B_V = 0,75$ kgKOİ/m³.gün)

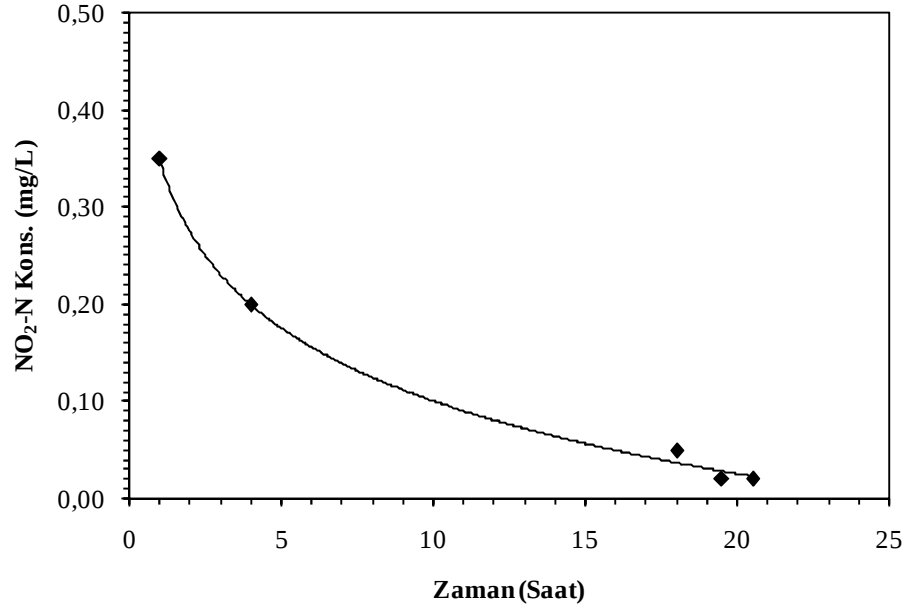


Şekil 4.39. 120 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait NO₂-N konsantrasyonu-zaman ilişkisi ($Q = 5,15$ ml/dak, $B_V = 1,18$ kgKOİ/m³.gün)

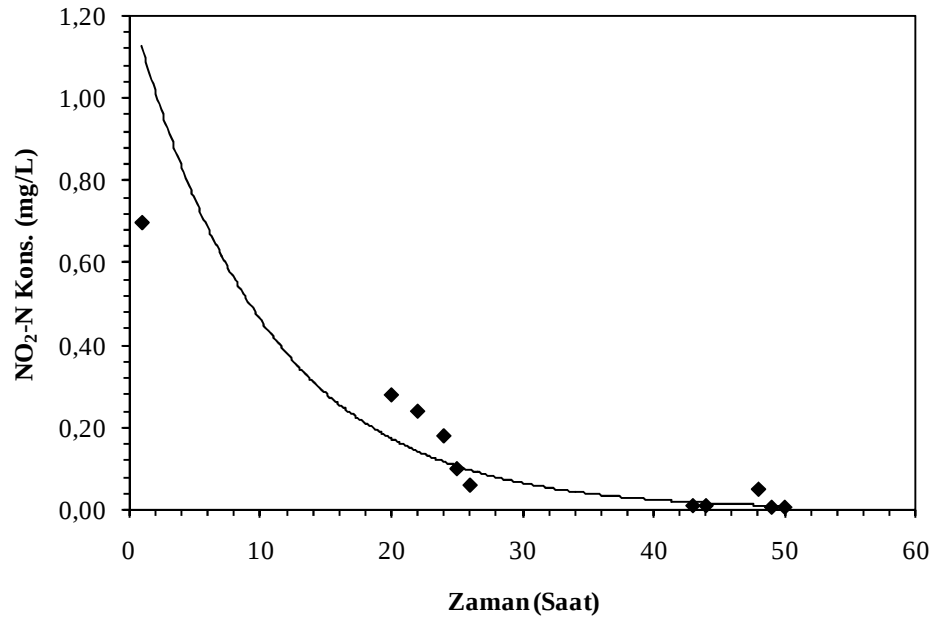
Şekil 4.38 ve 4.39 incelendiğinde $\text{NO}_2\text{-N}$ konsantrasyonlarının belirli bir değere çıkarak neredeyse sabit kaldığı ve uzun süreler sonucunda bu seviyede kaldığı görülmektedir. Bunun nedeninin sisteme verilen KOİ konsantrasyonlarının her iki deneme serisinde de düşük oluşu olarak düşünülmektedir. Bilindiği üzere anaerobik reaktörlerde nihai ürünlerden birisi de N_2 gazı olup, bu gaz $\text{NO}_3\text{-NO}_2\text{-N}_2$ (denitrifikasyon) şeklindeki dönüşüm sıralaması ile oluşmaktadır. Ancak bu prosesin gerçekleşmesi için yeterli miktarlarda $\text{NO}_3\text{-N}$ ve karbon kaynağına ihtiyaç vardır. Burada uygulanan KOİ konsantrasyonları bu dönüşüm için yetersiz kalmıştır. Aşağıda daha yüksek KOİ konsantrasyonları ve B_V hızlarına ait denemelerde elde edilen bulgular sunulmuştur.



