

**YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

**TAVUK KESİM HANESİ ATIKSULARININ
YENİ GELİŞTİRİLEN BİR
ANAEROBİK REAKTÖRLE ARITIMI**

Çevre Mühendisi Tamer COŞKUN

FBE Çevre Mühendisliği Bölümü Çevre Teknolojileri Anabilim Dalında
Hazırlanan

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Tez Danışmanı : Yrd. Doç. Dr. Eyyüp DEBİK

İSTANBUL, 2006

İÇİNDEKİLER

	Sayfa
İÇİNDEKİLER	i
SİMGE LİSTESİ.....	iv
KISALTMA LİSTESİ	v
ŞEKİL LİSTESİ.....	vi
ÇİZELGE LİSTESİ	vii
ÖNSÖZ	viii
ÖZET	ix
ABSTRACT.....	x
1 GİRİŞ	1
2 ANAEROBİK ARITMA	2
2.1 Anaerobik Arıtma ile Aerobik Arıtmanın Mukayesesi.....	2
2.1.1 Anaerobik Arıtmanın Aerobik Arıtmaya Göre Avantajları	2
2.1.2 Anaerobik Arıtmanın Dezavantajları	3
2.2 Anaerobik Arıtmanın Genel Proses Açıklaması	4
2.2.1 Hidroliz	5
2.2.2 Asit Üretim Safhası.....	5
2.2.3 Metan Üretim Safhası	6
2.3 Anaerobik Arıtmada Etkili Olan Faktörler	6
2.3.1 pH ve Alkalinite	6
2.3.2 Sıcaklık	7
2.3.3 Amonyak.....	9
2.3.4 Sülfür Üretimi	10
2.3.5 Nutrientler	11
2.3.6 Uçucu Asitler	12
2.3.7 Gaz Üretimi ve Metan Muhtevası.....	13
2.4 Asit Üretimi ve Metan Üretiminin Aynı Reaktörlerde Tatbiki	14
2.5 Atıksu Arıtımında Kullanılan Anaerobik Reaktör Tipleri	15
2.5.1 Havasız Çamur Yataklı Reaktör	16
2.5.1.1 HÇYR İle Yapılan Çalışmalar	20
2.5.2 Ardışık Kesikli Anaerobik Reaktör (AKAR)	21
2.5.2.1 AKAR Tipi Sistemlerle Yapılan Çalışmalar.....	23
2.5.3 Anaerobik Filtre	24
2.5.3.1 Anaerobik Filtrelerle Yapılan Çalışmalar	26
2.5.4 Membranlı Anaerobik Reaktör (MAR).....	26
2.5.4.1 Membranlı Anaerobik Reaktörlerle Yapılan Çalışmalar	27
2.5.5 Havasız Akışkan Yataklı Reaktör	28
2.5.5.1 Havasız Akışkan Yataklı Reaktörlerle Yapılan Çalışmalar	32
3 SABİT GRANÜL YATAKLI ANAEROBİK REAKTÖR (SGYAR).....	33
3.1 SGYAR'ın Gelişimi ve Tasarımı.....	33

3.2	SGYAR Sisteminin Diğer Anaerobik Reaktörlere Göre Avantajları	33
3.3	SGYAR Sisteminin Diğer Anaerobik Reaktörlere Göre Dezavantajları	34
3.4	SGYAR ile Yapılan Çalışmalar	34
4	MATERYAL ve METOT	41
4.1	Mezbaha Atıksuları	41
4.2	Reaktörlerin Dizaynı ve İşletmesi	43
5	DENEYSEL SONUÇLAR ve DEĞERLENDİRME	47
5.1	pH	47
5.2	Uçucu Yağ Asitleri / Alkalinite Oranı	48
5.3	NH ₄ ⁺ – N Konsantrasyonu	51
5.4	KOİ Giderimi	53
5.5	Metan Üretimi	58
5.6	Giderilen KOİ Başına Üretilen Metan Miktarı	62
6	SONUÇLAR ve ÖNERİLER	65
	KAYNAKLAR	67
	ÖZGEÇMİŞ	70

SİMGE LİSTESİ

E	Etkinlik katsayısı
H	Reaktör yüksekliği
Q	Reaktör debisi
S	KOI konsantrasyonu
v	Akış hızı
V	Reaktör hacmi

KISALTIMA LİSTESİ

AF	Anaerobik filtre
AKAR	Ardışık kesikli anaerobik reaktör
AKM	Askıda katı madde
BOİ	Biyokimyasal oksijen ihtiyacı
HAYR	Havasız akışkan yataklı reaktör
HBS	Hidrolik bekleme süresi
HÇYR	Havasız çamur yataklı reaktör
KBS	Katı bekleme süresi
KOİ	Kimyasal oksijen ihtiyacı
SGYAR	Sabit granül yataklı anaerobik reaktör
SÇYAR	Sabit çamur yataklı anaerobik reaktör

ŞEKİL LİSTESİ

Şekil 2-1 Anaerobik arıtmanın genel işleyiş mekanizması.....	4
Şekil 2-2 Metan bakterilerinin aktivitelerinin pH'a bağlı değişimi.....	7
Şekil 2-3 Biyogaz üretiminde sıcaklığın etkisi	8
Şekil 2-4 pH değişimine bağlı olarak amonyak ve amonyumun dönüşümü	9
Şekil 2-5 H ₂ S ve HS ⁻ 'in pH'a göre değişimi.....	11
Şekil 2-6 HÇYAR' nin Şematik Görünüşü	16
Şekil 2-7 AKAR sisteminin genel proses şeması	22
Şekil 2-8 Anaerobik filtrelerin şematik görünümü	24
Şekil 2-9 Membran tipi reaktörlerin şematik görünüşü	27
Şekil 2-10 HAYR' nin şematik görünüşü	29
Şekil 4-1 SGYAR' nin şematik görünüşü	44
Şekil 4-2 SÇYAR' nin şematik görünüşü	45
Şekil 5-1 SGYAR' de elde edilen pH değerleri.....	47
Şekil 5-2 SÇYAR' de elde edilen pH değerleri.....	48
Şekil 5-3 SGYAR' de elde edilen uçucu yağ asitleri/ alkalinite oranları	49
Şekil 5-4 SÇYAR' de elde edilen uçucu yağ asitleri / alkalinite oranları	50
Şekil 5-5 SGYAR' de ölçülen NH ₄ -N konsantrasyonları.....	51
Şekil 5-6 SÇYAR' de ölçülen NH ₄ -N konsantrasyonları	52
Şekil 5-7 SGYAR' nin giriş ve çıkış KOİ konsantrasyonları ile KOİ giderme verimleri	54
Şekil 5-8 SÇYAR' nin giriş ve çıkış KOİ değerleri ile KOİ giderme verimleri.....	55
Şekil 5-9 SGYAR' de organik yük ve KOİ giderim verimi	56
Şekil 5-10 SÇYAR' de organik yük ve KOİ giderim verimi	56
Şekil 5-11 SGYAR' de üretilen metan miktarları ve organik yük değerleri	59
Şekil 5-12 SÇYAR' de üretilen metan miktarları ve organik yük değerleri.....	60
Şekil 5-13 SGYAR' de üretilen kümülatif metan miktarı, lt.....	61
Şekil 5-14 SÇYAR' de üretilen kümülatif metan miktarı, lt	61
Şekil 5-15 SGYAR' de giderilen KOİ başına üretilen metan miktarı	62
Şekil 5-16 SÇYAR' de üretilen metan/giderilen KOİ oranları.....	63

ÇİZELGE LİSTESİ

Çizelge 2.1 Aerobik ve anaerobik arıtmada enerji mukayesesi.....	3
Çizelge 2.2 Metan bakterilerinin kullandıkları besi maddeleri.....	6
Çizelge 2.3 Anaerobik arıtmada bazı iz elementlerin istenen konsantrasyonları	12
Çizelge 2.4 Tek kademeli ve iki kademeli sistemlerin mukayesesi	15
Çizelge 2.5 % 85-95 giderimi sağlaması için HÇYR için önerilen hacimsel organik yükler ..	18
Çizelge 2.6 HÇYR sisteminde yukarı akış hızı ve reaktör yüksekliği.....	19
Çizelge 2.7 Avrupa'da Kurulu Bazı Anaerobik Filtreler	25
Çizelge 2.8 HAYR' de KOİ giderme verimleri.....	29
Çizelge 2.9 Kurulu bazı HAYR sistemlerinde işletme verileri.....	31
Çizelge 3.1 Evans ve Ellis (2004) tarafından yapılan çalışmada SGYAR'nin performansı	36
Çizelge 3.2 Evans ve Ellis (2004) tarafından yapılan çalışmada HÇYR'nin performansı	36
Çizelge 3.3 Mach ve Ellis (2001) tarafından yapılan çalışmada SGYAR 1 reaktör sonuçları.	37
Çizelge 3.4 Mach ve Ellis (2001) tarafından yapılan çalışmada SGYAR 2 reaktör sonuçları.	38
Çizelge 4.1 Çeşitli araştırmacılara göre mezbaha atıksularının karakteristikleri	42
Çizelge 4.2 Çeşitli araştırmacılara göre mezbaha atıksularının karakteristikleri-2	43

ÖNSÖZ

Öncelikle bu tezin hazırlanmasında, tüm aşamalardaki değerli yardımlarından dolayı tez danışmanım, saygıdeğer hocam Yrd. Doç. Dr. Eyyüp Debik'e,

Bu tezi yapabilmem için gerekli altyapıyı oluşturmamı sağlayan saygıdeğer hocalarıma,

Tezin yazımı konusunda yardımlarını benden esirgemeyen değerli arkadaşım Selami Demir'e,

Manevi desteklerinden ötürü tüm araştırma görevlisi arkadaşlarıma,

Bugünlere gelmemin başlıca sebebi olan sevgili aileme, bu tez çalışmasına olan katkılarından dolayı teşekkürü bir borç bilirim.

Tamer COŞKUN

ÖZET

Bu çalışmada kuvvetli organik içeriğe sahip endüstriyel bir atıksu olan tavuk kesimhanesi atıksuyunun arıtımında yeni geliştirilen bir anaerobik reaktörün (Sabit Granül Yataklı Anaerobik Reaktör, SGYAR) performansı araştırılmıştır. Çalışmada, ayrıca SGYAR'nin modifiye edilmiş bir başka hali olan anaerobik granül yerine anaerobik çamur (Sabit Çamur Yataklı Anaerobik Reaktör, SÇYAR) kullanımının da performansı nasıl etkilediği araştırılmıştır.

Bu amaçla yatak malzemesi olarak, biri 3070 ml anaerobik granül, diğeri ise altta 675 ml anaerobik granül (reaktörün % 25' lik aktif hacmi) üst kısımda 2.025 ml anaerobik çamur (Reaktörün % 75' lik aktif hacmi) kullanılan iki adet reaktör kurulmuş ve tavuk kesimhanesinden gelen atıksu ile beslenmiştir. Hidrolik bekletme süresi sırasıyla 60, 48, 36 ve 30 saat olarak ayarlanmıştır. Çalışma sonunda SGYAR' de hidrolik bekletme süresi 60, 48, 36 ve 30 saat aralıklarında iken KOİ giderim verimleri sırasıyla, %94,2, %95,1, %95,0 ve %96,2 olarak gerçekleşmiştir. SÇYAR' de ise KOİ giderim verimleri 60 ve 48 saatlik hidrolik bekletme sürelerinde sırasıyla, %94,7, %95,2 değerlerini almış 36 saatlik bekletme süresinde geçen 2 haftada ise %96,7 değerinde çıkmıştır. Ancak 36 saatlik bekletme süresine geçildikten 3 hafta sonra SÇYAR atıksuyu drene edememiştir. Çalışma sonuçlarına göre SGYAR uygulanan hidrolik bekletme süresi ve organik yüklerde oldukça başarılı bir arıtım gerçekleştirirken, SÇYAR 36 saatlik hidrolik bekletme süresine kadar uygulanan organik yüklerde çok iyi bir arıtım gerçekleştirmiş, ancak 36 saatlik hidrolik bekletme süresinin ardından hacimsel yükü kaldıramadığı ve tıkanıp gözlemlenmiştir.

Anahtar Kelimeler : Granül, anaerobik çamur, sabit granül yataklı anaerobik reaktör (SGYAR), sabit çamur yataklı anaerobik reaktör (SÇYAR), mezbaha atıksuları

ABSTRACT

In this study, the performance of a newly-developed anaerobic reactor (static granular-bed anaerobic reactor SGBR) in the treatment of an industrial wastewater from poultry slaughterhouse which has a high organic-strength has been investigated. Besides, the effects of using anaerobic sludge instead of granular-bed, which is a modified version of SGBR, on the treatment performance, are researched.

For this purpose, two reactors are used. One of the reactors is composed of 3,070 ml anaerobic granules – 25% of active volume of the reactor – and the other one is composed of 675 ml anaerobic granules – 75% of active volume of reactor – with 2,025 ml anaerobic sludge above them. The reactors are fed by wastewater from poultry slaughterhouse. Hydraulic retention time is set to be 60, 48, 36 and 30 hr, respectively. At the end of operation, COD removal efficiency in granule reactor at 60, 48, 36 and 30 hr of hydraulic retention times are measured as 94.2%, 95.1%, 95.0% and 96.2%, respectively. On the other hand, COD removal efficiency in anaerobic granule reactor at 60 and 48 hr of hydraulic retention times are measured as 94.7% and 95.2%. In two weeks of operation at 36 hr of hydraulic retention time, the efficiency is up to 96.7%. However, after switching the hydraulic retention time to 36 hr, during 46th week of operation, the wastewater could not continue to drain. According to the results of the study, while it is concluded that granule reactor showed a very successful treatment under the conditions of applied hydraulic retention times and organic loadings the study showed that anaerobic sludge reactor showed an efficient treatment above 36 hr of hydraulic retention times under the conditions of applied hydraulic retention times and organic loadings. However, although it can treat increasing organic loading with a good efficiency at 36 hr of hydraulic retention time, it is seen that it is inefficient and clogged at high volumetric loadings.

Keywords : Granul, anaerobic sludge, static granular bed reactor (SGBR), static non-granular bed reactor (SNGBR), slaughterhouse wastewater

1 GİRİŞ

Sanayileşmenin hızlanmasıyla birlikte özellikle büyük kentlerde hızlı bir çevre tahribatı başlamıştır. Sanayileşmenin ilk dönemlerinde çevre tedbirleri hemen hemen ihmal edilmiş, ancak çevre kirliliğinin insanlığı yavaş yavaş ve direkt olarak etkilemeye başlamasının ardından yetersiz de olsa bir takım çevre kirliliğini azaltıcı tedbirler uygulanmaya başlanmıştır. Buna mukabil özellikle son yıllarda gelişen çevre bilinci ile birlikte çevre kirliliğini önleyici tedbirler üzerinde büyük gelişmeler sağlanmıştır. Daha az çevre kirletici proseslerin yanı sıra atıkların arıtımında kullanılan yeni teknikler bu gelişmelerin en güzel eseridir.

Atıksuların arıtımı konusunda teknolojide gün geçtikçe yeni gelişmeler yaşanmaktadır. Atıksularda en kapsamlı şekilde kullanılan yöntem olan aerobik arıtmada artık bilinmeyen noktaların azalmasından dolayı yeni gelişmelerin yavaşlaması ve aerobik arıtmanın maliyetinin yüksek oluşu araştırmacıları daha ekonomik arıtma metodlarına yöneltmiştir. Bu yönüyle anaerobik arıtma özellikle son yıllarda biyolojik karakterli atıksu arıtımında popüler bir yöntem olmuştur. Enerji ihtiyacının azlığının yanında proseste enerji değeri olan metanın üretilmesi ve düşük miktarda çamur oluşumu, anaerobik arıtmayı aerobik arıtmaya göre avantajlı bir konuma getirmektedir.

Mezbaha atıksuları yüksek KOİ ve AKM konsantrasyonları nedeniyle arıtımı güç olan atıksulardır. Bu yüksek konsantrasyonlar nedeniyle mezbaha atıksularının arıtımında aerobik yöntemin oldukça maliyetli bir proses olması sebebiyle anaerobik arıtma uygun bir seçenek olarak düşünülebilir. Zira anaerobik arıtmanın aerobik arıtmaya tercih edilebilmesi için özellikle KOİ konsantrasyonunun belli değerlerin üzerinde olması istenir.

Anaerobik arıtmada kullanılan pek çok reaktör tipi mevcuttur. Bu reaktör tipleri yapılan çeşitli çalışmalarla atıksu arıtımı konusunda ki performansları kanıtlanmış ve literatüre geçmiştir. Benzer şekilde Statik Granül Yataklı Anaerobik Reaktör (SGYAR) sistemi de 2000 yılında Iowa State Üniversitesi Çevre Mühendisliği Bölümü Teknoloji Geliştirme Laboratuvar ında geliştirilmiş, pilot ölçekli tesislerde denenmiş ve atıksu arıtımı konusunda başarılı olduğu bu çalışmalarla ortaya konmuştur.

Henüz tam ölçekte uygulaması olmayan bu reaktör sisteminde tavuk kesimhanelerinden gelen atıksuların arıtımı laboratuvar şartlarında denenmiştir. Çalışmada benzer iki reaktör kurularak bir yandan yeni reaktör sisteminin mezbaha atıksularının arıtımındaki yetenekleri araştırılırken, diğer yandan birinde anaerobik granülün diğerinde anaerobik çamurun yatak olarak kullanılması halinde elde edilen sonuçların mukayesesi yapılarak değerlendirilmiştir.

2 ANAEROBİK ARITMA

Anaerobik arıtma, kısaca, organik maddelerin, oksijenin yokluğunda mikroorganizmaların yardımıyla parçalanarak CO₂, CH₄, H₂S ve NH₃ gibi nihai ürünlere dönüşmesi olarak açıklanabilir. Anaerobik arıtma ilk olarak sadece çamurların çürütülmesi amacıyla kullanılmaya başlanmış, ancak atıksularda aerobik arıtmaya kıyasla avantajlarının keşfedilmesinden sonra bu alanda da yaygın bir şekilde kullanılmaya başlanmıştır. Özellikle enerji maliyetlerinin önemli bir problem olduğu günümüzde, aerobik arıtmaya nazaran daha az enerji gerektirmesi ve hatta proses sonucu ortaya çıkan metanın enerjiye dönüştürülebilmesi anaerobik arıtmanın daha da yaygın bir şekilde kullanılmasına neden olmuştur.

2.1 Anaerobik Arıtma ile Aerobik Arıtmanın Mukayesesi

Anaerobik arıtmanın aerobik arıtmaya göre belli bazı avantajları ve dezavantajları mevcuttur. Atıksuyun tipine veya arıtılmış suda istenen parametrelere, maliyetlere göre iki arıtma tipi arasında seçim yapılabilir.

2.1.1 Anaerobik Arıtmanın Aerobik Arıtmaya Göre Avantajları

Anaerobik arıtmanın aerobik sistemlere göre belli başlı avantajları vardır. Bunlar maddeler halinde sıralanacak olursa;

- 1) Daha düşük enerji ihtiyacı,
- 2) Anaerobik proses sonucu ortaya çıkan metanın enerji olarak kullanılabilmesi imkanı,
- 3) Daha az çamur oluşumu,
- 4) Daha düşük miktarda nütrient ihtiyacı,
- 5) Daha küçük reaktör hacmi gereksinimi,
- 6) Küresel ısınmanın başlıca sebebi olan CO₂'nin anaerobik reaktörlerde daha az üretilmesi,
- 7) Daha yüksek organik yüklere cevap verebilmesidir.

Anaerobik arıtmanın aerobik arıtmaya nazaran daha az enerji ihtiyacı olmasının yanı sıra üretilen metanında enerji olarak bir değeri vardır. İki prosesin bu açıdan yapılan bir incelemesinde 20°C' de ve 10.000 mg/lit KOİ konsantrasyonundaki, 100 m³/gün debiye sahip bir atıksuyun arıtımı esnasındaki net enerji miktarları hesaplanmıştır (Metcalf ve Eddy, 2003). Çalışma sonucunda hesaplanan değerler Çizelge 2.1' de gösterilmiştir.

Çizelge 2.1 Aerobik ve anaerobik arıtmada enerji mukayesesi (Metcalf ve Eddy, 2003)

Enerji	Enerji Değerleri, kJ/gün	
	Anaerobik	Aerobik
Havalandırma ^{a,b}		-1,9 x 10 ⁶
Metan Üretimi ^{c,d}	12,5 x 10 ⁶	
Su sıcaklığını 30°C'e çıkarmak	-2,1 x 10 ⁶	
Net Enerji, KJ/gün	10,4 x 10 ⁶	-1,9 x 10 ⁶

^a Oksijen ihtiyacı = 0,8 kg/kg KOİ giderilen

^b Metan üretimi = 1,52 kg O₂/kWh ve 3600 kJ = 1 kWh

^c Metan üretimi = 0,35 m³/kg KOİ giderilen

^d Metanın enerji muhtevası = 35,846 KJ/m³ (0°C ve 1 atm)

Arıtma tesislerinde oluşan çamurların bertarafı ve uzaklaştırılması arıtma tesisleri için önemli bir problemdir. Ayrıca, işletme maliyetinin önemli bir kısmını teşkil eder. Anaerobik arıtmada organik maddelerin büyük çoğunluğu metan formunda atıksudan uzaklaştığı için aerobik arıtmaya göre çok düşük miktarlarda çamur üretimi olur.

2.1.2 Anaerobik Arıtmanın Dezavantajları

Anaerobik arıtmanın birçok avantajının yanında bir takım dezavantajları da vardır. Bunlar maddeler halinde sıralanacak olursa;

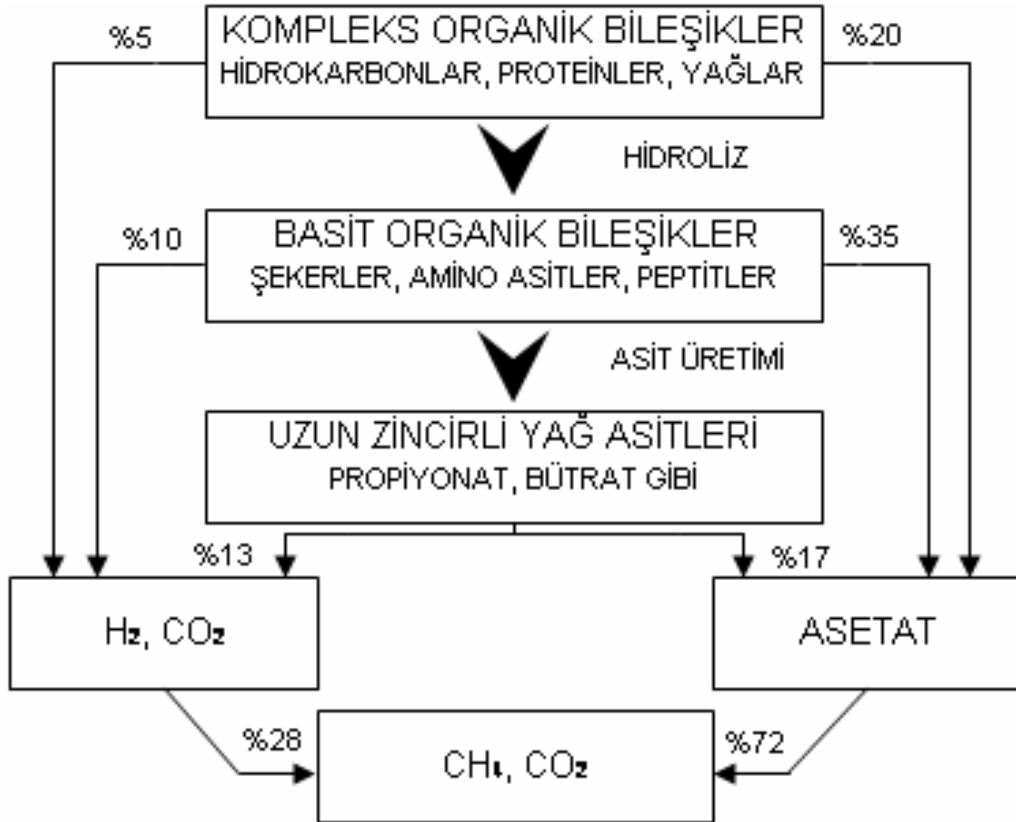
- 1) Reaktörün normal işletme şartlarına geçmesi için daha uzun ilk alışma periyodu,
- 2) Çıkış suyunda istenen deşarj kriterlerinin yakalanamaması yüzünden ikinci bir arıtma sisteminin ilave edilme gereksinimi,
- 3) Azot ve fosfor gideriminin yerine ilave azot ve fosfor miktarı yüzünden çıkış suyunda azot ve fosfor problemi,
- 4) Bazı sularda ilave alkalinite gerekliliği,
- 5) Düşük KOİ konsantrasyonuna sahip atıksularda düşük verim ve metan üretim miktarı,
- 6) Muhtemel koku problemi,
- 7) Toksik etkilere karşı daha hassas olmasıdır.

Anaerobik arıtma sistemlerinde işletmeye alma periyodu aerobik sistemlerle kıyaslanmayacak kadar uzundur. Öyle ki; aerobik arıtma sistemleri günler mertebesinde işletmeye alınabilirken, anaerobik arıtma sistemlerinde bu süre haftalar ve hatta aylar mertebesinde dir.

Özellikle yüksek KOİ konsantrasyonlarına sahip atıksuların arıtımında konvansiyonel anaerobik arıtma sistemleri çok yüksek KOİ giderme verimlerine ulaşırlar, ancak KOİ değerini belli bir değerin altına indiremezler. Bunun yanında azot ve fosfor giderimi yapmazlar. Bu iki nedenden ötürü konvansiyonel anaerobik arıtma sistemleri çıkışta istenen standartları sağlayamazlar. Bu sebeple anaerobik arıtma sistemlerinin ardından ikinci bir arıtma sistemi yerleştirilmesi gerekir. Bu da ilave bir yatırıma neden olur. Ancak yapılan çalışmalar istenen standartları sağlamak için tek başına aerobik bir sistem yerine anaerobik ve aerobik sistemlerinin ard arda kullanılmasının daha verimli ve ekonomik olduğunu ortaya koymuştur.

2.2 Anaerobik Arıtmanın Genel Proses Açıklaması

Anaerobik arıtma farklı mikroorganizma türleri tarafından gerçekleştirilen ve tam olarak izahı mümkün olmayan karmaşık bir prosestir. Bunun yanında prosesin genel olarak işleyişi izah edilebilir. Anaerobik arıtmanın genel işleyiş şeması Şekil 2.1’de verilmiştir (Speece, 1995).



Şekil 2.1 Anaerobik arıtmanın genel işleyiş mekanizması (Speece, 1995)

Temel olarak anaerobik arıtma üç safhada gerçekleşir.

- 1) Yüksek yoğunluklu organik maddelerin hidroliz olarak küçük yoğunluğa sahip organik maddelere dönüşümü,
- 2) Düşük yoğunluklu organik maddelerin asit bakterilerince asetata dönüştürülmesi,
- 3) Asetat, CO₂ ve H₂' den metan bakterileri tarafından metan üretimi.

Bu safhalar aşağıda kısaca açıklanmıştır.

2.2.1 Hidroliz

Hidroliz safhası kimi zaman asitojen safhasıyla tek bir safha olarak düşünülüp hidroliz ve asitojen safhası adı altında toplanır. Bu safha asıl olarak hücrelerin dış enzimleri tarafından gerçekleştirilir. Hücre dışı enzimler büyük moleküllü organik maddelerin daha küçük moleküllü organik maddelere dönüşümünü sağlarlar. Hidroliz safhası hücre dışı enzimlerin gerçekleştirdiği bir proses olduğundan enzimlerin çalışma şartlarını etkileyen faktörler bu safhanın hızını da etkiler. Hidroliz safhasının hızını etkileyen faktörler ortam pH'ı, sıcaklığı ve en önemlisi hidrolik bekletme süresidir. Hidrolik bekletme süresi yeterli olmadığında organik maddeler tam olarak hidrolize olamaz. Dolayısıyla bir sonraki safhada asit bakterilerinin uçucu asitlere dönüştürmek üzere ihtiyaç duyduğu basit yapıları organik maddelerin miktarı yetersiz olmuş olur. Bu da zincirleme olarak daha az organik madde giderimine ve daha az metan üretimine sebebiyet verir. Genel olarak hidroliz safhası anaerobik arıtma için sınırlayıcı faktör değildir, ancak çok yavaş hidrolize olan organik maddelerin arıtıldığı anaerobik arıtma proseslerinde sınırlayıcı safha olabilir. Yağlar yavaş hidrolize olan organik maddelere örnek olarak gösterilebilir.

2.2.2 Asit Üretim Safhası

Asit üretim safhası, organik asit üretim safhası ve asetik asit üretim safhası olarak iki gruba ayrılabilir. Bu safhada, hidroliz safhasında daha basit yapıları hale gelen organik maddeler, işletme şartları kararlı ise bir grup bakteri tarafından asetik asit gibi zayıf asitlere, diğer bir grup bakteri tarafından ise H₂' e dönüşürler. Eğer metan bakterilerinin asetik asiti parçalamaları problemlidir ise organik maddeler propiyonat, bütirat gibi ara ürünlere dönüşürler. Bu ara ürünlerin asetik asit, CO₂, ve metana dönüşebilmesi için pH değerinin 4'ün altına inmemesi gerekir. Asit bakterilerinin çoğalma sürelerinin çok kısa olması ve ortam şartlarına çok çabuk adapte olmaları nedeniyle asit üretim safhası, anaerobik arıtma için hız sınırlayıcı bir safha değildir.

