

**ÇUKUROVA ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Zühal BOZOK

**YUKARI AKIŞLI ANAEROBİK FİLTRE REAKTÖRÜNDE GLİKOZ
GİDERİM KİNETİĞİNİN ARAŞTIRILMASI**

ÇEVRE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

ADANA, 2006

ÇUKUROVA ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

YUKARI AKIŞLI ANAEROBİK FİLTRE REAKTÖRÜNDE GLİKOZ
GİDERİM KİNETİĞİNİN ARAŞTIRILMASI

Zühal BOZOK

YÜKSEK LİSANS

ÇEVRE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

Bu tez 18/12/2006 Tarihinde Aşağıdaki Jüri Üyeleri Tarafından Oybirliği İle Kabul Edilmiştir.

İmza
Öğr. Gör. Dr. Turan YILMAZ
DANIŞMAN

İmza
Prof. Dr. Ahmet YÜCEER
ÜYE

İmza
Prof. Dr. Osman SERİNDAĞ
ÜYE

Bu tez Enstitümüz Çevre Mühendisliği Anabilim Dalında hazırlanmıştır.

Kod No:

Prof. Dr Aziz ERTUNÇ
Enstitü Müdürü
İmza-Mühür

Bu çalışma Ç.Ü. Bilimsel Araştırma Projeleri Birimi tarafından desteklenmiştir.
Proje No: MMF2005YL9

Not: Bu tezde kullanılan özgün ve başka kaynaktan yapılan bildirişlerin, çizelge, şekil ve fotoğrafların kaynak gösterilmeden kullanımı, 5846 sayılı Fikir ve Sanat Eserleri Kanunundaki hükümlere tabidir.

ÖZ
YÜKSEK LİSANS TEZİ

**YUKARI AKIŞLI ANAEROBİK FİLTRE REAKTÖRÜNDE GLİKOZ
GİDERİM KİNETİĞİNİN ARAŞTIRILMASI**

Zühal BOZOK

ÇUKUROVA ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ
ÇEVRE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

Danışman : Öğr. Gör. Dr. Turan YILMAZ

Yıl : 2006 Sayfa : 57

Jüri : Öğr. Gör. Dr. Turan YILMAZ

Prof. Dr. Ahmet YÜCEER

Prof. Dr. Osman SERİNDAĞ

Bu çalışmada, mezofilik koşullarda işletilen anaerobik filtre reaktöründe glikozun giderim kinetiği incelenmiştir. Bu amaçla reaktöre 24 saatlik hidrolik bekletme süresinde 5 farklı organik yükleme yapılmıştır. Yapılan organik yüklemeler sırasıyla 3, 6, 9, 12 ve 15 g KOİ/Lgün eşdeğeri glikozdur. Yapılan çalışma sonucunda, 3, 6, 9, 12 g KOİ/Lgün organik yüklemelerde % 94-98 arasında arıtma verimi elde edilirken, 15 g KOİ/Lgün yüklemelerde KOİ giderimi % 66'ya kadar gerilemiştir. Ayrıca çalışmadan elde edilen sonuçlar Stover-Kincannon kinetik modeline uygulanmış ve kinetik sabitler U_{max} ve K_B sırasıyla 102.01 g/LGün, 102.04 g/LGün olarak bulunmuştur.

Anahtar Kelimeler : Anaerobik Filtre, Kinetik, Stover Kincannon

ABSTRACT

M.Sc. THESIS

KINETIC INVESTIGATION OF GLUCOSE REMOVAL IN THE ANAEROBIC UPFLOW FILTER REACTOR

Zühal BOZOK

DEPARTMENT OF ENVIRONMENTAL ENGINEERING
INSTITUTE OF NATURAL AND APPLIED SCIENCES
ÇUKUROVA UNIVERSITY

Supervisor : Lect. Dr. Turan YILMAZ

Year : 2006 Pages : 57

Jury : Lect. Dr. Turan YILMAZ

Prof. Dr. Ahmet YÜCEER

Prof. Dr. Osman SERİNDAĞ

In this study, kinetics of glucose removal were examined in the anaerobic filter operated mesophilic conditions. For this aim, 5 different organic loadings were done to the reactor during 24 hours for hydraulic retention time. The organic loadings were 3, 6, 9, 12 and 15 g COD/Lday, respectively. While removal efficiencies of 94% and 98% were achieved when the reactor was operating at loading rates of 3, 6, 9, 12 g COD/Lday, COD removal was decreased to 66% at the loading rate of 15 g COD/Lday. Also study results were applied to Stover-Kincannon kinetic model and kinetic constants U_{max} and K_B were found to be 102.01g/Lday, 102.04 g/Lday respectively.

Keywords: Anaerobic Filter, Kinetic, Stover-Kincannon

TEŞEKKÜR

Yüksek Lisans öğrenimim boyunca her türlü yardımlarıyla destek olan Sayın Prof. Dr. Ahmet YÜCEER'e teşekkürlerimi sunarım.

Çalışmalarımın her aşamasında yardım ve desteğini esirgemeyen çok değerli hocam Öğr. Gör. Dr. Turan YILMAZ'a teşekkürlerimi sunarım.

Laboratuar çalışmalarımnda tüm destekleri ile yardımcı olan bölümümüz Araştırma Görevlilerinden; Demet KALAT, Orkun İ. DAVUTLUOĞLU, Bülent SARI, Selin YÜCEER ve yaşamımın her anında maddi, manevi yardımlarını esirgemeyen hayattaki en güzel varlığım olan aileme sonsuz teşekkürler.

İÇİNDEKİLER

SAYFA

ÖZ	I
ABSTRACT	II
TEŞEKKÜR	III
İÇİNDEKİLER	IV
ÇİZELGELER DİZİNİ	VI
1. GİRİŞ	1
1.1. Bakterilerin Metabolizması	2
1.2. Anaerobik Arıtma	4
1.2.1. Anaerobik Arıtmanın Esasları ve Mikrobiyolojisi	5
1.2.1.1. Hidroliz ve Hidrolitik Bakteriler	6
1.2.1.2. Asit Üretimi ve Asit Üreten Bakteriler	6
1.2.1.3. Metan Üretimi ve Metanojenik Bakteriler	7
1.2.2. Anaerobik Arıtımın Önemli Çevre Faktörleri ve Proses Kontrolü	10
1.2.3. Anaerobik Arıtımın Avantajları ve Dezavantajları	15
1.2.3.1. Anaerobik Arıtımın Avantajları	15
1.2.3.2. Anaerobik Arıtımın Dezavantajları	15
1.2.4. Anaerobik Arıtma Teknolojileri ve Reaktör Tipleri	15
1.2.4.1. Askıda Çoğalan Sistemler	16
1.2.4.2. Biyofilm Sistemleri	17
1.2.5. Anaerobik Parçalanmanın Kinetiği	20
1.2.5.1. Stover – Kincannon Modeli	22
1.3. Glikoz ve Kullanım Alanları	24
2. ÖNCEKİ ÇALIŞMALAR	26
3. MATERYAL VE METOT	31
3.1. Materyal	31
3.1.1. Anaerobik Reaktör	31
3.1.2. Sentetik Atıksu	32
3.2. Metot	33
3.2.1. Analitik Yöntemler	33

3.2.2. Deneysel Çalışma	34
4. BULGULAR ve TARTIŞMA.....	36
4.1. Deneysel Bulgular	36
4.1.1. Anaerobik Filtrenin Kararlı Hale Ulaşma Süreci	36
4.1.2. Kararlı Hale Ulaştıktan Sonra Elde Edilen Veriler	37
4.2. Tartışma	42
4.2.1. Anaerobik Filtrenin Kararlı Hale Ulaşması	42
4.2.2. İzleme Parametreleri	43
4.2.3. Organik Yüklemelerle Reaktör Verimlerinin Karşılaştırılması.....	45
4.2.4. Kinetik Değerlendirme	46
4.2.5. Reaktörün Biyogaz Üretimi	49
5. SONUÇLAR VE ÖNERİLER	51
KAYNAKLAR	52
ÖZGEÇMİŞ.....	57

ÇİZELGELER DİZİNİ

SAYFA

Çizelge 1.1. Anaerobik Metan Oluşum Reaksiyonları.....	7
Çizelge 1.2. Anaerobik Ayrışmanın Herbir Adımında Etkili Olan Bakteriler.....	9
Çizelge 1.3. Anaerobik Mikroorganizmalar İçin Optimum Çevre Şartları.....	10
Çizelge 1.4. Anaerobik Arıtmada Çeşitli Toksik Maddeler ve Toksik Etki Konsantrasyonları	13
Çizelge 1.5. Anaerobik Arıtma İçin Nutrient İhtiyacı	14
Çizelge 1.6. Anaerobik Arıtma Sistemlerinin, Organik Yük-Verim Bakımından Karşılaştırılması	19
Çizelge 1.7. Anaerobik Sistemlerinin Başlıca İşletme Sorunları.....	20
Çizelge 1.8. Kinetik Modeller.....	21
Çizelge 2.1. Farklı sıcaklıklardaki Araştırma sonuçları.....	26
Çizelge 3.1. Sentetik Atıksu Bileşimi	33
Çizelge 3.2. Çalışma Sırasında Yapılan Parametreler ve Kullanılan Metotlar	34
Çizelge 4.1. Anaerobik Filtrede Kararlı Hale Ulaşma Verileri.....	36
Çizelge 4.2. Anaerobik Filtrede Çalışma Boyuca Elde Edilen Veriler.....	38
Çizelge 4.3. Anaerobik Filtrede Çalışma Boyuca Elde Edilen Verilerin Ortalaması ve Standart Sapması	41

ŞEKİLLER DİZİNİ

SAYFA

Şekil 1.1. Aerobik ve Anaerobik Bakteriye Metabolizma (Lettinga ve Haandel, 1994)	4
Şekil.1.2. Organik Maddenin Anaerobik Koşullarda Parçalanması Sonucu Oluşan Ürünler	5
Şekil 1.3. Anaerobik Proseslerdeki Karbon Dönüşümünün Şematik Gösterilmesi	8
Şekil 1.4. Anaerobik Proseslerde Enerji Akımı	10
Şekil 1.5. Anaerobik Parçalanma Prosesi İçin Sıcaklık Aralıkları.....	11
Şekil 1.6. pH 7’de Glikozun Anaerobik Fermantasyonla Biyomas ve Enerjiye Dağılımı	25
Şekil 3.1. Anaerobik Filtre Reaktörünün Akım Şeması.....	32
Şekil 4.1. AF Kararlı Hal Fazı KOİ Giderimi-Metan Üretimi Grafiği	43
Şekil 4.2. AF’de Çalışma Süresince pH Değerlerinin Değişimi	44
Şekil 4.3. AF’de Çalışma Süresince Alkalinite Değerlerinin Değişimi.....	45
Şekil 4.4. OLR’ye Göre % KOİ Giderimi	46
Şekil 4.5. 35±2 °C’de Anaerobik Filtrede Stover-Kincannon Modeli	48
Şekil 4.6. OLR’ye Karşı Üretilen Biyogaz	50

1.GİRİŞ

Artan insan nüfusunun ihtiyaçlarını karşılamak amacıyla gerçekleştirilen faaliyetler, hava, toprak, su gibi çevre bileşenleri üzerinde büyük ve olumsuz baskı unsurları haline gelmiştir. Çevre bileşenlerinden biri olan suyun kirlenmesi, hidrolojik çevrime insan müdahalesi sonucu ortaya çıkan bir olgudur. Su kirliliği, su kaynaklarının kalitesini düşürerek, suyun günümüzde ve gelecekteki kullanım amaçlarının engelleyecek düzeyde, organik, inorganik ve radyo aktif kirleticileri içermesi olarak ifade edilmektedir (Karpuzcu, 1996).

İnsan faaliyetleri sonucu oluşan atıksular, alıcı ortama verilmeden önce, ekolojik dengenin bozulması engellemek ve suların sahip olduğu asimilasyon kapasitelerine olumsuz etkilerinin bertarafı amacıyla arıtma işlemlerine tabi tutulması gerekmektedir. Genel olarak, atıksuların arıtılmasında uygulanan prosesler; biyolojik, kimyasal ve fiziksel prosesler ana başlıkları altında toplanmaktadır. Atıksuyun ve bölgenin özelliklerine göre bu proseslerden biri veya birkaçının bir arada kullanılması ile yapılan tasarımlar vasıtasıyla hedeflenen çıkış su kalitesine ulaşmak mümkün olabilmektedir (Metcalf ve Eddy, 2002).

Biyolojik arıtma sistemleri, atıksu içindeki mikroorganizmalar tarafından biyolojik olarak parçalanabilir bileşiklerin giderilmesi için uygulanan sistemlerdir. Bu sistemler, ortamda serbest oksijen varlığına göre aerobik ve anaerobik olarak sınıflandırılabilir (Erdin, 1994).

Anaerobik arıtım, özellikle endüstriyel atıksuların arıtımında son yıllarda artan sayılarda uygulama alanları bulmaktadır. Bunun nedeni olarak, kloroform ve fenoller gibi endüstriyel toksik maddelerle, klasik arıtma proseslerine nazaran daha az maliyetli ve etkili bir şekilde başa çıkması gösterilebilir (Speece, 1996).

Anaerobik tesislerin dizaynı ve işletilmesinde, atıksu bileşenlerinin biyolojik olarak parçalanma kinetiklerinin çıkarılması ile optimum tasarım ve işletim koşullarının saptanması mümkün olabilmektedir (Pavlostathis ve ark., 1991). Anaerobik proseslerde mikrobiyoloji ve biyokimyasal süreçler baz alındığında, kinetik analiz; kontrol ve tasarım için mantıksal bir temel sağlar. Buna ek olarak, proses kinetiği, atıksu bileşenlerinin kullanım hızlarının, konsantrasyona bağlı ifadesini ve bu hızlara operasyonel ve çevresel faktörlerin etkilerini de tanımlar.

Kinetik bilgisi, performans optimizasyonunu, stabil bir işletmeyi ve iyi bir proses kontrolü sağlar (Öktem, 2005).

Bu çalışmada, mezofilik koşullarda işletilen, yukarı akışlı anaerobik bir filtre reaktörde, glikoz ile hazırlanmış farklı KOİ konsantrasyonlarına sahip sentetik atıksuların, 24 saat hidrolik bekleme süresinde, giderim kinetiği araştırılmıştır.