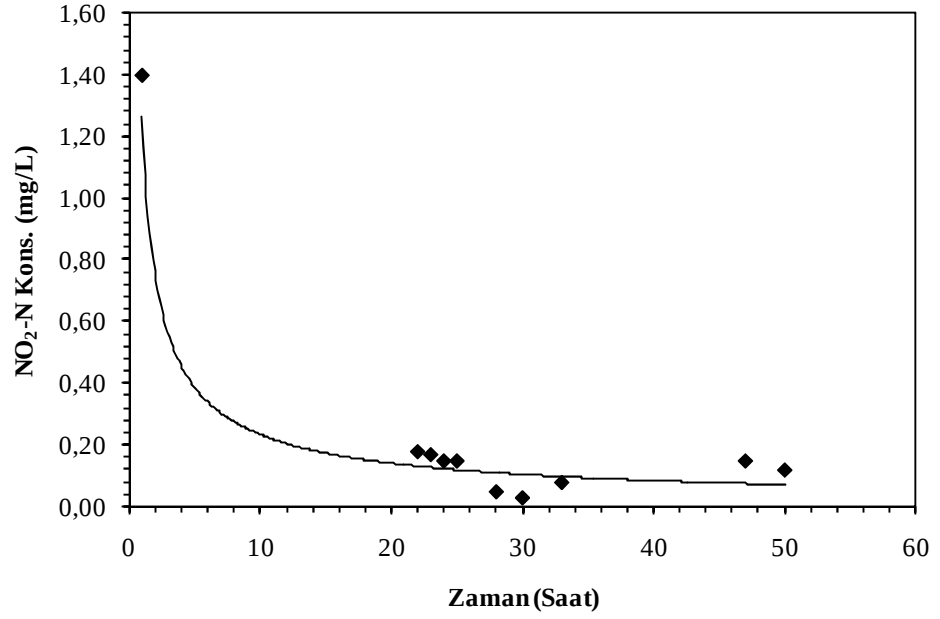
Şekil 4.40. 1000 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait $\text{NO}_2\text{-N}$ konsantrasyonu-zaman ilişkisi ($Q = 1,1$ ml/dak, $B_V = 2,11$ kg KOİ/m^3 .gün)



Şekil 4.41. 500 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait NO₂-N konsantrasyonu-zaman ilişkisi ($Q = 2,52$ ml/dak, $B_V = 2,42$ kgKOİ/m³.gün)

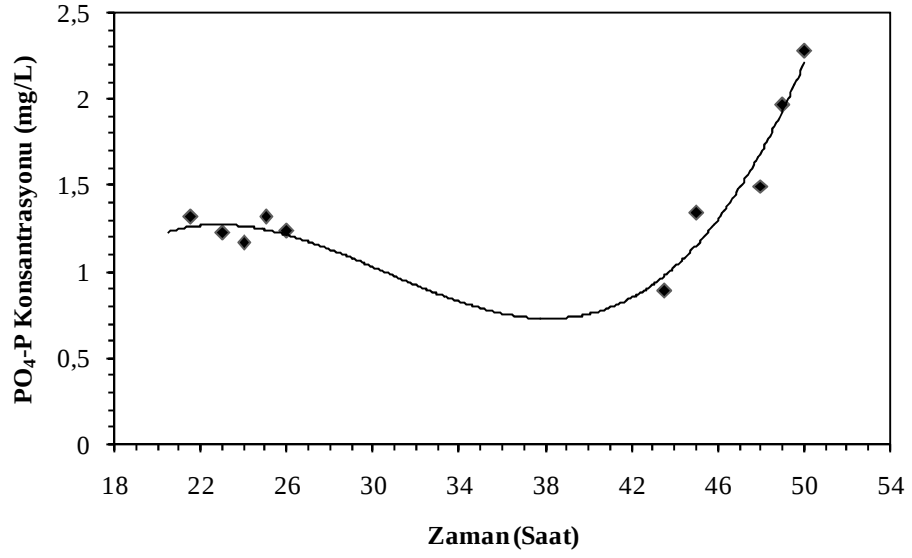


Şekil 4.42. 500 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait NO₂-N konsantrasyonu-zaman ilişkisi ($Q = 3,27$ ml/dak, $B_V = 3,14$ kgKOİ/m³.gün)