2.2.3 Metan Üretim Safhası

Genel olarak metan üretim safhası anaerobik arıtma için hız sınırlayıcı safhadır. Bunun sebebi metan bakterilerinin asit üretim bakterilerine göre daha uzun çoğalma süresine sahip olması ve metan bakterilerinin ortam şartlardaki değişikliklere karşı daha hassas olmasıdır. Bu yüzden bu safhanın tam olarak kontrolü sistem verimi açısından oldukça önemlidir. Genel anlamda metan bakterilerinin metan üretiminde kullandığı iki tür besi maddesi vardır. Birincisi CO₂ ve H₂'den oluşurken, diğeri asetik asittir. Bu temel maddelerin yanında metan bakterilerinin kullandığı çeşitli besi maddeleri vardır. Bu besi maddeleri Çizelge 2.2'de verilmiştir.(Öztürk, 1999)

Çizelge 2.2 Metan bakterilerinin kullandıkları besi maddeleri (Öztürk, 1999)

Besi Maddeleri		Son Ürünler
CO ₂ + 4 H ₂	→	CH ₄ + 2 H ₂ O
Asetik Asit	→	0,25 CH ₄ + 0,75 CO ₂ + 0,5 H ₂ O
Metanol	→	0,75 CH ₄ + 0,25 CO ₂ + 0,5 H ₂ O
Metilamin + 0,5 H ₂ O	→	0,75 CH ₄ + 0,25 CO ₂ + NH ₃
Dimetilamin + H ₂ O	→	1,5 CH ₄ + 0,5 CO ₂ + NH ₃
Trimetilamin + 1,5 H ₂ O	→	2,25 CH ₄ + 0,75 CO ₂ + NH ₃

Genel olarak anaerobik arıtmada oluşan metanın %28'i CO₂ ve H₂'den, %72'si ise asetik asitten üretilir (Speece, 1995).

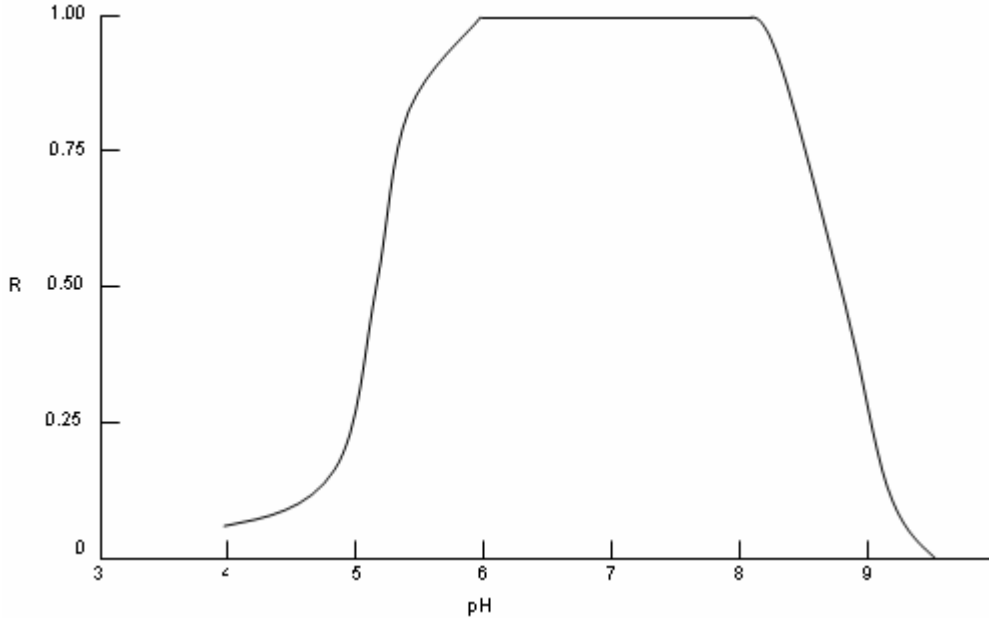
2.3 Anaerobik Arıtmada Etkili Olan Faktörler

Anaerobik arıtma prosesi oldukça karmaşık bir prostir. Birçok unsur anaerobik arıtma mekanizmasına etki eder. Bunların belli başlıcaları; pH, alkalinite, sıcaklık, amonyak inhibisyonu, sülfür, toksik maddeler, nütrientler, uçucu asitler, gaz üretimi, metan muhtevası vb. olarak sayılabilir.

2.3.1 pH ve Alkalinite

Anaerobik arıtma sistemlerinde pH'ın değişimi birçok faktörün toksik etkilerini arttırıp azaltmasından ötürü önemlidir. Özellikle serbest amonyağın toksik etkisi yüksek pH'larda daha tehlikeli olmaktadır. Bunun yanında sülfatlı atıksuların arıtımı sonrası ortaya çıkan sülfürün büyük çoğunluğu düşük pH'larda H₂S şeklinde olmaktadır.

Anaerobik arıtmada pH değişimlerine en hassas grup metan bakterileridir. Metan bakterileri için optimum pH aralığı 6,5 – 8,5'dur. Genellikle sistem performansı pH düştüğünde düşer ve akabinde durur. Eğer pH 8'in üzerine çıktığında aktivitede bir yavaşlama oluyorsa bunun nedeni serbest NH_3 konsantrasyonudur. Anaerobik arıtmada metan bakterilerinin aktivitelerinin pH'a bağlı olarak değişimi Şekil 2.2' de verilmiştir.

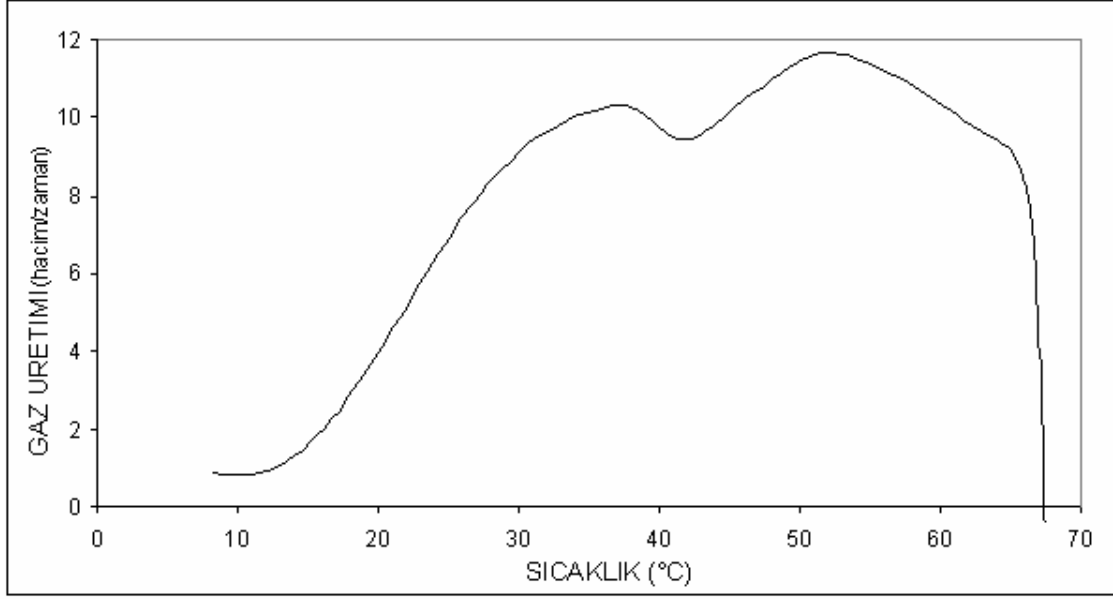


Şekil 2.2 Metan bakterilerinin aktivitelerinin pH'a bağlı değişimi (Clark ve Speece, 1970)

Anaerobik arıtma sonunda üretilen biyogazdaki CO_2 muhtevası fazla olduğunda pH'ı nötr seviyesinde tutmak için gereken alkalinite miktarı 2.000 – 4.000 mg/l civarındadır. Atıksularda nadiren yeterli miktarda alkalinite olur. Bu yüzden atıksuya ilave alkalinite vermek gerekir ki bu da ilave bir masraftır.

2.3.2 Sıcaklık

Havasız arıtma sıcaklık değerine göre iki kademe olarak ayrılabilir. İlki mezofilik kademedir ve 25-40 °C aralığındadır. İkincisi ise termofilik kademedir ve 50-60 °C aralığındadır. Metan üretimi sıcaklık arttıkça artarken sıcaklık 35 °C'e geldiğinde pik bir değer alır. Ardından sıcaklık arttırıldığında metan üretimi tekrar artar ve 55 °C'e geldiğinde ikinci bir pik değere ulaşır. Bu yüzden mezofilik reaktörler 35 °C'de, termofilik reaktörler ise 55 °C'de çalıştırılır (Öztürk, 1999). Yavaş olan sıcaklık değişimlerine mikroorganizmalar adapte olurlar, ancak ani sıcaklık değişimleri mikroorganizmalar üzerinde inhibe etki yapar. Bu yüzden anaerobik proseslerin ± 2 °C aralığında çalıştırılması gerekir. Anaerobik arıtmada metan üretiminin sıcaklıkla değişimi Şekil 2.3' de verilmiştir.



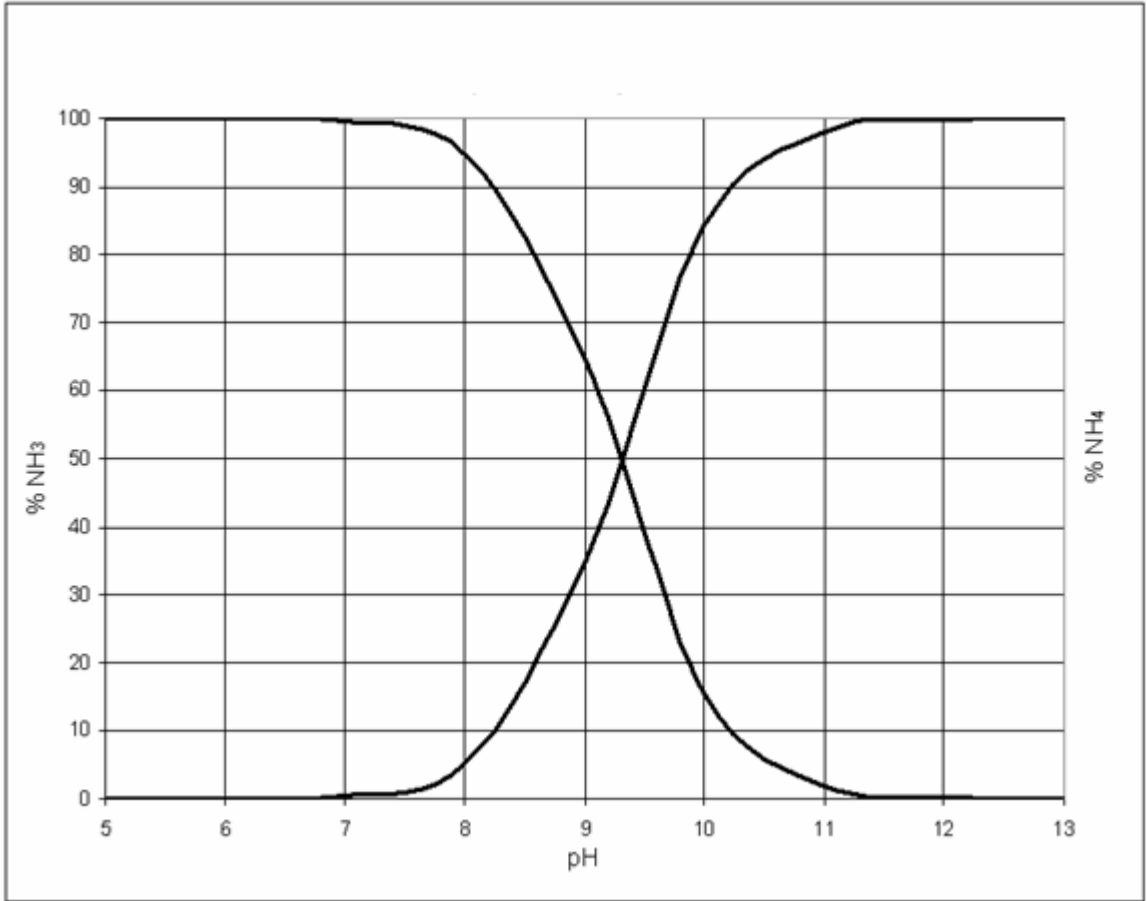
Şekil 2.3 Biyogaz üretiminde sıcaklığın etkisi (Price ve Cheremisinoff, 1981)

Anaerobik arıtmaya sıcaklığın etkisi üzerine yapılan bir çalışmada 500 mg/lt KOİ konsantrasyonuna sahip bir atıksuyun anaerobik bölmeli reaktörde arıtılmasına çalışılmıştır (Langenhoff ve Stuckey, 2000). Çalışmada öncelikli olarak reaktör 35 °C'de 80 saat hidrolik bekletme süresinde tasarlanmış ve ardından sıcaklık sabit kalmak üzere hidrolik bekletme süresi kademeli olarak 10 saate kadar düşürülmüştür. Tüm hidrolik bekletme sürelerinde sistemin KOİ giderme veriminin % 80'in altına düşmediği görülmüştür. Bunun ardından sistem sıcaklığı 20 °C'e düşürüldüğünde ise sistemin KOİ giderme veriminin % 70 seviyesine düştüğü görülmüştür. Son olarak sistem sıcaklığı aynı hidrolik bekletme süresinde 10 °C'e düşürülmüş ve bu yüzden sistemin KOİ giderim veriminin %60 mertebesine indiği tespit edilmiştir.

Anaerobik prosese sıcaklığın etkisi üzerine yapılan bir diğer çalışmada ardışık kesikli anaerobik reaktörde mezbaşa atıksularının arıtımı çalışılmıştır (Masse ve Masse, 2000a). Bunun için sistem, 30 °C, 25 °C ve 20 °C'de sırasıyla 4,93-2,94-2,75 kg/m³/gün organik yükleme oranları ile çalıştırılmıştır. Tüm sıcaklık şartlarında KOİ giderme verimi % 92'nin üzerinde gerçekleşmiştir. Metana dönüşerek giderilen KOİ'nin yüzdesi ise 30 °C, 25 °C ve 20 °C sıcaklıkları için sırasıyla %90,8 - %88,7 - %84,2 şeklinde gerçekleşmiştir. Yine metanojenik aktivitenin seviyesini gösteren bir günde giderilen askıda katı madde başına metana dönüşerek giderilen KOİ değeri 30 °C, 25 °C ve 20 °C sıcaklıkları için sırasıyla 0,37 – 0,34 – 0,12 gr KOİ/gr AKM olarak gerçekleşmiştir. Biyogaz içerisindeki metan oranı ise sıcaklığın 30 °C'den 20 °C'e düşürülmesiyle %78,2'den %74,7'e düşmüştür.

2.3.3 Amonyak

Amonyak, anaerobik arıtmada özellikle metan bakterileri üzerinde toksik etki yapar. Amonyak zayıf bir asittir ve sularda genelde amonyum iyonu (NH_4^+) şeklinde bulunur. Serbest amonyak ($\text{NH}_3\text{-N}$) ile amonyum azotu arasındaki oran pH'a bağlı olarak değişir. pH arttıkça serbest amonyağın ($\text{NH}_3\text{-N}$) oranı artar. Metan bakterileri için asıl toksik etkiyi serbest amonyak ($\text{NH}_3\text{-N}$) gerçekleştirir. Bu yüzden amonyağın inhibisyonu özellikle yüksek pH'larda daha tehlikelidir. Yaklaşık olarak 100 mg/lt konsantrasyondaki serbest amonyak ($\text{NH}_3\text{-N}$) konsantrasyonu toksik etki göstermekle birlikte, eğer bu değere sistem alıştırlarak ulaşırsa toksik etki görülmeyebilir. Sularda amonyak ve amonyumun pH'a göre değişimi Şekil 2.4' de gösterilmiştir.



Şekil 2.4 pH değişimine bağlı olarak amonyak ve amonyumun dönüşümü

Domuz atıksularında yapılan bir çalışmada, amonyak konsantrasyonunun ardışık kesikli anaerobik reaktör üzerindeki etkileri araştırılmıştır(Troyer vd., 1997). Çalışmada, amonyak konsantrasyonunun 1.700-2.000 mg/lt mertebesine geldiğinde çıkış suyundaki uçucu yağ asiti konsantrasyonunun arttığı ve metan üretiminde bir düşüş olduğu görülmüştür. Amonyak

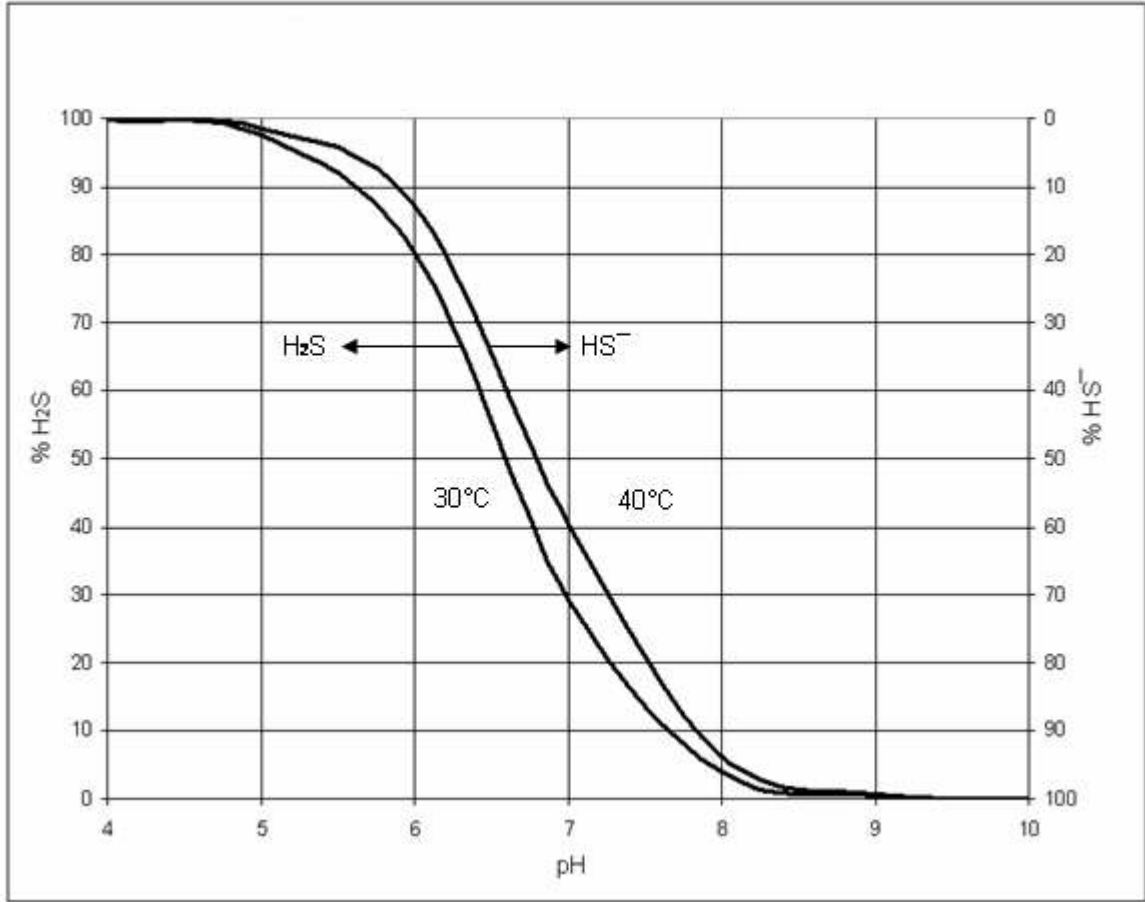
konsantrasyonu 2.300 mg/l'te çıkarıldığında ise reaktörde ciddi oranda bir inhibisyon yaşandığı tespit edilmiştir.

Amonyakın anaerobik arıtmaya etkisi üzerine yapılan bir diğer çalışmada McCarty ve McKinney (1961), 50-200 mg/l'te değerindeki toplam amonyak azotu (amonyak azotu + amonyum azotu) konsantrasyonunun anaerobik arıtma için faydalı olduğu ancak pH 7,4'ün üzerindeyken 1500 – 3000 mg/l'te değerindeki toplam amonyak azotu konsantrasyonunun toksik etki yaptığını ortaya koymuşlardır. Aynı çalışmada, 3000 mg/l'te toplam amonyak azotu konsantrasyonunun üzerindeki değerlerde ise pH ne olursa olsun anaerobik arıtma üzerinde toksik bir etki meydana geldiği müşahade edilmiştir.

2.3.4 Sülfür Üretimi

Sülfat, sülfid gibi oksitleyiciler sanayi atıksularında bol miktarda bulunurken, daha az ölçüde evsel atıksularda da bulunurlar. Sülfat, sülfid ve tiyosiyanatın atıksudaki varlığı anaerobik arıtma için oldukça önemlidir. Sülfat içeren bir atıksu anaerobik olarak arıtılırken sülfat gideren bakteriler besi maddesi olarak asetik asit ve H_2 'i kullanarak metan bakterileri ile rekabet ederler. Sülfür üretimi metan üretimine göre nispeten daha kolay olduğundan sülfür üreten bakteriler metan üreten bakterilere göre daha hızlı çalışır ve reaktörde metan üretimi düşer. Ayrıca, üretilen H_2S metan bakterileri için toksik bir maddedir. H_2S konsantrasyonunun 200 mg/l'ti aştığı durumlarda metan üretiminin tamamen durduğu bilinmektedir. Ayrıca oluşan H_2S gaz formunda iken oldukça korozif bir maddedir ve reaktör ve borularda korozyona sebep olur. Bunlara ilaveten sülfat içeren atıksuların arıtımı sonrası ortaya çıkan H_2S atmosferi kirleten gazlardan biridir. Sularda H_2S ve HS^- 'in değişimi pH'a bağlıdır ve bu değişim Şekil 2.5' de gösterilmiştir.

Sülfat içeren atıksuların anaerobik arıtımını konu alan bir çalışmada, sülfat gideren bakterilerin metan üreten bakterilerle rekabete girdiği ve bu yüzden metan üretimini olumsuz yönde etkilediği belirtilerek üretilen sülfürün sistemi inhibe edici özelliği olduğu vurgulanmıştır (Choi ve Rim, 1991). Sülfürün inhibe edici konsantrasyonlarına ulaşım ulaşmamasında en önemli faktörün KOI / SO_4^{-2} oranı olduğu ve KOI / SO_4^{-2} oranı 1,7 ile 2,7 arasında iken sülfat bakterileri ile metan bakterileri arasında yoğun bir rekabet olduğu gözlemlenmiştir. Bu oran arttığında metan üreten bakterilerin, azaldığında ise sülfat gideren bakterilerin baskın olduğu ifade edilmiştir. Çalışmada inhibe edici konsantrasyonların, metan üreten bakteriler için 1200 mg/l'te sülfat (120-140 mg/l'te sülfür), sülfat gideren bakteriler için ise 2000 mg/l'te sülfat (160-200 mg/l'te sülfür), olduğu tespit edilmiştir.



Şekil 2.5 H₂S ve HS⁻'in pH'a göre değişimi

Parkin vd. (1991), sülfat içeren atıksuların anaerobik filtrelerde arıtımını ve metan üreten bakterilerle sülfat gideren bakteriler arasındaki rekabeti incelemiştir. Kullanılan anaerobik filtre için substrat olarak propiyonat kullanılmış, hidrolik bekleme süresi 1-2 gün, organik yük 3-5 kg KOİ/m³-gün, KOİ/SO₄⁻ oranı ise 20/1 ile 8/1 aralığında uygulanmıştır. Çalışma sonunda H₂S değerinin 110 mgS/lit, çözülmüş sülfürün 350 mgS/lit değerine ulaştığında sistem performansının düştüğü rapor edilmiştir.

2.3.5 Nütrientler

Anaerobik arıtmada çamur üretimi daha az olduğundan nütrient ihtiyacı da daha az olacaktır. Buna karşın anaerobik arıtma için gerekli nütrientlerin atıksuda yeteri kadar olmadığı durumlarla sıkça karşılaşılır. Bu gibi durumlarda atıksuya N, P gibi nütrientlerin takviyesi gerekir. Anaerobik arıtma için en ideal KOİ/N/P oranı, işletmeye alma döneminde 300/5/1-500/5/1 aralığında, sistem kararlı bir hale geldikten sonra ise 700/5/1' e kadar yükseltilebilmektedir. Eğer bu değerler atıksuda mevcut değilse üre, H₃PO₄ veya amonyum dibazik fosfat ilavesiyle bu değerler sağlanabilir (Öztürk, 1999).

Anaerobik arıtmada iz elementlerin belli bir miktarda varlığı metan bakterilerinin çalışması açısından faydalıdır. Ancak, bu miktarlar yüksek olduğunda bakteriler için inhibe edici olabilirler. Bazı iz elementlerin anaerobik arıtmada istenen konsantrasyonları Çizelge 2.3' de verilmiştir.

Çizelge 2.3 Anaerobik arıtmada bazı iz elementlerin istenen konsantrasyonları

İz elementler	Reaktördeki Konsantrasyonları (mg/l)
S	4
Ca	3
Mg	3
Fe	0,5
Ni	<0,01
K	555
Zn	0,05

2.3.6 Uçucu Asitler

Anaerobik arıtma sistemlerinde uçucu asit konsantrasyonunun artması önemli bir problemdir. Uçucu asit konsantrasyonlarının artmasının birkaç nedeni olabilir. Bunlar;

- 1) İz element, N ve P yetersizliği,
- 2) Organik yüklemenin metan bakterileri tarafından karşılanamaması,
- 3) Giriş suyu pH'ı ve alkalinitesinin düşüklüğüdür.

Daha önce de ifade edildiği gibi anaerobik arıtmada ilk safha, organik maddelerin basit organik madde ve asitlere dönüşmesidir. Ardından bu organik madde ve asitlerde asetik asit, CO₂ ve H₂'e dönüşür. Akabinde asetik asitin parçalanması sonucu CH₄ ve CO₂, CO₂ ve H₂'nin sentezi sonucu da CH₄ üretilmiş olur. Sistem dengede iken basit organik maddelerin büyük çoğunluğu direkt olarak asetik asit, CO₂ ve H₂' e dönüşür. Ancak özellikle metan bakterilerinin çalışmasında bir aksama olduğunda basit organik maddeler asetik asit yerine propiyonat ve bütirat gibi daha kompleks uçucu asitlere dönüşür. Oluşan propiyonat ve bütiratın metan bakterileri tarafından metana dönüşüm oranı düşüktür. Bu yüzden arıtma çıkışında suda metana dönüşemeyen asitler bulunur. Ayrıca, organik yükleme fazla olduğunda bakteriler asetik asiti de yeteri kadar parçalayamazlar. Dolayısıyla çıkış suyunda uçucu yağ asiti miktarı artar. Uçucu yağ asiti konsantrasyonunun artması pH'ın azalmasına sebep olur.

Bu da metan bakterilerinin çalışmasını olumsuz yönde etkiler. Hatta pH düşüşü devam ederse metanojenik faaliyet tamamen durur. Bu yüzden anaerobik arıtma sistemlerinde uçucu yağ asiti konsantrasyonu, sürekli izlenmesi gereken çok önemli bir parametredir. Uçucu yağ asiti konsantrasyonu arttığında pH'ın düşüşünü tamponlamak için alkalinitenin artırılması ve yağ asiti konsantrasyonundaki bu artışın nedenlerinin araştırılması gereklidir. Bu da kafi gelmediğinde organik yük azaltılır hatta gerektiğinde durdurulur. Yapılan araştırmalar uçucu yağ asidi konsantrasyonlarının 1000 - 1500 mg/lt'i aştığında önemli problemlerin başladığını göstermektedir (Öztürk, 1999). Uçucu yağ asidi konsantrasyonları genelde düşük alkalinite değerlerinde daha tehlikelidir. Bu yüzden uçucu yağ asidi konsantrasyonları incelenirken, alkalinite değerleri de dikkate alınır ve uçucu yağ asidi/alkalinite oranı incelenerek de yorum yapılır. Uçucu yağ asidi/alkalinite oranının anaerobik arıtmada 0,1' in altında olması istenirken 0,3' e kadar sistem verimli çalışabilmektedir. Oran 0,3'den daha yükselirse sebeplerinin araştırılması ve problemin çözülmesi gereklidir.