1.1. Bakterilerin Metabolizması

Çevre mühendisliği uygulamalarında sıklıkla kullanılan biyolojik giderim proseslerinde bakteriler kullanılmaktadır. Bakteriler, girdikleri ortamlarda olumsuz etkiler gösteren ve biyolojik olarak ayrışabilir maddeleri, kompleks reaksiyonlar neticesinde, besin kaynağı olarak kullanarak başka formlara dönüştürürler. Genel olarak, bu işlemlerin tamamı, bakteriyel metabolizma olarak adlandırılmaktadır.

Metabolizma, organik maddenin enerji kaynağı veya hücre materyalinin sentezi için bir kaynak olarak kullanımını açıklar. Organik madde stabil son ürünlere dönüştürülerek enerji kaynağı olarak kullanılıyorsa proses katabolizma olarak tanımlanır. Eğer organik madde hücre sentezinde kullanılıyorsa proses anabolizma olarak tanımlanır. Besinler hücre içerisine alınır ve hücre bileşenlerine çevrilir. Çevreden elde ettiği basit besinlerden bir hücre inşa etme prosesine anabolizma denmektedir. Anabolizma yeni materyalin biyokimyasal sentezini sağladığı için, biosentez olarak da isimlendirilmektedir (Yılmaz, 2004).

Enerji kaynakları olarak kullanılan kimyasal maddeler, daha basit yapıtaşlarına parçalanır ve parçalanma sırasında enerji açığa çıkarılır. Kimyasal maddenin parçalanıp enerjinin açığa çıktığı bu procese katabolizma denir. Katabolik reaksiyonlar enerji açığa çıkarmasına karşılık anabolik reaksiyonlarda enerji tüketimi olmaktadır. Anabolizma enerji tüketen bir proses olduğundan katabolizma ile birlikte olur. Anabolik aktiviteden oluşan mikroorganizma kütlesi (X) ile organik maddenin metabolize edilen miktarı (S) arasında $Y = -(dX/dS)$ şeklinde bir bağıntı vardır. Burada (Y) substratın biyokütleyle dönüşüm sabitidir. Oksijenin ve nitratın oksidant olarak kullanıldığı oksidasyon metabolizma prosesinde Y'nin sayısal değeri 0,45 g UAKM/g KOİ olarak verilmiştir (Marais ve Ekama, 1976; Haandel ve Lettinga 1994'den). Anaerobik parçalanmada ise Y'nin değeri 0,02 g UAKM/g KOİ

gibi oksidasyona dayalı metabolizmaya göre çok küçük değerdedir (Mc Carty,1990; Haandel ve Lettinga, 1994'den). Bunun sonucu olarak aerobik atıksu arıtma sistemlerinde oluşan mikroorganizma miktarı anaerobik atıksu arıtma sistemlerine oranla çok fazladır.

Ancak metabolize edilen organik maddenin ne kadarının katabolizmada ne kadarının da anabolizmada kullanıldığını belirlemek için Y sabitinin bilinmesi yeterli değildir. Bunun için mikroorganizma kütlelerinin bir ölçüsü olarak birim uçucu askıda katı madde (UAKM) miktarının KOİ eşdeğerinin bilinmesi gerekmektedir. Birim mikroorganizma kütlelerinin KOİ eşdeğeri (p) 1,48 g UAKM/g KOİ olarak verilmektedir (Mc.Carty,1964; Haandel ve Lettinga,1994'den). Buna göre aerobik mikroorganizmalar için $Y=0,45$ g UAKM/g KOİ olduğundan $Y^*p=0,67$ ve metabolize edilen KOİ'nin % 67'si anabolik aktivite sonucu biyokütleyle dönüşürken %33'ü katabolik aktivite sonucu enerji olarak açığa çıkar. Anaerobik mikroorganizmalar için $Y=0,02$ g UAKM/g KOİ olduğundan $Y^*p=0,03$ ve metabolize edilen KOİ'nin %3'ü anabolik aktivite sonucu biyokütleyle dönüşürken % 97 gibi büyük bir kısmı katabolik aktivite sonucu enerjiye dönüştürülür ve bu enerjinin yaklaşık %92'si CH_4 formunda kimyasal enerji olarak saklıdır. Bu durum anaerobik arıtmaya, sistemden uzaklaştırılması gereken fazla çamur açısından önemli bir avantaj sağlamaktadır.

Atıksu arıtma tesislerinde organik maddelerin oksidasyonunda çözülmüş oksijen, nitrat veya sülfat kullanılabilir. Zorunlu aerobik organizmalar, organik madde oksidasyonu için sadece oksijen kullanabilir. Fakültatif organizmalar (aerobik arıtma sistemlerinde çok miktarda bulunan) oksidant olarak oksijeni ve nitratı kullanabilir. Ancak nitrat ve sülfat indirgeyen bakteriler ancak oksijensiz ortamda gelişebilir. Oksidasyon katabolizması solunum olarak adlandırılır ve oksidant olarak oksijen kullanımı aerobik solunum, diğer oksidantların kullanımı ise anaerobik solunum olarak adlandırılır. Fermantasyon katabolizması, organik maddenin elektron transferi olmaksızın ortamda bir oksidantın olmadığı zaman gerçekleşir. Atıksu arıtımında özel bir alan olan anaerobik parçalanma bir fermantasyon prosesidir. Proses, organik maddenin son indirgenme ürünü olan metan üretimiyle karakterize edilir ve metan üretimi yanı sıra karbondioksit de son

ürün olarak oluşur. Anaerobik parçalanma sırasında oluşan bu iki gaz fazındaki bileşiklerin karışımı biyogaz olarak adlandırılır. Bu proseste oluşan biyogaz metandan dolayı önemli bir enerji kaynağıdır. İki proses arasındaki enerji durumu asetik asitin aşağıdaki reaksiyona göre oksidasyonu ve indirgenmesi sırasında açığa çıkan enerjiyle karşılaştırılabilir.



Asetik asitin oksidasyonundan açığa çıkan 207 kkal enerjinin 191 kkal si kimyasal enerji olarak metan formunda kalmaktadır (Lettinga ve Haandel, 1994).

Aerobik Metabolizma	Anaerobik Metabolizma
Katabolizma % 33	Katabolizma % 97
Anabolizma % 67	Anabolizma % 3

Şekil 1.1. Aerobik ve Anaerobik Bakteriyel Metabolizma (Lettinga ve Haandel, 1994)

1.2. Anaerobik Arıtma

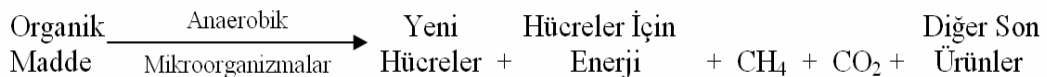
Anaerobik arıtma, organik bileşikleri metana dönüştüren seri ve paralel bir çok adımla biyokimyasal reaksiyonlardan oluşan mikrobiyolojik proseslerden meydana gelir. Anaerobik atıksu arıtımı evselden endüstriyele çok farklı özelliklerdeki atıksuların arıtımı için çok hızlı gelişen ve gelecek vaat eden bir teknoloji olarak tanımlanabilir. Kuvvetli atıkların arıtımında aerobik arıtma proseslerine kıyasla çok daha ekonomik olduğu belirlenen anaerobik arıtım prosesleri son yıllarda evsel atıksu arıtımında da kullanılmaktadır (Ahn ve Forster, 2000; Seghezzeo, 2004; Demirer, 2001).

Tüm dünyada yaygın olarak uygulanan ve üzerinde çok yoğun araştırmaların yapıldığı bu arıtma teknolojisi, ülkemizde ise sınırlı ölçüde uygulanmakta, yalnız birkaç endüstriyel tesiste anaerobik arıtma prosesi kullanılmaktadır (Demirer, 1999). Günümüzde anaerobik sistemler; meyva suyu, bira, alkol destilasyonu, süt ve peynir, balık ve deniz ürünleri, şeker, kağıt, ilaç vb. birçok endüstriye ait atıksuların arıtılmasında yoğun olarak kullanılmaktadır (Öktem, 2005).

1.2.1. Anaerobik Arıtmanın Esasları ve Mikrobiyolojisi

Anaerobik arıtma, oksijensiz ortamda fakültatif bakterilerin ve mikroorganizmaların organik maddeleri parçalamasına dayanan biyolojik karmaşık bir prosestir. Bu prosede önce polisakkaritler, proteinler ve lipitlerden oluşan polimerik yapıdaki kompleks maddeler hücre dışı enzimler vasıtasıyla daha küçük boyutta ve hücre zarından geçebilecek çözünebilir ürünlere dönüşürler. Nispeten basit ve çözünebilir yapıdaki bu bileşikler fermantasyon ve anaerobik oksidasyonla kısa zincirli yağ asitlerine, alkollere, karbondioksite, hidrojene ve amonyağa dönüşürler. Asetat dışındaki kısa zincirli yağ asiteri de asetata, hidrojen gazına ve korbondioksite dönüşürler. Prosesin son safhasında asetatin parçalanması veya hidrojen ile korbondioksite sentezi yoluyla metan üretimi gerçekleşir (Gökçay ve ark., 2001).

Özetle, mikroorganizmalar için besin kaynağı olan organik maddeler, yine aynı mikroorganizmalar tarafından oksitlenmiş maddelere, yeni hücrelere, yaşamları için enerjiye ve metana, karbondioksite ve diğer son ürünlere (H_2S , H_2 , NH_3) dönüştürülürler (Demirer ve ark, 2001; Wust, 2003).



Şekil.1.2. Organik Maddenin Anaerobik Koşullarda Parçalanması Sonucu Oluşan Ürünler (Wust, 2003)

Kompleks organik maddelerin anaerobik ayrışması en genel halde üç safhalı bir proses halinde ele alınabilir.

1.2.1.1. Hidroliz ve Hidrolitik Bakteriler

Bu aşamada fermantatif ve hidrolitik bakteriler olarak isimlendirilen bakteri grupları organik maddenin üç temel ögesi olan karbonhidratları ($C_6H_{10}O_5$)_n, proteinleri ve yağları ($C_{50}H_{90}O_6$) parçalayarak karbondioksit (CO_2), asetik asit (CH_3COOH), hidrojen (H_2) ve büyük bir kısmını da çözülebilir uçucu organik maddelere dönüştürürler. Bu proses, fermantasyon bakterilerinin salgıladığı ekzoenzimlerle yürütülür. Bu son gruptaki uçucu organik maddelerin büyük bir bölümünün uçucu yağ asitleri olması nedeniyle, bu aşamaya uçucu yağ asitlerinin [$CH_3(CH_2)_nCOOH$] oluşum aşaması adı da verilir.

Arıtılan atıksu özelliğine bağlı olarak, hidroliz aşaması olmayabilir. Hidroliz aşaması reaksiyon hızını belirleyen en önemli basamaktır ve pratikte anaerobik proseslerin hız sınırlayıcı basamağıdır.

1.2.1.2. Asit Üretimi ve Asit Üreten Bakteriler

Bu aşamada, açığa çıkan moleküller asidojenez bakterileri tarafından uçucu yağ asitlerine (formik asit, asetik asit, propiyonik asit, bütirik asit v.s.) dönüştürülür. Oluşan uçucu yağ asitleri ise heteroasidojenik bakteriler tarafından asetik asite, hidrojene ve karbondioksite dönüştürülür. Bu grup mikroorganizmalar, fakültatif mikroorganizmalar ve zorunlu anaerob bakterilerden oluşur.



Diğer bir kısım asetogenik bakteri grubu ise açığa çıkan karbondioksit ve hidrojeni kullanarak asetik asit oluşturmaktadır. Ancak bu ikinci yolla oluşan asetik asit miktarı, birinciye oranla daha azdır.



Atıksuda bulunan KOİ'nin yaklaşık olarak %70'lik bir kısmı bu aşamada asetik asite diğer kısmı ise hidrojene dönüşür.

1.2.1.3. Metan Üretimi ve Metanojenik Bakteriler

Metan üretimi yavaş bir süreçtir ve genellikle anaerobik arıtmada hız sınırlayıcı basamak olarak kabul edilmektedir. Metan üretimi, asetotrofik metanojenler tarafından, asetikasitin ($\text{CH}_3\text{-COOH}$) kullanımıyla ve/veya hidrojenotrofik metanojenler tarafından CO_2 ve H_2 sentezi ile oluşur. Karbondioksit ve hidrojenden metan üreten bakteriler, asetik asiti kullanan bakterilerden çok daha hızlı olarak çoğalmaktadır. Bu sebeple, ortamda yeterli CO_2 ve H_2 olduğu ve H_2 kısmi basıncıda uygun olduğu sürece bu yolla CH_4 üretimi devam eder. Ancak metan üretim safhasının her zaman hız sınırlayıcı olması söz konusu değildir, bazen hidroliz safhası da kritik olabilir. Bu aşamada oluşan metan miktarının %30'u CO_2 ve H_2 'den %70'i ise asetik asitin parçalanmasından elde edilmektedir (Lettinga, 1994; McCarty, 1964).



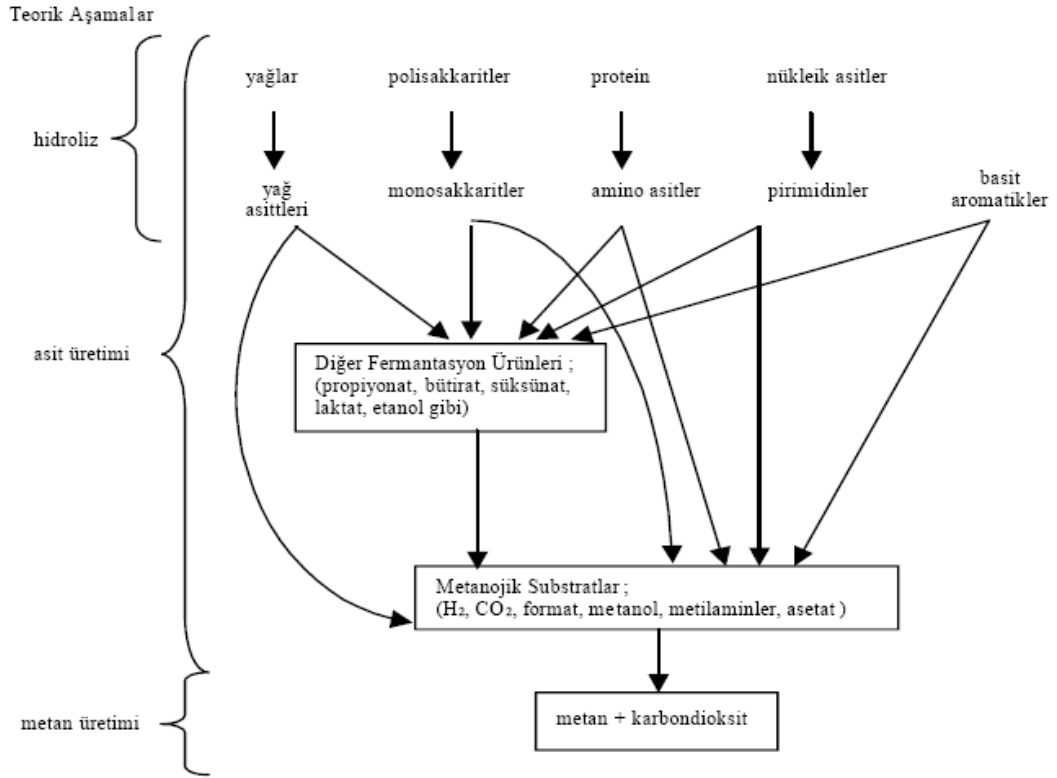
Mikroorganizmaların gerçekleştirdiği metan oluşum reaksiyonları Çizelge 1.1'de verilmektedir.