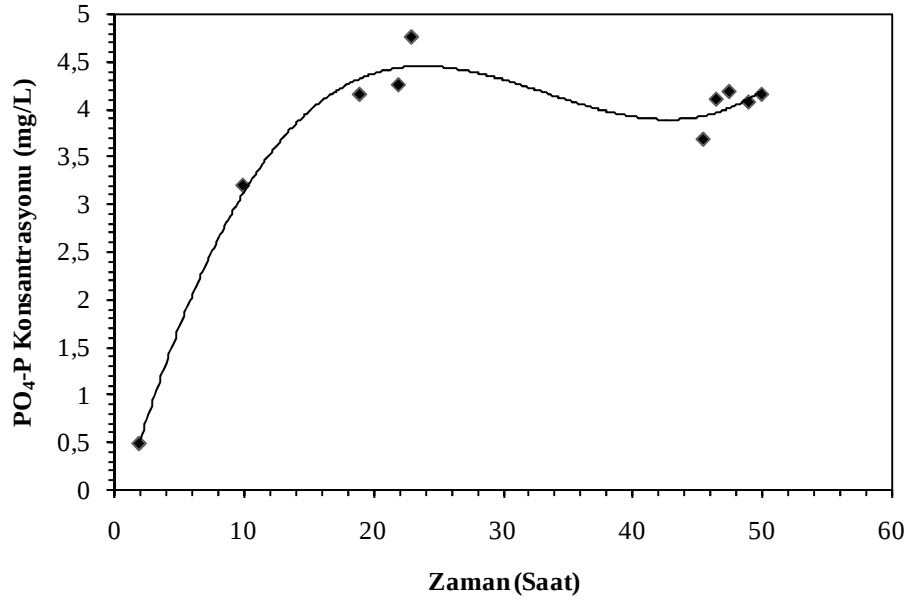


Şekil 4.43. 1000 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait NO₂-N konsantrasyonu-zaman ilişkisi ($Q = 2,52$ ml/dak, $B_V = 4,83$ kgKOİ/m³.gün)

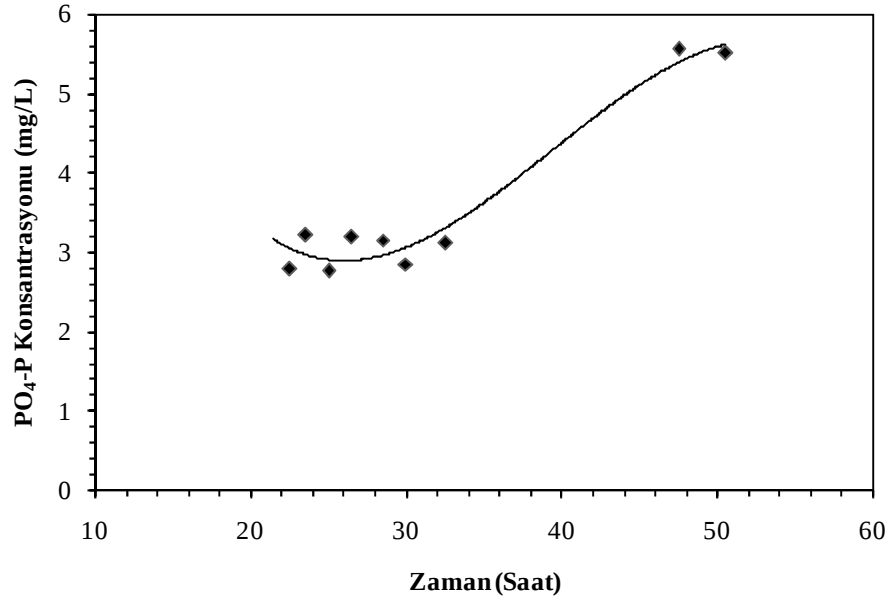
Çalışmada denenen diğer konsantrasyonlar daha yüksek olduğundan sistemde NO₂-N konsantrasyonları azalmış ve proses gereği azot gazına dönüşerek sistemden uzaklaşmıştır. Bu durum Şekil 4.40-4.43 de verilen grafiklerden de açıkça görülmektedir. Özellikle 10. saatten itibaren NO₂-N konsantrasyonlarında kayda değer düşüşler elde edilmiştir.



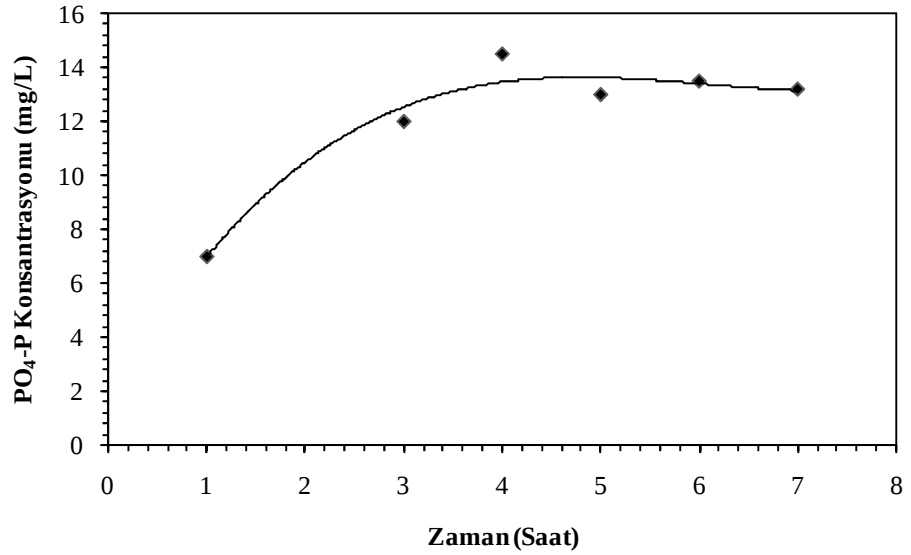
Şekil 4.44. 500 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait $PO_4\text{-P}$ konsantrasyonu-zaman ilişkisi ($Q = 2,52$ ml/dak, $B_v = 2,42$ kgKOİ/m³.gün)