2.3.7 Gaz Üretimi ve Metan Muhtevası

Anaerobik arıtmada reaktör verimini kontrol etmenin en kolay yöntemlerinden biri oluşan biyogaz miktarı ve bu biyogaz içerisindeki metan muhtevasını takip etmektir. Bilindiği üzere anaerobik arıtmanın aerobik arıtmaya olan temel üstünlüklerinden biri proses sonucu ortaya çıkan metandır. Prosesin çalışması ne kadar iyi olursa o oranda biyogaz üretilmiş olur. Üretilen biyogazın miktarı sistemde giderilen organik yükü paraleldir. Sonuç olarak biyogaz miktarının düşmesi sistemin organik kirlilikleri giderme veriminin düştüğünün gösterir. Bunun temel sebeplerinden biri aşırı organik yüklemidir. Bunun dışındaki sebepler metan bakterilerinin çalışmasını olumsuz yönde etkileyen ve önceki bölümlerde anlatılan unsurlardır.

Anaerobik arıtmada biyogazın yüksek miktarlarda olması istendiği gibi, biyogaz içerisindeki metan muhtevasının da fazla olması istenir. Eğer biyogaz içerisindeki metan yüzdesi düşerse bunun temel nedenlerinden biri metan bakterilerinin çalışmalarına etki eden bir problemdir. Biyogaz içerisindeki metan muhtevası genelde %70'in üzerindedir. Bu değer altına inildiğinde bunun sebebinin araştırılması gerekir. Normal şartlarda (0 °C ve 1 atm), glikoz ($C_6H_{12}O_6$) için giderilen beher gr KOİ başına üretilmesi gereken metan miktarı 0,35 lt'dir (Metcalf ve Eddy, 2003).

2.4 Asit Üretimi ve Metan Üretimini Ayrı Reaktörlerde Tatbiki

Klasik anaerobik arıtma sistemlerinde genel olarak asit üretim ve metan üretim safhaları aynı reaktörde beraber gerçekleşir. Fakat bu iki safhanın ayrı ayrı gerçekleştirildiği prosesler de mevcuttur. Özellikle birbirinden farklı hızlarda çalışan asit ve metan üretim bakterilerinin birbirleriyle daha iyi bir uyum içerisinde çalışmalarına olanak veren bu sistemin kullanımı son yıllarda hızlı bir şekilde artmıştır.

Asit bakterilerinin çalışma hızı ile metan bakterilerinin çalışma hızları birbirinden oldukça farklıdır. Metan bakterilerinin asit bakterilerine göre oldukça yavaş çalışması nedeniyle genel olarak metan üretim safhası anaerobik arıtmada hız kısıtlayıcı safhadır. Sistem yükü metan bakterilerinin çalışma hızına göre dizayn edildiğinden, aslında daha hızlı çalışabilecek asit bakterilerinin çalışma performanslarından tam olarak faydalanılamamaktadır.

Asit üretim ve metan üretim safhalarının ayrı reaktörlerde tatbik edildiği reaktörlerde ise aynı reaktör hacminde çalışma zorunluluğu yoktur. Asit üretim safhasına göre daha büyük hacimli metan üretim reaktörü kullanılarak hem asit hem de metan bakterilerinden azami ölçüde verim sağlanabilir.

Asit üretim ve metan üretim safhalarının ayrı yapıldığı reaktörlerin bir diğer avantajı, daha hızlı işletmeye alma süresidir. Bu tip sistemlerde devreye alma süresi iki safhanın aynı reaktörde yapıldığı sistemlere göre daha kısadır. Ayrıca bu tip sistemlerin verimi birleşik sistemlere göre daha iyidir. Bunlara ilave olarak katı organik maddeler ayrık sistemlerde daha iyi bir şekilde parçalanırlar.

Ayrık sistemlerin tüm bu avantajları yanında bir takım dezavantajları da vardır. Bunların en önemlisi iki ayrı reaktör kurulması yüzünden ilk yatırım maliyetidir. Arıtma sistemlerinde maliyet mutlaka göz önünde bulundurulması gereken çok önemli bir faktördür. İki safhanın bir arada yapıldığı sistemlerde asit ve metan bakterileri ortak çalışarak sistemin kontrolünün daha kolay olmasını sağlayabilmektedir. Sistemdeki bir takım kararsızlıklar asit ve metan bakterilerinin ortak olarak hareket etmesiyle tamponlanabilir. İki safhanın ayrıldığı sistemler ise özellikle pH'nın kontrolü konusunda daha sıkıntılıdır. Hem asit bakterileri için hem de metan bakterileri için optimum pH seviyesini ayarlamak gerekir. Bunu sağlamak zahmetli olabilir.

Asit üretim ve metan üretim safhalarının bir arada bulunduğu sistemlerle ayrı olarak dizayn edilen sistemlerin birbirlerine olan avantaj ve dezavantajları topluca Çizelge 2.4'da verilmiştir (Öztürk, 1999).

Çizelge 2.4 Tek kademeli ve iki kademeli sistemlerin mukayesesi (Öztürk, 1999)

	Tek Kademeli	İki Kademeli
Üstün Yönleri	<ul style="list-style-type: none"> - Daha az yatırım maliyeti - İşletme ve kontrol kolaylığı 	<ul style="list-style-type: none"> - Daha hızlı işletmeye alma - Prosesin daha kararlı olması - Arıtma veriminin daha yüksek Oluşu - Katı organik maddelerin daha iyi Parçalanması
Mahzurları	<ul style="list-style-type: none"> - Daha uzun sürede işletmeye alma - Daha kararsız proses - Organik yük değişimlerine karşı daha hassas oluşu 	<ul style="list-style-type: none"> - Daha yüksek yatırım maliyeti - Kontrolün daha zor oluşu - Dikkatli pH kontrolü gerekliliği

2.5 Atıksu Arıtımında Kullanılan Anaerobik Reaktör Tipleri

Günümüzde özellikle endüstriyel atıksuların arıtımında kullanılmak üzere geliştirilen pek çok anaerobik arıtma tipi vardır. Anaerobik arıtma alanı aerobik arıtmaya göre daha bakir bir alan olduğundan ve daha önce sıralanan, aerobik arıtmaya göre üstün yönlerinin günümüzde daha fazla önem kazanmasından dolayı sürekli gelişmektedir.

Anaerobik bir arıtma gerçekleştirilmesi amacıyla modellenmiş birçok reaktör sayılabilir. Bu reaktörlerin en sık kullanılanları şunlardır;

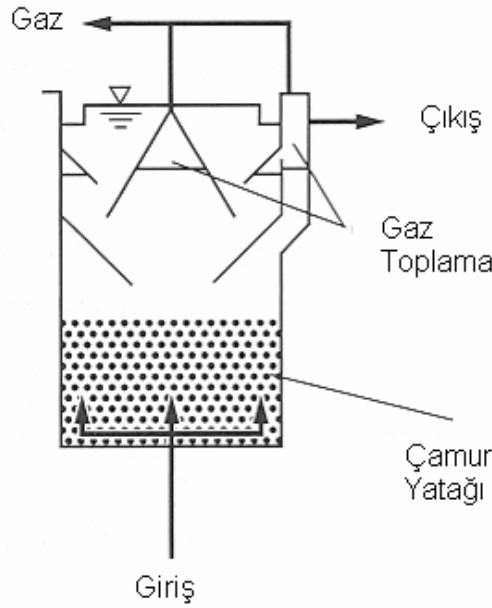
- 1) Havasız çamur yataklı reaktör
- 2) Ardışık kesikli anaerobik reaktör
- 3) Anaerobik filtre
- 4) Membranlı anaerobik reaktör
- 5) Havasız Akışkan Yataklı Reaktör

Yukarıda sayılan reaktörlerin dışında kullanılan birçok reaktör tipi vardır. Bunlar arasında anaerobik çürütücü, anaerobik temas reaktörü, hibrit filtre vb. sayılabilir. Anaerobik arıtma alanı aerobik arıtmaya nazaran daha bakir bir alan olduğundan gün geçtikçe anaerobik arıtmayla ilgili yeni sistemler geliştirmek için çalışmalar yapılmakta ve neticesinde birçok

yeni anaerobik sistem önerileri üretilmektedir. Ancak bu bölümde bu anaerobik arıtma tiplerinden en çok karşılaşılan 5 reaktör tipi incelenecektir.

2.5.1 Havasız Çamur Yataklı Reaktör

Havasız çamur yataklı reaktörler anaerobik arıtma tipleri içinde en sık kullanım alanı olan sistemlerden biridir. 1970'li yılların sonunda Hollanda'da Lettinga ve yardımcıları tarafından geliştirilmiştir (Lettinga ve Vinken, 1980; Lettinga vd., 1980). HÇYR' nin şematik görünüşü Şekil 2.6' de gösterilmiştir.



Şekil 2.6 HÇYAR' nin Şematik Görünüşü

Havasız çamur yataklı reaktörlerde atıksu girişi reaktörün alt kısmındadır ve atıksu akımı yukarı doğrudur. Üst kısımda çıkış suyuyla birlikte katıların çıkmasını önlemek için perdeler kullanılır. Havasız çamur yataklı reaktörlerde bazen çıkış suyu bir çökeltme havuzuna alınır ve çöken çamur reaktöre geri devretilir. Yine bazen reaktörün üst kısmına filtre malzemesi konularak hibrit sistem olarak kullanılmaktadır. Bu iki modifikasyonunda amacı sistemden katıların kaçışını önlemektir (Metcalf ve Eddy, 2003).

Havasız çamur yataklı reaktörlerin en önemli özelliği diğer anaerobik arıtma proseslerine kıyasla çok yüksek hacimsel organik yüke cevap verebilmesidir. Bunun temel nedeni havasız çamur yataklı reaktörlerin dip kısmındaki granül çamurun 50-100 g/lit, üst kısımdaki fazın 5-40 g/lit olan katı madde konsantrasyonudur. Granül çamur partiküllerin çapları 1 ile 3 mm arasında değişmektedir (Metcalf ve Eddy, 2003). Granüller sistemin başlangıçtaki alıştırmaya

periyodunda geliştirilir veya benzer bir tesisten işletmeye alma döneminde temin edilir. Havasız çamur yataklı reaktörlerde granül geliştirilmesinde pek çok faktör rol oynamaktadır. Örneğin evsel atıksular için uygulanan bir havasız çamur yataklı reaktörde granül geliştirilmesi için dikkat edilecek temel hususlar şu şekilde sıralanabilir (Öztürk, 1999);

- Aşı çamuru konsantrasyonu için UKM cinsinden 10-15 kg/m³ aralığında bir değer seçilmelidir,
- Başlangıçta uygulanan organik yük, 0,05-0,10 kg KOİ/kg UKM-gün aralığında bir değer olmalıdır,
- KOİ giderme verimi %80'i aşmadıkça organik yük arttırılmamalıdır. Mikroorganizmaların organik yüke adapte olduklarını gösterecek şekilde KOİ giderme verimi % 80 seviyesini aştığında organik yük kademeli olarak arttırılmalıdır,
- Çökeltme özelliği düşük çamurlar yıkanmalıdır,
- Eğer geri devir yapılırsa sistemden kaçmış olan hafif çamurların sisteme geri dönüşüne izin verilmemelidir,
- Çamurun ağır kısmının sistemde kalması sağlanmalıdır,
- Aşı çamurunun UKM konsantrasyonunun çok düşük olması halinde, granülleşmeyi teşvik etmek için reaktöre inorganik çekirdek malzemesi ilave edilmelidir.

Diğer askıda katı maddelerin varlığı granüllerin oluşmasında inhibe edici olabilir (Lettinga ve Hulshoff Pol, 1991). Granüllerin oluşturulması ile ilgili bir diğer öneri (Palns ve diğerleri, 1987,1990)'nin çalışmalarından faydalanılarak (Speece, 1995) tarafından yapılmıştır. Buna göre ağır granül yapılarının oluşması için;

- 1) pH nötr seviyede olmalıdır,
- 2) Yüksek kısmi hidrojen basınçlı bir bölge olmalıdır. Bir diğer açıdan bakılırsa pH değeri düşük olmalıdır,
- 3) Sınırsız bir NH₄-N kaynağı olmalıdır,
- 4) Aminoasit miktarı sınırlı olmalıdır.

Havasız çamur yataklı reaktörler için (Lettinga ve Hulshoff, 1991) tarafından tanımlanmış belli başlı dizayn kriterleri mevcuttur. Bunlar maddeler halinde sıralanacak olursa;

- 1) Katı madde muhtevası ve bileşimiyle birlikte atıksu karakteristikleri,

- 2) Hacimsel organik yük,
- 3) Yukarı akış hızı,
- 4) Reaktör hacmi,
- 5) Fiziksel yapılar ve
- 6) Gaz toplama sistemidir.

Atıksudaki katı madde miktarı, KOİ konsantrasyonu vb. gibi bileşenler havasız çamur yataklı reaktörlerin hem devreye alınmasında, hem de sonraki aşamalarında çok önemli parametrelerdir. Örneğin; protein ve yağ içeriği fazla olan atıksular, granülleşmeye engel olduğu gibi, köpüklenme problemine de neden olabilmektedir (Metcalf ve Eddy, 2003).

Diğer anaerobik arıtma sistemlerinde olduğu gibi hacimsel organik yük havasız çamur yataklı reaktörlerde de çok önemlidir. Ayrıca diğer reaktörlere nazaran havasız çamur yataklı reaktörlerdeki hacimsel organik yük değerleri çok daha fazladır. Havasız çamur yataklı reaktörlerde değişik giriş KOİ konsantrasyonları için farklı granül tiplerinde uygulanabilecek hacimsel organik yükleme değerleri Çizelge 2.5' de verilmiştir (Metcalf Eddy, 2003).

Çizelge 2.5 % 85-95 giderimi sağlaması için HÇYR için önerilen hacimsel organik yükler

Giriş KOİ Değeri mg/l	BOİ / KOİ Oranı	Hacimsel Organik Yük, kg KOİ/m ³ -gün		
		Floküler	Yüksek KOİ Giderimli	Düşük KOİ Giderimli
		Çamur	Granüler Çamur	Granüler Çamur
1000-2000	0,10-0,30	2-4	2-4	8-12
	0,30-0,60	2-4	2-4	8-14
	0,60-1,00	-	-	-
2000-6000	0,10-0,30	3-5	3-5	12-18
	0,30-0,60	4-8	2-6	12-24
	0,60-1,00	4-8	2-6	-
6000-9000	0,10-0,30	4-6	4-6	15-20
	0,30-0,60	5-7	3-7	15-24
	0,60-1,00	6-8	3-8	-
9000-18000	0,10-0,30	5-8	4-6	15-24
	0,30-0,60	-	3-7	-
	0,60-1,00	-	3-7	-

Yukarı akış hızı havasız çamur yataklı reaktörlerin dizaynında önemli parametrelerden biridir. Bu konuda (Lettinga ve Hulshoff Pol, 1991)'in çalışmasından faydalanarak (Metcalf ve Eddy, 2003)'de yer alan akım hızları için tavsiyeler Çizelge 2.6' da verilmiştir.

Çizelge 2.6 HÇYR sisteminde yukarı akış hızı ve reaktör yüksekliği (Metcalf ve Eddy, 2003)

Atıksu Tipi	Yukarı akış hızı, m/saat		Reaktör yüksekliği, m	
	Aralık	Ortalama	Aralık	Ortalama
% 100 çözümlü KOİ	1,0-3,0	1,5	6-10	8
Kısmen çözümlü KOİ	1,0-1,25	1,0	3-7	6
Evsel atıksu	0,8-1,0	0,7	3-5	5

Havasız çamur yataklı reaktörlerde reaktör hacminin ve çapının hesabında organik yükleme oranı, yukarı akış hızı ve etkili arıtma hacmi değerlerine bakılarak işlem yapılır. Ayrıca gerektiğinde katı sıvı ayırımı için gerekli bölge ve gaz toplama kısmının hacmi de hesaba katılır. Havasız çamur yataklı reaktörler için etkili arıtma bölgesi hacmi Denklem (2.1) vasıtasıyla bulunur.

$$V_n = \frac{Q \cdot S_0}{L_{org}} \quad (2.1)$$

Burada;

V_n = etkili arıtma bölgesi hacmi, m³

Q = atıksu debisi, m³/sa

S_0 = giriş KOİ konsantrasyonu, kg/m³

L_{org} = organik yük oranı, kg/m³-gün'dür.

Reaktörün sıvı bölgesi hacmi ise Denklem (2.2) vasıtasıyla bulunur.

$$V_L = \frac{V_n}{E} \quad (2.2)$$

Burada;

V_L = toplam sıvı bölgesi hacmi, m³

E = etkinlik katsayısıdır.

Havasız çamur yataklı reaktör için yüzey alanı seçilen yukarı akış hızı ve giriş atıksu debisine göre Denklem (2.3)' e göre bulunur.

$$A = \frac{Q}{v} \quad (2.3)$$

Burada;

v = yukarı akış hızı, m/sa değeridir.

Reaktördeki sıvı bölgesinin yüksekliği ise toplam sıvı bölgesi hacmi ve Denklem(2.3)'de bulunan yüzey alanına göre Denklem (2.4)' deki gibi hesaplanır.

$$H_L = \frac{V_L}{A} \quad (2.4)$$

Burada;

H_L = sıvı bölgesinin yüksekliği, (m)' dir.

Havasız çamur yataklı reaktörlerler inşa edilirken gaz toplama bölgeside hesaba katılır. Gaz toplama bölgesi reaktöre 2,5-3 m ilave bir yükseklik getirir (Metcalf ve Eddy, 2003). Gaz toplama bölgesinin yüksekliği de dikkate alınırsa reaktörün toplam yüksekliği Denklem (2.5)' deki gibi hesaplanır.

$$H_T = H_L + H_G \quad (2.5)$$

Burada;

H_G = gaz toplama bölgesi yüksekliği, (m)

H_T = toplam reaktör yüksekliği, (m)' dir.

Havasız çamur yataklı reaktörlerin fiziksel tasarım üniteleri, giriş yapısı, çıkış yapısı ve gaz toplama bölgesidir. Giriş yapısı atıksuyun reaktöre üniform bir şekilde dağılımını sağlamalı, kanallanmaya izin vermemelidir. Çıkış yapısı aynı zamanda çıkış atıksuyu ile çamurdaki katı maddelerin ayrılması işlevini yürütür. Çıkış yapısı reaktörden atıksuyla birlikte askıda katı maddelerin kaçışına izin vermeyecek şekilde olmalıdır.

2.5.1.1 HÇYR İle Yapılan Çalışmalar

Parawira vd. (2005), bira sanayi atıksularının tam ölçekli bir HÇYR ile arıtımını inceledikleri çalışmada, atıksuların yüksek miktarda katı madde muhtevası ve organik kirliliğe sahip olduğu için bu atıksuların evsel atıksu arıtma tesisine verilmeden önce bir ön arıtmaya tabi

tutulması gerektiğine işaret etmişlerdir. İnşa edilen reaktörün toplam hacmi 500 m³ ve hidrolik bekletme süresi 24 saat olarak ayarlanmıştır.

Çalışma sonunda HÇYR ile arıtma sonrası atıksuda KOİ gideriminin %57, toplam katı madde gideriminin % 50 ve çökebilir katı madde gideriminin de % 90 oranlarında gerçekleştiği görülmüştür. Bunun yanında arıtma sonrası ortofosfat ve azot miktarlarının arıtma öncesi değerlerinden daha yüksek olduğu da eklenmiştir. Yapılan çalışmanın sonunda ise HÇYR tipi sistemle arıtılan atıksuların evsel atıksu arıtma tesisine verilebilecek düzeye geldiği çalışma sonucu olarak ifade edilmiştir.

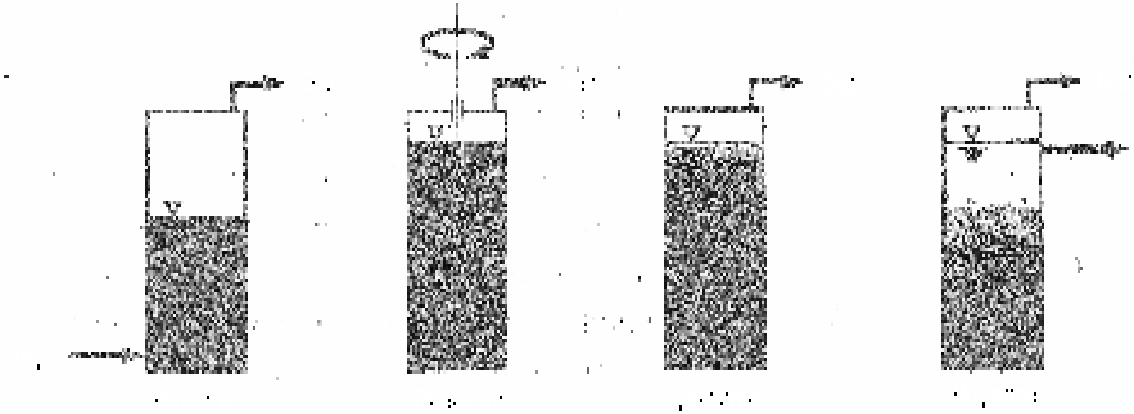
Kalyuzhnyi vd. (1998), 7 g/lt askıda katı madde konsantrasyonu, yaklaşık % 60' ı çözünemeyen formda 5,3-18,1 g/lt KOİ ve yüksek miktarda protein ve yağ içeriğine sahip patates ve mısır endüstrisinden gelen atıksuları, 1,8 lt' lik HÇYR tipi sistemde 35 °C' de arıtımını incelemişlerdir. Çalışmada 14 kg KOİ/m³-gün organik yükte KOİ gideriminin % 63 civarında olduğu saptanmıştır. Organik yükün 10 kg KOİ/m³-gün değerinin üstüne çıkmasıyla karşılaşılan köpük ve çamur kabarması problemi hidrolik bekletme süresi 1 günün üzerine çıkarılarak çözülmüştür. Bunun yanında bu problemin çıkış suyunun geri devir ettirilmesi ile organik yükün düşürülerek 1 günün altındaki bekletme sürelerinde de çözülebileceği de ifade edilmiştir. Çalışmanın bir sonraki aşamasında ise atıksular bir ön çökeltmenin ardından sisteme verilmiş ancak, KOİ giderim veriminin değişmediği rapor edilmiştir. Çalışmada her iki durumda da organik yükteki değişimlere HÇYR sisteminin çok hızlı bir şekilde adapte olduğu ortaya konmuştur.

2.5.2 Ardışık Kesikli Anaerobik Reaktör (AKAR)

Ardışık kesikli anaerobik reaktörler isminden de anlaşılacağı üzere kesikli olarak çalıştırılan ve birbiri ardına gelen adımlardan oluşan bir anaerobik prosesdir. AKAR' da 4 temel işlem adımı vardır. Bunlar sırasıyla ifade edilecek olunursa;

- 1) Besleme
- 2) Reaksiyon
- 3) Çöktürme
- 4) Sistemi boşaltmadır.

AKAR sisteminin genel proses şeması Şekil 2.7' dedir.



Şekil 2.7 AKAR sisteminin genel proses şeması

Besleme esnasında substratın mikroorganizmalarla tam olarak teması için sistem sıkıştırılır. Besleme hacmi; hidrolik bekleme süresi ve organik yüklemeye bağlı olarak hesaplanır.

Reaksiyon adımında substrat metana dönüştürülür. Burada bekleme süresi; atıksuyun sıcaklığına, biyokütle konsantrasyonuna ve istenen çıkış suyu kalitesine bağlı olarak hesaba katılır. Bu adımda sistem mekanik karıştırıcılar vasıtasıyla karıştırılır.

Çöktürme adımında karıştırma işlemine son verilir. Burada geçen süre biyokütlenin çökebilirliğine bağlı olarak değişir. Bu değer genel olarak 10-30 dakika alınır (Speece, 1995). MLSS konsantrasyonu ve F/M değeri çökelme hızlarına etki eden iki önemli parametredir.

Son aşama olan sistemi boşaltma aşamasında, reaktörün üst fazından arıtılmış su alınır. Çekilecek suyun miktarı sisteme alınan atıksu miktarına eşittir.

AKAR tipi sistemlerin diğer anaerobik arıtma sistemlerine nazaran bazı avantaj ve dezavantajları vardır. Sistemin avantajları;

- Pahalı giriş ve çıkış yapılarına gerek yoktur.
- Çamur geri devrine gerek yoktur.

Dezavantajları ise;

- Reaksiyonu kontrol etmek için bir kontrol sistemi gerekliliği,
- Değişik debilerde sistemden biyokütle kaybının yaşanması olarak sayılabilir.

2.5.2.1 AKAR Tipi Sistemlerle Yapılan Çalışmalar

Banik ve Dague (1997), yaptıkları çalışmada, süt tozundan üretilen sentetik atıksuların çeşitli sıcaklıklarda ve çeşitli hidrolik bekletme sürelerinde AKAR tipi sistemlerde ne ölçüde artıldığını incelemişlerdir. Çalışmada sentetik atıksu kullanılmış ve BOİ konsantrasyonu 285 mg/lt, KOİ konsantrasyonu ise 600 mg/lt olarak ayarlanmıştır. 25, 20, 17.5, 15, 12.5, 10, 7.5 ve 5 °C gibi değişik sıcaklıklar ve 24, 16, 12, 8 ve 6 saatlik hidrolik bekletme süreleri ile testler yapılmıştır. Çalışmada 20 ve 25 °C sıcaklıklarda tüm hidrolik bekletme süreleri için çözünebilir KOİ ve BOİ giderme verimlerinin %90' ın üzerinde olduğu görülmüştür. En olumsuz şart olan 6 saatlik bekletme süresi ve 5°C sıcaklıkta KOİ ve BOİ giderme verimleri sırasıyla, %62 ve %75 olarak gerçekleşmiştir. 20 °C ve 5 °C sıcaklıkları için 24-6 saat hidrolik bekletme süreleri ile % 62-90 KOİ giderme verimi ve % 75-90 BOİ giderme verimi elde edilmiştir.

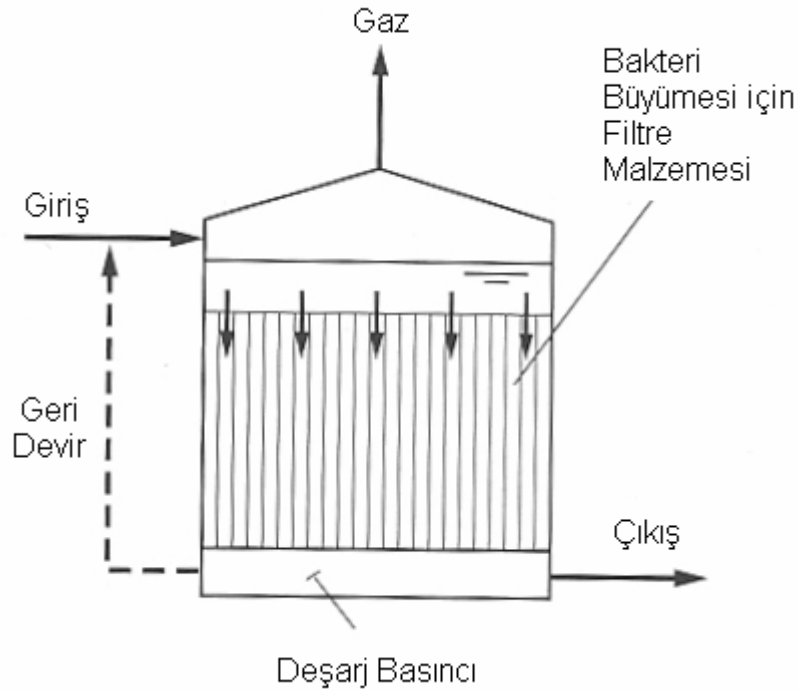
Li ve Mulligan (2005) bira sanayi atıksularının arıtımında HÇYR ve AKAR tipi sistemleri karşılaştırmışlardır. Çalışma oda sıcaklığı ve 35 °C ' de 2-20 kg KOİ/m³-gün organik yük aralığında yürütülmüştür. AKAR tipi reaktörün organik yük oranı 2 kg KOİ/m³-gün değerinden 20 kg KOİ/m³-gün değerine çıkarıldığında çözünebilir KOİ giderme veriminin oda sıcaklığında %95' den %57' e, 35°C'de ise %93' den %70' e düştüğü görülmüştür. HÇYR tipi reaktörde ise organik yük oranı 2 kg KOİ/m³-gün değerinden 20 kg KOİ/m³-gün değerine çıkarıldığında çözünebilir KOİ giderme veriminin oda sıcaklığında %78' den %49' a, 35°C'de ise %80' den %65' e düştüğü görülmüştür. Ayrıca çalışmada, AKAR tipi sistem için üretilen metanın ölçümü yapılmış ve 2-6 kg KOİ/m³-gün organik yükte üretilen metan miktarının giderilen KOİ'nin gramı başına 0,39 lt olduğu, organik yükün 8-20 kg KOİ/m³-gün olduğunda ise bu değer oldukça düştüğü saptanmıştır. Çalışmanın sonunda ise her iki reaktörde de verimli olarak çalışabilmek için organik yükün 6 kg KOİ/m³-gün ile sınırlanması gerektiği ifade edilmiştir.