Çizelge 1.1. Anaerobik Metan Oluşum Reaksiyonları (Speece,1996)

Substrat	Reaksiyon	Kullanılabilir Enerji $\Delta G^\circ \text{kJ/mol CH}_4$
H_2	$4\text{H}_2 + \text{HCO}_3^- + \text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_4 + 3\text{H}_2\text{O}$	-135.6
Format	$4\text{HCOO}^- + \text{H}_2\text{O} + \text{H}^+ \rightarrow \text{CH}_4 + 3\text{HCO}_3^-$	130
Asetat	$\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_4 + \text{HCO}_3^-$	-31
Metanol	$4\text{CH}_3\text{OH} \rightarrow 3\text{CH}_4 + \text{HCO}_3^- + \text{H}_2\text{O}$	-106.6

Anaerobik arıtma proseslerinde organik bileşiklerin metan gazına dönüştürülmesinde çeşitli tür ve özellikle mikroorganizma grupları yer almaktadır. Bu kompleks organiklerin oksijensiz ayrıştırılması hidroliz, asit üretimi ve metan

üretimi olmak üzere üç aşamada gerçekleşmektedir. Bu aşamalar Şekil 1.3.'de gösterilmektedir.

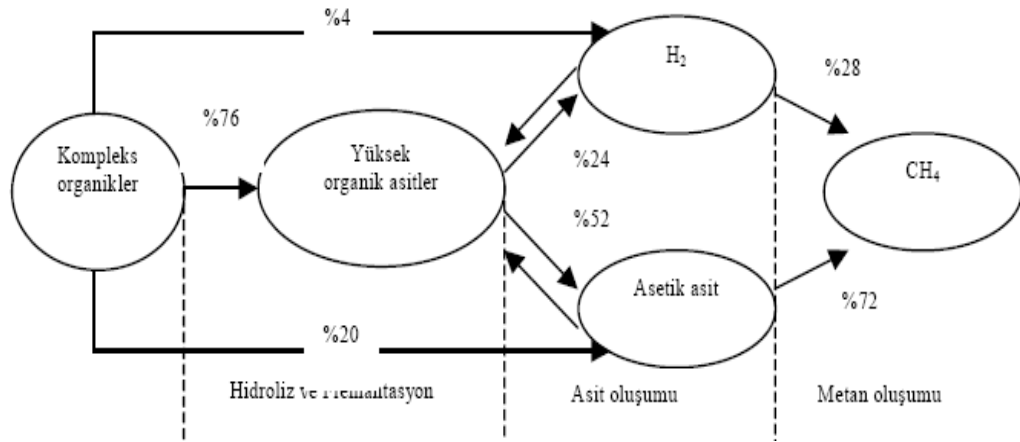


Şekil 1.3. Anaerobik Proseslerdeki Karbon Dönüşümünün Şematik Gösterilmesi (Tchobanoglous, 1991)

Çizelge 1.2. Anaerobik Ayrışmanın Herbir Adımında Etkili Olan Bakteriler
(Demirer ve ark., 2001)

Proteinleri amino asit ve şekere dönüştüren bakteriler: <i>Clostridium, Proteus vulgaris, Peptococcus, Bacteriodes, Bacillus, Vibrio</i>
Karbonhidratları amino asit ve şekere dönüştüren bakteriler: <i>Clostridium, Acetovibrio cellulities, Staphylococcus, Bacteriodes</i>
Lipitleri yüksek moleküllü yağ asitleri, alkoller, amino asit ve şekere dönüştüren bakteriler: <i>Clostridium, Staphylococcus, Micrococcus</i>
Amino asit ve şekerleri yüksek moleküllü yağ asitleri ve alkollere dönüştüren bakteriler: <i>Zymomonas mobilis</i>
Amino asitleri doğrudan asetata dönüştüren bakteriler: <i>Lactobacillus, Escherichia, Staphylococcus, Micrococcus, Bacillus, Pseudomonas, Desulfobivrio, Selenomonas, Veillonella, Sarcina, Streptococcus, Desulfobacter, Desulfuromonas</i>
Amino asitleri ara ürünlere dönüştüren bakteriler: <i>Clostridium, Eubacterium, Streptococcus</i>
Yüksek moleküllü yağ asitlerini ve alkolleri ara ürünlere dönüştüren bakteriler: <i>Clostridium, Syntrophomonas wolinii</i>
Ara ürünleri Asetat ve hidrojene dönüştüren bakteriler: <i>Syntrophomonas wolinii, Syntrophobacter wolinii</i>
Asetatı hidrojene dönüştüren bakteriler: <i>Clostridium aceticum</i>
Asetatı metana dönüştüren bakteriler: <i>Methanoothris, Methanosarcina, Methanospirillum</i>
Hidrojeni metana dönüştüren bakteriler: <i>Methcnobacterium, Methanobrevibacterium, Methanoplanus</i>

Anaerobik arıtma prosesleri içerisinde, birbirleriyle ilişki halinde olan tüm bu mikroorganizmalar arasındaki enerji akımı şematik olarak Şekil 1.4.'de gösterilmektedir. Sistem stabilitesinin amaçlanan şekilde elde edilebilmesi için yukarıda ifade edilmiş olan hidroliz, fermantasyon ve metanojenler birbirleriyle dinamik dengede olmaları gereklidir. Bu stabilitenin sağlanabilmesi temel olarak, ortamda oksijenin ve inhibe edici kimyasalların bulunmamasına ve gerekli çevre şartlarının sağlanmasına bağlıdır.



Şekil 1.4. Anaerobik Proseslerde Enerji Akımı (Metcalf & Eddy, 1991).

1.2.2. Anaerobik Arıtımın Önemli Çevre Faktörleri ve Proses Kontrolü

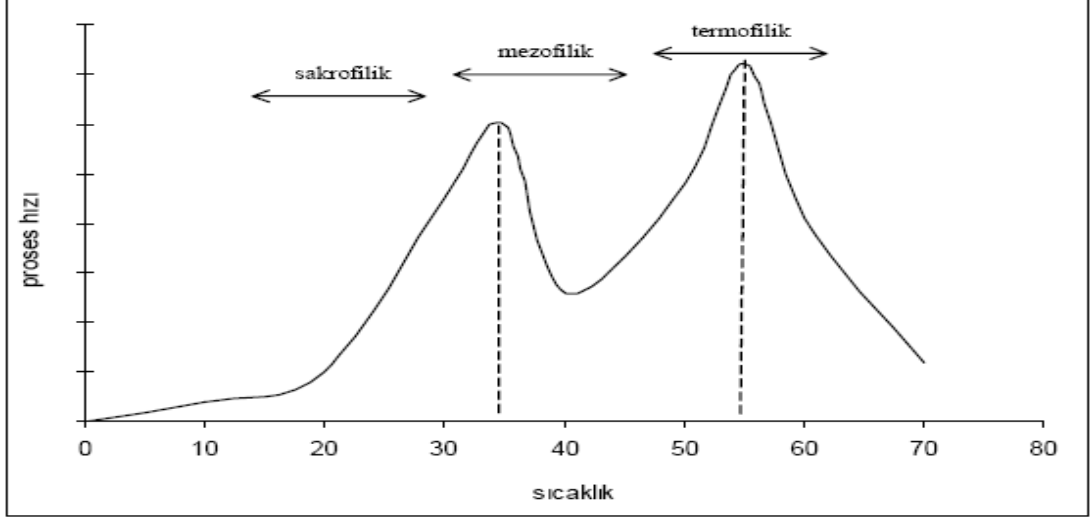
Anaerobik arıtmayı gerçekleştiren mikroorganizma topluluğunun kapasitesinden en verimli şekilde yararlanabilmek için reaktörde optimum çevre şartlarının sağlanması gerekir. Anaerobik mikroorganizmalar için optimum çevre şartlarının genel değerlendirilmesi Çizelge 1.3'de verilmektedir.

Çizelge 1.3. Anaerobik Mikroorganizmalar İçin Optimum Çevre Şartları (Öztürk, 1999)

Parametre	Optimum Şartlar
Arıtılan atığın bileşimi	Karbon, temel (N,P) ve iz elementler bakımından dengeli olmalı, O ₂ , NO ₃ , H ₂ O ₂ , SO ₄ gibi oksitleyici maddeler, toksit ve inhibitör elementler içermemeli
KOİ/N/P	300/5/1
pH	6.5-8.2
Sıcaklık	Sakrofilik (25-40°C), Mezofilik: (35-37°C), Termofilik: (50-60 °C)
Alkalinite	1000-4000 (2000) mg/lit CaCO ₃
Toplam Uçucu Asit (TUA)	<1000-1500 mg/lit (asetik asit olarak)
TUA/Alkalinite	<0.1

Sıcaklık, anaerobik reaktörlerin; metabolik hızını, substratların çözünürlüğünü ve iyonizasyon denkliliklerini termodinamik açıdan etkiler. Reaktör sıcaklığı optimum değere ulaşıncaya kadar, sıcaklık arttıkça parçalanma da artmaktadır. Sıcaklık optimum değeri aştığında reaksiyon hızı ile beraber metabolik

aktivite de düşer. Şekil 1.5’de anaerobik parçalama proses hızının sıcaklık ile değişimi gösterilmektedir. Şekilde, sıcaklığın 35°C ve 55°C olduğu durumlarda pik noktalarda anaerobik aktivitenin en yüksek değerde olduğu gözlenmektedir.



Şekil 1.5. Anaerobik Parçalanma Prosesi İçin Sıcaklık Aralıkları (Alvarez, 2003)

Termofilik sıcaklıklarda çalışmak biyolojik ayrışabilirliği yüksek olan atıksuların arıtımında problem ortaya çıkarabilmektedir. Sıcaklık artışı ile artan kinetik aktivite ve çoğalma hızı, asitojenlerin metanojenlerden daha hızlı asit üretmesine neden olur ve mikroorganizmalar arasındaki dengeyi bozarak ortamda asit birikmesine yol açabilir (Alvarez, 2003).

Anaerobik sistemlerde; pH, alkalinite ve uçucu asit konsantrasyonları arasında karşılıklı bir etkileşim söz konusudur. Uçucu asitler; iz element eksikliği, aşırı organik yükleme, N ve P yetersizliği, zehirlilik etkisi gibi nedenlerden dolayı anaerobik sistemlerde birikime uğrarlar. Uçucu asitlerin birikmesi sonucu pH'da azalma meydana gelir. Anaerobik arıtma için ideal pH aralığı 6.8-7.8 dir. Optimum pH ise 7,0 olarak belirlenmiştir. pH 8,2 nin üstüne çıktığında veya 6,5 altına indiğinde etkili bakteriler ölür ve sistemde toksik şartlar oluşmaya başlar. pH'ın düşerek metanojenik mikroorganizmalar üzerine ters etki yapmasını önlemek amacıyla alkalinite, anaerobik sistemlerde, sistemi nötralize etmeye çalışarak bir tamponlama görevi görür.

Anaerobik sistemlerde uçucu asit konsantrasyonunun artması ve ani pH düşüşlerine karşı emniyeti sağlamak için kullanılan parametre, alkalinitedir. Ani pH

düşüşlerinden sistemi korumak için, tampon görevi gören alkali metaller (sodyum veya potasyum bikarbonatlar, kireç vs.) kullanılır. Kireç ucuz ve kolay temin edilebilmesine rağmen pH değişimlerine karşı düşük tamponlama kapasitesinin yanısıra, ortamdaki fosforu, kalsiyum orta fosfat halinde kendine bağlayarak nutrient eksikliğine sebep olmaktadır. Tampon olarak kullanılacak en iyi seçim, sodyum veya potasyum bikarbonatlarıdır. Bu kimyasallar, reaktörde oldukça çözünebilir ve reaktöre ilave edilmesi kolaydır. Ayrıca, sodyum veya potasyum bikarbonatlarının aşırı dozlanması da ani olarak pH'ı arttırmayacağı gibi başka olumsuz etkiler de vermeyecektir. Bu malzemeler güvenle kullanılabilir (Speece, 1996). 2500 mg/L alkalinite, uçucu yağ asitlerinden dolayı oluşan ani pH düşüşlerine karşı veya pH dalgalanmalarına karşı, tampon görevi görerek sistemi korur. Küçük reaktörlerde ise 1000 mg/L bikarbonat alkalinitesi de sistemi başarılı olarak korur.

Karbonhidratlar ve alkoller gibi diğer organik bileşiklerin ayrışması herhangi bir son ürün meydana getirmez, dolayısıyla alkalinite oluşturmaz. Bu önemlidir. Çünkü, yüksek mikrobiyal sentezler esnasında ortamda amonyum bikarbonat varsa bu madde azot kaynağı olarak kullanılacaktır ve karbonhidratların ayrışması sonucunda göreceli olarak alkalinite de azalma meydana gelecektir (Gökçay ve ark., 2001; Lettinga, 1994).

Mineral iyonlar, ağır metaller ve deterjanlar anaerobik arıtmada mikroorganizmaların büyümelerini engelleyerek toksik etki yaparlar. Az miktarda mineral iyonlar (sodyum, potasyum, kalsiyum, magnezyum, amonyum ve kükürt) bakterilerin büyümeleri geliştirirken ağır metaller toksik etki yaparlar. 50-200 mg/l amonyum bakterilerin büyümesini ilerletirken 1500 mg/l amonyum bakteriler üzerinde toksik etki yapar. Benzer şekilde bakır, nikel, krom, çinko, kurşun gibi ağır metaller çok düşük konsantrasyonlarda bakterilerin gelişmesinde olumlu etki yaparken yüksek konsantrasyonlarda toksik etki yaparlar. Sabun gibi deterjanlar, antibiyotikler, dezenfektanlar, organik solventler bakterilerin metan üretim kapasitelerini düşürürler (Öztürk, 2005). Bakterilerin büyümesinde toksik etki yapan bazı maddelerin konsantrasyonları Çizelge 1.4.'de verilmiştir.