Şekil 4.45. 1000 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait $PO_4\text{-P}$ konsantrasyonu-zaman ilişkisi ($Q = 1,1$ ml/dak, $B_v = 2,11$ kgKOİ/m³.gün)



Şekil 4.46. 1000 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait $PO_4\text{-P}$ konsantrasyonu-zaman ilişkisi ($Q = 2,52$ ml/dak, $B_V = 4,84$ kgKOİ/m³.gün)



Şekil 4.47. 1600 mg KOİ/L giriş değerine sahip kombina atıksuyu ile yapılan çalışmaya ait $PO_4\text{-P}$ konsantrasyonu-zaman ilişkisi ($Q = 3,27$ ml/dak, $B_V = 10,08$ kgKOİ/m³.gün)

Şekil 4.44-4.7' de verilen PO_4 -P değişim grafiklerinden de görüldüğü gibi, anaerobik sistemlerde reaktör içerisindeki PO_4 -P konsantrasyonları karbon kaynağı yettiği sürece sürekli olarak artmaktadır. Bunun nedeni fosfor salgılayan ve tutan bakterinin (genellikle *Acinetobacter spp.*) bünyesinde poly 2-hydroxy butyrat (PHB) tutması ve bu esnada hücre zarı dışına PO_4 -P salgılamasıdır. PHB, diğer besin maddeleri sınırlı olduğunda fazla organik karbon için bir elektron deposudur. Fosfat bakterileri asetatı bünyesine alarak PHB sentezlerler. Bu esnada gerekli olan enerji ise polifosfatların parçalanmasından elde edilir ve böylece PO_4 -P serbest kalarak hücre zarı dışına çıkar ve duru su bölgesinde artış gösterir. Biyolojik arıtım sistemlerinde PO_4 -P arıtımı yapabilmek için mutlak suretle anaerobik arıtımı takiben bir aerobik arıtım ünitesine ihtiyaç duyulmaktadır. Anaerobik reaktör duru su bölgesinde artan PO_4 -P konsantrasyonu atıksu aerobik bölgeye geçtiğinde tekrar hücre zarına geçerek hücreye alınır ve atıksu içerisindeki PO_4 -P hücre içinde birikir ve çamur ile birlikte sudan uzaklaştırılmış olur.

5. TARTIŞMA ve SONUÇ

Bu çalışmada pomza destek ortamı ile doldurulmuş yukarı akışlı sabit yatak anaerobik bir reaktörde üç aşamalı çalışma gerçekleştirilmiş olup, ilk safhada sistem kesikli çalıştırılmış, ikinci safhada sentetik olarak hazırlanmış atıksu sisteme verilerek sürekli akım moduna geçilmiş ve çalışmanın üçüncü ve son safhasında da Erzurum Et ve Balık Kombinası Atıksuyu ile sistem performansı denenmiştir.

Başlangıç safhasında sistem kesikli çalıştırılarak yatak malzemesi olarak kullanılan pomzaya mikroorganizmaların tutunması ve biyofilmin oluşturulması amaçlanmıştır. Bu amaçla düşük konsantrasyonlardan başlayarak giderek yükselen konsantrasyonlara sahip atıksu sisteme kesikli olarak verilmiştir. Elde edilen bulgulara göre sistemin anaerobik çalıştırılıyor olması sebebi ile çok düşük KOİ konsantrasyonları için (125, 150, 200 ve 250 mgKOİ/L) yeterli KOİ azalımı gözlenememiştir. Bu durumun, hem yeterli karbon kaynağının ortamda bulunmayışı ve hem de biyofilmin henüz tam olarak oluşamamış olmasından kaynaklandığı düşünülmüştür. Sisteme verilen atıksu KOİ konsantrasyonları arttırıldıkça ve zamanla ortama verilen KOİ konsantrasyonlarının kısa sürede tükendiği gözlemlenmiştir.