Masse ve Masse (2000b) 4 adet ardışık kesikli anaerobik reaktörde mezbaha atıksularının arıtılabilirliğini araştırdıkları çalışmada, reaktörlerin ikisi için bir evsel atıksu arıtma tesisinden alınan granüler olmayan anaerobik çamur, diğer iki reaktörde ise süt endüstrisinden gelen anaerobik granüler çamur aşısı olarak kullanılmıştır. Mezbaha atıksuyunun KOİ' si 6.908 mg/lt ile 11.500 mg/lt arasında ve bu değerlerin yarısı askıda katı madde kaynaklı olduğu ifade edilmiştir. 2 günlük hidrolik bekletme süresi ve 2,07 - 4,93 kg KOİ/m³-gün organik yükleme aralığında tüm reaktörlerin toplam KOİ giderim verimlerinin %90 ile %96 arasında olduğu, çözünebilir KOİ giderim verimlerinin ise % 95 olduğu görülmüştür. Devreye alma

aşamasında tüm reaktörlerde biyokütle kaçıışı gözlenmiş, ancak kararlı işletme periyoduna geçilmesiyle beraber bu sorunun ortadan kalktığı rapor edilmiştir. İşletmeye alma periyodunda, evsel atıksu çamuruyla aşılana reaktörlerin performansının, granüler çamurla aşılana reaktörlere göre çok az bir miktar daha iyi olduğu, ancak normal işletme periyoduna geçildiğinde aradaki farkın ortadan kalktığı belirtilmiştir. Üretilen biyogazdaki metan oranının % 75 olduğu ve giderilen KOİ' nin %90,5' inin metana dönüştüğü gözlenen çalışmada giderilen KOİ' nin gramı başına 0,068 gr uçucu askıda katı madde birikimi tespit edilmiştir.

2.5.3 Anaerobik Filtre

Anaerobik filtreler substrat ile onu parçalayan bakteriler arasında daha fazla temas yüzeyi elde edilmesi amacıyla tasarlanmıştır. Reaktör içerisinde kullanılan dolgu malzemesi yüzey alanının yani substratla bakterilerin temas alanını oldukça artırır. Şekil 2.8' de anaerobik filtrelerin şematik bir görünümü verilmiştir.



Şekil 2.8 Anaerobik filtrelerin şematik görünümü

Anaerobik filtrelerde dolgu malzemesi olarak pek çok madde kullanılır. Bu malzemelerin başlıcaları, taş, plastik halkalar ve PVC halkalardır. Dolgu malzemesinin asli görevi temas yüzeyini arttırmaktır. Bu yüzden temas yüzeyini en etkin biçimde arttıran dolgu malzemeleri en kullanışlı dolgu malzemeleridir.

Avrupa’da kurulmuş ve işletmede olan bazı anaerobik filtrelerin özellikleri Çizelge 2.7’ de görülmektedir (Öztürk, 1999).

Çizelge 2.7 Avrupa’da Kurulu Bazı Anaerobik Filtreler (Öztürk, 1999)

Atık Tipi	Hacim	Dolgu	Sıcaklık	Org.	Bekletme	Verim
	m ³	Malzemesi	°C	kg/m ³ .gün	saat	%
Şeker	3000	Taş	35-37	-	12-36	55
Domuz	90	-	-	20	48	60
Damıtık	8600	Flocor R	35	15	72	90
Patates	1750	Plastik Halka	-	8	24	93
Şeker	10250	-	-	-	20	70
Şilempe	650	Flocor R	35	6-8	72-96	-
İlaç	1840	PVC Halka	-	7,1	-	-
Şilempe	220	-	-	8-16	-	-
Konserve	300	-	25-35	6,5	65-74	73
Sülfid Üretimi	2900	Plastik Halka	-	8	24	-
Kimyevi	1200	Plastik Halka	-	-	-	-
Nişasta	1800	Plastik Halka	-	-	-	-
Maya	1280	Çok Halkalı	-	-	48-72	-
Domuz	100	Flocor R	-	-	12-14	-

Anaerobik filtrelerin KOİ giderme verimini etkileyen en önemli parametre hidrolik bekletme süredir. Dolgu malzemesinin yüzey alanının verime etkisi ise oldukça düşüktür. Çizelge 2.7’den de görüleceği üzere anaerobik filtrelerin arıtma verimi % 55-93 arasında değişmektedir.

Anaerobik filtrelerin başlıca dezavantajları sıralanacak olunursa, bunlar;

- 1) Özellikle yüksek miktarda askıda katı madde ihtiva eden atıksuların arıtımında karşılaşılan tıkanma problemi,
- 2) Biyofilm teşekkülünün uzun süreler alması,
- 3) Kanallanma ve kısa devre ihtimalidir.

2.5.3.1 Anaerobik Filtrelerle Yapılan Çalışmalar

Veiga vd. (1994), yaptıkları çalışmada, ton balığı konservesi üreten bir tesisin atıksularını yukarı akışlı anaerobik filtre (YAAF) ve aşağı akışlı anaerobik filtre (AAAF) ile arıtarak iki sistemin mukayesesini yapmışlardır. Araştırmada kullanılan atıksuyun, KOİ konsantrasyonu 2,5 g/lt ve % 80' i protein kalanı ise yağ asitleri ve yağlardan oluşmakta olup, yüksek protein içeriği nedeniyle 5 g/lt amonyum konsantrasyonuna sahip olduğu bildirilmiştir. Çalışmada hidrolik bekletme süresi, YAAF sisteminde 4 günden 1 güne, AAAF sisteminde ise 8 günden 2,5 güne indirilirken, organik yük YAAF sisteminde 3-13 kg KOİ/m³-gün, AAAF sisteminde ise 2 ile 5 kg KOİ/m³-gün arasında ayarlanmıştır. KOİ giderme verimi YAAF sisteminde 11-13 kg KOİ/m³-gün organik aralığında % 75, AAAF sisteminde ise 3 kg KOİ/m³-gün organik yükünde % 70 olduğu görülmüştür. Araştırmacılar, konserve üretim prosesi atıksularının arıtımında YAAF sisteminin AAAF sistemine göre daha başarılı olduğunu vurgulamışlardır.

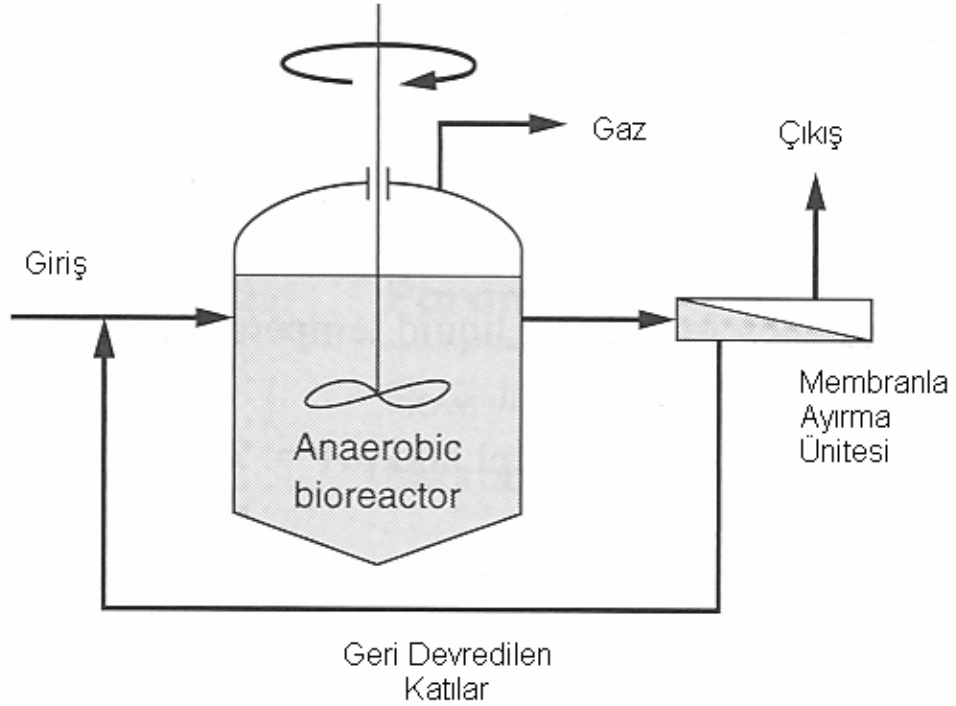
Ruiz vd. (1997), mezbaha atıksularının havasız çamur yataklı reaktör (HÇYR) ve AF'de arıtımını incelemişler ve iki reaktörün performanslarını kıyaslamışlardır. Çalışmada kullanılan mezbaha atıksularının KOİ konsantrasyonu ortalama olarak 8.000 mg/lt olup bunun % 70'nin protein kaynaklı, % 15-30'unun askıda katı maddelerden kaynaklandığı tespit edilmiştir. Her iki reaktörde 37⁰ C' lik sıcaklıkta 1-6,5 kg KOİ/m³-gün organik yükte çalıştırılmıştır. Organik yük 5 kg KOİ/m³-gün olduğunda HÇYR sisteminde KOİ giderimi %90, 6,5 kg KOİ/m³-gün olduğunda ise %65 olarak gerçekleşmiştir. Benzer yüklerde AF sisteminde KOİ gideriminin daha düşük olduğu ve daha az metan üretildiği görülmüştür. Bu verilerden yola çıkarak araştırmacılar mezbaha atıksularının arıtımında HÇYR sistemlerinin AF sistemlerine nazaran daha başarılı olduğunu ifade etmişlerdir.

Ng ve Chin (1987), domuz çiftliği atıksularının arıtılabilirliğini plastik malzeme ile teşkil edilmiş AF tipi bir reaktörde 2,1-6,3 gün hidrolik bekleme süresi ile denemişlerdir. Çalışmada KOİ gideriminin % 83-97, askıda katı madde gideriminin % 90-99 aralığında olduğu tespit edilmiştir. Ayrıca araştırmacılar, hidrolik bekletme süresi düşürüldüğünde, üretilen biogaz içerisindeki metan muhtevasının % 75 değerinden % 84 değerine çıktığını rapor etmişlerdir.

2.5.4 Membranlı Anaerobik Reaktör (MAR)

Membranlı anaerobik reaktörler esas olarak tam karışım reaktörlerden sadece çıkış yapıları dolayısıyla ayırt edilirler. Membranlı anaerobik reaktörlerde atıksu sisteme üst kısımdan bazen de alt kısımdan verilir. Reaktör, karışım sağlanması için bir karıştırıcı ile teçhiz edilir. Arıtma sonrası çamur ve atıksu karışımı çıkış yapısındaki membranla birbirinden ayrılır.

Membranı geçen arıtılmış su, sistemden ayrılırken membranı geçemeyen çamurlar sisteme geri döner. Bu sayede bir geri devir sağlanmış olur. Dolayısıyla geri devirli anaerobik arıtma sistemlerinin aksine membranlı anaerobik arıtma sistemlerinde çamuru çöktürüp sisteme geri devir ettirmek için ilave bir yapıya gerek yoktur. Bu geri devir sayesinde sistemde çok yüksek oranlarda katı madde muhtevası değerlerine ulaşılabilir. Membran tipi reaktörlerin şematik görünüşü Şekil 2.9' da gösterilmiştir.



Şekil 2.9 Membran tipi reaktörlerin şematik görünüşü

Membran sistemleri pahalı yapılardır. Bu yüzden maliyet, membranlı anaerobik reaktörler için kısıtlayıcı bir faktördür. Bu yüzden genellikle membranlı anaerobik reaktörler KOİ konsantrasyonu çok yüksek fakat debisi düşük atıksularda uygulanırlar. Bu tip bir anaerobik arıtma tipini seçmeden önce etraflı bir fizibilite yapıp maliyetler ortaya konarak bir seçim yapmak gerekir.

2.5.4.1 Membranlı Anaerobik Reaktörlerle Yapılan Çalışmalar

Hu ve Stuckey (2006), membran malzemesi olarak her biri 4 μm gözenek çaplı, polietilenden yapılan Mitsubishi fiber membran ve Kubota yaprak membranları kullanarak seyreltik atıksularda MAR tipi sistemlerin arıtma performanslarını mukayese etmişlerdir. Substrat olarak glikoz ile hazırlanmış 460 mg/lt KOİ' ye sahip sentetik numune kullanılmıştır.

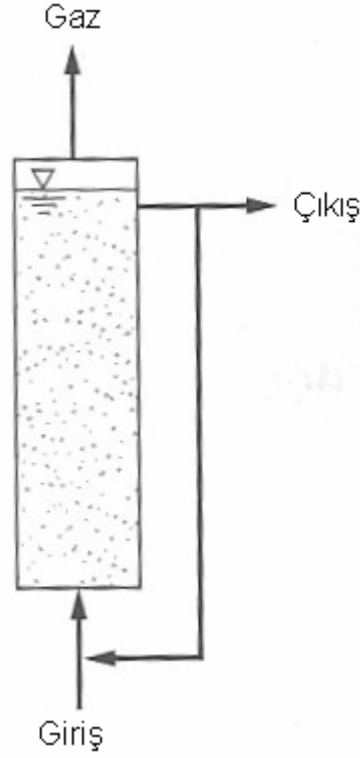
Çalışmada her iki membranda da 3 saatlik hidrolik bekletme süresinde % 90'ın üzerinde KOİ giderme verimi elde edilmiştir. Düşük enerji ihtiyacı ve düşük çamur oluşumu nedeniyle MAR tipi sistemlerin atıksuların anaerobik arıtımında önemli bir arıtma tekniği olduğu çalışma sonunda ortaya konmuştur.

MAR tipi sistemlerle yapılan bir diğer çalışmada Fakhru'l-Razi ve Noor (1999), hurma yağı endüstrisi atıksuların MAR tipi sistemlerle arıtımını araştırmışlardır. Çalışmada altı ayrı metotla altı kararlı konsantrasyona ulaşılmış ve daha sonra reaktörler çapraz akışlı ultrafiltrasyon modülüyle teçhiz edilerek oluşan biyokütlenin muhafazası sağlanmıştır. İlk kararlı hale ulaşıldığında KOİ konsantrasyonu 39.910 mg/l iken, diğer kararlı hallerde KOİ konsantrasyonları sırasıyla 47.620, 49.600, 57.410, 61.340 ve 68.310 mg/l olarak gerçekleşmiştir. Yaklaşık 3 günlük ortalama hidrolik bekletme süresinde KOİ giderme verimi %91,7 - %94,2 aralığında tespit edilmiştir. Çalışma süresince MLSS konsantrasyonları 50.000 ile 57.000 mg/l aralığında gerçekleşirken MLVSS konsantrasyonları ise MLSS konsantrasyonunun % 74-82' si arasında gözlemlenmiştir. Son kararlı halin ardından biyokütle konsantrasyonunu muhafaza etmek için konulan membranlardan geçen çıkış suyu oldukça temiz olarak elde edilmiştir. Giderek kirlenen membranlar düzenli aralıklarla basınçlı akım kullanılarak temizlenmiştir.

2.5.5 Havasız Akışkan Yataklı Reaktör

Havasız akışkan yataklı reaktör sistemleri, reaktör içerisinde çeşitli yatak malzemesi kullanarak ve bu yatak malzemesinin askıda durmasını sağlayarak, biyokütlenin akışkan yatak malzemesi üzerinde oluşturulabilmesini sağlayan sistemlerdir. Havasız akışkan yataklı reaktörlerde yatak malzemesi olarak kum, kömür, anyon katyon değiştirici malzemeler, diatomit yüzeyler ve aktif karbon kullanılabilir. Bu malzemeler içerisinde en çok kullanılanlar kum ve aktif karbondur. HAYR tipi sistemlerin şematik görünüşü Şekil 2.10' da gösterilmiştir.

Havasız akışkan yataklı reaktörlerde akış hızı 20 m/sa' lik hızlara kadar ulaşabilir. Bunu sağlayabilmek için yüksek geri devir oranlarına ulaşılır. Reaktör yüksekliği ise 4-6 m civarındadır (Metcalf ve Eddy, 2003). (Denac ve Dunn, 1988) çalışmasından yararlanılarak (Metcalf ve Eddy, 2003) de gösterilen havasız akışkan yataklı reaktörlerdeki çeşitli hacimsel organik yüklemelere göre KOİ giderimleri ile ilgili çalışma Çizelge 2.8' de görülebilir.



Şekil 2.10 HAYR' nin şematik görünüşü

Çizelge 2.8 HAYR' de KOİ giderme verimleri (Metcalf ve Eddy, 2003)

	Sıcaklık	Organik yük	Bekletme	KOİ
Atıksu	⁰ C	kg/m ³ -gün	süresi, saat	Giderimi, %
Sitrik asit	35	42	24	70
Nişasta	35	8,2	105	99
Süt	37	3-5	12-18	71-85
Şeker Pekmezi	36	12-30	3-8	50-95
Glikoz	35	10	12	95
Sülfite	35	3-18	3-62	60-80

Havasız akışkan yataklı reaktörlerde işletmeye alma oldukça zor ve aynı oranda önemli bir konudur. Yatak malzemesi ile bütünleşmiş bir biyofilm tabakası oluşturmak için temel olarak şu faktörler önemlidir (Öztürk, 1999).

- Malzemenin seçimi ve şartlandırılması
- Aşılama
- Hacimsel organik yük artışı

Havasız akışkan yataklı reaktörlerde yatak malzemesi üzerinde biyofilm oluşumu sistem verimi açısından oldukça önemlidir. Bu yüzden yatak malzemesinin tutunmayı arttırıcı özelliğinin olması gerekir. Bunun yanında seçilen malzeme üzerinde tutulmayı arttırıcı bazı uygulamalar yapılabilir. Özellikle Ca^{+2} muhtevası yüksek atıksularda yüzeyde tutulma kabiliyetinin arttığı şeklinde görüşler vardır. Yatak malzemesi olarak kum kullanıldığında kum çapı biyokütle birikiminde önemli bir rol oynar. Daha ince kum çapına sahip reaktörlerde alışma periyodu daha kısa sürmektedir. Bunun nedeni ince taneciklerin akışkanlaştırılabilmesi için gereken akış hızının daha düşük olması, böylece biyofilm tabakası üzerinde etkili olan kayma gerilmesinin daha düşük olmasıdır (Öztürk, 1999).

Havasız akışkan yataklı reaktörlerde biri kesikli biri sürekli olmak üzere iki şekilde aşılama yapılabilir. Kesikli sistemde sistemin belli bir yüksekliğine kadar aşılama kalan yüksekliğine ise seyreltik atıksu uygulanır. Bu şekilde aşılama atıksuya alıştırılır. Sürekli aşılama ise atıksu ve aşılama sürekli olarak beraberce reaktöre verilir (Öztürk, 1999).

İki farklı işletmeye alma yöntemi uygulanır. Bunlardan ilki sistemin düşük organik yük ve yüksek bekletme sürelerinde işletmeye alınması olup, KOİ giderim verimi istenen seviyelere ulaştıkça organik yükün arttırılması şeklindedir. Diğer alternatif ise sisteme sürekli olarak yüksek organik yüklemeler yapılarak uçucu asit miktarı artıp KOİ giderim verimi düşse de bu yüklemeye devam edilir. Fakat bu alternatifte atıksuya ilave alkalinite vermek gerekebilir. Yapılan araştırmalar ikinci alternatifin uygulamasında daha kısa süreli adaptasyon sürelerinin gerektiğini göstermiştir (Öztürk, 1999).

Havasız akışkan yataklı reaktörlerde bekletme süreleri uzun seçildiğinde biyokütlenin büyük kısmı asılı halde, kalan kısmı ise biyofilm şeklinde olur. Asılı biyokütle ağırlıklı olarak asit bakterileri, biyofilm tabakası ise metan bakterilerinden oluşur. Daha düşük bekletme sürelerinde ise biyokütlenin tamamına yakını biyofilm tabakası şeklinde olur. Bu yüzden biyokütlenin tamamının biyofilm tabakası olması istendiğinde düşük hidrolik bekletme süreleri uygulanmalıdır (Öztürk, 1999)

Havasız akışkan yataklı reaktörlerde biyofilm kalınlığı çeşitli etkenlere bağlı olarak değişir. Yüksek hacimsel organik yüklerde daha kalın biyofilm tabakası oluşur. Dolgu malzemesi olarak 0,3-0,6 mm çaplı kum kullanılan reaktörlerde 40 kg/m^3 -gün organik yükleme ile oluşan biyofilm tabakasının 60-200 μm aralığında değiştiği gözlenmiştir. Biyofilm tabakalarının sökülmesinde temel iki neden, oluşan biyogazın meydana getirdiği türbülans ve çok yüksek yukarı akış hızıdır (Öztürk, 1999).

Havasız akışkan yataklı reaktörlerde ortalama biyokütle konsantrasyonu 40 kg/m^3 gibi değerlere ulaşabilir. Bu da havasız akışkan yataklı reaktörlerin çok yüksek hacimsel organik yüklere cevap verebileceğini gösterir. Bunun yanı sıra bu reaktörler şok yüklemelere diğer tüm sistem tiplerine nazaran daha dayanıklıdır. Havasız akışkan yataklı reaktörler sıcaklık ve pH salınımlarına, debi ve KOİ konsantrasyonunun aşırı artmasına ufak tepki verirler ve sistem şartlarının tekrardan normale dönmesiyle tekrar eski verimlerine dönerler.

Mevcut havasız akışkan yataklı reaktörlerde saptanan değerlere göre, bu sistemler rahatlıkla % 70' lik verimlere ulaşmaktadırlar. Hali hazırda kurulu bulunan 4 adet havasız akışkan yataklı reaktörün çeşitli verileri Çizelge 2.9' da görülebilir (Öztürk, 1999).

Çizelge 2.9 Kurulu bazı HAYR sistemlerinde işletme verileri (Öztürk, 1999)

Yapımcı firma	Dorr Oliver	Gist - Brocades		Degremont
Tesis Yeri	Iowa, ABD	Delft, Hollanda	Prouxy, Fransa	Sarthe, Fransa
Atıksu tipi	Soya işleme	Maya	Maya	Atık kağıttan mukavva ürt.
Dolgu malzemesi	kum	kum	kum	kum
Malzeme çapı, (mm)	0,5	0,1-0,3	0,1-0,3	-
KOİ, (g/l)	12	3,2	3,6	3
T, ($^{\circ}\text{C}$)	35	37	37	35
pH	6,7-7,1	6,8	7,4	2,6-6
Bekletme süresi, (saat)	19	2,4	3,6	3
KOİ gid. verimi, (%)	75	70	75	75-80
Debi, (m^3/saat)	32	180	50	63
KOİ gid., ($\text{kg/m}^3\text{-gün}$)	11	22	20	18-20
Biyokütle kons., (g/l)	12	20	20	-
Çıkış uçucu asit kons.				
(mg HAC/l)	600	<100	100	-
Reak. yüksekliği, (m)	12,5	21	17	15,5
Reaktör çapı, (m)	6,1	4,7	3	4,2

2.5.5.1 Havasız Akışkan Yataklı Reaktörlerle Yapılan Çalışmalar

Fernandez vd. (2001) şeker kamışından alkol distilasyonu yapılan bir prosesin yüksek kirlilik ve sülfat içeriğine sahip atıksuyunu HAYR tipi sistem kullanarak arıtmışlardır. Yatak malzemesi olarak aktif karbon ve doğal zeolit kullanarak yürütülen çalışmada sülfür ve amonyum anaerobik reaktörler için müsaade edilen değer aralığında tutulmuştur. 100 günlük çalışma sonunda 10 kg KOİ/m³-günden daha düşük organik yükte KOİ gideriminin % 70 civarında gerçekleştiği ve ortalama olarak 2 lt/gün miktarında metan üretildiği görülmüştür. Araştırmacılar, bu atıksuda hem aktif karbonun hem de doğal zeolitin yatak malzemesi olarak HAYR tipi sistemlerde verimli olarak kullanılabileceğini belirtmişlerdir.

HAYR tipi sistemlerin başlangıç periyodunu inceleyen bir araştırma Marin vd. (1999) tarafından yapılmıştır. Yatak malzemesi olarak deniz kumu kullanılan çalışmada KOİ giderme verimi ve alkalinite kullanılarak, organik yük yavaş yavaş arttırılmıştır. 3,4 kg KOİ/m³-gün organik yükte %85 KOİ giderimi sağlanırken en yüksek KOİ giderme verimi % 92 ile 1,04 kg KOİ/m³-gün organik yük ve 12 saatlik hidroluk bekletme süresinde gerçekleşmiştir. En yüksek gaz üretiminin 4,8 saatlik hidroluk bekletme süresinde 1,8 m³ biogaz/m³-gün veya başka bir gösterimle 0,16 lt / gr giderilen KOİ civarında gerçekleştiği ifade edilmiştir. Ayrıca, en iyi alıştırma periyodunun karbon kaynağı olarak metanol kullanıldığında gerçekleştiği gözlemlenmiştir.

3 SABİT GRANÜL YATAKLI ANAEROBİK REAKTÖR (SGYAR)

3.1 SGYAR'ın Gelişimi ve Tasarımı

Sabit Granül Yataklı Anaerobik Reaktör (SGYAR) ilk olarak 2000 yılında Iowa State Üniversitesi'ndeki Biyoteknoloji laboratuvarlarında T.G.Ellis tarafından geliştirilmiş yeni bir anaerobik arıtma prosesidir. Henüz yaygın bir şekilde kullanımı olmamakla beraber yapılan çalışmalarla atıksularda çok yüksek KOİ giderimi gerçekleştirdiğinden ilgi uyandıran ve alternatif bir anaerobik arıtma metodu olmuştur.

SGYAR'ı diğer anaerobik sistemlerden ayıran temel özellik işletme maliyetinin düşük olmasıdır. SGYAR sistemlerde, önemli oranda enerji sarfıyatı gerektiren karıştırma işlemi yoktur. Bu da diğer sistemlere nazaran SGYAR'da daha düşük enerji ihtiyacı gerektirmektedir. SGYAR sistemlerde atıksu girişi reaktörün üst kısmındadır. Arıtılmış su ise reaktörün alt kısmından alınır.

Gazın toplanması için reaktörün üst bölgesinde boşluk bırakılır ve üretilen gaz reaktörün üst kısmından alınır. Atıksu ve gaz çıkış yönlerinin farklı olmasıyla diğer bazı reaktörlerde karşılaşılan gaz ve çıkış suyunu ayırma güçlüğünün önüne geçilmiş olunur. SGYAR sistemlerinde karıştırma yoktur ancak reaktörde üretilen gazın aşağıdan yukarı çıkarken yaptığı hareket reaktörün doğal olarak karışımını sağlar.

SGYAR sistemlerinde karşılaşılan en önemli problem granül yatakta ve taban drenajında meydana gelen tıkanmalardır. Oluşan bu tıkanmalar üretilen gazın ya da çıkış suyunun reaktöre geri beslenmesiyle kolaylıkla çözülebilir. Ayrıca SGYAR sistemlerinde kullanılacak granülü seçmek önemlidir. Seçilen granülün yüksek yoğunluğa sahip olması istenir. Düşük yoğunluğa sahip granül kullanıldığında verim düşmesi ve granülün yüzmesi gibi problemlerle karşılaşılabilir.

SGYAR tipi sistemlerin diğer reaktörlere göre çeşitli avantaj ve dezavantajları mevcuttur. Bu hususlar aşağıda izah edilmiştir.

3.2 SGYAR Sisteminin Diğer Anaerobik Reaktörlere Göre Avantajları

- Karıştırma işlemi olmadığından diğer reaktörlere nazaran daha az işletme maliyetine sahiptir.
- Granüllerin adaptasyon süresi daha kısadır. Diğer reaktörlerde bu süre birkaç ayı bulurken SGYAR'de bu süre yaklaşık 1 aydır.

- Granüller hafiflediğinde dahi diğer reaktörlerde görülen biyokütle kaçıışı bu reaktörlerde görülmez.
- Reaktörde toplanan gaz ile çıkış suyunu ayırmak gibi bir problem yoktur.
- SGYAR tipi reaktörlerin inşa süresi ve inşa maliyeti diğer reaktörlere nazaran daha düşüktür.
- SGAYR tipi sistemler, diğer reaktörlere göre çok yüksek çamur yaşı kullanıldığından yüksek hidrolik ve organik yüklere dayanıklıdırlar.

3.3 SGYAR Sisteminin Diğer Anaerobik Reaktörlere Göre Dezavantajları

- SGYAR'de tıkanma önemli bir problemdir.
- İşletmeye alma döneminde yüksek miktarda granül gerektiğinden granül maliyeti önemli miktarları bulabilir.

3.4 SGYAR ile Yapılan Çalışmalar

Daha önceki bölümde söylendiği gibi SGYAR tipi sistemler henüz yaygın şekilde kullanılmamakla beraber üzerinde pek çok çalışma yapılmıştır. Çalışmaların bazıları SGYAR tipi sistemlerle diğer anaerobik arıtma sistemlerini karşılaştırırken, bazıları ise SGYAR tipi sistemleri geliştirmeye yöneliktir.

Bu çalışmalardan birinde laboratuvar ölçeğinde biri SGYAR diğeri AKAR olmak üzere 2 adet reaktör kurulmuş ve her iki reaktörde çeşitli hidrolik ve organik yüklerde gıda endüstrisinden gelen atıksular ile beslenmiştir (Jung vd). Çalışma 48 saatlik hidrolik bekletme süresiyle başlatılmış daha sonra hidrolik bekletme süresi sırasıyla, 36, 24, 18, 14, 12, 10, ve 8 saat olarak ayarlanmıştır. Çalışmanın ilk periyodunda SGYAR'nin AKAR sistemine göre daha kısa sürede kararlı hale ulaştığı ve arıtmaya başladığı görülmüştür. Ancak, SGYAR'de tıkanma problemi yaşanmış, bu problem hidrolik bekletme süresinin azaltılması ve organik yükün artırılması sonucu artan gaz oluşumu ile çözülmüştür.