Çizelge 1.4. Anaerobik Arıtmada Çeşitli Toksik Maddeler ve Toksik Etki Konsantrasyonları (Öztürk, 2005)

Toksik Maddeler	Toksik Etki Konsantrasyonları (mg/lt)
Sülfat (SO ₄ ⁻²)	5.000
Sodyum klorür ve genel tuzlar (NaCl)	40.000
Nitrat (N olarak hesaplanmış)	0.05
Bakır (Cu ⁺²)	100
Krom (Cr ⁺³)	200
Nikel (Ni ⁺²)	200-500
Sodyum (Na ⁺¹)	3.500-5.500
Potasyum (K ⁺¹)	2.500-4.500
Kalsiyum (Ca ⁺²)	2.500-4.500
Magnezyum (Mg ⁺²)	1.000-1.500
Mangan (Mn ⁺²)	1.500 üzeri

Anerobik arıtmada kararlılığın sağlanabilmesi için ortamda eser miktarda dahi oksijen bulunmamalıdır. Oksijen kimyasal olarak bağlı olsa bile arıtma sürecini olumsuz olarak etkilemektedir. Bu nedenle, NO⁻³, H₂O₂, SO₄⁼, HS⁻ vb. maddeler anaerobik sistemlerin verimini olumsuz yönde etkiler.

Atıksu içerisinde aşırı miktarda sülfat olması durumunda, sülfat indirgeyen bakteriler baskın duruma gelir ve reaksiyon sonucunda ara ürün olarak H₂S ortaya çıkar. Ortaya çıkan H₂S'nin yüksek konsantrasyonları anaerobik arıtmada inhibisyon etkisi yapmaktadır.

Serbest amonyak metanojen bakteriler için tamamen toksiktir. Bu nedenle, yüksek seviyede NH₄ veya protein ihtiva eden atıksularda NH₃ toksiditesi de önemli bir sorundur. Su ortamındaki serbest NH₃ yüzdesi pH ve sıcaklığa bağlıdır. Bu nedenle, amonyak inhibisyonunda sıcaklık ve pH gibi ortam şartları inhibisyon derecesini etkilemektedir. Metanojenler, 1500-3000 mg/L konsantrasyonlarındaki amonyak içeriğine hassasiyet gösterirler.

Mikroorganizmaların faaliyetlerini yavaşlatan veya durduran zararlı maddelerin, daha sonraki safhalarında olduğu gibi, alıştırma evresinde de dikkatli kontrolü gerekir. Zehirli ve zararlı maddelerin etkisinin giderilmesi için kaynağında kontrol, seyreltme veya mikroorganizmalara yeterli alışma sürelerinin sağlanması gereklidir.

Anaerobik mikroorganizmaların hücre gelişimi için arıtılacak atıksuyun KOİ/N/P bakımından dengeli olması son derece önemlidir. Anaerobik mikroorganizmaların nütrient ihtiyacı aerobik mikroorganizmalara göre hücre yapısından dolayı oldukça farklıdır. Tipik KOİ:N:P oranı aerobik sistemler için 100:5:1 iken, anaerobik sistemler için bu oran 100:1:0.2'dir. Anaerobik mikroorganizmalar azot ve fosfor dışında, sülfür, demir, kalsiyum, magnezyum, sodyum, potasyum, tungsten, selenyum, kobalt ve nikel gibi organik ve inorganik besi maddelerine de gereksinim duyarlar (Öztürk., 1999).

Çizelge 1.5. Anaerobik Arıtma İçin Nutrient İhtiyacı (Rittmann, 2001)

Elementler	İhtiyaç (mg/grKOİ)	Maksimum Konsantrasyonlar (mg/l)	Eklenen Formlar
Makro besi maddeleri			
Azot	5-15	50	NH ₃ . NH ₄ Cl. NH ₄ HCO ₃
Fosfor	0.8-2.5	10	NaH ₂ PO ₄ . H ₃ PO ₄
Sülfür	1-3	5	MgSO ₄ .7H ₂ O
Mikro besi maddeleri			
Demir (Fe)	0.03	10	FeCl ₂ .4H ₂ O
Kobalt (Co)	0.003	0.02	CoCl ₂ .2H ₂ O
Nikel (Ni)	0.004	0.02	NiCl ₂ .6H ₂ O
Çinko (Zn)	0.02	0.02	ZnCl ₂
Bakır (Cu)	0.004	0.02	CuCl ₂ .2H ₂ O
Mangan (Mn)	0.004	0.02	MnCl ₂ .4H ₂ O
Molibdat(Mo)	0.004	0.05	NaMoO ₄ .2H ₂ O
Selenyum (Se)	0.004	0.08	Na ₂ SeO ₃
Tungsten (W)	0.004	0.02	NaWO ₄ .2H ₂ O
Boron (B)	0.004	0.02	H ₃ BO ₃
Genel Katotlar			
Sodyum (Na)		100-200	NaCl. NaHCO ₃
Potasyum (K)		200-400	KCl
Kalsiyum (Ca)		100-200	CaCl ₂ .2H ₂ O
Magnezyum (Mg)		75-250	MgCl ₂

Anaerobik sistemlerin yaygın kullanımını yavaşlatan en önemli engeller bu sistemlerin işletmeye alma devrelerinin uzunluğu ve proses kontrolünün daha hassas oluşudur. Proses kontrolünün amacı arıtma sistemindeki düzensizliklerin mümkün olan en erken sürede teşhisidir. Anaerobik arıtmada: sıcaklık, pH, gaz debisi, alkalinite, toplam uçucu asit (TUA), gaz kompozisyonu, organik yük, KOİ ve arıtma verimi belirli aralıklarla izlenmelidir (Öztürk, 1999).

1.2.3. Anaerobik Arıtımın Avantajları ve Dezavantajları

Her arıtma türünde olduğu gibi anaerobik arıtımında bazı avantaj ve dezavantajları mevcuttur. Buna rağmen sistemlerin geliştirilmesi ile anaerobik arıtımın dezavantajları azaltılmaya çalışılmaktadır (Speece, 1996; Gökçay, 2001; Öztürk, 1999).

1.2.3.1. Anaerobik Arıtımın Avantajları

- Düşük reaktör hacmine sahiptir
- Düşük atık biyokütle üretimi vardır
- Mevsimsel arıtım olanağı sağlar
- N ve P gereksinimleri düşüktür
- Enerji tasarrufu sağlar ve değerli yan ürünler üretir
- Düşük köpüklenme problemi söz konusudur
- Aerobik olarak giderilemeyen bazı maddelerin giderimini sağlar

1.2.3.2. Anaerobik Arıtımın Dezavantajları

- Uzun başlangıç evresi gereklidir
- Bazı atıksularda; yüksek miktarda alkalinite gereksinimi, düşük çıkış kalitesi, koku problemi gibi sorunla karşılaşılır.
- Düşük sıcaklıkta düşük kinetik hızlar söz konusu olduğundan ısıtma gereksinimi vardır
- Maksimum biyokütle aktivitesi için yüksek NH_4 konsantrasyonları gereklidir
- Dolgu malzemesi maliyeti vardır
- Askıda katı madde birikimi verimi düşürür

1.2.4. Anaerobik Arıtma Teknolojileri ve Reaktör Tipleri

Atıksu arıtımı sırasında meydana gelen çamurların arıtımı için kullanılan anaerobik arıtma daha sonraları, hızlı ve yüksek arıtma performansına sahip reaktör tiplerinin geliştirilmesiyle, yaygın kullanım alanı bulmuştur. Geliştirilen

sistemlerde, biyokütlenin reaktör içerisinde kalma zamanının, dolayısıyla da atık ile mikroorganizmaların yeterli temas süresinin sağlanması amaçlanmaktadır.

Anaerobik reaktör tipleri; mikroorganizmaların askıda yada sabit film halde olmalarına göre iki ana gruba ayrılır.

1.2.4.1. Askıda Çoğalan Sistemler

Askıda çoğalan sistemlerin başlıca uygulamaları:

- Klasik Anaerobik Çürütücüler
- Anaerobik Temas Reaktörleri
- Membranlı Anaerobik Reaktörler
- Anaerobik Çamur Yataklı Reaktörler'dir.

Klasik anaerobik çürütücüler; tam karışimli ve geri devirsiz reaktörlerdir. Çamur yaşı (Q_c), hidrolik bekletme süresine (Q) eşittir. Çok büyük hacim gerektirmesi ve çıkıştaki askıda katı madde konsantrasyonunun yüksek olması sebebiyle, genelde bu tür reaktörler, arıtma çamurlarının çürütülmesinde ve ön asitleştirme işlemleri dışında kullanılmazlar.

Anaerobik temas reaktörü, havasız aktif çamur sistemi olarakta anılır. Klasik anaerobik çürütücülere çöktürme tankı ilavesi ile geliştirilmiştir. Yüksek organik yüklü endüstriyel atıkların arıtılmasında başarı ile kullanılmaktadır. Et endüstrisi örnek olarak verilebilir. Bu sistemlerde yaşanan en önemli problem çamurun çöktürülmesidir. Çöktürme tankına çıkış suyu ile aktarılan biyokütle çöktürme esnasında da biyogaz oluşturmaya devam eder ve çöktürme istenilen etkinliğe ulaşamaz. Çöktürme verimini arttırmak için vakumlu gaz ayırıcı, termal şok veya plakalı çökelticiler kullanılmaktadır (Öztürk, 1999; Rittmann, 2001; Gökçay, 2001).

Membranlı anaerobik reaktörlerde ana reaktör tam karışimli bir anaerobik reaktör olup katı madde ayrımı için çökeltme yerine ultrafiltrasyon birimi kullanılır. Membran üzerinde akarken suyu alınan biyokütle sisteme geri döndürülerek çamur yaşı istenilen seviyede tutulmaktadır. Genelde KOİ değeri 10000 mg/l'tnin üzerindeki konsantre ve debisi küçük endüstriyel atıksular için uygun sistemlerdir (Öztürk, 1999).

İlk olarak Hollanda da geliştirilen anaerobik çamur yataklı reaktörler (UASB), granül haldeki mikroorganizmalarla floklar biçiminde çamur yatağı oluştururlar. Sistemde atıksu-biyokütle ayırımına yarayan bir ünite vardır. Biyokütleyi sistemden kaybetmemek için, atıksuyun yukarı akış hızı, granül haldeki mikroorganizma floklarının çökme hızından büyük olmamalıdır. Çamur yatağının genişmesi ile etkin çökelmenin sağlanabilmesi için akış hızı 0.5-3 m/saat arasında olmalıdır. Ancak, gerekli karışımın sağlanamadığı durumlarda bu değer 6.0 m/saat'e kadar arttırılabilir. Bu granül yapı hem organik ghiderimi sağlamakta hemde katı sıvı ayırım işlemini gerçekleştirmektedir (Gökçay, 2001; Öztürk, 1999). Bu sistem özellikle yüksek atıksuların arıtımında çok etkilidir. Ayrıca dolgu malzemesinin gerekmeysi, kısa bekletme süresi, düşük enerji ihtiyacı avantajları arasındadır. Sistemin tasarımı ve işletimi, mikroorgaizmaların granülleşmesinin sağlanabilmesine bağlıdır. Granülleşme atıksu karakterine bağlıdır (Ubay, 1993). Reaktörde arıtılacak giriş suyunda askıda katı madde ve yağ muhtevasının artması tıkanma, çamur yatağında kanallanma ve köpük oluşumu gibi işletme problemlerinin ortaya çıkmasına neden olmaktadır. Ayrıca bu sistemlerin; organik şok yüklere karşı hassas olması, alan ihtiyacının fazla olması gibi dezavantajları da mevcuttur (Annachatre, 1996; Gökçay, 2001).

1.2.4.2. Biyofilm Sistemleri

Biyofilm sistemlerinin başlıca uygulamaları:

- Anaerobik Akışkan Yataklı Reaktörler
- Anaerobik Filtreler (AF)
- Perdeli Reaktörler'dir.

Akışkan yataklı anaerobik reaktörlerde, biyokütle akışkan haldeki, kum, antrasit, aktif karbon veya sentetik tanecikli yatak malzemesi üzerine tutunarak arıtımı sağlar. Anaerobik akışkan yataklı reaktörlerin işletmeye alınması sırasında önemli hususlardan biri biyofilm oluşumudur. Bu nedenle dolgu malzemesinin seçimi en önemli parametrelerden biridir. Bunun yanısıra aşılama tekniği ve organik yük artışı da önemli işletim parametrelerindedir. Özgül yüzeyi 3000 m²/m³' e ulaşan küçük çaplı (0,2-0,8 mm) tanecikler üzerindeki biyofilm halinde

tutunan biyokütle miktarı 40 kg/m^3 'e ulaşabilir. Ayrıca reaktörde çok yüksek organik yüklerde uygulanabilmektedir. Ancak bu esnada yatağı akışkan halde tutabilmek için geri devir yaptırılması gerekir. Bu reaktörlerin en büyük dezavantajı, yatağın akışkan tutulabilmesi için gerekli olan geri devirdeki terfimaliyetidir. Ancak bu işlem, giriş-çıkış akımlarının karışarak seyrelmesi sonucu alkaliniteye nütalleşme, özellikle yüksek KOİ'ye sahip atıklar için organik madde konsantrasyonunda düşme, toksik bileşenlerin şok etkilerinin azaltılması gibi avantajları da beraberinde getirir. Ayrıca bu sistemlerde seyreltik atıksuların arıtımı da sağlanmaktadır (Öztürk, 1999; Yılmaz 2004).

Damlatmalı filtrelerin anaerobik eşdeğeri olan anaerobik filtreler ilk kez yüzyılın başında kullanılmış ve 1969 yılında Young ve McCarty tarafından geliştirilmiştir. Anaerobik filtrelerin boşluk ortamının yaklaşık %50'si taş, çakıl, plastik gibi dolgu malzemesi içerir. Dolgu malzemesi bakterilerin tutunması için yüzeyi artırır. Anaerobik bakteri yığını filtre ortamına tutunarak büyür ancak bir kısmı filtre ortamı içerisinde tutunarak floklar oluşturur. Atıksuyun reaktörde yukarıya doğru akışı askıda katıların reaktörde tutulmasını sağlar. Bu işlem karbonhidrat içeriği yüksek olan atıksuların arıtımında oldukça etkindir. Yükleme hızı atığın ve destek ortamının tipine göre değişir. Bu hız genellikle $5-20 \text{ kg KOİ/m}^3\text{gün}$ aralığında değişir. Bu sistemin BOİ giderim verimi normal ancak katı giderim verimi daha yüksektir. BOİ'nin yaklaşık %20 si metana dönüştürülür. (Öztürk, 1999). Aşağı akışlı anaerobik filtrelerde birçok yönden yukarı akışlı anaerobik filtrelere benzerlikler gösterir. Ancak çıkış yönü aşağı doğru olduğundan, bu sistemde askıdaki maddeler çıkış suyuyla beraber dışarı atılmakta ve tıkanma sorunları yukarı akışlı filtrelere oranla çok daha az ortaya çıkmaktadır. Ayrıca çıkış suyu reaktör girişine geri döndürülmektedir.