Bu aşamadan sonra sistem sentetik olarak hazırlanan ve karbon kaynağı olarak glikoz barındıran atıksu ile sürekli beslenmeye başlanmış ve giriş-çıkış KOİ konsantrasyonları ölçülmüştür. Burada yine denemeler düşük konsantrasyondan yüksek konsantrasyona doğru gerçekleştirilmiştir. Çalışmanın başlangıcında sisteme verilen düşük KOİ konsantrasyonlarında ortalama KOİ giderme verimlerinde salınımlar gözlenmiş ancak genellikle %70'ler civarında ölçülmüştür. Ancak KOİ konsantrasyonunun yanında organik yükleme hızı (B_v) göz önüne alındığında artan B_v ile verimin bir miktar düştüğü görülmüştür. Başlangıçta uygulanan düşük KOİ konsantrasyonları için elde edilen verimler Çizelge 5.1. ve 5.2.'de verilmiştir.

Çizelge 5.1. Karbon kaynağı glikoz olan sentetik atıksu ile yapılan sürekli çalışmaya ait organik yüklemelere göre ortalama giderme verimleri

Organik yükleme Hızı (kgKOİ/m ³ .gün)	Hidrolik Bekletme Süresi (Saat)	Ort. Giderme Verimi (%)
0,38	30	100
0,53	30	95
0,83	30	58
1,57	30	48
2,07	30	40

Çizelge 5.2. Karbon kaynağı glikoz olan sentetik atıksu ile yapılan sürekli çalışmaya ait organik yüklemelere göre ortalama giderme verimleri

Organik yükleme Hızı (kgKOİ/m ³ .gün)	Hidrolik Bekletme Süresi (Saat)	Ort. Giderme Verimi (%)
0,38	23	100
0,53	9	99,6
0,83	24	70
1,57	96	70
2,07	96	40

Çalışmanın devamında KOİ konsantrasyonları arttırılmış ve elde edilen verimlerin nispeten daha yüksek ve daha stabil olduğu gözlenmiştir. Ancak sisteme verilen yüksek B_V hızlarında sistem verimi klasik sistemlere oranla yüksek olmasına rağmen bir miktar azalmıştır. Bu çalışmalarda elde edilen verimler özet olarak Çizelge 5.3.'de verilmiştir.

Çizelge 5.3. Sentetik atıksu ile çalışılan sürekli akım moduna ait yüksek KOİ konsantrasyonları

Organik yükleme Hızı (kgKOİ/m ³ .gün)	Hidrolik Bekletme Süresi (Saat)	Ort. Giderme Verimi (%)
1,06	11,4	93
1,54	15,63	88
1,92	6,25	85
2,47	4,86	71
3,14	3,82	65
3,84	6,25	58
9,87	4,86	45
10,56	11,4	40
19,74	4,86	35
24,67	4,86	30

Çizelge 5.3. incelendiğinde organik yükleme hızının artışına rağmen sisteme verilen KOİ ve dolayısıyla karbon kaynağının artışı ile sistemin ortaya koyduğu performansın oldukça iyi düzeylerde olduğu ve klasik sistemlerin üstünde olduğu görülmektedir.

Çalışmanın üçüncü ve son aşamasında ise gerçek bir atıksu ile sistem performansının ölçülmesi amacıyla Erzurum Et ve Balık Kombinası Atıksuyu kullanılmış ve elde edilen değerlerin sentetik atıksu ile yapılan denemelere göre daha iyi olduğu göze çarpmıştır. Bunun nedeninin ise gerçek bir atıksu olan kombina atıksuyu içeriğinin mikroorganizmalar için daha uygun olduğu olarak düşünülmüştür. Elde edilen bulgular Çizelge 5.3.'de özetlenmiştir.

Çizelge 5.4. Kombina atıksuyu ile çalışılan sürekli akım moduna ait datalar

Organik yükleme Hızı (kgKOİ/m ³ .gün)	Hidrolik Bekletme Süresi (Saat)	Ort. Giderme Verimi (%)
0.58	11,4	90
1.06	15,63	81
1.18	6,25	84
2.42	4,86	78
4.65	3,82	62
10.08	6,25	52
11.81	4,86	47
37	11,4	24

Sonuç olarak yatak malzemesi olarak pomzanın kullanıldığı yukarı akışlı anaerobik reaktör ile yapılan bu çalışmada kullanılan malzemenin ülkemiz şartları için ucuz ve bu anlamda uygun bir malzeme olduğu düşünülmekte olup, elde edilen arıtma verimleri özellikle klasik sistemlere göre oldukça yüksek yüklemelere rağmen yüksek değerlere ulaşmıştır. Elde edilen datalara göre çalışmada kullanılan bu sistemin, anaerobik sistemlerde ihtiyaç duyulan yüksek karbon kaynağı ihtiyacının sağlanması durumunda organik yükleme hızının 10 kgKOİ/m³.gün değerinin üzerine çıkmamak koşulu ile kombina atıksuyu için uygun bir arıtma alternatifi olabileceği kanaatine varılmıştır.