AKAR sisteminde 48 saat ile 12 saatlik hidrolik bekletme sürelerinde yaklaşık olarak % 83 ile % 93 arasında bir KOİ giderme verimi elde edilmiştir. Sistem verimi 12 saatlik hidrolik bekletme süresinde % 76 mertebesine kadar düşmüş, ancak granüllerin atıksuya adapte olmasından sonra tekrar yükselerek % 90'ın üstüne çıkmıştır. Hidrolik bekletme süresi 10 saate indirildiğinde reaktör verimi tekrar % 76 mertebesine düşmüş, ancak bu kez yeni yüke

adapte olamamış ve hidrolik bekletme süresinin 8 saate düşürülmesiyle sistem tamamen çökmüştür.

SGYAR sistemi ise 48 saatlik bekletme süresinde % 89' luk bir verim sağlamış, hidrolik bekletme süresinin kademeli olarak düşürülmesiyle birlikte verimi % 90 seviyesinin üstüne çıkmıştır. SGYAR düşürülen hidrolik bekletme sürelerine hemen adapte olmuş ve verimi sürekli olarak stabil bir şekilde % 90 seviyesinin üstünde olmuştur. Son olarak hidrolik bekletme süresinin 8 saate düşürülmesiyle verimi tekrar % 89 olarak gerçekleşmiştir.

Çıkış suyundaki askıda katı madde konsantrasyonları açısından SGYAR çıkış numunelerinde tüm hidrolik bekletme sürelerinde birkaç istisna dışında 30 mg/Lt' nin altında düşük ve stabil değerlerde olduğu görülmüştür. Buna mukabil AKAR sistemi çıkış suyunda askıda katı madde konsantrasyonunun, 14 saatlik hidrolik bekletme süresine kadar düşük ve stabil değerlerde olduğu, ancak bu hidrolik bekletme süresinin ardından büyük bir salınım gösterdiği ve zaman zaman 500 mg/Lt'i geçtiği görülmüştür.

Çalışma sonunda, SGYAR'nin AKAR sistemine göre KOİ giderme verimi, çıkış suyundaki askıda katı madde konsantrasyonu, artan organik yüklere uyum sağlama açısından daha başarılı olduğu, aradaki performans farkının özellikle hidrolik bekletme süresinin 24 saatin altına çekilmesinden sonra daha bariz olduğu ifade edilmiştir.

Bir diğer çalışma çeşitli hidrolik bekletme sürelerinde SGYAR ve HÇYR'yi kıyaslamıştır (Evans ve Ellis, 2004). Çalışmada 8, 16 ve 24 saat olmak üzere üç hidrolik bekletme süresinde çalışılmıştır. Reaktörler sükröz ve yağsız süt tozu içeren sentetik atıksu ile beslenmiştir. Her iki reaktörde yaklaşık olarak 11,8 Lt' lik aktif hacimde, pleksiglas malzeme olarak dizayn edilmiştir. HÇYR sisteminde üst kısımda yaklaşık olarak 3,8 Lt'lik bir hacim katı-sıvı ayrımı ve gaz toplama bölgesi olarak ayrılmıştır. Yapılan çalışmanın ardından ulaşılan sonuçlar SGYAR için Çizelge 3.1' de, HÇYR için ise Çizelge 3.2' de gösterilmiştir.

Araştırmacılar 8 saatlik hidrolik bekletme süresinin sonucunda, SGYAR reaktöründe ortalama olarak %90,7 KOİ giderme verimi,, HÇYR reaktöründe ise ortalama olarak %77,5 KOİ giderme verimi olduğunu saptamışlardır. 8 saatlik bekletme süresinde SGYAR sistemi HÇYR sistemine göre daha başarılı olurken 16 ve 24 saatlik bekletme sürelerinde her iki reaktörde de benzer sonuçların alındığı gösterilmiştir.

Çizelge 3.1 Evans ve Ellis (2004) tarafından yapılan çalışmada SGYAR'nin performansı

HBS (saat)	Giriş KOİ (mg/lt)	Org. Yük (gr/lt-gün)	KOİ Gid., %	Çöz. KOİ Gid., %	Çıkış Suyu, mg/lt	
					AKM	UAKM
8	5,4	16,2	84,8	95,2	412,9	387,6
8	3,4	10,2	92,2	95,9	329,3	287,2
8	3,9	11,7	88,9	97,9	308,9	272,2
8	4,7	14,1	97,0	98,1	277,8	257,0
16	3,5	5,25	87,9	96,8	211,9	184,4
16	3,2	4,8	93,8	97,7	130,7	119,6
16	4,4	6,6	95,7	96,3	118,5	88,9
16	3,8	5,7	97,5	98,8	98,5	72,6
24	4,1	4,1	94,1	97,3	154,0	132,6
24	3,7	3,7	93,3	97,9	204,3	172,4
24	4,0	4,0	95,1	98	123,0	82,7
24	3,8	3,8	96,4	97,8	103,6	84,5

Çizelge 3.2 Evans ve Ellis (2004) tarafından yapılan çalışmada HÇYR'nin performansı

HBS (saat)	Giriş KOİ (mg/lt)	Org. Yük (gr/lt-gün)	KOİ Gid., %	Çöz. KOİ Gid., %	Çıkış Suyu, mg/lt	
					AKM	UAKM
8	3,5	10,5	73,8	87,4	355,8	309,7
8	4,0	12,0	64,3	73,8	320,7	265,3
8	4,4	13,2	86,2	93,5	281,5	244,4
8	3,8	11,4	85,8	95,9	320,9	278,0
16	5,4	8,1	91,3	98,2	443,1	414,4
16	4,1	6,2	93,2	96,8	213,9	193,7
16	3,8	5,7	89,4	96,1	240,4	202,7
16	3,9	5,9	88,5	96,0	317,4	292,6
24	3,5	3,5	94,5	97,6	126,5	93,4
24	3,2	3,2	92,7	97,2	149,8	141,8
24	3,8	3,8	87,2	95,1	321,5	291,9
24	4,7	4,7	91,4	96,8	243,7	220,7

Mach ve Ellis (2001), farklı yükseklik ve çapta iki adet SGYAR sistemini kurup performanslarını incelemişler ve hem iki reaktörün birbiriyle mukayeselerini yapmışlar, hem de SGYAR sistemleriyle diğer sistemlerin mukayeselerini yapmışlardır. Reaktörlerden ilki (SGYAR 1) 101 mm iç çapa ve 135 mm granül yüksekliğine, ikincisi (SGYAR 2) ise 64 mm iç çapa ve 432 mm granül yüksekliğine sahiptir. Çalışma çeşitli hidrolik bekletme sürelerinde 2 yıl sürdürülmüştür. Çalışmada nütrientlerle desteklenen yağsız süt tozu ile hazırlanmış sentetik atıksu kullanılmıştır. Giriş KOİ değeri yaklaşık olarak 1000 mg/l olarak ayarlanmış ve 36 saatlik bekletme süresi ile başlanarak daha sonra değişik bekletme sürelerine inilmiştir. Alışma periyodunda SGYAR 1 reaktöründe gaz kabarcıkları yatağın yükselmesine neden olmuş, ancak normal işletme periyodunda bu problemle karşılaşılmamıştır. Çalışma ile elde edilen SGYAR 1 reaktörü için Çizelge 3.3' de, SGYAR 2 reaktörü için ise Çizelge 3.4'de verilmiştir.

Çizelge 3.3 Mach ve Ellis (2001) tarafından yapılan çalışmada SGYAR 1 reaktör sonuçları

HBS	KBS	Giriş KOİ	Çıkış KOİ	BOİ	AKM	UYA	H ₂ S
(saat)	(mg/l)	(mg/l)	(mg/l)	(mg/l)	(mg/l)	(mg/l)	(ppm)
36	81	1.040	523±120		130	24±5	
24	350	989	45±280	10	20	14±5	650
16	377	1.102	30±15	10	6	14±6	600
12	321	893	30±19	26	16	18±7	600
8	319	947	79±29	47	8	17±2	1.800
6	312	949	38±24	27	10	19±1	1.400
5	320	910	39±15	22	12	17±5	1.200
36	375	975	46±18	13	8	16±2	600
5	318	1.009	40±22	10	19	9±1	300

İlk 36 saatlik hidrolik bekletme süresi ile çalışılırken, granüller tam olarak atıksuya adapte olamadıkları için düşük verimler elde edilmiştir. Bu yüzden çalışmanın bir aşamasından sonra ikinci kez 36 saatlik hidrolik bekletme süresi uygulanmış, akabinde 5 saatlik hidrolik bekletme süresine geçilmiştir. Araştırma boyunca SGYAR 1 reaktöründe toplam KOİ giderme verimi %92, SGYAR 2 reaktöründe toplam KOİ giderme verimi %94 olarak gerçekleşmiştir. Çözünabilir KOİ giderme verimi ise her iki reaktörde de %95-97 aralığında gerçekleştiği görülmüştür. Ayrıca biyogaz üretiminin organik yük arttığında arttığı ve her iki

reaktörde de biyogaz içerisindeki metan muhtevasının % 81 olarak gerçekleştiği rapor edilmiştir.

Çizelge 3.4 Mach ve Ellis (2001) tarafından yapılan çalışmada SGYAR 2 reaktör sonuçları

HBS	KBS	Giriş KOİ	Çıkış KOİ	BOİ	AKM	UYA	H ₂ S
(saat)	(mg/lt)	(mg/lt)	(mg/lt)	(mg/lt)	(mg/lt)	(mg/lt)	(ppm)
36	381	1.145	52±23	8	5	12±3	1.700
24	350	971	59±15		18	17±5	500
16	353	931	44±24	26	3	17±5	
12	342	819	50±21	21	6	17±1	850
8	327	958	33±15	14	5	14±1	600
5	321	964	24±12	12	7	12±5	800
36	379	997	41±19	10	5	11±1	1.100
5	319	1.038	41±18	9	10	9±1	500

Çalışmanın son kısmında araştırmacılar şu neticelere ulaştıklarını bildirmişlerdir:

- Her iki SGYAR' de hidrolik bekletme süresi değişimlerine karşı oldukça dirençlidir. Bunun yanında çıkış uçucu yağ asidi konsantrasyonları da düşüktür.
- Tüm diğer biyolojik arıtma sistemlerinde olduğu gibi katı bekletme süresi SGYAR tipi reaktörlerde de önemlidir. Her iki SGYAR'de de katı bekletme süresi 300 günün üzerindedir. SGYAR sistemlerinde organik ve hidrolik yükler değişse de sistemden fazla biyokütle kaçıış olmamaktadır.
- Granüllerin çapı SGYAR sistemlerinde önemli bir parametredir. Çalışmanın başında granüllerin yaklaşık % 60'ının çapının 0,7-1,0 mm arasında olduğu, sekizinci haftanın ardından yapılan ölçümde ise granüllerin % 89'unun çapının 1,0 mm'den daha büyük olduğu saptanmıştır. Granül büyümesi reaktördeki yatak seviyesinin yükselmesine sebep olmuştur. Bu olay SGYAR 2' de daha büyük olmuş ve yatak yüksekliği 127 mm artmıştır. Granül büyümesi verimi arttırmasının yanında özellikle tıkanma probleminin de azalmasını sağlamıştır.
- SGYAR sistemlerinin diğer anaerobik arıtma sistemlere göre önemli üstünlükleri vardır. Anaerobik filtrelerde yüzey alanını arttırmak için yatak malzemeleri kullanılırken,

SGYAR sistemlerinde aktif granüller kullanılmaktadır. SGYAR sistemlerinde reaktörün etkili hacminin tamamında granül kullanılması nedeniyle, havasız çamur yataklı reaktörlere (HÇYR) ve ardışık kesikli anaerobik reaktörlere (AKAR) göre daha büyük katı bekletme sürelerinin kullanımı mümkündür.

- SGYAR 2' de çıkışta daha düşük askıda katı madde ve uçucu yağ asidi konsantrasyonları sağlanırken KOİ giderme verimi bakımından da daha iyi sonuçlar elde edilmiştir.

Debik vd. (2005), yeni bir sistem olan SGYAR'nin değişik atıksu tiplerinde performansını görebilmek amacıyla SGYAR sisteminde sızıntı sularını arıtmışlardır. Sızıntı suları KOİ, pH, amonyak, ağır metal içeriği vb. gibi problemleri nedeniyle yüksek derecede kirlilik içeren atıksu grubunda yer alır. Çalışmada toplam hacmi 3 lt, aktif hacmi 2 lt olan pleksiglas malzemeden reaktör kullanılmıştır. Üretilen biogaz H₂S tutucudan geçirildikten sonra bir debi metre ile ölçülerek metan yüzdesi gaz kromatograf ile belirlenmiştir. Ayrıca düzenli olarak KOİ, BOİ, AKM, UAKM, uçucu yağ asidi, NH₄-N, P, alkalinite ve pH parametreleri analiz edilmiştir.

Reaktör 60 günlük alıştırma periyodu boyunca 96 saat hidrolik bekletme süresinde süt tozu ile beslenmiş, ardından sızıntı suyu ile beslenmeye başlanmış ve çalışma yaklaşık 2 yıl sürmüştür. Sızıntı suyu beslemesi 96 saat hidrolik bekletme süresi ile başlatılmış ardından müteakip aralıklarla sırasıyla, 48, 26 ve 20 saate düşürülmüştür.

Sızıntı suyu başlangıçta yaklaşık 2.000 mg KOİ/lt olacak şekilde seyreltilerek beslenmiş ve yaklaşık % 94 KOİ giderme verimi elde edilmiştir. Daha sonra hidrolik bekletme süresi 48 saate düşürülmüş giriş KOİ konsantrasyonu 4.000 mg/lt' e çıkarılmıştır. Bu süreçte de KOİ giderme verimi sabit kalmıştır. Sızıntı suyunun BOİ/KOİ değerinin yaklaşık olarak 0,2' e kadar düştüğü bir dönemde sistemin KOİ giderme verimi %25 mertebelerine kadar düşmüştür. Bu dönemde biyogaz üretimi de keskin bir şekilde düşmüştür.

BOİ/KOİ oranının artırmak için bir dönem sızıntı suyuna süt tozu karıştırılmıştır. Böylece KOİ giderim oranı tekrar % 90' ın üzerine çıkmıştır. Yapılan işlem biyogaz ve metan üretimini de artırmıştır. Hidrolik bekletme süresinin 26 saate düşürüldüğü dönemde giriş KOİ konsantrasyonu yaklaşık 11.000 mg/lt civarına gelmiş ancak KOİ giderme verimi % 90' ın üzerinde seyir etmiştir. Hidrolik bekletme süresinin 20 saate düşürüldüğü dönemde giriş KOİ konsantrasyonu 4.000-6.000 mg/lt aralığında ölçülmüştür. Bu dönemde KOİ giderimi %95 'in üzerine çıkarken ancak biyogaz üretim miktarında düşme gözlemlenmiştir.

Çalışmada $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları 12-755 mg/l aralığında gerçekleşmiştir. Uçucu yağ asidi/alkalinite oranı genellikle 0,2' nin altında kalmıştır. Çalışma genelinde KOİ giderme verimi 15 kg KOİ/m³-gün' lük yüksek organik yüklerde dahi % 90' ın üzerinde değerler almıştır. Üretilen biyogaz giderilen KOİ' nin gramı başına ortalama olarak 0,36 lt, üretilen metan ise giderilen KOİ' nin gramı başına ortalama 0,26 lt şeklinde gerçekleşmiştir. Bu veriler ışığında araştırmacılar SGYAR tipi sistemlerin sızıntı sularının arıtımında iyi bir alternatif olduğunu belirtmişlerdir.

4 MATERYAL ve METOT

Bu çalışmada, yeni ve henüz tam ölçekli bir tesiste kullanılmamış anaerobik arıtma prosesi olan Sabit Granül Yataklı Anaerobik Reaktör (SGYAR)'ın yüksek kirliliğe sahip bir atıksuyun arıtımında kullanılması ve SGYAR' de granül yerine anaerobik arıtma çamurunun kullanılabilirliği (sabit yataklı anaerobik çamur reaktörü) araştırılmıştır. Bu sebeple çalışmada iki adet reaktör kurulup işletmeye alınmış ve performansları incelenmiştir. Reaktörlerden birinde yatak malzemesi olarak tamamen granül kullanılmıştır. Diğer reaktörde ise yatak malzemesi olarak % 25' lik alt kısımda granül, üst kısımda anaerobik arıtma çamuru kullanılmıştır. Bu iki reaktörün hem diğer anaerobik arıtma tipleriyle mukayesesi, hem de birbirleriyle mukayeseleri yapılmıştır. Sistemlerin alışma devrelerinde atıksu olarak süt tozu kullanılmış, alışma periyotlarını tamamlamalarının ardından ise atıksu olarak tavuk kesimhanesinden gelen atıksular kullanılmıştır.

Bu bölümde önce mezbaha atıksuları tanıtılmış, ardından sırasıyla granül reaktörü (SGYAR) ve sabit yataklı anaerobik çamur reaktörü (SÇYAR) hakkında bilgi verilmiştir.

4.1 Mezbaha Atıksuları

Mezbaha atıksuları nispeten yüksek KOİ konsantrasyonları nedeniyle literatürde orta zorluktaki atıksu tiplerinden biri olarak kabul edilmektedir. Özellikle içeriğindeki kandan ötürü yüksek miktarda protein ve yağ içermektedirler. Çizelge 4.1' de ve Çizelge 4.2' de çeşitli araştırmacıların mezbaha atıksuları için buldukları bazı kirletici konsantrasyonları verilmiştir.

Her iki tablodan da görülebileceği gibi mezbaha atıksularının kirleticilik özellikleri çok geniş aralıklarda olabilmektedir. Genel olarak bakıldığında mezbaha atıksularının KOİ konsantrasyonlarının 710 mg/lit ile 15.900 mg/lit arasında değiştiği, BOİ/KOİ oranının ise 0,5 ile 0,8 arasında değerler aldığı görülmektedir. Mezbaha hayvanlarının türü, kesimhanede kullanılan teknoloji, proses esnasında temiz suyun kullanım oranı gibi pek çok faktör mezbaha atıksularının kirlilik konsantrasyonlarının bu kadar geniş bir aralıkta gerçekleşmesine sebep olmaktadır.

Tablolar incelendiğinde mezbaha atıksularının KOİ yanında BOİ yönünden de oldukça yüksek konsantrasyonlara sahip olduğu görülebilir. Bununla birlikte protein ve yağ-gres konsantrasyonları da yüksektir. Yüksek miktarda olan askıda katı madde konsantrasyonlarını

ağırlıklı olarak uçucu askıda katı maddeler oluşturmaktadır. Mezbahaha atıksularının alkalinite değerlerinin anaerobik arıtma için yetersiz olduğu da tablodan görülebilir.

Çizelge 4.1 Çeşitli araştırmacılara göre mezbaha atıksularının karakteristikleri

Parametre	Pozo ve Diez (2005)	Masse ve Masse (2001)	Manjunath vd. (2000)	Nunez ve Martinez (1999)	Ruiz vd. (1997)
KOİ	1.190-2.800	6.798-11.500	1.100-7.250	1.440-4.200	7.800-15.900
BOİ	610-1.150	-	600-3.900	1.100-2.400	-
ÇKOİ	540-1.010	2.752-5.490	-	720-2.100	7.000-13.600
ÇBOİ	370-600	-	-	-	-
TKN	150-260	356-735	90-150	-	-
NH ₃ -N	-	120-506	-	-	54,6-63,7
Fosfor	-	-	-	-	-
PO ₄ -P	-	-	8-15	-	1,3-12,8
TKM	-	4.806-7.121	-	-	-
TUKM	-	3.645-5.724	-	-	-
AKM	230-760	1.221-2.900	300-2.300	370-840	500-1.500
UAKM	-	1.066-2.546	-	-	-
UYA	-	-	-	-	-
Yağ Gres	170	-	125-400	45-280	-
PH	-	6,7-7,6	6,5-7,3	6,5-7,5	6,6-6,9
Alkalinite	-	611-972	-	470-1.010	-
Protein	-	1.988-3.213	-	-	4.200-10.000

Çizelge 4.2 Çeşitli araştırmacılara göre mezbaha atıksularının karakteristikleri-2

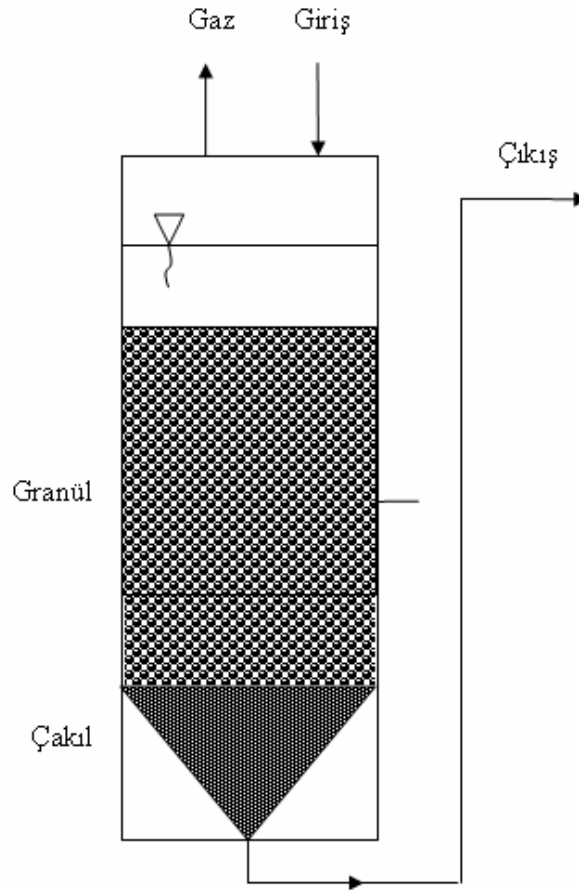
Parametre	Borja vd. (1998)	Del Pozo vd. (2006)	Masse vd. (2001)	Martinez vd. (1996)	Chavez vd. (2005)
KOİ	10.410	710-2.130	6.730-8.270	6.700	5.800-11.600
BOİ	6.600	-	-	-	4.524-8.700
ÇKOİ	-	-	3.165-4.470	2.400	-
ÇBOİ	-	-	-	-	-
TKN	230	120-220	525-570	-	-
NH ₃ -N	-	60-160	160-185	-	6-95
Fosfor	-	-	-	-	7,17-12,74
PO ₄ -P	59	-	-	-	2,75-7,81
TKM	7.120	-	-	-	1.082-4.558
TUKM	5.150	-	-	-	938-4.402
AKM	-	410-480	1.365-2.060	1.900	726-1.462
UAKM	-	-	1.210-1.820	1.600	623-1.310
UYA	250	-	-	-	-
Yağ Gres	-	-	240-635	1.200	147-666
PH	6,4	7,0-7,7	6,8-7,2	6,5	6,1-7,1
Alkalinite	620	410-1.020	925-1.020	-	7,5-12,1
Protein	-	-	2.275-2.435	-	-

4.2 Reaktörlerin Dizaynı ve İşletmesi

Daha önce de değinildiği üzere çalışmada 2 adet laboratuvar ölçekli reaktör kurulmuştur. Çalışmada kullanılan reaktörler pleksiglas malzemedendir yapılmıştır. Her iki reaktöründe çapı 12,5 cm ve yüksekliği 35 cm olarak dizayn edilmiştir. İki reaktörün aktif yükseklikleri

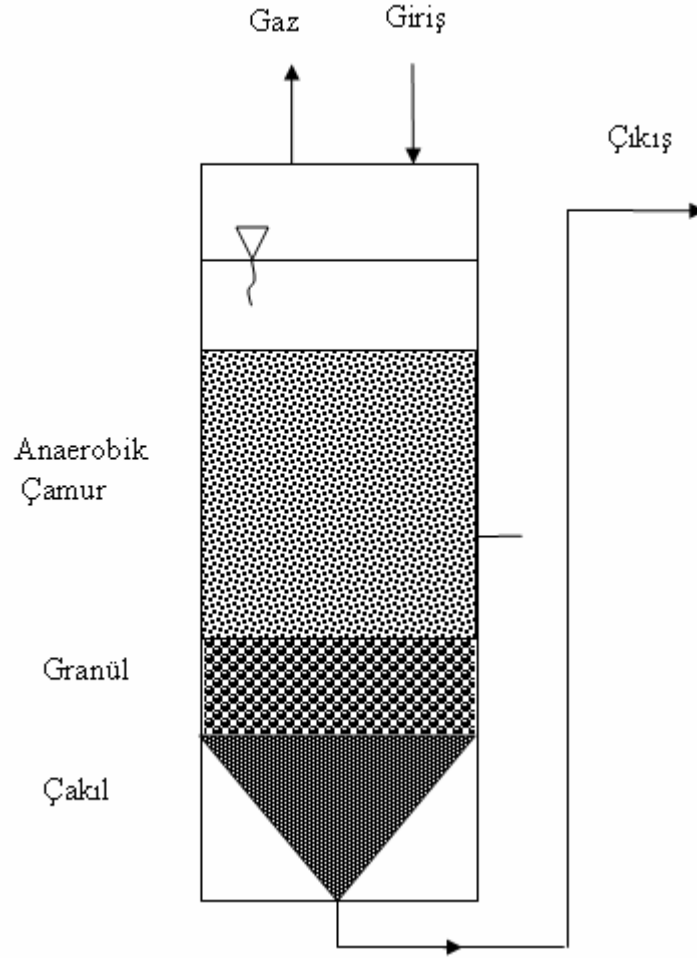
birbirinden farklı olup HGYAR' nin aktif yüksekliği 25 cm, SÇYAR' nin aktif yüksekliği ise 22 cm' dir. Her iki reaktörde de üst kısımda biri gaz çıkışı için, diğeri atıksu girişi için iki boru kullanılmıştır. Ayrıca her iki reaktörde de gerektiğinde reaktörü boşaltabilmek amacıyla reaktörlerin yan yüzeylerinde, farklı yüksekliklerde iki adet ve arıtılan suyun çıkışı için alt kısımda bir adet boru kullanılmıştır.

Reaktörlerdeki yatak malzemesini kaçışını önlemek üzere reaktör tabanına çakıl konulmuştur. Ayrıca her iki reaktöre de, bu çakıl tabakasının alt kısmına çakılların reaktörden kaçışını önlemek amacıyla bir adet elek konulmuştur. Çalışmada kullanılan SGYAR Şekil 4.1' de, SÇYAR ise Şekil 4.2' de gösterilmiştir.



Şekil 4.1 SGYAR' nin şematik görünüşü

Çalışma için granül Tekel İçki Fabrikası' nda kurulu bulunan anaerobik arıtma tesisinden temin edilmiştir. Kullanılan anaerobik çamur İstanbul Büyükşehir Belediyesi Ataköy Biyolojik Atıksu Arıtma Tesisi Damlatmalı Filtre sonrasındaki çamur çürütücünden alınmıştır.



Şekil 4.2 SÇYAR' nin şematik görünüşü

Granül ve anaerobik çamurlar kullanılmaya başlanana kadar +4 °C' de muhafaza edilmiştir. Ardından SGYAR' ye 3.070 ml granül konulurken SÇYAR' ye ise önce 675 ml'lik granül, onun üst kısmına ise 2.025 ml'lik anaerobik çamur olmak suretiyle, toplam 2.700 ml yatak malzemesi konmuştur.

Alıştırma periyodunda reaktörler süt tozuyla hazırlanan sentetik atıksu ile 60 saatlik hidrolik bekletme süresi kullanılarak beslenmiştir. Reaktörlerde bakterilerin alışma periyodunu geçirmelerinin ardından tavuk kesimhanesinden gelen atıksuyla beslenmeye başlanmıştır. Kararlı halde parametre ölçümlerine her iki reaktörde de 2 Mayıs 2005 tarihinde başlanmış ve halen devam etmektedir. Daha sonra değinileceği üzere SÇYAR' nin çalışmasına 25 Nisan 2006 tarihinde ara verilmiştir.

Reaktörler işletme periyodunda 48 saatlik hidrolik bekletme süresinde çalıştırılmış, ardından hidrolik bekletme süresi kademeli olarak 36 ve 30 saate düşürülmüştür. Reaktörlere günlük

olarak gereken debi peristaltik pompalar vasıtasıyla bir zamanlayıcı kullanılarak aralıklı olarak verilmiştir.

Reaktörlerde üretilen gaz 1 N KOH çözeltisinden geçirilerek CO₂ tutulmuş, böylece metan miktarı ölçülmüştür. Bunun yanı sıra giriş ve her iki reaktörün çıkış numunelerinde pH, alkalinite, KOİ, TKN, NH₄-N, toplam fosfor, uçucu yağ asidi, AKM ve UAKM değerleri ölçülmüş ve reaktörlerin performansları incelenmiştir. İfade edilen parametrelerin ölçümünde Standart Metotlar takip edilmiştir (Standard Methods, 1995).