Anaerobik filtrelerin avantajları;

- Düşük yüklerde çözülmüş atıklar için kullanılabilir
- Giriş şartlarındaki değişimlerden fazla etkilenmez
- Hidrolik, organik ve toksik şok etkilere karşı dayanıklıdır
- Yüksek çamur bekletme süreleri ve düşük çaur üretimi gerçekleştirir

- Sistemin çeşitli inhibitörler karşısında biyokütle kaybı az olmakta ayrıca yeni durumlara alışması daha kolay olmaktadır.

Anaerobik filtrelerin dezavantajları;

- Sentetik dolgu malzemesi pahalıdır
- Biyofilm oluşması uzun zaman aldığından başlama evreleri uzundur
- Yüksek miktarda askıda katı madde içeren atıksularla kısa sürede tıkanma ihtimali vardır.

Perdeli reaktörler, birbirine düşey perdelerle ayrılmış seri bağlı reaktörlerden oluşmaktadır. Bu tür reaktörlerde yüksek verim, by-pass akımlarında azalma, şok yüklere dayanma ve yüksek çamur yaşı ile sağlanmaktadır. Yüksek uçucu asit konsantrasyonlarının bulunduğu ilk bölmeden diğer bölmelere gidildikçe methanosarcina seçici olarak ayrıldığından asetolastik metan bakterilerinin yüksek özgül aktiviteleri elde edilir (Gökçay, 2001). Çizelge 1.6.'de geliştirilen anaerobik arıtma sistemlerinin organik yük ve verim bakımından karşılaştırılması verilmiştir.

Çizelge 1.6. Anaerobik Arıtma Sistemlerinin, Organik Yük-Verim Bakımından Karşılaştırılması (Öztürk, 1999)

Reaktör Tipi	Organik Yük (kg KOİ/m ³ -gün)	KOİ Giderme Verimi (%)
Anaerobik Temas Reaktörü	1-6	80-95
Anaerobik Filtre	1-18	80-95
Anaerobik Akışkan Yataklı Reaktör	1-60	80-90
Anaerobik Çamur Yataklı Reaktör	5-15	85-95
Membranlı Anaerobik Reaktör	1-30	85-95

Endüstriyel atıksuların arıtımı uygulamalarında yaygın olarak kullanılan anaerobik çamur yataklı reaktörlerde, anaerobik filtrelerde ve anaerobik akışkan yataklı reaktörlerde yaşanan en önemli işletme sorunları Çizelge 1.7'da verilmektedir.

Çizelge 1.7. Anaerobik Sistemlerinin Başlıca İşletme Sorunları (Öztürk, 1999)

Anaerobik Çamur Örtü Reaktörü	Anaerobik Filtre	Anaerobik Akışkan Yataklı Reaktör
-Yatak genişlemesinin kontrol gücü	-Giriş akımının üniform dağıtma zorluğu	-Yatak genişlemesini kontrol gücü
-Değişken giriş suyu	-Yatakta tıkanma ve kanallanma riski	-Giriş akımını üniform dağıtma gücü
-Özelliklerine bağlı proses stabilitesi sorunu	-Filtrenin periyodik olarak geri yıkanma gereği	-Biyopartikül kaçı
-Şok yüklerde biyokütle kaybı	-İnert katı madde birikimi	-Akışkanlaşma özelliklerinin değişkenliği
-İnert katı madde birikimi	-Çıkışta AKM ayırma (çökeltme) ihtiyacı	-Biyofilm kopması
Biyokütle yüzmesi		-Vanalarda arıza
		-Sürekli geri devir gereği

1.2.5. Anaerobik Parçalanmanın Kinetiği

Hem aerobik hemde anaerobik biyolojik arıtma sistemlerinde, matematik tanımlama için proses kinetiği kullanılır. Prose kineğinin anlaşılması; biyolojik atıksu arıtma sistemlerinin işletilmesi ve gerçek dizaynını, atık kararlılığının belirlenmesini, çıkış suyu kalitesi ve sistem stabilitesinin öngörülmesini sağladığından dolayı çok önemlidir (Seghezzo, 2004; Pavlostathis ve Giraldo-Gomez, 1991).

Uzun yıllardır yapılmakta olan çok sayıda araştırma olmasına rağmen, işletme koşulları, çevresel koşullar ve girdi karakterlerinin bir fonksiyonu olarak arıtma verimi tahmini yapabilen, tutarlı ve istikrarlı genel bir modele hala ulaşamamıştır (Sucu, 2004).

Anaerobik filtrelerle ilgili birçok kinetik model başarıyla test edilmiştir. Bu modeller arasında Monod Modeli, anaerobik parçalanmayı tanımlamak için en sık kullanılanı gibi görünmektedir (Hanaki ve Matsuo, 1985, ; Anderson ve Yang, 1992). Anaerobik arıtma kinetiğini tanımlayan birçok model vardır. Bu

modellerden en çok bilinen ve uygulananlar Çizelge 1.8'de özetlenmiştir. Stover ve Kincannon modeli ayrı olarak incelenecektir.

Çizelge 1.8. Kinetik Modeller (Pavlostathis ve Giraldo-Gomez, 1991; Öztürk, 1999)

Model	Özgül Büyüme Hızı	Substrat Tüketim Hızı	Substrat Konsantrasyonu
1.Mertebe*	$\mu = \frac{k \cdot S}{S_0 - S} - b$	$\frac{-dS}{dt} = k \cdot S$	$S = \frac{S_0}{1 + k \cdot \theta_c}$
Grau	$\mu = \frac{\mu^{\max} \cdot S}{S_0} - b$	$\frac{-dS}{dt} = \frac{\mu^{\max} \cdot X \cdot S}{S_0}$	$S = \frac{S_0(1 + b\theta_c)}{\theta_c \mu}$
Monod	$\mu = \frac{\mu^{\max} \cdot S}{K_s + S} - b$	$\frac{-dS}{dt} = \frac{\mu^{\max} \cdot X \cdot S}{Y \cdot (K_s + S)}$	$S = \frac{K_s(1 + b\theta_c)}{\theta_c(\mu - b) - 1}$
Contois*	$\mu = \frac{u^{\max} \cdot S}{BX + S} - b$	$\frac{-dS}{dt} = \frac{u^{\max} \cdot X \cdot S}{Y(BX + S)}$	$S = \frac{BYS_0(1 + b\theta_c)}{BY(1 + b\theta_c) + \theta_c(u^{\max} - b) - 1}$
Chen-Hashimoto	$\mu = \frac{\mu^{\max} \cdot S}{KS_0 + (1 - K)S} - b$	$\frac{-dS}{dt} = \frac{\mu^{\max} \cdot X \cdot S}{KX + YS}$	$S = \frac{KS_0(1 + b\theta_c)}{(K - 1)(1 + b\theta_c) + \mu^{\max} \theta_c}$

* Denklemlerde görülen u^{\max} Monod modelindeki μ^{\max} ile eşittir. B: Biyokütle konsantrasyonunun yüksek olduğu durumda, biyokütle konsantrasyonuna orantılı yarı doygunluk sabiti olarak ifade edilmektedir (mg KOİ/L). Contois modeli, monod modeline $K_s = B \cdot X$ bağıntısı ile ilişkilidir.

μ : Spesifik mikroorganizma büyüme hızı (gün^{-1})

K, k : Maksimum spesifik substrat kullanım hızı (mg KOİ/mg VSS.d)

S : : Çıkış substrat konsantrasyonu (mg KOİ/L)

S_0 : : Giriş substrat konsantrasyonu (mg KOİ/L)

b : Mikroorganizma ölüm hızı (gün^{-1})

ds/dt : Substrat kullanım hızı (mg KOİ/L* gün)

μ : Spesifik mikroorganizma büyüme hızı (gün^{-1})

μ^{\max} : Maksimum spesifik mikroorganizma büyüme hızı (gün^{-1})

K_s : Yarı doygunluk konsantrasyonu (Monod sabiti) (mg KOİ/L)

θ_c : Ortalama çamur yaşı (gün)

Y : Hücre çevrim katsayısı

X : Mikroorganizma konsantrasyonu (mg UAKM/L)

Monod modeli, çıkış substrat konsantrasyonu S 'in giriş substrat konsantrasyonu S_0 'dan bağımsız olduğu esasına dayanırken, Contois, Chen ve Hashimoto ve Grau modelleri monod modelinde düzenleme yaparak çıkış substrat

konsantrasyonunun giriş substrat konsantrasyonuna bağlı bir fonksiyonu olduğu esasına dayanmaktadır (Çetin, 2005).

Kompleks prosesler olan anaerobik sistemlerin işletilmesi ve geliştirilmesinde proses kinetiğinin tayini büyük önem taşır. Anaerobik proseslerin mikrobiyolojisinin ve biyokimyasının temeline dayanan kinetik, proses analizi, kontrol ve dizaynın gerçek bir temele dayanmasını sağlar. Kinetik hakkında sağlam bilgiler, performansın optimizasyonuna, daha stabil işletilmesine ve prosesin daha iyi kontrol edilmesine öncülük eder (Seghezzeo., 2004; Pavlostathis ve Giraldo-Gomez, 1991). Çizelge 1.9'da mezofilik şartlarda çeşitli organik maddeler için kinetik sabitler verilmiştir.

Çizelge 1.9. Mezofilik anaerobik arıtma Proseslerinde Farklı Substrat Kullanımı için kinetik sabitler (Pavlostathis ve Giraldo-Gomez, 1991)

Substrat	Proses	K (gKOİ/g UAKM gün)	K _s (mg KOİ/L)	μ _{max} (gün ⁻¹)	Y (gUAKM/g KOİ)	b (gün ⁻¹)
Karbonhidratlar	Asit oluşumu	1.33-70.6	22.5-630	7.2-30	0.14-0.17	6.1
Uzun zincirli yağ asitleri	Hidroliz	0.77-6.67	105-3180	0.085-0.55	0.04-0.11	0.01-0.015
Kısa zincirli yağ asitleri (asetat hariç)	Hidroliz	6.2-17.1	12-500	0.13-1.2	0.025-0.047	0.01-0.027
Asetat	Metan oluşumu	2.6-11.6	11-421	0.08-0.7	0.01-0.054	0.004-0.037
H ₂ /CO ₂	Metan oluşumu	1.92-90	0.6	0.05-4.07	0.017-0.045	0.088

1.2.5.1. Stover – Kincannon Modeli

Stover ve Kincannon 1970'lerin başlarında, biyofilm reaktörler için toplam organik yükleme hızının temel dizayn parametresi olduğu bir kinetik model önermişlerdir. Bu modelde denklem, substrat difüzyonu ve hidrolik dinamikler gibi parametreleri içermez. Bu parametrelerin, anaerobik filtre reaktörlerin performansı üzerine önemli etkileri olabilmesine rağmen, çoğunlukla bu parametrelerin ölçümleri zor ya da bilgi eksikliği mevcuttur. Bu nedenle bahsedilen parametrelerin etkilerini modellemek oldukça zordur (Yu ve ark., 1998).

Bu modele göre Substrat Giderim Hızı;

$$\frac{dS}{dt} = \frac{U_{\max} (Q * S_i / A)}{K_B + (Q * S_i / A)} \quad (1.8)$$

Denklemdaki A, disk yüzey alanını ifade eder. Bu alan toplam biyofilm biyokütle konsantrasyonunu temsil eder. Ancak, bu modelde askıda biyokütle ihmal edilmiştir (Stover ve Kincannon, 1982). Anaerobik filtrelerde, arıtmayı yüksek ve stabil halde gerçekleştiren biyokütlenin büyük çoğunluğu askıda bulunduğundan, alan (A) yerine hacim (V) kullanılır (Ahn ve Forster, 2000). Bu yüzden anaerobik filtre için Stover-Kincannon modeli aşağıdaki şekilde yazılabilir:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{U_{\max} * (Q * S_i / V)}{K_B + (Q * S_i / V)} \quad (1.9)$$

Bu eşitlik lineerize edilirse;

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)^{-1} = \frac{V}{Q * (S_i - S_e)} = \frac{K_B}{U_{\max}} \left[\frac{1}{OLR} \right] + \frac{1}{U_{\max}} \quad (1.10)$$

Burada:

$\frac{dS}{dt}$: substrat giderim hızını (gKOİ/Lgün)

V : reaktör hacmi (L)

Q : debi (m³/gün)

S_i : giriş substrat konsantrasyonunu (gKOİ/L)

S_e : çıkış substrat konsantrasyonunu (gKOİ/L)

K_B : hız sabiti (g/L*gün)

U_{max} : maksimum substrat giderme hız sabiti (g/Lgün)

OLR : organik yükleme değeri (gKOİ/Lgün)

$$OLR = \frac{Q * S_i}{V} \quad (1.11)$$

K_B ve U_{\max} değerlerini hesaplamak için, $\frac{V}{Q*(S_i - S_e)}$ 'ye karşılık $\frac{1}{OLR}$ grafiği çizilir. Elde edilen doğrunun eğimi $\frac{K_B}{U_{\max}}$ 'ı ; kesim noktası da $\frac{1}{U_{\max}}$ 'ı verir. $y= ax+b$ doğru denkleminde; a, eğimi; b, kesim noktasını verir.

$$\frac{V}{Q*(S_i - S_e)} = \frac{K_B}{U_{\max}} * \frac{1}{OLR} + \frac{1}{U_{\max}} \quad (1.12)$$

Arıtılacak bir atıksu için, K_B ve U_{\max} değerleri belirlendiğinde, giriş konsantrasyonu bilinen atıksuyun istenilen konsantrasyonda sisteminden çıkması için arıtma yapacak anaerobik filtrenin hacmi hesaplanabilir veya kurulu bir sistemde giriş KOİ'si belli bir tesisin debi değerleriyle oynanarak çıkış KOİ değerleri ayarlanabilir.