KAYNAKLAR

- Annachhatre A.P. and Bhamidimarri, S.M.R., (1992). Microbial attachment and growth in fixed-film reactors: process startup considerations, *Biotech. Adv.*, 10, 69-91.
- Annachhatre A.P. (1996). Anaerobic treatment of industrial wastewater. *Resources, Conservation and Recycling* 16, 161-166.
- Bhavik K. Acharya, Sarayu Mohana, Datta Madamwar (2008). Anaerobic treatment of distillery spent wash – A study on upflow anaerobic fixed film bioreactor, *Bioresource Technology* 99, 4621–4626.
- Buzzini A.P., Pires E.C. (2007). Evaluation of a upflow anaerobic sludge blanket reactor with partial recirculation of effluent used to treat wastewaters from pulp and paper plants. *Bioresource Technology* 98, 1838-1848.
- Cabezas A., Draper P., Muxi' L. and Etchebehere C. (2006). Post-treatment of a slaughterhouse wastewater: stability of the microbial community of a sequencing batch reactor operated under oxygen limited conditions. *Water Science & Technology*, 54, 2, 215–221.
- Chang H.T., Rittmann B.E., Amar D., Heim R., Ehlinger O., Lesty Y. (1991). Biofilm detachment mechanisms in a liquid fluidized bed. *Biotechnol. Bioeng.* 38, 499-506.
- Characklis W.G. (1990). Biofilm processes. In: Characklis, W.G., Marshall K.C. (Eds). *Biofilms*. Wiley, New York.
- Chen S., Sun D., Chung S.J. (2007). Anaerobic treatment of highly concentrated aniline wastewater using packed-bed biofilm reactor. *Process Biochemistry* 42,1666-1670.
- Cohen A., Breure A.M., van Andel J.G., van Deursen A. 1980. Influence of phase separation on the anaerobic digestion of glucose-I maximum COD-turnover rate during continuous operation. *Water Res.* 14, 1439-1448.
- Cooper P.F., Sutton P.M. (1983). Treatment of wastewaters using biological fluidized beds. *Chem. Eng.* 392.
- Cordoba P.R., Sanchez Riera F., Sineriz F. 1984. Treatment of industry wastewater with anaerobic filter. *Biotechnol. Lett.* 11, 753-758.
- Çelebi H., Sponza D. (2008). Amoksisilinin anaerobik arıtılabilirliği, İTÜ 11. Endüstriyel Kirlenme Kontrolü Sempozyumu.
- Çelikkol Ş., Kasapgil İnce B., Kolukırık M., Çetecioğlu M., İnce O. (2008). Kağıt endüstrisi atıksularını arıtan gerçek ölçekli anaerobik kontak reaktördeki mikrobiyal çeşitliliğin denatüran gradyan jel elektroforezi ile belirlenmesi, İTÜ 11. Endüstriyel Kirlenme Kontrolü Sempozyumu.
- Çınar Ö., Demiröz K., Uysal Y., Kanat G. (2008). Oksijenin azo boya içeren tekstil atıksularının anaerobik arıtım performansına etkisi, Çevre Sorunları Sempozyumu, Kocaeli.
- Di Felice R. 1995. Hydrodynamics of liquid fluidisation. *Chem. Eng. Sci.* 50, 1213-1245.
- Farizoğlu B., Nuhoglu A., Yıldız E., Keskinler B. (2003). The performance of pumice as a filter bed material under rapid filtration conditions, *Filtration&Separation*, 40, 3.