Reaktörlerde zaman zaman yaşanan tıkanma problemleri hemen aşılmış ancak SÇYAR iyi performansına rağmen 46. hafta sonunda tamamen tıkanmıştır. Bu tıkanma ile reaktörün durdurulmasına ve tıkanma problemini çözmek için başka bir çalışmaya geçilmiştir. Yapılacak çalışmada anaerobik çamurların koagülant maddeler ile granülleşmesi konusu araştırılacaktır.

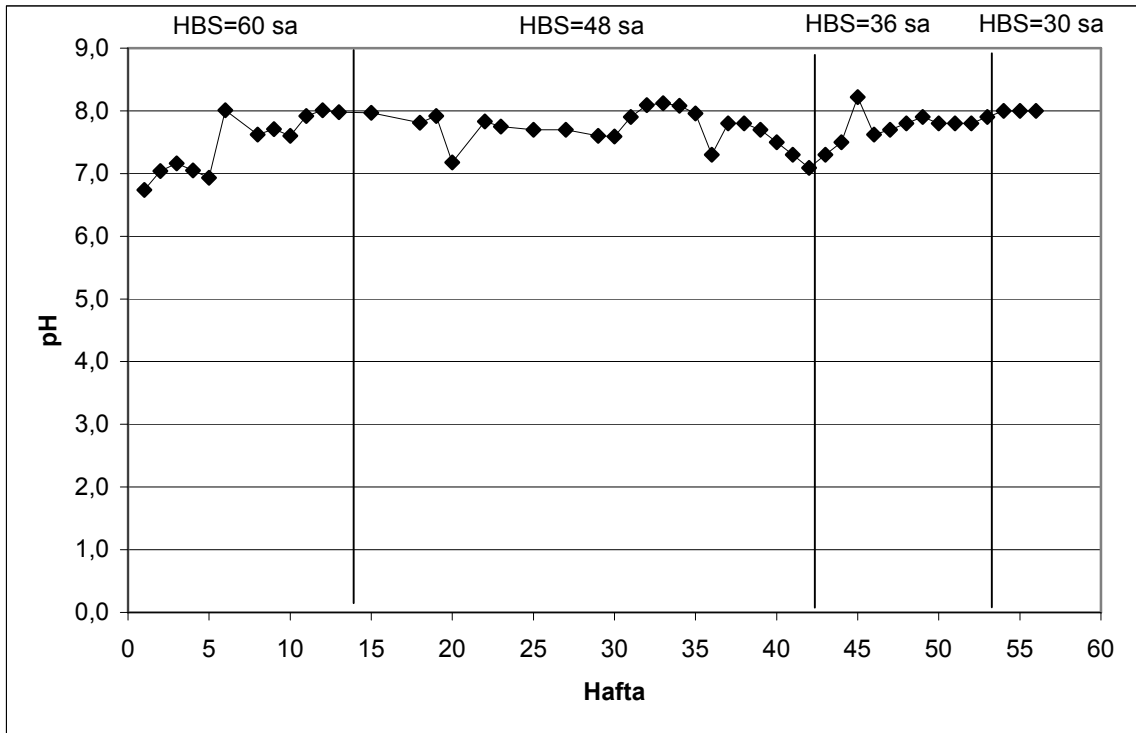
SGYAR ise 56. haftaya kadar başarılı bir şekilde arıtmaya devam etmiştir. SGYAR ile yapılan çalışmaya hidrolik bekletme süresinin kademeli olarak düşürülmesiyle devam edilecektir.

5 DENEYSEL SONUÇLAR ve DEĞERLENDİRME

Yaklaşık olarak 1 yıl süren işletme periyodu boyunca giriş numunesinde ve her iki reaktörün (SGYAR ve SÇYAR) çıkış numunelerinde pH, alkalinite, KOİ, AKM, uçucu yağ asitleri, amonyak azotu, TKN, toplam fosfor ve üretilen metan miktarı ölçümleriyle reaktörlerin performansı ve birbiriyle mukayesesi yapılmıştır. Ayrıca her iki reaktörde benzer endüstriyel atıksu ile çalıştırılmış olan diğer anaerobik arıtma tipleriyle mukayese edilmiştir. Bu bölümde, yapılan çalışma boyunca her iki reaktör için elde edilen neticeler parametre bazında ayrı ayrı değerlendirilmiştir.

5.1 pH

Yaklaşık 56 hafta boyunca sürdürülen çalışma esnasında SGYAR' de elde edilen pH neticeleri Şekil 5.1' de, SÇYAR' de elde edilen pH neticeleri ise Şekil 5.2' de gösterilmiştir.

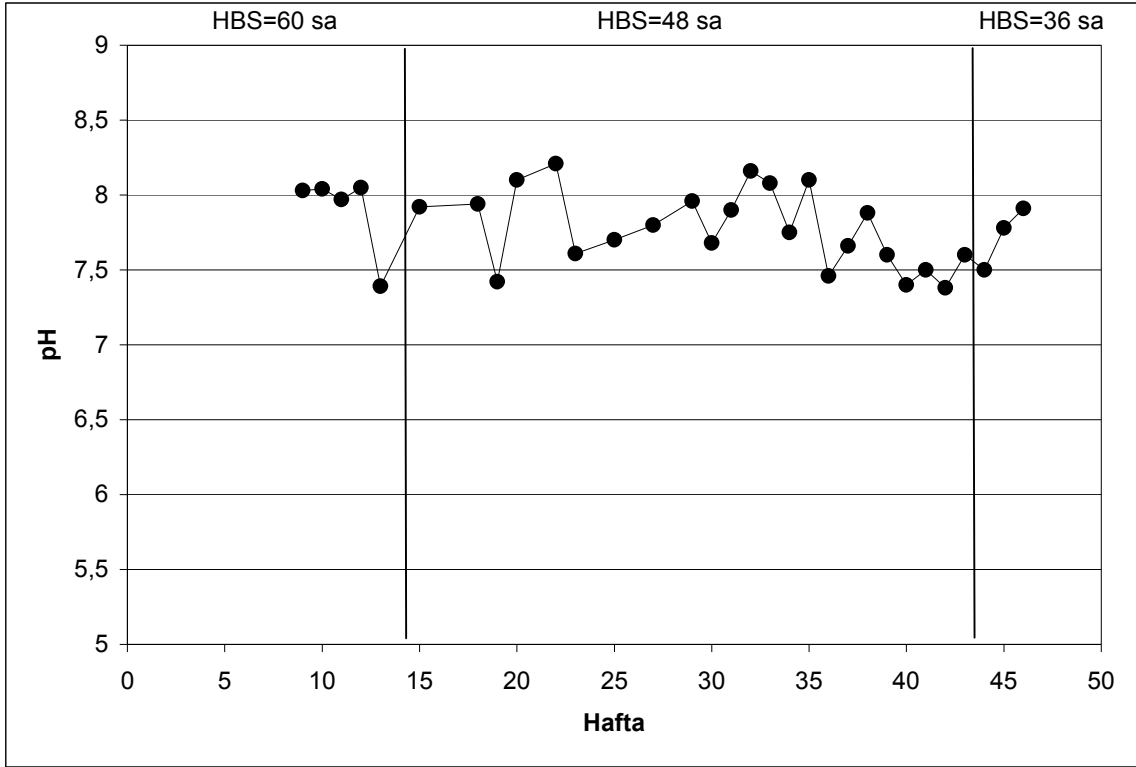


Şekil 5.1 SGYAR' de elde edilen pH değerleri

Şekil 5.1' den yapılan çalışma esnasında SGYAR' de elde edilen pH neticeleri incelenecek olursa, başlangıçta pH' ın diğer zamanlara göre daha düşük olduğu görülecektir. Bu dönem süt tozu ile reaktörlerin alıştırılması devresidir. Bu safhada pH değerleri 6,7 ile 7,2 arasında değiştiikten sonra pH yükselmiş ve 7,6 ile 8,0 arasında değerler almıştır. Alışma periyodunun

ardından 70. günde reaktöre atıksu olarak tavuk kesimhanesinden gelen atıksuların kullanılmasıyla birlikte pH değerleri 7,1 ile 8,2 aralığında değişmiştir.

Anaerobik arıtmada optimum pH değer aralığının 6,5 ile 8,5 olduğu bilinmektedir. Bu dikkate alındığında SGYAR' deki pH, sürekli olarak anaerobik arıtma için istenen optimum pH aralığında gerçekleşmiştir.

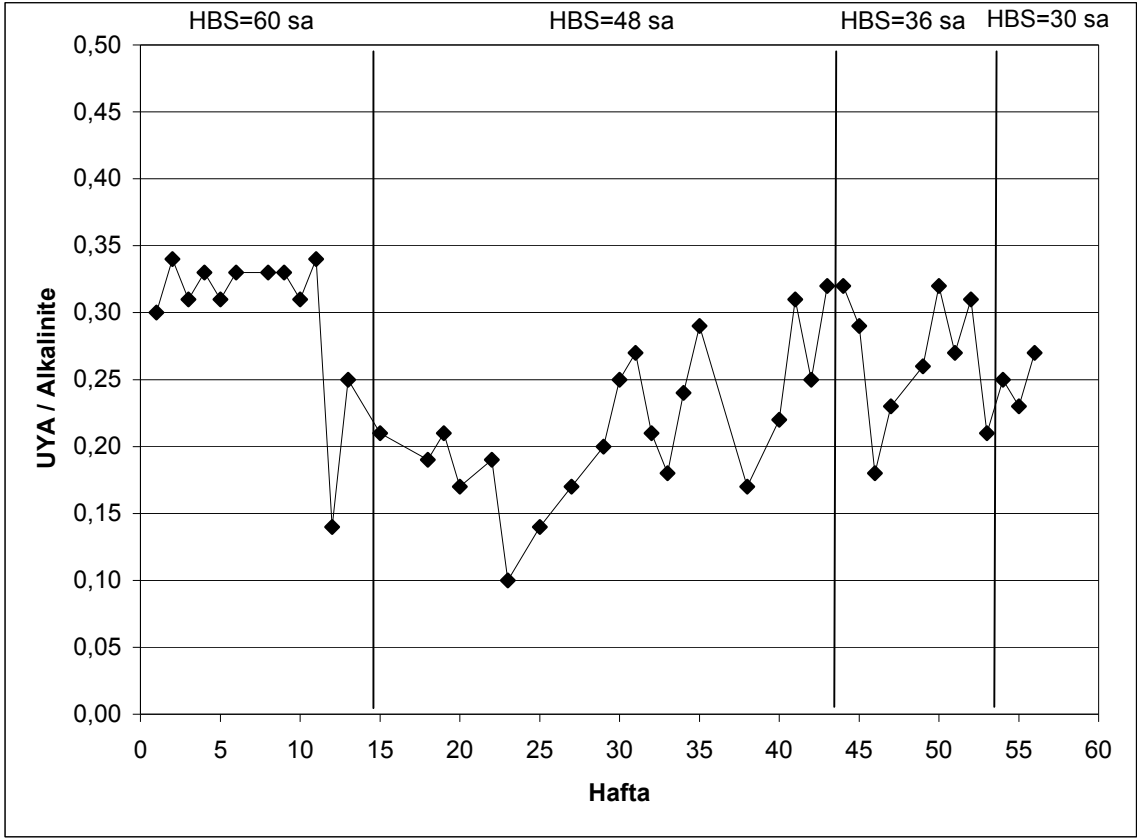


Şekil 5.2 SÇYAR' de elde edilen pH değerleri

SÇYAR' de elde edilen pH değerleri Şekil 5.2' den incelenecek olursa çalışma süresince pH değerleri 7,4 ile 8,2 arasında değişmiştir. Bu verilerin ışığında SÇYAR de SGYAR' deki gibi uygun pH değerlerinin elde edildiği söylenebilir.

5.2 Uçucu Yağ Asitleri / Alkalinite Oranı

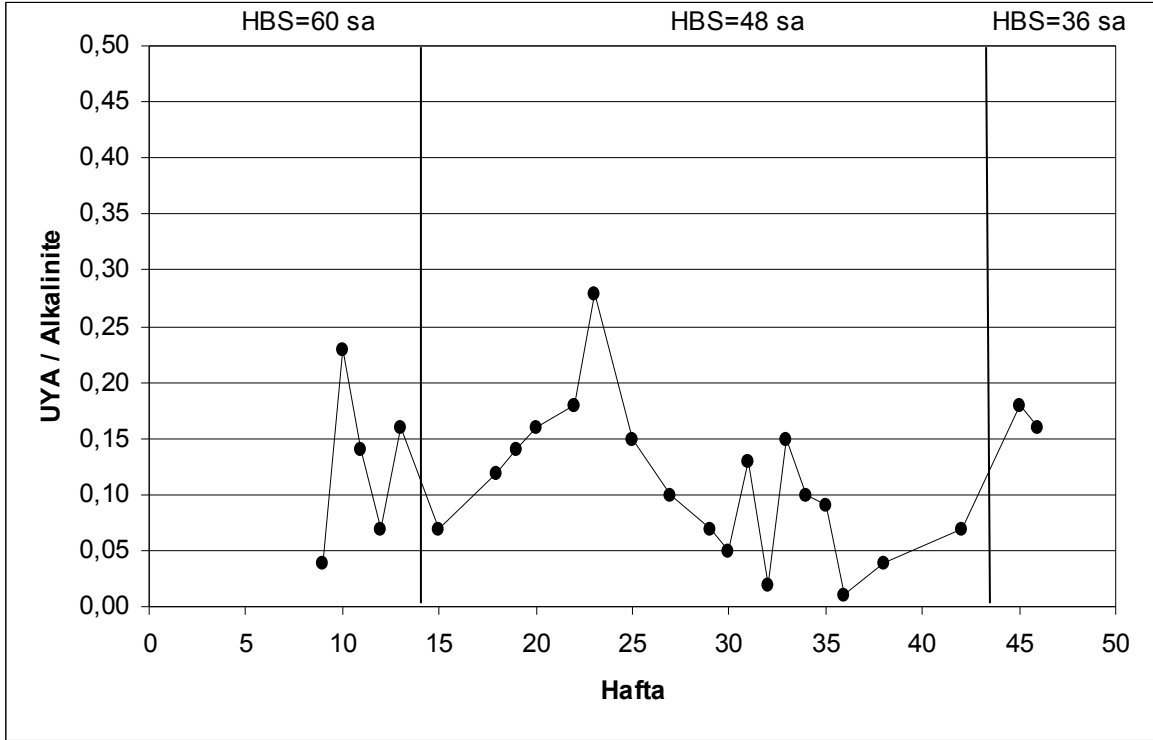
Anaerobik arıtma yapan reaktörlerin performansının izlenmesinde kullanılan en önemli parametrelerden birinin çıkış suyundaki uçucu yağ asitleri / alkalinite oranı olduğu daha önceki bölümlerde ifade edilmişti. Çalışma süresince çıkış suyunda uçucu yağ asitleri ve alkalinite ölçümleri yapılarak bu oran sürekli olarak izlenmiştir. Yapılan ölçümler neticesinde SGYAR' de elde edilen uçucu yağ asitleri / alkalinite değerleri Şekil 5.3' de, SÇYAR' de elde edilen uçucu yağ asitleri / alkalinite değerleri de Şekil 5.4' de görülebilir.



Şekil 5.3 SGYAR' de elde edilen uçucu yağ asitleri/ alkalinite oranları

Şekil 5.3' den süt tozu ile reaktörün alıştıırılması periyodunda uçucu yağ asitleri / alkalinite oranı 0,30-0,34 aralığında kaldığı görülmektedir. Bilindiği üzere anaerobik atıksu arıtımında bu oranın 0,3 değerinin altında olması istenir. Eğer bu değer 0,3 değerinin üzerine çıkarsa sisteme besleme kesilmeli ve bu sorunun kaynağı araştırılmalıdır. Ancak, sistem performansı olumsuz etkilenmediğinden bu safhada reaktöre herhangi bir müdahalede bulunulmamıştır. Çalışmada alışma devresindeki 0,3' ün üstündeki uçucu yağ asitleri / alkalinite oranının nedeni besleme numunesi olan süt tozu çözeltisinin alkalinite değerinin çok düşük olmasıdır. Şekilden de görüleceği üzere sistemin tavuk kesimhane atıksuyu ile beslenmeye başlanmasına müteakip bu oran hemen düşmüştür.

Diğer hidrolik bekletme sürelerinde uçucu yağ asitleri / alkalinite oranı 0,10 ile 0,32 aralığında gerçekleşmiş sadece birkaç kez 0,3 değerinin üstüne çıkmıştır. Çalışma süresince diğer parametreler ve verim açısından çok büyük bir olumsuzluk yaşanmadığından sisteme bu oranı düşürmek için bir müdahalede bulunulmamıştır.



Şekil 5.4 SÇYAR' de elde edilen uçucu yağ asitleri / alkalinite oranları

Şekil 5.4 incelenecek olursa, anaerobik çamur reaktöründe uçucu yağ asitleri / alkalinite oranının SGYAR' ye göre daha düşük olduğu söylenebilir. Çalışma süresince SÇYAR' de uçucu yağ asitleri / alkalinite oranı 0,04 ile 0,28 arasında değişmiştir.

Yapılan bu çalışma sonuçlarına göre SÇYAR uçucu yağ asitleri / alkalinite oranı açısından SGYAR' ye göre daha iyi değerler almıştır. Daha önce de ifade edildiği gibi bu oran esas itibarıyla sistem verimi üzerine doğrudan yorum yapmayı sağlayan bir parametre değil, sistemde oluşabilecek problemlerin işaretçisi niteliğinde bir parametredir. Bu oranın 0,1' in altında olması sistemin verimi açısından daha uygun olmakla beraber her iki reaktörde de bu değerlerin yüksek olarak çıkmasındaki temel sebep giriş atıksuyunun alkalinite değerinin düşük olmasıdır.

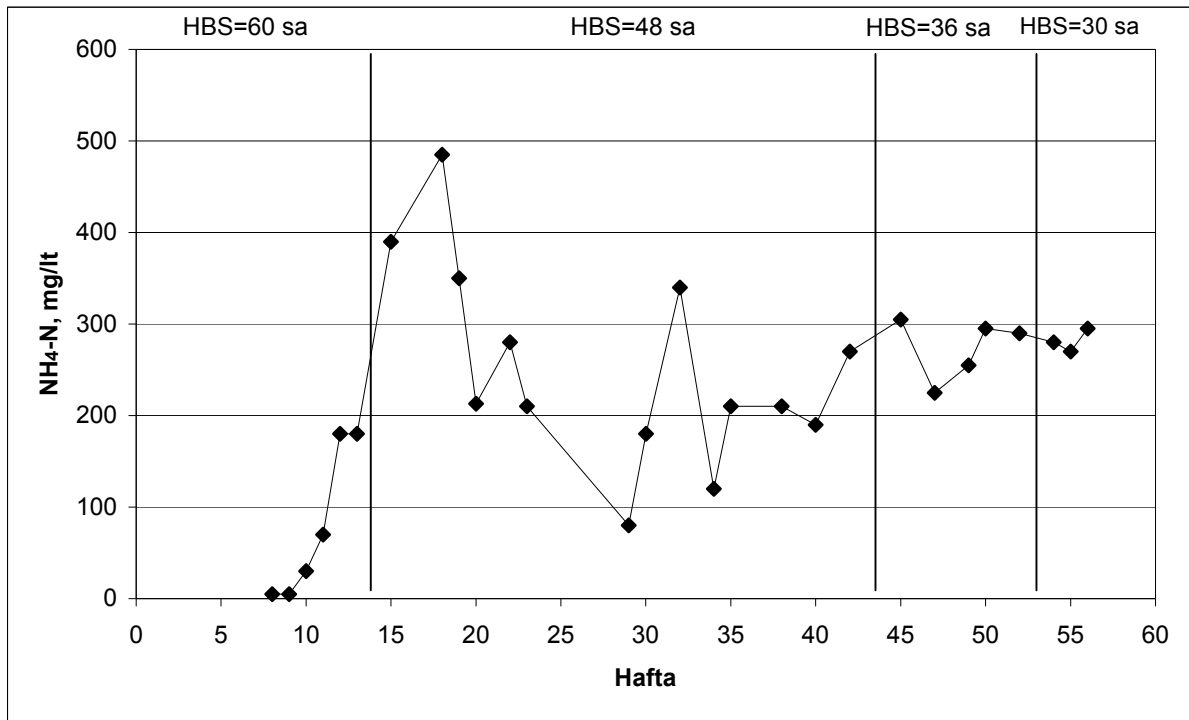
Anaerobik arıtma sistemlerinde giriş alkalinitesinin yeterli olmadığı durumlarda sisteme ilave alkalinite verilebilir. Ancak bu önemli bir maliyet unsurudur. Bu çalışmada da çalışmanın gidişatını etkilemediği ve tam ölçekli bir tesiste bu maliyetten kaçabilme imkânını görebilmek amacıyla sisteme ilave alkalinite verilmemiştir.

5.3 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ Konsantrasyonu

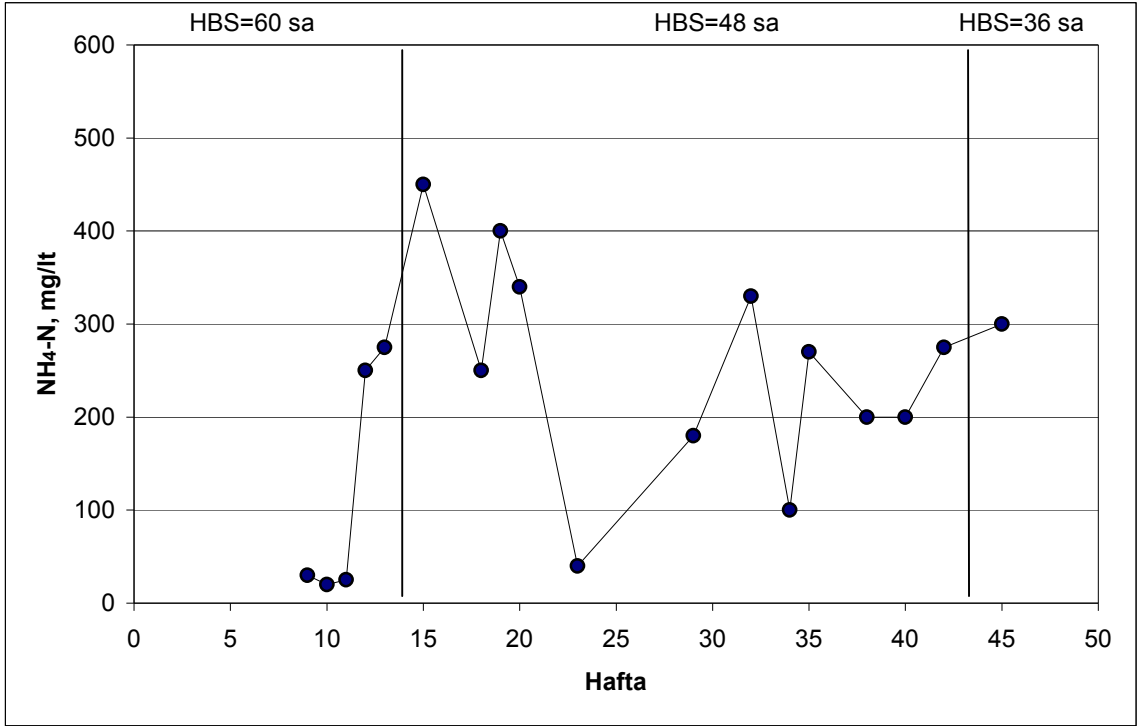
Anaerobik arıtma için azotun gerekli bir nütrient olduğu, ancak anaerobik arıtma çıkışında azotun arttığı bu yüzden azot giderimi için anaerobik arıtma çıkışında ilave bir arıtma sistemi gerekli olduğu daha önce ifade edilmiştir. Bunun yanında anaerobik arıtma sistemlerinde NH_4^+ azotu konsantrasyonunun izlenmesinin temel nedeni anaerobik arıtma sistemlerinde toksik etki yapan serbest amonyak ($\text{NH}_3\text{-N}$) miktarını tespit etmektir.

Bu sebeple, çalışma boyunca bazen TKN ölçümleri yapılırken, temel olarak $\text{NH}_4^+\text{-N}$ konsantrasyonları sürekli takip edilmiştir. Buna göre SGYAR çıkışında ölçülen $\text{NH}_4^+\text{-N}$ konsantrasyonları Şekil 5.5’ de, SÇYAR çıkışında ölçülen $\text{NH}_4^+\text{-N}$ konsantrasyonları da Şekil 5.6’ da verilmiştir.

Şekil 5.5 incelendiğinde, SGYAR’ nin alıştırma periyodunda reaktör çıkışında $\text{NH}_4^+\text{-N}$ konsantrasyonları oldukça düşük olup 5-30 mg/t arasındadır. Reaktöre tavuk atıksuyu verilmesine müteakip bu değerler hızla yukarı çıkmıştır. 48 saatlik hidrolik bekletme süresi $\text{NH}_4^+\text{-N}$ konsantrasyonları birkaç ölçüm dışında 180-390 mg/l aralığında gerçekleşmiştir. Hidrolik bekletme süresi 36 saate ayarlandığında ise $\text{NH}_4^+\text{-N}$ konsantrasyonları daha dar bir aralıkta 225-305 mg/l olarak gerçekleşmiştir. 30 saatlik hidrolik bekletme süresinde ise $\text{NH}_4^+\text{-N}$ konsantrasyonları 270-295 mg/l aralığında gerçekleşmiştir.



Şekil 5.5 SGYAR’ de ölçülen $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları



Şekil 5.6 SÇYAR' de ölçülen NH₄⁺-N konsantrasyonları

Şekil 5.6' da verilen SÇYAR' nin çıkışında ölçülen NH₄⁺-N konsantrasyonları incelenirse, alıştırma periyodunda SÇYAR' ye benzer şekilde 20-30 mg/lt' lik konsantrasyonlar ölçüldüğü görülebilir. Aynı şekilde sisteme tavuk atıksuyu verilmesiyle birlikte çıkış NH₄⁺-N konsantrasyonlarında bir yükselme görülmüştür. Hidrolik bekletme süresi olarak 48 saat ayarlandığında NH₄⁺-N konsantrasyonu birkaç istisnai değer dışında 180-400 mg/lt aralığında gerçekleşmiştir. Hidrolik bekletme süresi 36 saate düşürüldüğünde ise bu değer 300 mg/lt olarak ölçülmüştür.

NH₄⁺-N konsantrasyonlarının salınım göstermesinin nedeni, giriş atıksuyunun karakteristiğinin sürekli olarak değişmesidir. Buna rağmen ölçülen en yüksek konsantrasyon bile özellikle pH 8'in altında olduğu için reaktörlerde toksik etki yapabilecek bir düzeyde olmadığı rahatlıkla söylenebilir. pH yükseldiğinde ortamdaki amonyum azotu dengesi serbest amonyağa doğru kayar ki asıl toksik etkiyi yapan da serbest amonyaktır. Ama çalışmada kullanılan reaktörlerde hem amonyum azotu değeri düşük, hem de pH çok yüksek değildir. Bu sebeple çalışma süresince iki reaktörde de amonyakla ilgili herhangi bir toksik etkiye rastlanmamıştır.

Mezbaha atıksularının arıtımı ile ilgili yapılan bir çalışmada Masse ve Masse (2000a), AKAR tipi bir reaktöre 120-221 mg/lt NH₄⁺-N konsantrasyonunda giren atıksuların reaktör çıkışında 300-506 mg/lt NH₄⁺-N konsantrasyonunda çıktığını rapor etmişlerdir.

Ruiz vd. (1997), 19-74 mg/lt değer aralığında $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonuna sahip atıksuları HÇYR ve AF ile arıtmışlar ve HÇYR ile arıtmada 91 saatlik bir hidrolik bekletme süresinde yaklaşık olarak 343 mg/lt $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonu, 29 saatlik bir bekletme süresinde ise yaklaşık olarak 1.018 mg/lt $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonu bulmuşlardır. AF ile arıtma sonunda ise, 50 saatlik bir bekletme süresinde yaklaşık olarak 372 mg/lt NH_3 konsantrasyonu, 12 saatlik bir bekletme süresinde ise yaklaşık olarak 1.158 mg/lt $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonu bulmuşlardır.

Martinez vd. (1996), anaerobik lagünlerle KOİ/TKN oranı 25 olan mezbaha atıksuyunu arıtmışlar ve 180 mg/lt olan TKN değerinin 170 mg/lt' e düştüğünü, 37 mg/lt olan $\text{NH}_4^+\text{-N}$ değerinin ise 152 mg/lt'ye çıktığını belirtmişlerdir. Ardından arıtılan bu atıksuyun ikinci bir anaerobik lagüne verildiğini ve bu lagün çıkışında TKN değerinin 170 mg/lt, $\text{NH}_4^+\text{-N}$ değerinin ise 175 mg/lt olduğunu belirtmişlerdir. Ayrıca alışmada, KOİ/TKN oranı 40 olan bir mezbaha atıksuyu ile KOİ/TKN oranı 8 olan bir çamurun karıştırılmasıyla elde edilen ve $\text{NH}_4^+\text{-N}$ konsantrasyonu 91 mg/lt olan karışımı HÇYR ile arıtılabilirliğini incelemiş ve arıtma çıkışında $\text{NH}_4^+\text{-N}$ konsantrasyonunun 132 mg/lt' e çıktığı ifade edilmiştir.