Eğer bir anaerobik filtre hacmi belirlenmek istenirse, reaktör hacminin içindeki substrat kütlesi, biyolojik parçalanmış veya parçalanmadan reaktör dışına çıkan substrat kütlesinin toplamına eşittir. Bu durumda hacmin dışındaki ve içindeki substrat dengesi aşağıdaki gibi yazılabilir.

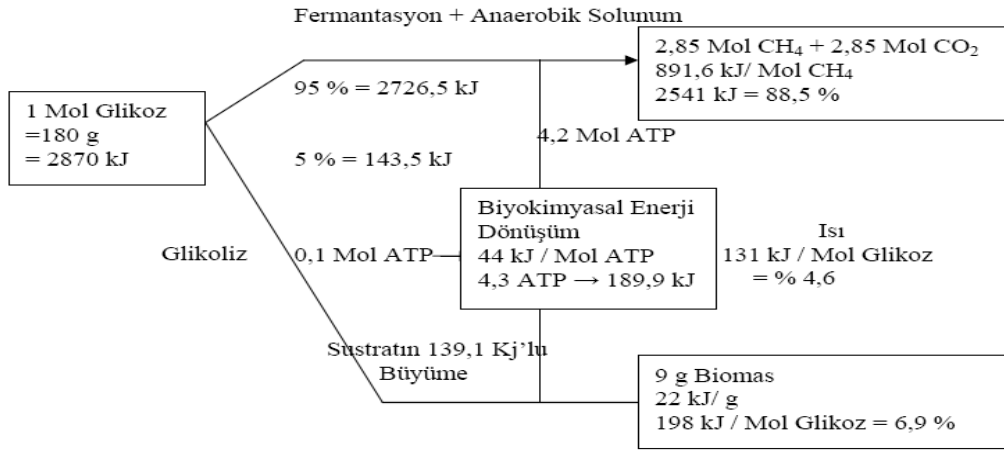
$$\frac{dS}{dt} = \theta S_e + V \left(\frac{dS}{dt} \right) \quad (1.13)$$

1.3.Glikoz ve Kullanım Alanları

Üzüm şekeri olarak bilenen glikoz ($C_6H_{12}O_6$), karbonhidratların monosakkaritler grubuna girer. Karbonhidratlar, şeker ve nişasta , havadan alınan karbondioksit ve topraktan alınan su kullanılarak ve güneş enerjisinden yararlanılarak, bitkiler tarafından üretilir. Şeker, pancar şekeri ve kamış şekerinin işlenmesi ile meydana gelir ve gıda maddeleri üreten birçok sanayi dalında kullanılmaktadır. Ayrıca gıda sanayide, mısırın işlenmesiyle, geniş kullanım alanına sahip glikoz şurubu elde edilmektedir. Nişasta bazlı şekerlerden olan glikoz şurubu, nişastadan elde edilen saflaştırılmış ve besin değeri olan sakkaritleri ihtiva eden, derişik halde, sıvı veya katı formda bulunan bir mamuldür. Sanayide, alkollü ve alkolsüz içecekler, meyva suyu ve gazlı içecekler, şekerlemeler ve şekerli maddeler,

unlu mamuller, reçel, lokum, baklava, helva, bisküvi, dondurma, sakız, gibi birçok sektörde hammadde olarak tercih edilmektedir (Ün, 2001; Tanyel, 2001).

Dünyada, anaerobik arıtmanın uygulandığı en geniş kullanım alanı olan sektör, gıda sanayi atıksularıdır, ardından kağıt sanayi atıksuları gelmektedir. Bu alanlar dışındaki uygulamalar; çöp sızıntı suyu arıtması, kimya ve tekstil şeklinde sıralanmaktadır (Frankin, 2001).



Şekil 1.6. pH 7'de Glikozun Anaerobik Fermantasyonla Biyomas ve Enerjiye Dağılımı (Gallert and Winter, 2005)

Glikozun hücre içine işlenmesi, için çeşitli aşamalarda gerçekleşir. Enerji yavaş yavaş ve adım adım üretilen malzemedir. Atıksuların içinde bulunan karbonhidratların arasında ilk önce monosakkarit ve disakkarit gibi küçük moleküllü olanlar kullanılıp tüketilir. Daha sonra nişasta ve diğer yüksek polimerleri kullanmak zorunda kalırlar. Polisakkaritlerden önce oligosakkaritler, daha sonra disakkaritler, sonunda monosakkaritler meydana getirilir. Karbonhidratlar enerji kullanılarak permeaz enzimi yardımıyla hücre içine sokulurlar.

2.ÖNCEKİ ÇALIŞMALAR

Anaerobik arıtım çok kapsamlı ve pratikte uygulaması yeni yeni yaygınlaşan bir konudur. Atıksuların anaerobik arıtımı konusunda geçmiş yıllardan bu yana çeşitli araştırmalar yapılmıştır. Ancak yapılan araştırmalar genellikle arıtma verimini etkileyen veya inhibisyona neden olan faktörler üzerine yoğunlaşmıştır. Son yıllarda ise arıtma verimini yüksek tutmaya ve gereken enerji maliyetini azaltmaya yönelik çalışmalar yapılmaktadır.

Plummer ve ark., (1968) 1500-3000 mg KOİ/L değerindeki atıksu ile 35°C anaerobik filtrede yaptıkları çalışmada, 4.5-72 saat bekleme süresinde ve 0.424-3.392 kg/m³gün organik yüklemeye, reaktörün KOİ giderme verimini %36.7-92.1 arasında olduğunu bildirmişlerdir.

Yaung ve McCarty, (1969) 1500-6000 mg KOİ/L değerindeki atıksu ile 25°C'de anaerobik filtrede yaptıkları çalışmada, 4.5-72 saat bekleme süresinde ve 0.43-3.4 kg/m³gün organik yüklemeye, reaktörün KOİ giderme verimini %63-93 arasında olduğunu bildirmişlerdir.

Viraraghavan ve ark., (1990) laboratuvar ölçekli anaerobik filtrede yaptıkları çalışmada 4000 mgKOİ/L konsantrasyonundaki atıksuyla farklı sıcaklıklarda ve farklı organik yükleme hızında verim araştırmaları yapmışlardır. Araştırma bulguları Çizelge 2.1.'de gösterilmektedir.

Çizelge 2.1. Farklı sıcaklıklardaki Araştırma sonuçları (Viraraghavan ve ark., 1990)

Organik Yükleme Hızı (kg/m ³ gün)	Hidrolik Bekleme Süresi (gün)	Farklı Sıcaklıklardaki Reaktör Verimleri		
		12.5 °C	21 °C	30 °C
0.63-4.03	1-6	%45 – 78	%55-85	%76-92

Akuna ve ark., (1994) 5318 mg KOİ/L değerindeki sentetik atıksu ile 35°C'de anaerobik filtrede yaptıkları çalışmada, 24 saat ile 10 gün arasında bekleme süresinde ve 0.53-5,55 kg/m³gün organik yüklemeye, reaktörün KOİ giderme verimini %67-77 arasında olduğunu bildirmişlerdir.

Borja ve ark., (1994) düşük sıcaklıklarda arıtım verimi çalışmalarının yanı sıra; ani sıcaklık şokları üzerine de çalışmışlardır. Mikroorganizmalar, ani sıcaklık değişimlerine, aktivitelerini geçici olarak durdurarak cevap verdiklerini, ani sıcaklık değişimi, reaktörün pH'sının ani olarak düşmesine, VFA'da ani yükselmeye ve çıkış suyunda AKM nin artmasına neden olduğunu belirtmişlerdir. Örneğin 35 °C'de çalıştırılan bir reaktörün sıcaklığının ani olarak 5 saatliğine 10 °C'ye veya 10 saatliğine 20 °C'ye düşürülmesi halinde, reaktörün bu sıcaklıklara tolere edebildiği ve sıcaklığın 35 °C'ye yeniden çıkartılması halinde 15 saatlik bir işletme devresinden sonra eski haline kavuştuğu belirtilmiştir. Çalışma yukarı akışlı anaerobik filtre ile yapılmış atıksu olarak belediyeye ait kanalizasyon suyu kullanılmıştır.

Borjo ve ark., (1995) İngiltere'de, 35°C'de anaerobik filtreye yaptıkları çalışmada, 2450 mgKOİ/L değerindeki mezbağa atıksuyu ile, 2-12 saat hidrolük bekletme süresinde, reaktörün KOİ giderme verimini %69-98 arasında olduğunu bildirmişlerdir.

Annachhatre, (1996) tarafından yapılan araştırmalar sonucunda, granüler çamur oluşumunun 15 mg/lit Ca²⁺ ile arttırılabileceği ve 5-10 mg/lit Fe²⁺ ilavesi ile de filamentli bakterilerin oluşumunun engellenebileceği bulunmuştur. Stabilitesi sağlanmış reaktörün çamur yatağında 100-150 gr/lit konsantrasyonlarında çamur olabileceğini ve böylece yüksek organik yüklemelerde çalışmanın mümkün olduğunu belirtmiştir. Ayrıca pilot tesislerde yaptığı çalışmalarda, 15-40 kg KOİ/m³-gün aralığıdaki yüklemelerde 3-8 saatlik bekletme süreleri ile etkin giderme verimlerinin sağlanabileceğini tespit etmiştir.

Stuckey ve Nachaiyasit, (1997) anaerobik perdeli reaktörde yaptıkları çalışmada sıcaklığı 35°C'den 25°C ve 15°C'ye düşürerek reaktörün düşük sıcaklıklara nasıl tepki verdiğini incelemişlerdir. Çalışmada birbirinin aynı olan iki adet perdeli reaktör kullanılmıştır. Reaktörler, 35 °C'de, 4 gKOİ/L hidrolük yükte ve 20 saat hidrolük bekletme süresi ile işletmeye alınmıştır. Kararlı koşullar sağlanana kadar besleme yapılmış ve çözünmüş KOİ giderimi %97 civarında hesaplanmıştır. Sıcaklığın aniden 25 °C'ye düşürülmesine 1 numaralı reaktör tepki

vermemiş ancak 2 numaralı reaktörün verimi %93'e düşmüştür. Çıkış suyunun %25 oranında geri devir ettirilmesi halinde 2 numaralı reaktörde eski giderim verimine kavuşmuştur. Sıcaklığın 25 °C'den 15 °C'ye düşürülmesi halinde 1 numaralı reaktörde verim %75'e düşerken, 2 numaralı reaktörün verimi %83'e düşmüştür. Bu sıcaklık değerinde, 2 numaralı reaktöre %25 oranında geri devir yaptırılması verimde sadece %1'lik bir artışa sebep olmuştur. 1 numaralı reaktörde 35 °C'de %71 olan metan yüzdesi % 25'e, 15 °C'de ise %69 ve %66 değerine düşmüştür. Gaz üretim değeri ise 1164 cm³/saat değerinden sırasıyla 1006 cm³/saat ve 738 cm³/saat değerine düşmüştür.

Dague ve ark., (1998) yüksek hızlı kesikli anaerobik reaktörlerde yaptıkları çalışmada 35 ve 25 °C'deki arıtma verimlerinin birbirine eşit ve bu değerlerin yüksek olduğunu belirtmişlerdir. Yine aynı reaktörlerde 6-24 saat hidrolik bekletme süresi ve 20 ile 25°C'de kesikli reaktörlerde %90'nın üzerinde çözünmüş KOİ ve BOİ₅ giderimi elde ettiklerini belirtmişlerdir. 5 °C sıcaklık ve hidrolik bekletme süresinin 6 saat olduğu koşullarda, KOİ gideriminin % 62 BOİ₅ gideriminin ise % 75 civarında olduğunu belirtmişlerdir.

Yu ve ark., (1998) anaerobik filtrelerde soyafasulyesi atıksularının arıtma kinetiğini araştırmışlardır. Yapılan araştırma sonucunda elde edilen veriler Stover-Kincannon kinetik modeline uyarlanmıştır. Sonuçlardan korelasyon katsayısı R² 0.997, kinetik sabitlerinden U_{max} 83.3 g/Lgün ve K_B ise 85.5 g/Lgün olarak hesaplanmıştır. Yine aynı sonuçları Monod Kinetik Modeline göre çalışmışlardır. Korelasyon katsayısı R² yi 0.915 olarak hesaplanmıştır. Yaptıkları çalışma sonunda Stover-Kincannon modelinin Monod Modeline kıyasla anaerobik filtrelerin kinetik modellemesinde daha iyi sonuçlar verdiğini bildirmişlerdir.

İnce ve ark., (2000) anaerobik filtrede, 35 °C'de 2000-6000 mg/L değerindeki süthane atıksuyu ile yaptıkları çalışmada, 12 saatlik hidrolik bekletme süresi ve 5-21 KgKOİ/Lgün arasında organik yükleme ile besleme yapmışlardır. Yaptıkları çalışma sonucunda reaktör verimini % 80 olarak bulmuşlardır.

Ahn ve Forster, (2000) biri mezofilik biri termofilik olmak üzere iki adet anaerobik filtre kullanarak, farklı yüklerde nişastayla hazırlanan sentetik atıksu ile

besleme yapmışlardır. Araştırma sonuçlarını Stover-Kincannon kinetik modeline uyarlamışlardır. Elde ettikleri sonuçlar ise; mezofilik reaktörler için korelasyon katsayısı R^2 yi 0.9977 U_{max} ve K_B kinetik sabitlerini ise sırasıyla 49.8 g/Lgün ve 50 g/Lgün olarak, termofilik reaktörler için korelasyon katsayısı R^2 yi 0.9991 U_{max} ve K_B kinetik sabitlerini ise sırasıyla 666.67 g/Lgün ve 702.47 g/Lgün olarak hesaplamışlardır.

Patel ve Madamwar, (2001) anaerobik reaktör olarak Yukarı Akışlı Sabit Yataklı Reaktör kullandıkları çalışmada, petrokimya endüstrisi atıksularını 25, 37, 45 ve 55 °C’de 3.6-21.7 kg KOİ/m³-gün aralığında değişen organik yüklenme değerinde arıtılmasını incelemiştirler. 3.6 kg KOİ/m³-gün’lük organik yüklemeye 25, 37 ve 55°C’de KOİ giderim verimi %98 olarak bulmuşlardır. 45°C’de aynı yüklenme değeri için verim %96’da kalmıştır. 6 kg KOİ/m³-gün’lük organik yüklenme için elde edilen verimler sırasıyla 25 °C’de %95, 37 °C’de %98, 45 °C’de %93 ve 55 °C’de %97 olarak hesaplanmıştır.