- Gjaltema A., Tijhuis, L., van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J., 1995. Detachment of biomass from suspended nongrowing spherical biofilms in airlift reactors. *Biotechnol. Bioeng.* 46, 258-269.
- Gjaltema A., van der Marel N., van Loosdrecht M.C.M., Heijnen J.J. (1997). Adhesion and biofilm development on suspended carriers in airlift reactors: Hydrodynamic conditions versus surface characteristics. *Biotechnol. Bioeng.* 55, 880-889.
- Goel, P.K., Chandra, R. (2003). Distillery effluent treatment by methane production in India. *Advances in Industrial Wastewater Treatment*. ABD Publishers, Jaipur, India, pp. 164–179.
- Gourari S., Begdouri A.A., (1997). Use of baked clay media as biomass support for anaerobic filters, 12, 365-375.
- Gönenç İ.E., Orhon D., Baykal B.B. (1991). Application of biofilm kinetics to anaerobic fixed bed reactors, 23, 1319-1326.
- Harremoes P., Henze M., 1995. Biofilters. In: Henze M., Harremoes P., Jansen J.C., Arvin E. (Eds.). *Wastewater Treatment*, Springer, 143-192.
- Heijnen J.J. (1984). Biological industrial wastewater treatment minimizing biomass production and maximizing biomass concentration. Ph.D.Thesis, Delft University of Technology.
- Heijnen J.J., Mulder A., Enger W., Hoeks F. (1989). Review on the application of anaerobic fluidized bed reactors in wastewater treatment. *Chem. Eng. J.*, 41, B37-B50.
- Hickey R.F., Wu W.M., Veiga M.C., Jones R. (1991). Start-up, operation, monitoring and control of high rate anaerobic treatment systems. *Water Sci. Technol.* 24, 207-255.
- İşleyen M., Yalvaç M., Karakayalı R., Erhan E. (1992). Erzurum et kombinasi atık sularının kirlilik profilinin çıkarılması. Bitirme tezi.
- Kalyuzhnyi S., Gladchenko M., Mulder A. and Versprille B. (2006). New anaerobic process of nitrogen removal, 54, 8, 163–170.
- Karagözoğlu B., Peker İ. (2002). Dolgu malzemesi olarak pomzanın kullanıldığı sabit yataklı kolon reaktöründe nitrat giderimi. 1. Ulusal Çevre Sorunları Sempozyumu, Atatürk Üniversitesi Çevre Sorunları Araştırma Merkezi Müdürlüğü, Erzurum.
- Kocadağıstan B. (2002). Yüksek konsantrasyonlu fosfor içeren atıksuların biyolojik olarak daha yüksek verimle arıtılabilirliğinin incelenmesi. Doktora tezi.
- Kocadağıstan B., Kocadağıstan E., Topcu N., Demircioğlu N. (2005). Wastewater treatment with combined upflow anaerobic fixed-bed and suspended aerobic reactor equipped with a membrane unit, *Process Biochemistry*, 40, 177-182.
- Koçyiğit H., Uğurlu A. (2008). Reaktif kırmızı 198 azo boyasının anaerobik/aerobik ardışık kesikli reaktörde arıtımına organik yük miktarının etkisi, Çevre Sorunları Sempozyumu, Kocaeli.
- Kwok W.K., Picioreanu C., Ong S.L., van Loosdrecht M.C.M., ng W.J., Heijnen J.J. (1998). Influence of biomass production and detachment forces on biofilm structures in a biofilm airlift suspension reactor. *Biotechnol. Bioeng.* 58, 400-407.
- Lassman A. A., Rustrian E., Alvarado M.A.G., Jimenez G.C.R., Houbbron E. (2008). Brewery wastewater treatment using anaerobic inverse fluidized bed reactors. *Bioresource Technology* 99, 3009–3015.

- Li J., Xing X.H., Wang B.Z. (2003). Characteristics of phosphorus removal from wastewater by biofilm sequencing batch reactor (SBR), 16, 279-285.
- Lorenzo D.A., Varcamonti M., Parascandola P, Vignola R., Bernardi A., Saccaddu Pasquale, Sisto R., Alteriis D.E. (2005). Characterization and performance of a toluene-degrading biofilm developed on pumice stones *Microbial Cell Factories*, 4, 1-7.
- Mechichi T., Sayadi S. (2005). Evaluating process imbalance of anaerobic digestion of olive mill wastewaters, 40, 139-145.
- Metcalf&Eddy, (1991). Wastewater engineering. McGraw-Hill, New York.
- Metcalf&Eddy, (2003). Wastewater engineering treatment and reuse
- Moletta, R., (2005). Winery and distillery wastewater treatment by anaerobic digestion. *Water Science and Technology* 51, 137–144.
- Nicolella, C., Di Felice, R., Rovatti, m., (1996). An experimental model of biofilm detachment in liquid fluidized bed biological reactors. *Biotechnol. Bioeng.* 51, 713-719.
- Nicolella C., Van Loosdrecht M.C.M., Heijnen J.J. (2000). Wastewater treatment with particulate biofilm reactors, 80, 1-33.
- Osorio F., Hontoria E., (2002). Wastewater treatment with a double-layer submerged biological aerated filter, using waste materials as biofilms support, 65, 79-84.
- Özyonar F., Karagözoğlu B. (2008). Entegre et ve et ürünleri endüstrisi atıksularının elektrokoagülasyon yöntemiyle arıtılabilirliğinin araştırılması, İTÜ 11. Endüstriyel Kirlenme Kontrolü Sempozyumu
- Öztürk İ., (1999). Anaerobik Biyoteknoloji ve Atık Arıtımındaki Uygulamaları.
- Pereboom J.H.F., Vereijken T.L. (1994). Methanogenic granule development in full-scale internal circulation reactors. *Water Sci. Technol.* 30, 9-21.
- Pozo del R., Diez V., Beltran S. (2000). Anaerobic pre-treatment of slaughterhouse wastewater using fixed-film reactors. 71, 143-149
- Pozo R. Del, Diez V. (2003). Organic matter removal in combined anaerobic–aerobic fixed-film bioreactors. *Water Research* 37, 3561–3568
- Pozo R. Del, Diez V., Salazar G., Espinosa J.J. (2006). The influence of influent distribution and blood content of slaughterhouse wastewater on the performance of an anaerobic fixed-film reactor. 81, 282-288
- Quasim, S.R., 1999. Wastewater treatment plants planning, design and operation, Technomic publishing company inc. U.S.A
- Rodgers M. (1999). Organic Carbon Removal Using A New Biofilm Reactor, 33, 1495-1499.
- Rogalla F., Johnson T.L., McQuarrie J. (2006). Fixed film phosphorus removal – flexible enough?, 53, 12, 75-81.
- Ruiz I., Veiga M.C., Santiago P. de, Blazquez R. (1997). Treatment of slaughterhouse wastewater in an UASB reactor and an anaerobic filter.
- Saddoud A., Sayadi S., (2007). Application of acidogenic fixed-bed reactor prior to anaerobic membrane bioreactor for sustainable slaughterhouse wastewater treatment, 149, 700-706.
- Sagberg P, Berg KG. (2000). Cost optimisation of nitrogen removal in a compact nitrogen and phosphorus WWTP. *Water Sci Technol.* 41, 9, 147–154.
- Santos V., Tramper J, Wijffels RH. El Gewely MR., (1998). Integrated nitrogen removal in compact systems by immobilized microorganisms: new-generation bioreactors. *Biotechnol Annu Rev.* 4, 315–86.