5.4 KOİ Giderimi

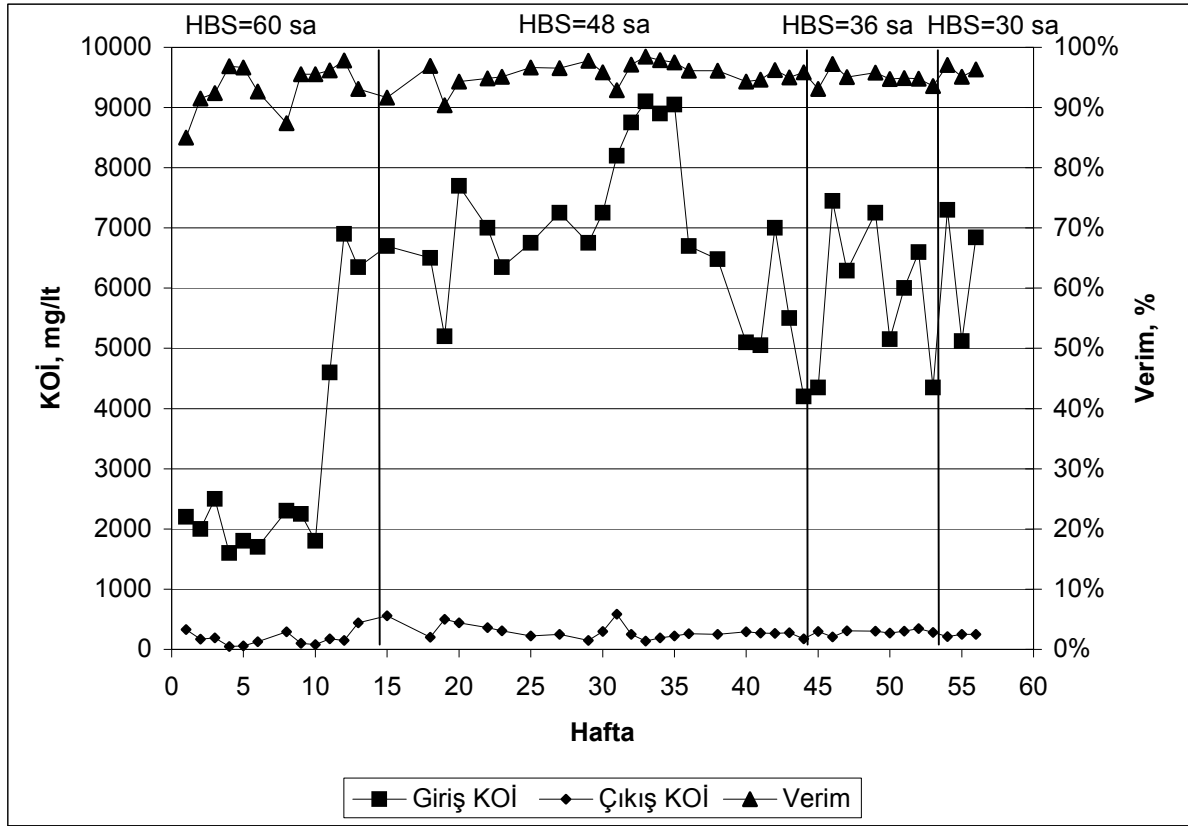
şüphesiz ki çıkış KOİ değeri ve KOİ giderim verimi biyolojik bir arıtma sisteminin en önemli parametreleridir. Bu iki parametre ve özellikle KOİ giderim verimi tek başına sistemin performansı hakkında çok net bir fikir verebilir. Bu çalışmada da giriş ve çıkış KOİ konsantrasyonları sürekli olarak izlenerek sistemin performansı takip edilmiştir. Yapılan alışmalar neticesinde SGYAR' de elde edilen giriş ve çıkış KOİ konsantrasyonları ile reaktörün KOİ giderme verimleri şekil 5.7' de, SÇYAR' de elde edilen giriş ve çıkış KOİ konsantrasyonları ile reaktörün KOİ giderme verimleri ise şekil 5.8' de gösterilmiştir.

SGYAR ile elde edilen KOİ verilerini gösteren şekil 5.7 incelendiğinde aşağıdaki sonuçlar çıkarılabilir.

Alışma devresi boyunca süt tozu ile hazırlan sentetik atıksuyun KOİ konsantrasyonu 1.600-2.500 mg/lt aralığında olacak şekilde reaktöre beslenmiştir. Normal işletme periyodunda ise giriş KOİ konsantrasyonu yaklaşık olarak 4.200-9.100 mg/lt aralığında değerler almıştır.

KOİ giderme verimi, alıştırma periyodu boyunca % 85 ile % 96 arasında gerçekleşmiştir. 60 saatlik hidrolik bekleme süresinde tavuk atıksuyu ile besleme yapıldığı dönemde KOİ giderme verimleri % 93 ile % 98 arasında değerler almıştır. Hidrolik bekletme süresinin 48 saate düşmesiyle birlikte SGYAR' nin KOİ giderme veriminde düşme yaşanmamış ve büyük

çoğunlukla % 95' in de üzerinde verim elde edilmiştir. Bu dönemde verim % 90 ile % 98 arasında gerçekleşmiştir.



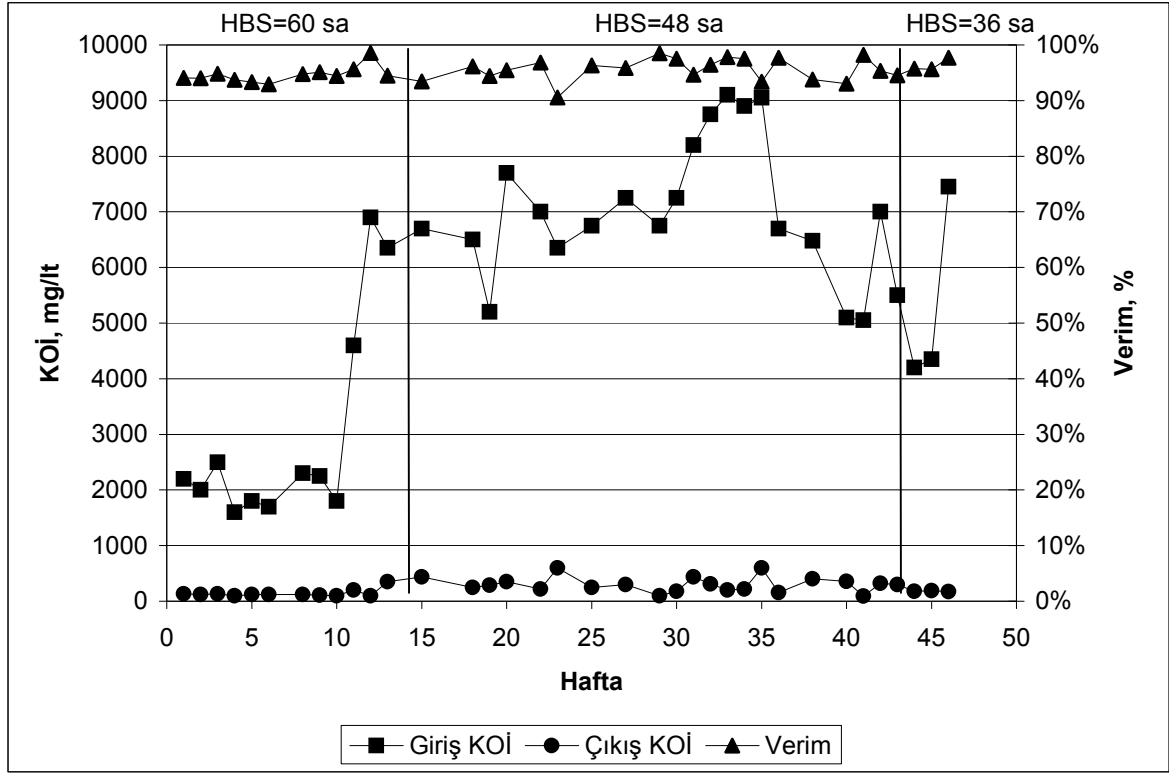
Şekil 5.7 SGYAR' nin giriş ve çıkış KOİ konsantrasyonları ile KOİ giderme verimleri

Hidrolik bekletme süresinin 36 saate düşmesinin ardından KOİ giderme verimi daha da stabil değerler olarak % 94 ile % 97 arasında gerçekleşmiştir. Hidrolik bekletme süresi 30 saate düşürüldüğünde de sistemin performansında bir azalma görülmemiş ve % 95 ile % 97 arasında KOİ giderme verimi elde edilmiştir.

Reaktörün giriş ve çıkış değerlerine göre giriş KOİ konsantrasyonundaki salınımlara rağmen SGYAR' nin bu değişimlerden pek etkilenmediği söylenebilir. Çıkış KOİ konsantrasyonları işletme periyodu esnasında 140 mg/lt ile 585 mg/lt aralığında gerçekleşmiştir.

SÇYAR' de ölçülen giriş ve çıkış KOİ konsantrasyonları ile KOİ giderme verimlerinin yer aldığı Şekil 5.8 incelendiğinde aşağıdaki sonuçlara ulaşılabilir.

SÇYAR' de çıkış KOİ konsantrasyonları, süt tozu ile alıştırma periyodunda 100-130 mg/lt, işletme periyodunda ise 90-600 mg/lt aralığında değerler almıştır.

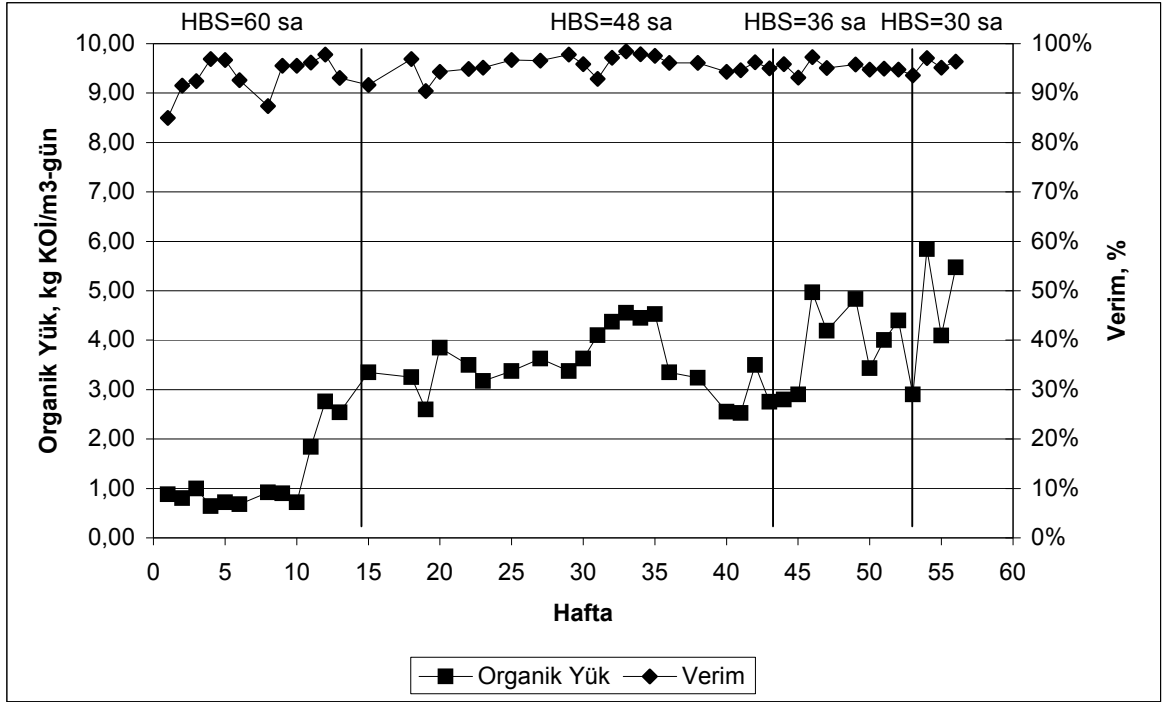


Şekil 5.8 SÇYAR'ın giriş ve çıkış KOİ değerleri ile KOİ giderme verimleri

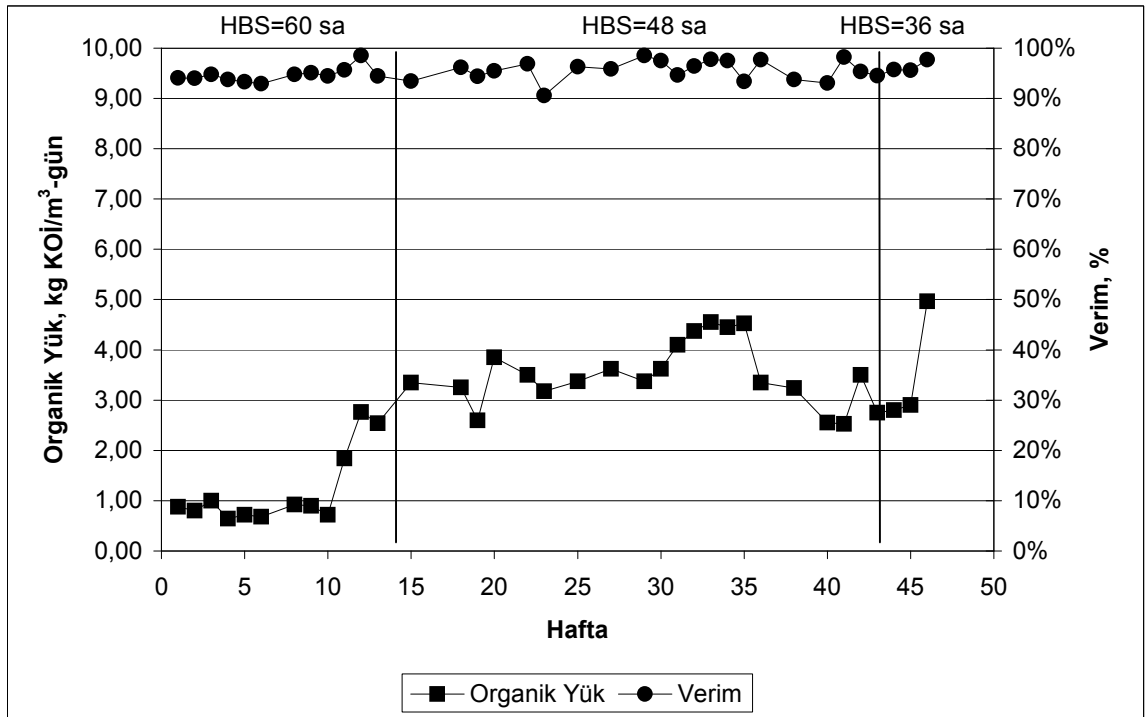
SÇYAR' de alışma periyodu boyunca elde edilen KOİ giderme verimleri % 93 ile % 95 aralığında çıkmıştır. Tavuk atıksuyu ile beslemenin başladığı ve hidrolik bekletme süresinin 60 saat olduğu süreçte KOİ giderme verimleri % 94 ile % 99 arasında değerler almıştır. Hidrolik bekletme süresinin 48 saate düşmesiyle birlikte SÇYAR'ın KOİ giderim veriminde düşme yaşanmamış ve % 91 ile % 99 arasında verim elde edilmiştir. Hidrolik bekletme süresinin 36 saate düşmesinin ardından KOİ giderim verim değerleri aynen SGYAR' de olduğu gibi korunarak % 96 ile % 98 arasında gerçekleşmiştir.

KOİ giderme verimini organik yükü beraber incelemek sistemin performansının değerlendirilmesinde önemli bir katkı sağlar. Bu sebeple, sisteme giren KOİ yüküne göre sistemdeki KOİ giderme verimleri SGYAR için Şekil 5.9' da, SÇYAR için ise Şekil 5.10' da gösterilmiştir.

Organik yük reaktörün 1 m^3 ü başına sisteme 1 günde verilen kg cinsinden KOİ miktarını gösterir. Dolayısıyla çalışmalarda genellikle organik yükler artırılarak sisteme verilebilecek maksimum organik yük miktarı belirlenir. Ayrıca organik yük sistemin diğer sistemlerle mukayesesi için de iyi bir değerlendirme parametresidir.



Şekil 5.9 SGYAR' de organik yük ve KOİ giderim verimi



Şekil 5.10 SÇYAR' de organik yük ve KOİ giderim verimi

Bu çalışmada, SGYAR için organik yük ile KOİ giderme verimi arasındaki ilişkiyi gösteren Şekil 5.9 incelendiğinde şu sonuçlar çıkarılabilir. Artan organik yüklemeye rağmen sistemin

KOİ giderme verimi düşmemiştir. 0,54-5,88 kg KOİ/m³-gün aralığında değişen organik yüklerde KOİ giderme verimi ortalama % 94 olarak gerçekleşmiştir.

Şekil 5.10' dan görülebileceği gibi, SÇYAR' de uygulanan organik yüklerin artışında herhangi bir olumsuz tepki vermemiştir. 0,54-4,55 kg KOİ/m³-gün aralığında değişen organik yüklerde KOİ giderme verimi ortalama % 95 olarak gerçekleşmiştir.

Mezbaha atıksularının arıtımında kullanılan diğer anaerobik sistemlerle elde edilen çalışma sonuçlarından bir kısmı aşağıda verilmiştir.

Del Pozo ve Diez (2005), mezbaha atıksularının anaerobik-aerobik ardışık reaktörlerle arıtılmasını inceledikleri çalışmada, 0,63 kg KOİ/m³-gün organik yükte KOİ giderme verimini % 88, 0,99 kg KOİ/m³-gün organik yükte ise KOİ giderme verimini % 94 olarak gerçekleştirmişlerdir.

Masse ve Masse (2000a), mezbaha atıksularının AKAR tipi bir reaktörle çeşitli sıcaklık ve organik yüklerde arıtımını incelemişler ve 2,75 kg KOİ/m³-gün organik yük ve 20 °C sıcaklıkta KOİ giderme verimini % 84,2 şeklinde tespit ederken, 4,93 kg KOİ/m³-gün organik yükte ve 30 °C sıcaklıkta KOİ giderme verimini % 90,8 olarak bulmuşlardır.

Manjunath vd. (2000), mezbaha atıksularını sadece HÇYR sistemi ve bir ön arıtmadan sonra HÇYR sistemi kullanarak arıtılabilirliğini mukayese etmişlerdir. Buna göre sadece HÇYR ile arıtmada 3,50 kg KOİ/m³-gün organik yük kullanarak KOİ giderme verimini % 70, ön arıtmasından sonra HÇYR ile arıtmada ise 4,00 kg KOİ/m³-gün organik yük kullanarak KOİ giderme verimini % 90 bulmuşlardır.

Nunez ve Martinez (1999), mezbaha atıksularının genişletilmiş granül yataklı reaktörle arıtımını inceledikleri çalışmada, 4,0 kg KOİ/m³-gün organik yükte KOİ giderme verimini % 79,9; 10,2 kg KOİ/m³-gün organik yükte ise KOİ giderme verimini % 64,9 olarak bulmuşlardır.

Ruiz vd. (1997) mezbaha atıksularının arıtımında HÇYR ile AF sistemlerini mukayese ettikleri çalışmada HÇYR sisteminde 2,23 kg KOİ/m³-gün organik yükte % 94 KOİ giderme verimi, 6,58 kg KOİ/m³-gün organik yükte % 59 KOİ giderme verimi elde ederken, AF sisteminde 2,01 kg KOİ/m³-gün organik yükte % 85,6 KOİ giderme verimi, 5,26 kg KOİ/m³-gün organik yükte ise % 63,6 KOİ giderme verimi tespit etmişlerdir.

Borja vd. (1998), 2/3' lük dip kısmını çamur yatağı, üstteki 1/3' lük kısmını ise poliüretan köpükten oluşan filtreyle teçhiz ettikleri bir reaktörde mezbaha atıksularının arıtılabilirliğini

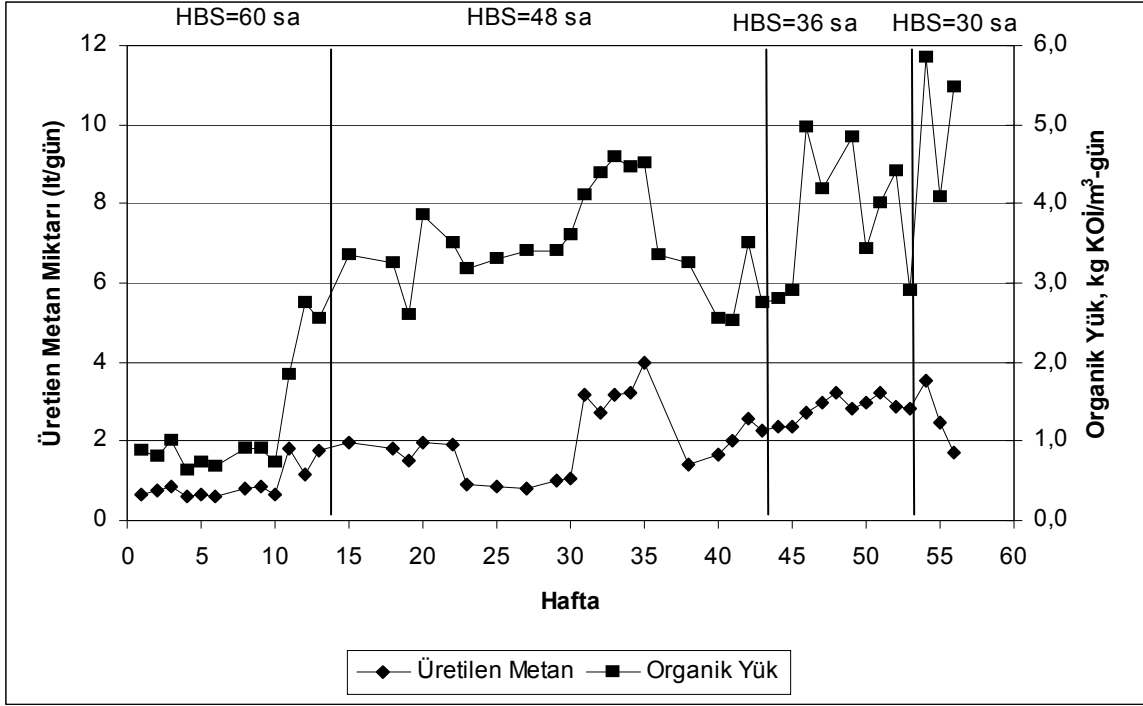
çalışmışlardır. Çalışmada 6,25 kg KOİ/m³-gün organik yükte % 95,5 KOİ giderme verimi, 20,82 kg KOİ/m³-gün organik yükte ise % 93,4 KOİ giderme verimini elde etmişlerdir.

Del Pozo vd. (2000) anaerobik karışık film reaktörüyle mezbaha atıksularını arıttıkları çalışmada 8,0 kg KOİ/m³-gün organik yükte KOİ giderme verimini % 87, 8,3 kg KOİ/m³-gün organik yükte ise KOİ giderme verimini % 89 bulurken 9,4 kg KOİ/m³-gün organik yükte KOİ giderme verimini % 87 olarak bulmuşlardır.

Bu çalışmada elde edilen KOİ giderme verimleri yukarıda verilen çalışmaların sonuçlarıyla mukayese edildiğinde hem SGYAR' nin hem de SÇYAR' nin performansının oldukça başarılı ve tatminkar olduğu söylenebilir. Benzer organik yüklerle kıyaslama yapıldığında hem SGYAR' nin hem de SÇYAR' nin KOİ giderim verimi yukarıdaki çalışmalarda kullanılan birçok reaktörden daha başarılı olduğu söylenebilir.

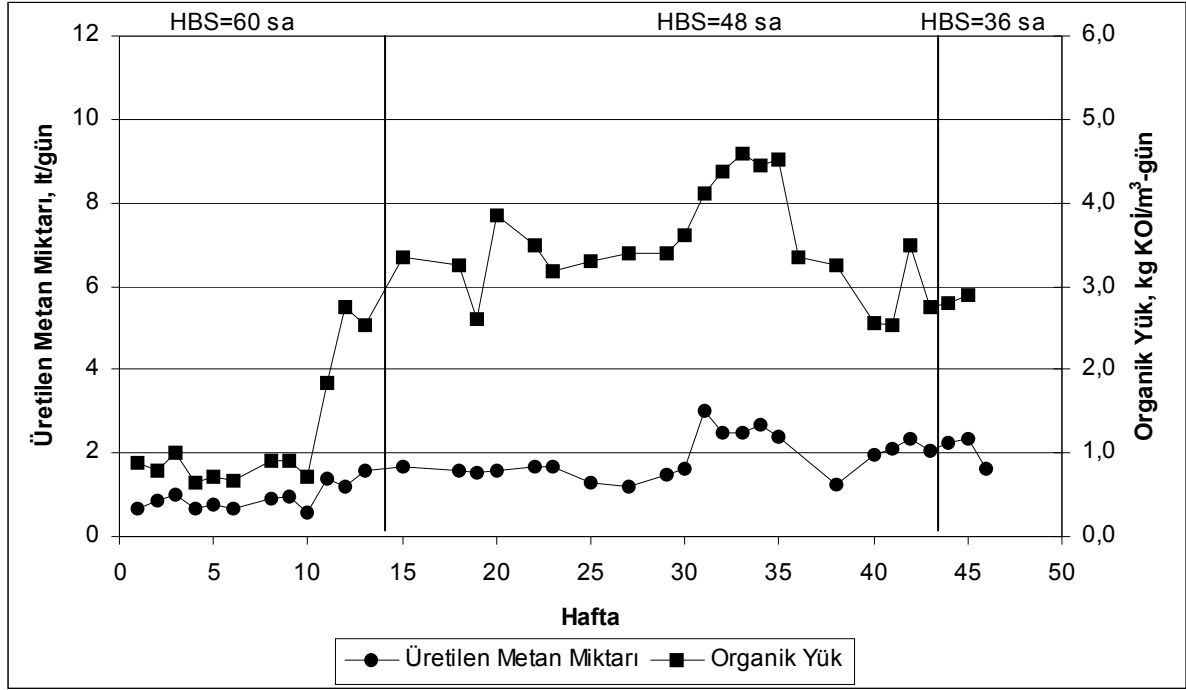
5.5 Metan Üretimi

Anaerobik arıtmanın en büyük avantajlarından biri proses sonucu ortaya çıkan biyogazın yakıt değeridir. Üretilen biyogaz içerisindeki metanın enerji kaynağı olarak kullanılabilmesi daha önceki bölümlerde ifade edilmişti. Çalışmada proses sonucu ortaya çıkan biyogaz miktarı değil, direkt olarak üretilen metan miktarları ölçülmüştür. Şekil 5.11' de SGYAR' de haftalık üretilen toplam metan miktarları, Şekil 5.12' de ise SÇYAR' de haftalık üretilen metan miktarları organik yüklerle karşılaştırmalı olarak gösterilmiştir.



Şekil 5.11 SGYAR' de üretilen metan miktarları ve organik yük değerleri

Şekil 5.11 incelendiğinde organik yük arttıkça metan miktarının da arttığı görülmektedir. Bunun yanında hidrolik bekletme süresinin 60 saatten 48 saate ve 48 saatten 36 saate düşürülmesiyle beraber üretilen metan miktarları artmış ancak hidrolik bekletme süresinin 30 saate düşürüldüğü safhadan sonra üretilen metan miktarında bir düşme yaşanmıştır. Bunun nedeni bu safhada metan ölçüm sisteminde yaşanan tıkanıklardan kaynaklanmış olabilir.



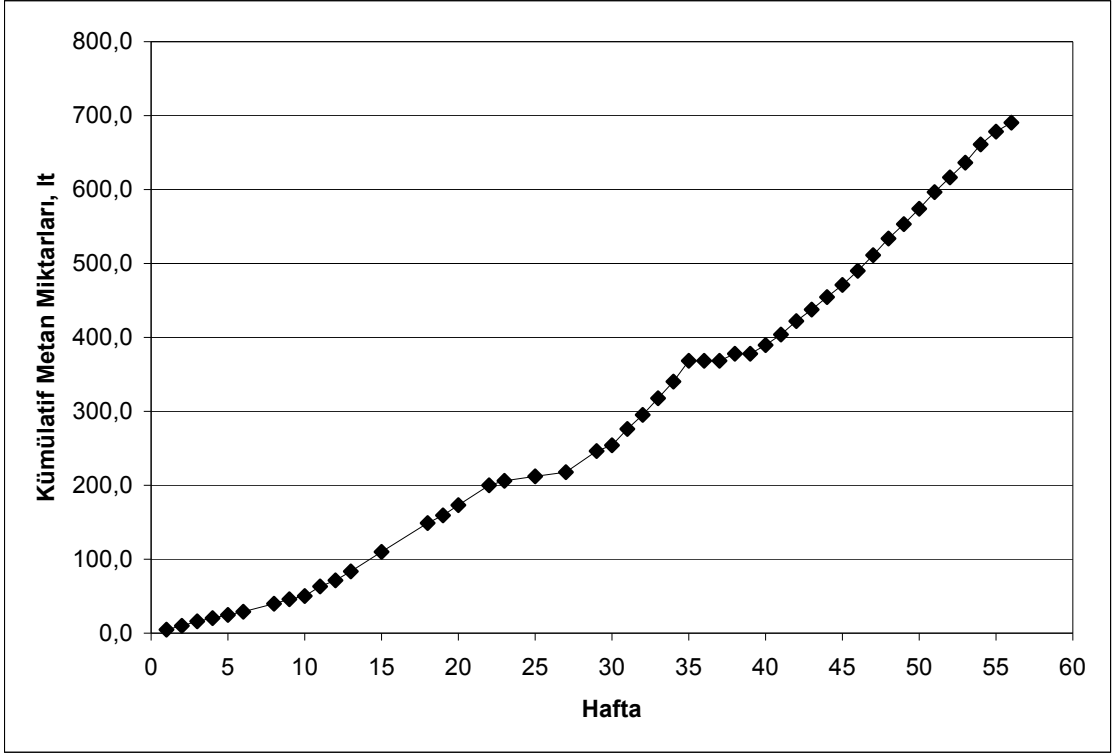
Şekil 5.12 SÇYAR' de üretilen metan miktarları ve organik yük değerleri

Şekil 5.12' den SÇYAR' de organik yükün artışıyla beraber üretilen metan miktarında artış meydana geldiği görülmektedir.