Ahn ve Forster, (2002) kağıt hamuru likörü ve oluklu mukavva atıksularını kullanarak yukarı akışlı anaerobik filtreyle yaptıkları çalışmada hem mezofilik hemde termofilik kinetik sabitleri hesaplamışlardır. Yaptıkları çalışma sonunda mezofilik koşullar için kağıt atıksularında U_{max} 6.71 g/Lgün, K_B 6.14 g/Lgün, oluklu mukavva atıksularında ise U_{max} 3.86 g/Lgün, K_B 0.8 g/Lgün, termofilik koşullarda ise kağıt atıksularında U_{max} 185 g/Lgün, K_B 207 g/Lgün, oluklu mukavva atıksularında ise U_{max} 42.2 g/Lgün, K_B 27.2 g/Lgün olarak hesaplanmıştır. Oluklu mukavva atıksuyunun daha düşük U_{max} ve K_B değeri vermesinin nedenini atıksu içinde bulunan bordan kaynaklandığı düşünmektedirler. Heriki atıksuda yapılan bor analizi sonunda oluklu mukavva atıksuyundaki bor konsantrasyonunu 0.86 mg/L, kağıt atıksuyundakini ise 0.02 mg/L’den daha düşük olduğunu bulmuşlardır.

Bodik, (2002) yaptıkları çalışma sonunda anaerobik filtre ve akışkan yataklı anaerobik reaktörlerin arıtma verimlerinin, yukarı akışlı anaerobik çamur örtü reaktörüne göre daha iyi olduğunu belirtmişlerdir. Ayrıca 20, 25 ve 35°C’de farklı bekletme süresinde yaptıkları çalışmada bekletme süresi azaltıldığı halde sıcaklık yükseltildiğinde organik maddenin parçalanma hızının arttığını belirtmişlerdir.

Lin ve Chang, (2003) ortam sıcaklığında, glikoz içerikli sentetik atıksuyla yaptıkları çalışmada, anaerobik reaktörün 35 °C'de 8 gKOİ/L organik yükleme değerinde ve 2.5 günlük çamur bekletme süresinde % 99.9 luk glukoz giderimi ve 24.1 mmol-H₂/L/gün H₂ üretimi gerçekleştirdiğini belirtmişlerdir. Sıcaklığın 15-18 °C aralığında olması dışında diğer koşullar aynı iken giderim %97.4 ; H₂ üretimi ise 7.3 mmol-H₂/L/gün değerini aldığını, ancak 25-29 °C sıcaklık aralığında 20 gKOİ/L organik yükleme değerinde ve 1 günlük çamur bekletme süresinde KOİ giderim verimi %99.5 H₂ üretim değeri ise 135 mmol-H₂/L/gün değerinde olduğunu belirtmişlerdir. Sıcaklığın 35 °C olması halinde KOİ giderim verimi aynı değeri alırken H₂ üretim değeri 126 mmol-H₂/L/gün değerinde kaldığını hesaplamışlardır.

Gallert ve ark., (2003) psikrofilik, mezofilik ve termofilik prosesler karşılaştırıldığında organik maddelerin anaerobik parçalanmasının sıcaklıkla arttığını belirtmişlerdir. Gallert ve arkadaşları yaptıkları çalışmalarda mezofilik proseslerin, amonyak birikimi toksisitesinden termofilik proseslere kıyasla daha çok etkilendiklerini belirtmişlerdir. Ayrıca organik azot gideriminin ve fosfor asimilasyonunun artan sıcaklıklarda arttığını belirtmişlerdir.

Öktem ve ark., (2005) ilaç sanayi kimyasal sentez atıksularının laboravara ölçekli tek ve iki fazlı anaerobik arıtma sistemleri kullanılarak sistemlerin arıtma performansları karşılaştırmışlardır. Ön asitleşme çalışmasında optimum işletme koşullarını belirlemek için; sıcaklık 35±2 °C'de hidrolik bekletme süresi 8-24 saat, pH: 5.0-6.3 değerleri arasında çalışmalar yürütülmüştür. Tek fazlı arıtmanın başlangıç koşulları, sıcaklık 35±2 °C'de hidrolik bekletme süresi 24-72 saat, yukarı akış hızı 4-14 m/gün ve pH: 6.8-7.2 olarak alınmıştır. KOİ giderim verimleri karşılaştırıldığında, iki fazlı sistemde 13 kg/m³-gün hızında, giriş yükü %92 verimle arıtılırken, tek fazlı sistemde 8 kg/m³-gün organik yükleme hızında %72 arıtma verimi elde edilmişlerdir.

3. MATERYAL VE METOT

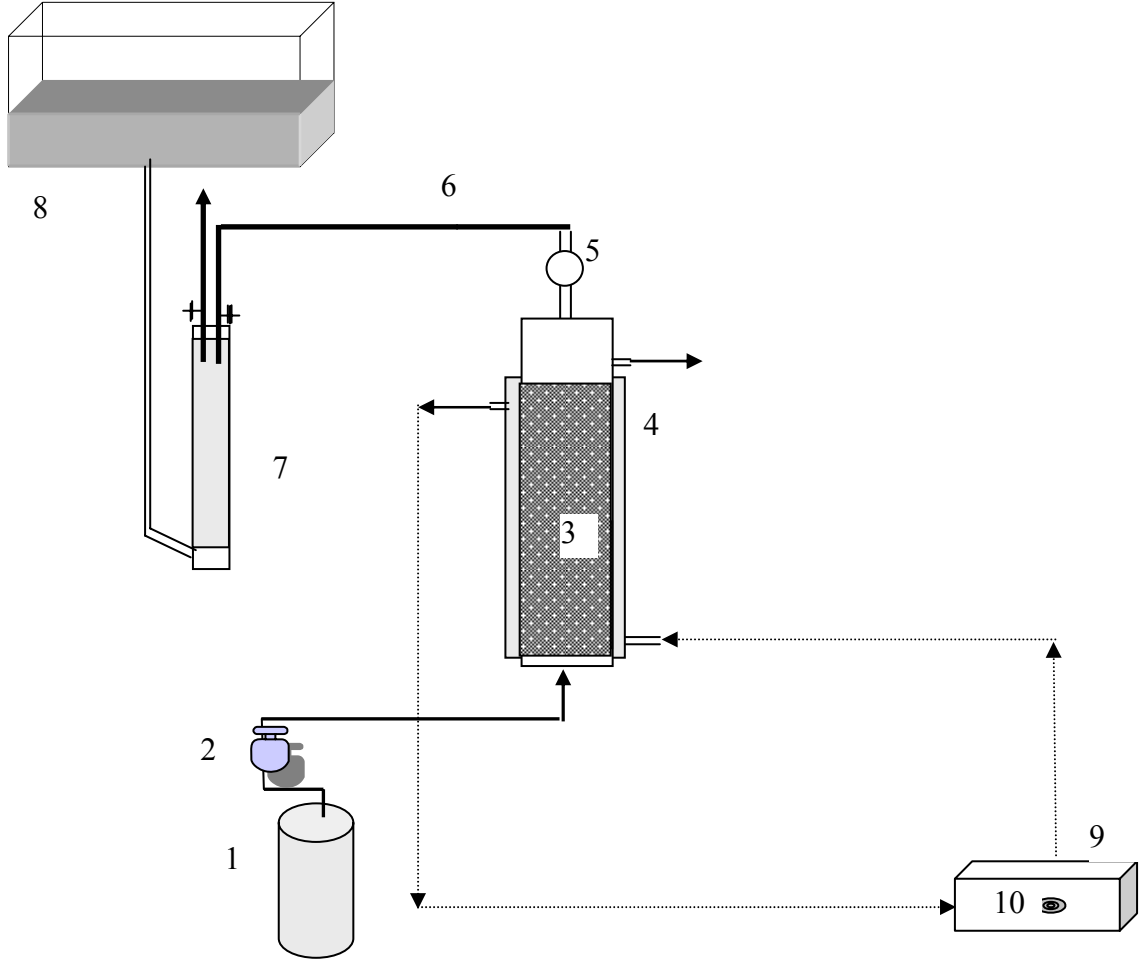
3.1. Materyal

3.1.1. Anaerobik Reaktör

Yapılan araştırmada, pleksi glas malzemedden yapılmış anaerobik filtre (AF) kullanılmıştır. AF; 7.5 cm iç çapında ve 50 cm yüksekliğinde olup 1-1cm ebatlarındaki seramik yatak malzemesi ile doldurulduktan sonra kalan boşluk hacmi llerek, 1.33 L bulunmuştur. Reaktör içinde akımın homojen olarak dağılması için reaktörlerin tabanından 5 cm yüksekliğe 0.2 cm çapta delikler açılmış birer pleksiglas plaka yerleştirilmiştir.

Reaktör içindeki sıcaklığı $35\pm 2^{\circ}\text{C}$ de sabit tutabilmek için reaktörlerin dışına 40 cm yükseklikte su ceketini yerleştirilmiştir. Su ceketindeki sıcak su dolaşımı devirdaim pompası ile 20 L' lik bir tanktan sağlanmaktadır. Tank içindeki suyun sıcaklığı otomatik olarak rezistans tarafından ayarlanmaktadır. Ayrıca termometre ile suyun sıcaklığı günlük olarak kontrol edilmektedir.

Anaerobik parçalanma esnasında üretilen biyogazı toplamak ve ölçebilmek için asitlendirilmiş su ($0.1\text{ M H}_2\text{SO}_4$) ile yer değiştirme prensibine göre çalışan bir düzenek yapılmıştır. Bu düzenek 45 cm yükseklikte ve 7.4 cm iç çapa sahip ölçeklendirilmiş pleksiglas kolon ve 40-35 cm pleksiglas tanktan oluşmaktadır. Reaktörlerin beslenmesi sırasında sabit debi sağlayabilmek için besleme peristaltik pompayla yapılmıştır. Reaktörlerin ürettiği biyogazın kolanlardaki asitlendirilmiş su ile yerdeğiştirebilmesi için arıtılmış suyun çıkış kısmı üzerine çıkış suyunu kullanarak basıncı yenebilecek yükseklikte su bariyerleri oluşturulmuştur. Bu bariyerlerde zamanla biyokütle birikmesi ve uygulanan hidrolik bekletme süresinin dışında organik madde gideriminin devam edebileceği ihtimaline karşı hemen reaktör çıkışına, numune alma yerleri yerleştirilmiştir. Sıcaklıkla, sentetik atıksuyun bileşiminin değişimini engeleyebilmek için, atıksu kapalı kapta muafaza edilerek, mevsime bağlı olarak zaman zaman buz kullanılarak sıcaklığı kontrol altına alınması sağlanılmıştır.



Şekil 3.1. Anaerobik Filtre Reaktörünün Akım Şeması

- 1- Besleme Tankı
- 2- Peristaltik Pompa
- 3- Anaerobik Filtre
- 4- Su Ceketı
- 5- Sıçrama Tutucu
- 6- Gaz Çıkışı
- 7- Gaz Toplama Kolonu
- 8- 0.1 M Sülfürık Asıt Tankı
- 9- 35°C Termostatlı Su tankı
- 10- Su Devridaim Pompası

3.1.2. Sentetik Atıksu

Anaerobik Filtreye, içeriği Çizelge 3.1' de verilen sentetik atıksu ile yükleme yapılmıştır. Atıksu, günlük olarak saf su ile hazırlanmıştır.

Çizelge 3.1. Sentetik Atıksu Bileşimi (Ahn, 2000)

Bileşik	Konsantrasyon (mg/L)
Glikoz	1000 ^a
Maya ekstraktı	100
Üre	150 ^b
K ₂ HPO ₄	78
NaHCO ₃	2000 ^c
MgSO ₄ *7H ₂ O	215
CaCl ₂	50
FeSO ₄ *7H ₂ O	0.75
NiSO ₄ *6H ₂ O	0.5
MnCl ₂ *4H ₂ O	0.5
ZnSO ₄ *7H ₂ O	0.5
H ₃ BO ₃	0.1
CoCl ₂ *6H ₂ O	0.05
CuSO ₄ *5H ₂ O	0.005
H ₃ PO ₄ 12MoO ₃ 24H ₂ O	0.04

a,b,c: yukarıdaki çizelgedeki değerler 1000mg/L KOİ değerini sağlamaktadır. Artan KOİ değerlerinde a,b ve c değerleri orantılı olarak arttırılmıştır.

3.2.Metot

3.2.1. Analitik Yöntemler

Bu çalışmanın deneysel bölümünde, yukarı akışlı anaerobik filtreye sentetik atıksu ile değişen organik yüklerde besleme yapılmış ve çıkış suyunun kalitesi, kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ) cinsinden, oluşan gaz miktarı ise toplam biyogaz cinsinden ölçülmüştür. Bunların yanı sıra; askıda katı madde (AKM), Amonyak azotu (NH₃-N), alkalinite ve pH değerleri ölçülmüştür.

Reaktörde üretilen biyogaz miktarı, ölçeklendirilmiş kolonda asitlendirilmiş (0.1 M H₂SO₄) su ile yer değiştirme yöntemiyle ölçülmüştür. İki zaman aralığında toplanan gaz miktarı, ölçümün yapıldığı andaki sıcaklık ve basınç değerleri standart şartlara çevrilerek günlük biyogaz miktarı hesaplanmıştır. Açık hava basıncı

Çukurova Üniversitesi web sitesinden Meteoroloji İstasyonu ölçümlerine dayanılarak elde edilmiştir (Çukurova Meteo, 2005-2006). Çözünmüş KOİ (Kimyasal Oksijen İhtiyacı) K₂Cr₂O₇- H₂SO₄ karışımı ile oksidasyon ve 0.025 N Fe(NH₄)SO₄'le titrasyon yöntemiyle ölçülmüştür. Amonyum, borat tamponuyla pH 9.4'de H₃BO₃ içine distilasyon ve takiben 0.02 N H₂SO₄ ile titrasyonla ölçülmüştür.

Alkalinite, metil oranj indikatörü eşliğinde, 0.02 N H₂SO₄ titrasyonu ile ve AKM (askıda katı madde) gravimetrik yöntemle ölçülmüştür. Analizlerin tümü standart metodlara uygun olarak yapılmıştır (Standart Methods, 1998).