- Saravanan V., Sreekrishnan T.R. (2006). Modelling anaerobic biofilm reactors-A review, 81, 1-18.
- Sarti A., Garcia M. L., Zaiat M., Foresti E. (2007). Domestic sewage treatment in a pilot-scale anaerobic sequencing batch biofilm reactor (ASBBR).
- Sayed S., De Zeeuw W. (1988). The performance of a continuously operated flocculent sludge UASB reactor with slaughterhouse wastewater. *Biol. Wastes* 24, 213–226.
- Sharp RR, Cunningham AB, Komlos J, Billmeyer J. (1999). Observation of thick biofilm accumulation and structure in porous media and corresponding hydrodynamic and mass transfer effects. *Water Sci Technol.* 39, 7, 195–201.
- Şen S., Demirer G.N. (2003). Anaerobic treatment of real textile wastewater with a fluidized bed reactor, 37, 1868-1878.
- Tijhuis L., van Loosdrecht M.C.M., heijnen J.J. (1994). Formation and growth of heterotrophic aerobic biofilms on small suspended particles in airlift reactors. *Biotechnol. Bioeng.* 44, 595-608.
- Türker M. (2007). Anaerobik biyoteknoloji: Türkiye ve Dünya'daki eğilimler [www.sdu.edu.tr/Sempozyum/2007/Gıda/Sablon/Anaerobik Biyoteknoloji](http://www.sdu.edu.tr/Sempozyum/2007/Gıda/Sablon/Anaerobik%20Biyoteknoloji)
- Tritt W.P. (1992). The anaerobic treatment of slaughterhouse wastewater in fixed-bed reactors.
- van Houten R.T., Yun S.Y., Lettinga G. (1997). Thermophilic sulphate and sulphite reduction in lab-scale gas-lift reactors using H₂ and CO₂ as energy and carbon source. *Biotechnol. Bioeng.* 55, 807-814.
- van Loosdrecht M.C.M., Eikelboom D., Gjaltema A., Mulder A., Tijhuis L., Heijnen J.J. (1995). Biofilm structures. *Water Sci. Technol.* 31, 163-171.
- Ye F., Chen Y., Feng X. (2005). Advanced start-up of anaerobic attached film expanded bed reactor by pre-aeration of biofilm carrier, 96, 115-119.
- Young J.C., McCarty P.L., (1969). The anaerobic filter for waste treatment. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 41, 160-173.
- Young J.C. (1991). Factors affecting the design and performance of upflow anaerobic filters. *Water Sci. Technol.* 24, 133-155.
- Young J.C., Dahab M.F. (1983). Effect of media design on the performance of fixed-bed anaerobic filters. *Water Sci. Technol.*, 15, 369-383.
- Yu H.Q., Fang H.H.P. (2001). Acidification of mid-and high-strength dairy wastewater. *Water Res.* 35, 3697-3705.
- Zhu S.N., Ni J.R. (2008). Treatment of coking wastewater by a UBF-BAF combined process. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology* 83, 3, 317-324.
- Zoutberg G.R., de Been P. (1997). The Biobed EGSB (expanded granular sludge bed) system covers shortcomings of the upflow anaerobic sludge blanket reactor in the chemical industry. *Water Sci. Technol.* 35, 183-188.

ÖZGEÇMİŞ

1977 yılında Erzurum’da doğdu. İlk, orta ve lise öğrenimini Erzurum’da tamamladıktan sonra 1994 yılında, Atatürk Üniversitesi, Mühendislik Fakültesi, Çevre Mühendisliği Bölümü’nde eğitime başladı. Bölümden 1998 yılında mezun olduktan sonra 2000 yılında aynı bölümde yüksek lisans eğitimine başladı. 2002 yılında yüksek lisans öğrenimini tamamlayarak aynı yıl, aynı ana bilim dalında doktora ve 2003 yılında Araştırma Görevliliğine başladı. 2009 yılında Karayolları 12. Bölge Müdürlüğü’nde ÇED Araştırma ve Uygulama Mühendisi olarak göreve başladı. Halen aynı kurumda çalışmaktadır.