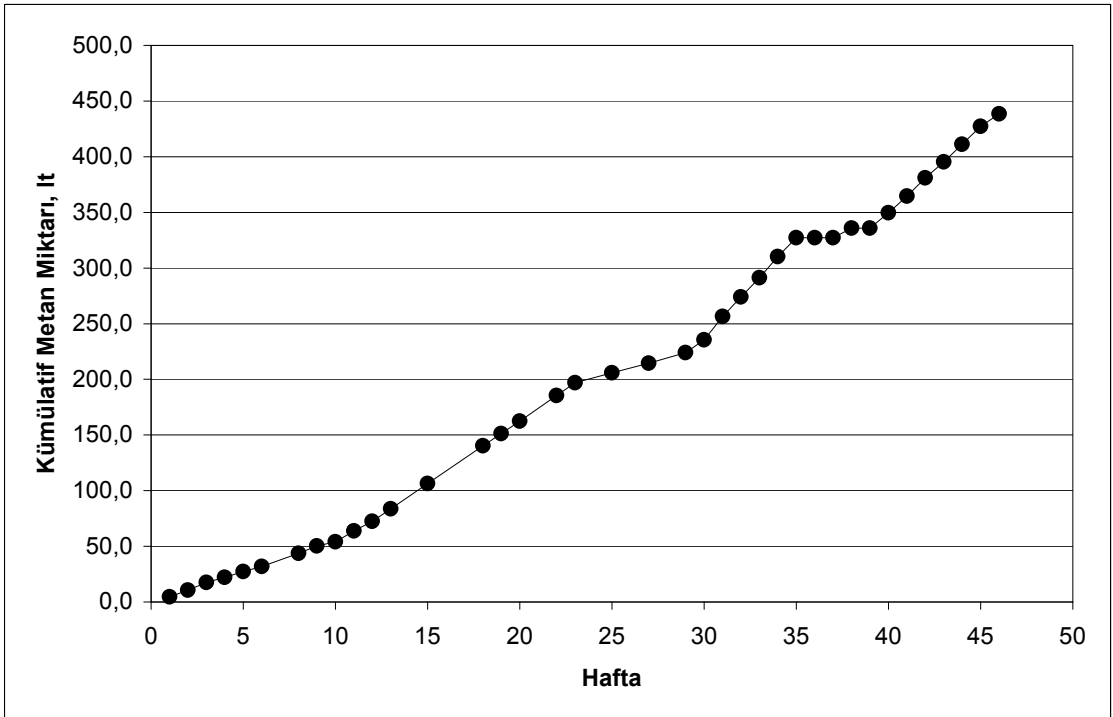
SGYAR için çalışma süresince üretilen kümülatif metan miktarı Şekil 5.13' de, SÇYAR için çalışma süresince üretilen kümülatif metan miktarı ise Şekil 5.14' de verilmiştir.

Şekil 5.13 ve Şekil 5.14' den SÇYAR' de 56 hafta sonunda üretilen toplam metan miktarının yaklaşık 670 lt olduğu, SÇYAR' de ise 46 hafta boyunca üretilen toplam metan miktarının yaklaşık 415 lt olduğu görülebilir. Yani SÇYAR' de haftada olarak 12 lt metan gazı üretilirken SÇYAR' de haftada yaklaşık olarak 9 lt metan gazı oluşmuştur.

Anaerobik arıtma sistemlerinin performansını takip etmede metan gazı üretim miktarı en önemli parametrelerden biridir. Bununla birlikte, haftalık veya kümülatif metan miktarından daha da önemli olan parametre reaktörde giderilen KOİ başına üretilen metan gazı miktarıdır. Giderilen KOİ başına üretilen metan gazı miktarı ile ilgili açıklama bir Bölüm 5.6' da incelenecektir.



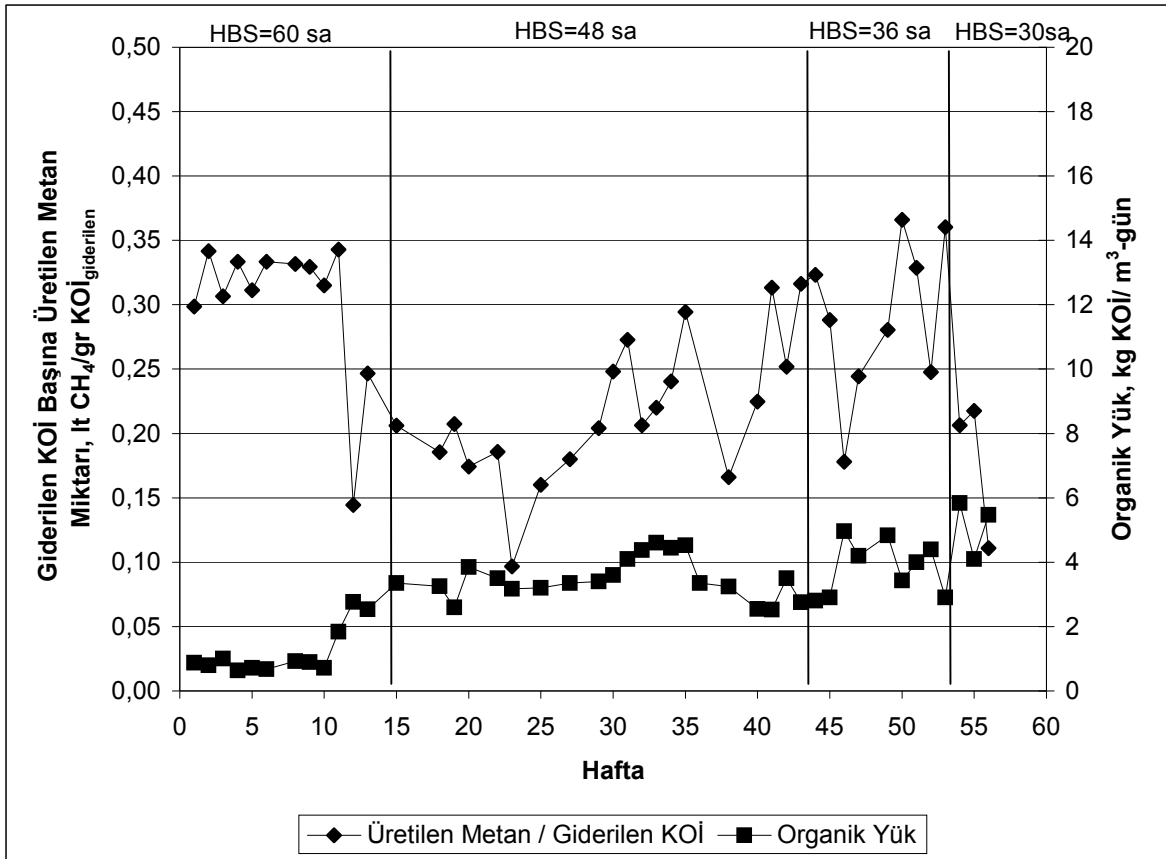
Şekil 5.13 SGYAR' de üretilen kümülatif metan miktarı, lt



Şekil 5.14 SÇYAR' de üretilen kümülatif metan miktarı, lt

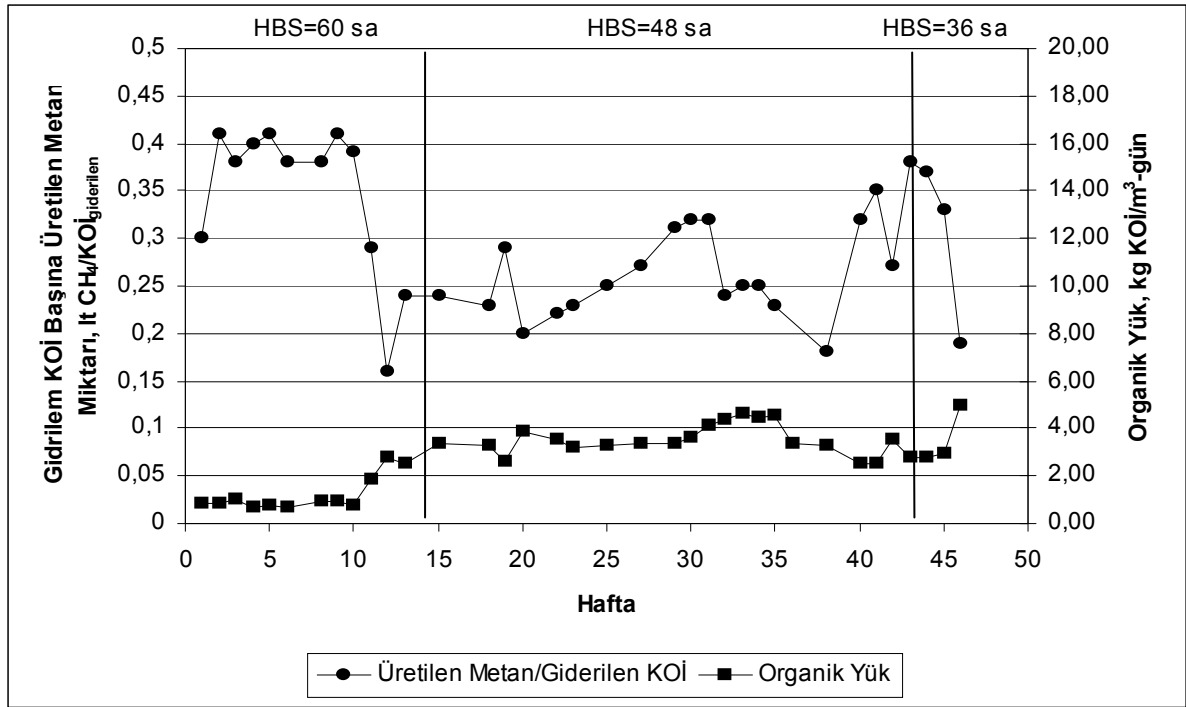
5.6 Giderilen KOİ Başına Üretilen Metan Miktarı

Anaerobik arıtmada giderilen KOİ' nin CO₂, H₂S, NH₃ ve metan gibi nihai ürünlere dönüştüğü daha önceki bölümlerde belirtilmişti. Giderilen KOİ miktarı başına üretilen metan miktarı anaerobik arıtma sistemlerinin performansını belirlemede kullanılan en önemli parametrelerdendir. Birimi lt metan_{üretilen} / gr KOİ_{giderilen} olarak ifade edilen bu oran çalışmada sürekli olarak takip edilmiştir. SĞYAR' de elde edilen oranlar Şekil 5.15' de, SÇYAR' de üretilen oranlar ise Şekil 5.16' da gösterilmiştir.



Şekil 5.15 SĞYAR' de giderilen KOİ başına üretilen metan miktarı

Şekil 5.15' den giderilen KOİ başına üretilen metan miktarı oranlarının genel olarak 0,15 ile 0,35 arasında değerler aldığı görülmektedir. Çalışmada süt tozu ile alıştırma sürecinde üretilen metan miktarı/giderilen KOİ oranı kolay ayrışabilen organik maddenin yüksek olması sebebiyle tavuk kesimhane atıksuyunun sisteme beslendiği normal işletme periyodundakine göre daha fazla tespit edilmiştir. Tavuk kesimhanesi atıksuyunun beslendiği dönemde, organik yüklem arttıkça ortalama metan üretim potansiyeli de artmıştır. Ancak 30 saatlik hidrolik bekletme süresinde gaz çıkışında meydana gelen mekanik bazı aksaklıklar doğru bilginin alınmasını engellediğinden düşük değerler elde edilmiştir.



Şekil 5.16 SÇYAR' de üretilen metan/giderilen KOİ oranları

Şekil 5.16 incelendiğinde SÇYAR' de de üretilen metan/giderilen KOİ oranı, süt tozu ile besleme yapıldığı dönemde yüksek, tavuk kesimhane atıksuyu kullanıldığı dönemde düşük gerçekleşmiştir. SÇYAR için zikredilen benzer sebepler burada da etkili olmuştur.

Sonuç olarak SÇYAR' de üretilen metan/giderilen KOİ oranları 0,15-0,35 arasında çıkmış; 3,43' lük organik yükte 0,37, 5,84' lük organik yükte ise 0,21 olarak gerçekleşmiştir. SÇYAR' de ise üretilen metan/giderilen KOİ oranları genel olarak 0,18-0,38 arasında değişmiş, 2,75'lik organik yükte 0,38, 4,55' lik organik yükte ise 0,18 olarak bulunmuştur.

Mezbaha atıksularıyla yapılmış daha önceki çalışmalarda bulunan üretilen metan / giderilen KOİ oranlarının kısa bir değerlendirilmesi aşağıdadır.

Borja vd. (1998), dipte 2/3' lük kısmı çamur yatağı, üstte 1/3' lük kısmını ise poliüretan köpükten oluşan filtreye teçhiz ettikleri ve mezbaha atıksularını arıttıkları çalışmada, giderilen KOİ'nin gramı başına üretilen metan miktarını, 6,85 kg KOİ/m³-gün organik yük için 0,285 lt, 20,82 kg KOİ/m³-gün organik yük için 0,345 lt bulmuşlardır.

Del Pozo vd. (2006), mezbaha atıksularının anaerobik karışık film yatak reaktörüyle arıtımında atıksudaki kan içeriğinin etkisini inceledikleri araştırmada, 1,8-9,2 kg KOİ/m³-gün organik yük aralığının tamamında giderilen KOİ'nin gramı başına üretilen metan miktarının 0,375 lt'nin üzerinde olduğunu belirtmişlerdir.

SÇYAR ve SGYAR ile elde edilen değerler diğer çalışmalarla mukayese edildiğinde KOİ' nin metana donüşümü bakımından tatmin edici sonuçların alındığı söylenebilir.

6 SONUÇLAR ve ÖNERİLER

Tavuk kesimhanesi atıksularının arıtımında yeni bir anaerobik reaktörün kullanıldığı çalışma sonuçları aşağıdaki gibidir:

- Çalışmada, 2000 yılında Iowa State Üniversitesi Çevre Mühendisliği Bölümü Teknoloji Geliştirme Laboratuvarı'nda geliştirilen Sabit Granül Yataklı Anaerobik Reaktör (SGYAR) ile onun modifiye edilmiş hali olan Sabit Çamur Yataklı Anaerobik Reaktör (SÇYAR) kullanılmıştır. SGYAR reaktörü tamamen granül içerirken, SÇYAR reaktörünün 2/3'lik kısmı anaerobik çamur ile doldurulmuştur.
- Çalışmada hem SGYAR hem de SÇYAR mezbaha atıksularının arıtımı konusunda oldukça başarılı sonuçlar vermiştir. Elde edilen sonuçlar literatürdeki diğer anaerobik reaktörler için verilen sonuçlarla mukayese edildiğinde, her iki reaktördeki KOİ giderim verimlerinin (sırasıyla ortalama %94 ve %95) ve metan gazı üretimlerinin (sırasıyla ortalama 0,25 ve 0,3 lt metan_{üretilen}/gr KOİ_{giderilen}) birçok çalışmada elde edilen sonuçlardan daha iyi olduğu belirlenmiştir.
- Literatürde yapılan diğer çalışmalardaki sonuçlara göre; SGYAR'de 5,84 kg KOİ/m³-gün organik yük ile elde edilen % 97'lik KOİ giderme veriminin ve SÇYAR'de 4,55 kg KOİ/m³-gün organik yükte elde edilen % 98 'lik KOİ giderme veriminin oldukça başarılı bir değer olduğu görülmüştür.
- SGYAR' de çalışma süresi boyunca sadece birkaç kez tıkanma problemi yaşanmış ancak bu tıkanma problemleri kolaylıkla aşılmıştır. Hidrolik bekletme süresinin 60 saatten sırasıyla 48, 36 ve 30 saate kadar azaltılması ile birlikte debinin artışı SGYAR de tıkanmayı arttıran bir unsur olmamış, aksine oluşan gazın miktarının artışıyla meydana gelen granül hareketi sebebiyle reaktörün drene edebilme kabiliyeti daha da artmıştır.
- SÇYAR'de de zaman zaman tıkanma problemi yaşanmış ancak bu problemler aşılmıştır. Buna mukabil çalışmanın 46. haftasında 36 saatlik hidrolik bekleme süresinde reaktör tamamen tıkanmış ve SÇYAR ile yapılan çalışmaya ara verilmek zorunda kalınmıştır. Bu yüzden 36 saatlik hidrolik bekletme süresinin SÇYAR için sınır bir değer olduğu düşünülmüştür. Bu sebeple SÇYAR'nin 36 saatlik hidrolik bekletme süresine inilmeden verimli olarak kullanılabilceği sonucuna varılmıştır. SÇYAR' de yaşanan bu problemin çözümü için çamurun granülleştirilmesi çalışması başlatılmıştır.

- SGYAR'ün işletilmesi esnasında uçucu yağ asidi/alkalinite oranları çoğunlukla 0,3' ün altında çıkmış birkaç defa bu değerin üstüne çıkması reaktörün performansını etkilememiştir. SÇYAR'de de uçucu yağ asidi/alkalinite oranı hiçbir dönemde 0,3 değerinin üzerine çıkmamıştır.
- Her iki reaktörde de toplam amonyak konsantrasyonunun 550 mg/l't'i geçmemesi nedeniyle çalışma süresince serbest amonyaktan kaynaklanan herhangi bir inhibisyona rastlanmamıştır.

Sonuç olarak; Sabit Granül Yataklı Anaerobik Reaktör (SGYAR)'ün yüksek organik kirliliğe sahip atıksuların arıtımında iyi bir anaerobik arıtma alternatifi olarak kullanılabilceği ortaya konmuştur. Ancak, bu çalışmayı takiben pilot ölçekli bir tesiste benzer uygulamanın yapılması daha doğru sonuçlar üretilmesini sağlayacaktır. Ayrıca; Sabit Çamur Yataklı Anaerobik Reaktör (SÇYAR)'ün 36 saatin altındaki hidrolik bekleme sürelerinde kullanılabilmesine rağmen, tam ölçekli tesislerde kullanımının cazip hale getirilebilmesi için granülleştirme çalışmalarının geliştirilmesi gerekmektedir.

KAYNAKLAR

APHA, AWWA, and WPCF. (1995) Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. 20th Ed., Washington, DC.

Banik, G.C., ve Dague, R.R., (1997), "ASBR Treatment of Low Strength Industrial Wastewater at Psychrophilic Temperatures, Water Science and Technology, 36:337-344.

Borja, R., Bank, C.J., Wang, Z., ve Mancha, A., (1998), "Anaerobic Digestion of Slaughterhouse Wastewater Using a Combination Sludge Blanket and Filter Arrangement in a Single Reactor", Bioresource Technology, 65:125-133.

Chavez, C.P., Castillo, R.L., Dendooven, L., Escamilla-Silva, E.M., (2005), "Poultry Slaughter Wastewater Treatment with an Up-flow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) Reactor", Bioresource Technology, 96:1730-1736.

Choi, E. ve Rim, J.M., (1991), "Competition and Inhibition of Sulfate Reducers and Methane Producers in Anaerobic Treatment", Water Science and Technology, 23(7-9):1259-1264.

Clark, R.H. ve Speece, R.E., (1970), "pH Tolerance of Anaerobic Digestion" Water Pollution Research, 17.

Debik, E., Park, J. ve Ellis, T.G., (2005), "Leachate Treatment Using The Static Granular Bed Reactor", 78th Annual Water Environment Federation Annual Technical Exhibition and Conference., 29 Oct –2 Nov. 2005, Washington, D.C

Del Pozo, R., Diez, V. ve Beltran, S., (2000), "Anaerobic Pre-Treatment of Slaughterhouse Wastewater Using Fixed-Film Reactors", Bioresource Technology, 71:143-149

Del Pozo, R. ve Diez, V., (2005), "Integrated Anaerobic–Aerobic Fixed-Film Reactor for Slaughterhouse Wastewater Treatment", Water Research, 39(6):1114-1122.

Del Pozo, R., Diez, V., Gonzalo Salazar and Juan J Espinosa, (2006), "The influence of influent distribution and blood content of slaughterhouse wastewater on the performance of an anaerobic fixed-film reactor", Chemical Technology and Biotechnology, 81:282-288.

Denac, M. ve Dunn, I.J., (1988), "Packed- and Fluidized-Bed Biofilm Reactor Performance for Anaerobic Wastewater Treatment", Biotechnology and Bioengineering, 32:159-173.

Evans, E.A. ve Ellis, T.G., (2005), "Industrial Wastewater Treatment with the Static Granular Bed Reactor Versus the UASB", 78th Annual Water Environment Federation Annual Technical Exhibition and Conference., 29 Oct –2 Nov. 2005, Washington, D.C

Fakhru'l-Razi, A. ve Noor, M.J.M.M., (1999), "Treatment of Palm Oil Mill Effluent (POME) with the Membrane Anaerobic System (MAS)", Water Science and Technology, 39(10-11):159-163.

Fernandez, N., Fdz-Polanco, F., Montalvo, S.J. ve Toledano, D., (2001), "Use of Activated Carbon and Natural Zeolite as Support Materials, in an Anaerobic Fluidised Bed Reactor, for Vinasse Treatment", Water Science and Technology, 44(4):1-6.

Hu, A.Y., Stuckey, D.C., (2006), "Treatment of Dilute Wastewaters Using a Novel Submerged Anaerobic Membrane Bioreactor", Journal of Environmental Engineering, 132(2):190-198.

Jung, J., Mach, K.F., Ellis, T.G., Roth, M.J. ve Park, K.Y., (2002), "Anaerobic Treatment of Packing Plant Wastewater; A Comparison Study of the Anaerobic Sequencing Batch Reactor

and the Static Granular Bed Reactor”, Final Report Submitted to the Hormel Foods Corporation, 10 Oct. 2002, Iowa

Kalyuzhnyi, S., De Los Santos, L.E. ve Martinez, J.R., (1998), “Anaerobic Treatment of Raw and Preclarified Potato-Maize Wastewaters in a UASB Reactor”, *Bioresource Technology*, 66(3):195-199.

Langenhoff, A.A.M. ve Stuckey, D.C., (2000), “Treatment of Dilute Wastewater Using an Anaerobic Baffled Reactor: Effect of Low Temperature”, *Water Research*, 34(15):3867-3875

Lettinga, G., Van Helsen, A.F.M., Hobma, S.W., Zeeuw, W.J. ve Klapwijk, A. (1980) “Use of the Upflow Sludge Blanket (USB) Reactor Concept for Biological Wastewater Treatment”, *Biotechnology and Bioengineering*, 22:699-734.

Lettinga G., ve Vinken, J.N. (1980) “Feasibility of the Upflow Anaerobic-Sludge Blanket (UASB) Process for the Treatment of Low-Strength Wastes”, *Proceedings of the 35th Industrial Waste Conference*, Purdue University, 1980.

Lettinga, G., Hulshoff Pol, W., (1991), “UASB-Process Designs for Various Types of Wastewaters”, *Water Science and Technology*, 24(8):87-107.

Li, P. ve Mulligan, C.N., (2005), “Anaerobic Treatment of Waste Beer”, *Environmental Progress*, 24(1):88-95

Mach, K.F. ve Ellis, T.G., (2001), “Performance Evaluations of Two Static Granular Bed Reactor”, *IWA 9th World Congress on Anaerobic Digestion*, 2-6 Sep. 2001, Antwerp

Manjunath, N.T., Mehrotra, I. ve Mathur, R.P., (2000), “Treatment of Wastewater from Slaughterhouse by DAF-UASB System”, *Water Research*, 34(6):1930-1936

Marin, P., Alkalay, D., Guerrero, L., Chamy, R. ve Schiappacasse, M.C., (1999), “Design and Startup of an Anaerobic Fluidized Bed Reactor”, *Water Science and Technology*, 40(8):63-70.

Martinez, J., Borzacconi, L., Mallo, M., Galisteo, M. ve Vinas, M., (1996), “Treatment of Slaughterhouse Wastewater”, *Water Science and Technology*, 32(12):99-104.

Masse, D.I., Masse, L., (2000a), “The Effect of Temperature on Slaughterhouse Wastewater Treatment in Anaerobic Sequencing Batch Reactors”, *Agriculture and Agri-food Canada*, 76:91-98

Masse, D.I. ve Masse, L., (2000b), “Treatment of Slaughterhouse Wastewater in Anaerobic Sequencing Batch Reactors”, *Canadian Agricultural Engineering*, 42(3):131-137.

Masse, D.I., Masse, L., Verville, A. Ve Bilodeau, S., (2001), “The Start-up of Anaerobic Sequencing Batch Reactors at 20°C and 25°C for the Treatment of Slaughterhouse Wastewater”, *Chemical Technology and Biotechnology*, 76:393-400.

McCarty, P.L. ve McKinney, R.E., (1961), “Salt Toxicity in Anaerobic Digestion”, *Water Pollution Control*, 33:399-415

Metcalf ve Eddy, (2003), *Wastewater Engineering Treatment and Reuse*, Tata McGraw-Hill, New Delhi.

Ng, W.J. ve Chin, K.K., (1987), “Random-Packed Anaerobic Filter in Piggery Wastewater Treatment”, *Biological Wastes*, 20(3):157-166.

Nunez, B.A., Martinez, B. (1999), “Anaerobic Treatment of Slaughterhouse Wastewater in an Expanded Granular Sludge Bed (EGSB) Reactor”, *Water Science and Technology*, 40(8):99-106.

- Öztürk, İ., (1999), *Anaerobik Biyoteknoloji ve Atık Arıtımındaki Uygulamaları*, Su Vakfı, İstanbul.
- Parawira, W., Kudita, I., Nyandoroh, M.G. ve Zvauya, R., (2005), "A Study of Industrial Anaerobic Treatment of Opaque Beer Brewery Wastewater in a Tropical Climate Using a Full-Scale UASB Reactor Seeded with Activated Sludge", *Process Biochemistry*, 40(2):593-599.
- Parkin, G.F., Sneve, M.A. ve Loos, H., (1991), "Anaerobic Filter Treatment of Sulfate-Containing Wastewaters", *Water Science and Technology*, 23(7-9):1283-1291.
- Pengjie, L. Ve Mulligan, C.N., (2005), "Anaerobic Treatment of Waste Beer", *Environmental Progress*, 24(1):88-95.
- Price, E.C., ve Cheremisinoff, P.N., (1981), *Biogas Production and Utilization*, Ann Arbor Science, Michigan.
- Ruiz, I., Veiga, M.C., De Santiago, P. ve Blazquez, R., (1997), "Treatment of Slaughterhouse Wastewater in a UASB Reactor and an Anaerobic Filter", *Bioresource Technology*, 60(3):251-258.
- Speece, R.E., (1995), *Anaerobik Biotechnology for Industrial Wastewater*, Vanderbilt University, Tennessee.
- Troyer, S.J., Ellis, T.G. ve Dague, R.R., (1997), "Effects of Ammonia Inhibition on the Anaerobic Sequencing Batch Reactor", *Hazardous and Industrial Wastes - Proceedings of the 29th Mid-Atlantic Industrial and Hazardous Waste Conference*, July 14-16, 1997, Roanoke, VA.
- Veiga, M.C. , Mendez, R. ve Lema, J.M., (1994), "Anaerobic Filter and DSFF Reactors in Anaerobic Treatment of Tuna Processing Wastewater", *Water Science and Technology*, 30(12):425-432.

ÖZGEÇMİŞ

Doğum tarihi 08.07.1978

Doğum yeri Sakarya

Lise 1992-1995 Adapazarı Ali Dilmen Lisesi

Lisans 1996-2000 Yıldız Teknik Üniversitesi Mühendislik Fak.
Çevre Mühendisliği Bölümü

Yüksek Lisans 2003-2006 Yıldız Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü
Çevre Mühendisliği Bölümü

Çalıştığı kurumlar

2000-2001 Milli Eğitim Bak. Sakarya Yeşilyurt Lisesi.

2003-2005 Metem Enerji Elektrik Üretimi A.Ş.

2005-Devam ediyor YTÜ İnşaat Fakültesi Araştırma Görevlisi