Çizelge 3.2. Çalışma Sırasında Yapılan Parametreler ve Kullanılan Metotlar (Standart Methods, 1998)

Parametre	Metot Adı	Standart Adı
Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ)	Açık Reflux Metodu	SM 5220 B 20. Baskı 1998
Askıda Katı Madde (AKM)	Gravimetrik Metot	SM 2540 D 20. Baskı 1998
pH	Elektrometrik Metot	SM 4500-H ⁺ B 20. Baskı 1998
Alkalinite	Titrasyon Metodu	SM 2320 B 20. Baskı 1998
Amonyak Azotu (NH ₃ -N)	Fenat Metodu	SM 4500- NH ₃ F 20. Baskı 1998

3.2.2. Deneysel Çalışma

Çalışma, daha önce farklı atıksuların arıtımında kullanılan reaktörde gerçekleştirildiğinden; reaktör 1.5 aylık bir adaptasyon sürecinde başlangıç değeri olan 3000 mgKOİ/L kirlilik yüküne sahip sentetik atıksu ile beslenerek çalıştırılmıştır. Alışma devresi boyunca KOİ ve günlük üretilen biyogaz miktarı ile çıkış pH değerleri takip edilmiştir. 1.5 aylık bir dönem sonunda organizmaların sentetik atıksuya adaptasyonu sağlanmıştır. Adaptasyon sürecinde reaktör pH'sı yaklaşık 7 civarında tutulmaya çalışılmıştır. Reaktör şok yüklemelerden ve ani sıcaklık değişimlerinden korunmuştur. Adaptasyon sürecinden sonra 35 °C'de sırayla 3000, 6000, 9000, 12000 ve 15000 mg KOİ /L değerlerine sahip sentetik atıksu günlük olarak beslenmiştir. Her yeni yüklemeye geçildiğinde, reaktör uygulanan şok yüke birkaç günde adapte olabilmektedir. Her yük değişiminde veriler düzenli olarak takip edilmiştir, ancak kinetik modele uyarlanan veriler, reaktör kararlı işletme koşullarında çalışırken alınan verilerden oluşmaktadır. Her yükleme alıştırma devreleri dışında yaklaşık olarak 20 gün sürmüştür. Yüklemeler sırasında günlük olarak giriş- çıkış KOİ değerleri, çıkış pH'ı ve üretilen toplam biyogaz miktarları ölçülmüştür. 3 günde bir, alkalinite değerleri ölçülmüştür. Çıkış suyundaki gözleme dayalı değişiklikler fark edildiğinde AKM ölçümü yapılmıştır.

Amonyak ölçümü her yeni yüklemeye geçildiğinde yapılmış ve biyolojik olarak oluşan amonyağın inhibisyon etkisi yaratacak seviyede olmadığı gözlenmiştir.

4. BULGULAR VE TARTIŞMA

4.1. Deneysel Bulgular

4.1.1. Anaerobik Filtrenin Kararlı Hale Ulaşma Süreci

Çalışmanın ilk aşaması reaktörün işletmeye alınarak kararlı hale ulaşması sürecidir. Bu süreçte reaktör 3000 mg KOİ/L kirlilik yüküne sahip sentetik atıksuyla yaklaşık olarak 1,5 ay, 35 ± 2 °C’de sentetik atıksu ile beslenmiştir. Reaktörün devreye alınması esnasında, kararlı hale ulaşıp ulaşılmadığını izlemek amacıyla günlük olarak; debi, giriş-çıkış KOİ ve çıkış pH değerleri ölçülmüştür. Bu aşamada alınan veriler, kinetik çalışmada kullanılmamıştır. Reaktörün verimi, % 96-98 seviyesine ulaştıktan sonra veri alma süreci başlatılmıştır.

Daha sonra sırasıyla 3000, 6000, 9000, 12000 mg KOİ/L’de yüklemeler yapıp Stover-Kincannon kinetik modeli çalışılmıştır. Veri alma süresi boyunca; günlük olarak debi, KOİ, pH, toplam biyogaz hacmi hesaplanmıştır. AKM, alkalinite, ve amonyak ölçümleri ise 3 gün aralıklarla reaktörün durumunu kontrol altında tutmak amacıyla hesaplanmıştır.

Çizelge 4.1. Anaerobik Filtrede Kararlı Hale Ulaşma Verileri

Zaman (Gün)	KOİ _{Giriş} (mg/L)	KOİ _{Çıkış} (mg/L)	% KOİ Giderimi	Metan Üretimi (L/gün)
1	3074	2017	34	0,421
2	2990	2027	32	0,441
3	3184	1952	39	0,482
4	3017	1935	36	0,423
5	3121	1982	36	0,564
6	3034	1354	55	0,626
7	3046	1340	56	0,697
8	3134	1214	61	0,693
9	3103	860	72	0,875
10	2966	807	73	0,868
11	2987	445	85	1,137
12	3032	421	86	1,374
13	3021	271	91	1,432
14	3108	275	91	1,453

15	2994	286	90	1,471
16	3054	301	90	1,421
17	2187	289	87	1,234
18	3162	290	91	1,432
19	3021	195	94	1,446
20	3134	180	94	1,542
21	3184	182	94	1,494
22	3017	169	94	1,545
23	3148	156	95	1,643
24	3053	152	95	1,642
25	3146	146	95	1,656
26	3108	158	95	1,653
27	2987	161	95	1,649
28	3087	134	96	1,742
29	3123	152	95	1,647
30	3091	139	96	1,654
31	3021	145	95	1,592
32	2972	143	95	1,554
33	3021	145	95	1,652
34	3183	132	96	1,654
35	3095	125	96	1,722
36	2989	118	96	1,743
37	3173	130	96	1,712
38	3051	124	96	1,698
39	2993	127	96	1,735
40	3116	123	96	1,694
41	3172	120	96	1,682
42	3052	117	96	1,762
43	2991	109	96	1,765
44	3079	114	96	1,654
45	3008	110	96	1.674

4.1.2. Kararlı Hale Ulaştıktan Sonra Elde Edilen Veriler

Çalışma boyunca tüm deneysel veriler 35 ± 2 °C de elde edilmiştir. Verilerin tümü Çizelge 4.2’de, ortalaması ve standart sapması Çizelge 4.3.’de özetlenmiştir.

Çizelge 4.2. Anaerobik Filtrede Çalışma Boyuca Elde Edilen Veriler

Ölçüm No	Debi (Q) (L/gün)	KOI _{giriş} (g/L)	KOI _{çıkış} (g/L)	OLR (KOI _g *Q/V) (gKOI/L*gün)	Giderilen KOI Q(Si-Se)/V (gKOI/L)	KOI Giderim Verimi (%)	Üretilen Gaz (L/gün)	Çıkış Ph
1	1249	3,107	0,101	2,918	2,823	97	2,038	7,12
2	1132	3,184	0,113	2,710	2,614	96	1,478	7,20
3	1286	3,217	0,124	3,111	2,991	96	1,646	7,18
4	1271	3,348	0,140	3,199	3,066	96	1,664	7,01
5	1226	3,253	0,111	2,999	2,896	97	1,697	7,04
6	1228	3,346	0,104	3,089	2,993	97	1,629	7,24
7	1088	3,734	0,121	3,055	2,956	97	1,335	7,05
8	1076	3,303	0,108	2,672	2,585	97	1,449	7,4
9	1021	2,946	0,066	2,262	2,211	98	1,433	7,8
10	1111	2,981	0,107	2,490	2,401	96	0,880	7,39
11	1180	2,972	0,105	2,637	2,544	96	1,767	7,91
12	1330	2,940	0,108	2,940	2,832	96	1,714	7,75
13	1266	2,908	0,105	2,768	2,668	96	1,604	7,39
14	1318	2,908	0,102	2,882	2,781	96	1,772	7,77
15	1571	2,754	0,118	3,253	3,114	96	2,195	7,83
16	1139	2,987	0,103	2,558	2,470	97	1,610	7,79
17	1300	3,162	0,121	3,091	2,972	96	1,598	7,82
18	1119	3,242	0,124	2,728	2,623	96	1,584	7,38
19	1271	3,325	0,109	3,178	3,073	97	1,755	7,43
20	1217	2,899	0,108	2,653	2,554	96	1,591	7,29
21	1283	2,974	0,127	2,869	2,746	96	1,662	7,41
22	1387	3,104	0,109	3,237	3,123	96	1,470	7,5
23	1412	3,103	0,152	3,294	3,133	95	3,130	7,49
24	1202	3,023	0,109	2,732	2,634	96	1,901	7,54
25	1390	3,089	0,131	3,228	3,091	96	1,790	7,73
26	1405	6,036	0,386	6,376	5,969	94	4,118	7,83
27	1287	5,908	0,328	5,717	5,400	94	3,236	7,69

Ölçüm No	Debi (Q) (L/gün)	KOI Giriş (g/L)	KOI Çıkış (g/L)	OLR (KOİg*Q/V) (gKOİ/L.*gün)	Giderilen KOİ Q(Si-Se)/V (gKOİ/L)	KOI Giderim Verimi (%)	Üretilen Gaz (L/gün)	Çıkış Ph
28	1264	5,789	0,360	5,502	5,160	94	2,389	7,55
29	1380	5,842	0,281	6,062	5,770	95	3,205	7,14
30	1512	6,017	0,302	6,840	6,497	95	2,959	7,4
31	1244	5,834	0,211	5,457	5,259	96	3,302	7,38
32	1101	5,887	0,231	4,873	4,682	96	2,189	7,25
33	1524	5,776	0,244	6,619	6,339	96	1,988	7,17
34	1318	5,324	0,216	5,276	5,062	96	2,699	7,73
35	987	5,806	0,206	4,309	4,156	96	1,737	7,83
36	1286	5,830	0,231	5,637	5,414	96	2,812	7,69
37	1803	5,821	0,277	7,891	7,516	95	2,564	7,46
38	1195	5,817	0,266	5,227	4,988	95	2,901	7,94
39	935	5,726	0,246	4,025	3,852	96	1,858	7,87
40	1610	5,883	0,302	7,122	6,756	95	3,660	7,54
41	1248	5,641	0,215	5,293	5,091	96	2,902	7,87
42	1102	5,651	0,230	4,682	4,492	96	2,811	7,65
43	1080	5,604	0,220	4,551	4,372	96	2,681	7,55
44	1467	6,082	0,310	6,708	6,367	95	3,031	7,58
45	1505	6,240	0,290	7,061	6,733	95	3,547	7,43
46	1404	5,757	0,275	6,077	5,787	95	2,336	7,56
47	1350	8,731	0,240	8,862	8,619	97	2,386	7,8
48	1094	9,035	0,509	7,429	7,010	94	3,681	7,63
49	967	8,647	0,295	6,287	6,072	97	2,530	7,99
50	952	8,684	0,313	6,216	5,992	96	2,435	8
51	1020	8,471	0,298	6,498	6,269	96	2,393	8,1
52	1100	9,260	0,299	7,661	7,414	97	3,860	7,82
53	1141	7,624	0,335	6,543	6,256	96	3,398	7,99
54	925	9,297	0,246	6,463	6,292	97	3,497	7,77
55	1129	9,512	0,302	8,077	7,820	97	2,607	7,83

Ölçüm No	Debi (Q) (L/gün)	KOI Giriş (g/L)	KOI Çıkış (g/L)	OLR (KOİ*Q/V) (gKOİ/L.*gün)	Giderilen KOİ Q(Si-Se)/V (gKOİ/L)	KOI Giderim Verimi (%)	Üretilen Gaz (L/gün)	Çıkış Ph
56	1376	8,740	0,322	9,041	8,708	96	4,608	7,75
57	1231	8,955	0,335	8,290	7,980	96	3,343	7,81
58	1039	9,189	0,312	7,177	6,933	97	3,164	7,87
59	1187	9,136	0,342	8,156	7,851	96	2,407	7,82
60	1572	7,680	0,335	9,076	8,680	96	3,720	7,94
61	1003	8,770	0,357	6,617	6,347	96	3,268	7,89
62	1610	10,962	0,388	13,273	12,803	96	4,800	7,81
63	1029	11,195	0,359	8,658	8,380	97	4,156	7,9
64	1500	10,770	0,232	12,147	11,885	98	4,667	7,99
65	1275	11,660	0,401	11,176	10,791	97	3,795	7,84
66	1269	11,161	0,450	10,648	10,219	96	3,606	7,97
67	962	11,584	0,470	8,376	8,037	96	3,869	7,74
68	1118	11,465	0,439	9,639	9,270	96	3,386	7,85
69	1113	11,552	0,493	9,665	9,252	96	3,557	7,9
70	1384	11,686	0,498	12,158	11,640	96	3,205	7,74
71	1213	11,739	0,425	10,711	10,323	96	4,122	7,8
72	1357	12,071	0,314	12,318	11,997	97	5,789	8,03
73	1528	11,801	0,498	13,554	12,982	96	5,975	7,9
74	1357	11,811	0,498	12,052	11,544	96	5,474	8,09
75	1257	11,690	0,420	11,046	10,649	96	4,246	7,99
76	1928	14,174	3,822	20,542	15,003	73	6,127	7,42
77	2095	14,267	3,391	22,468	17,128	76	5,630	7,65
78	991	14,000	2,818	10,427	8,328	80	5,367	7,61
79	985	14,281	1,746	10,577	9,283	88	5,076	7,84
80	1109	14,566	1,857	12,150	10,601	87	4,921	7,83
81	1063	13,984	1,033	11,178	10,352	93	4,471	7,83
82	926	14,413	1,094	10,037	9,275	92	5,584	7,79
83	1630	14,327	1,780	17,557	15,376	88	6,712	7,85

Ölçüm No	Debi (Q) (L/gün)	KOI Giriş (g/L)	KOI Çıkış (g/L)	OLR (KOİg*Q/V) (gKOİ/L*gün)	Giderilen KOİ Q(Si-Se)/V (gKOİ/L)	KOI Giderim Verimi (%)	Üretilen Gaz (L/gün)	Çıkış Ph
84	1612	14,213	1,410	17,225	15,516	90	5,500	7,84
85	2250	15,195	4,268	25,702	18,483	72	9,634	7,4
86	1956	14,539	3,425	21,380	16,344	76	8,037	7,38
87	1770	12,472	4,022	16,598	11,245	68	7,564	7,25
88	1101	14,548	1,998	12,040	10,387	86	4,454	7,17
89	2297	14,483	4,473	25,015	17,289	69	7,407	7,18
90	1985	14,437	4,887	21,544	14,251	66	6,926	7,29
91	2219	14,572	4,500	24,312	16,804	69	8,211	7,15
92	1877	19,420	5,113	27,403	20,188	74	8,804	7,34
93	2243	14,159	4,125	23,879	16,922	71	9,339	7,4
94	1036	14,418	3,387	11,231	8,592	77	6,009	7,29
95	1800	14,475	4,010	19,590	14,163	72	8,518	7,32
96	2194	14,293	4,761	23,583	15,727	67	10,172	7,3
97	2030	14,408	4,321	21,989	15,395	70	8,707	7,16
98	1440	14,435	4,018	15,626	11,276	72	8,025	7,45

Çizelge 4.3. Anaerobik Filtrede Çalışma Boyuca Elde Edilen Verilerin Ortalaması ve Standart Sapması

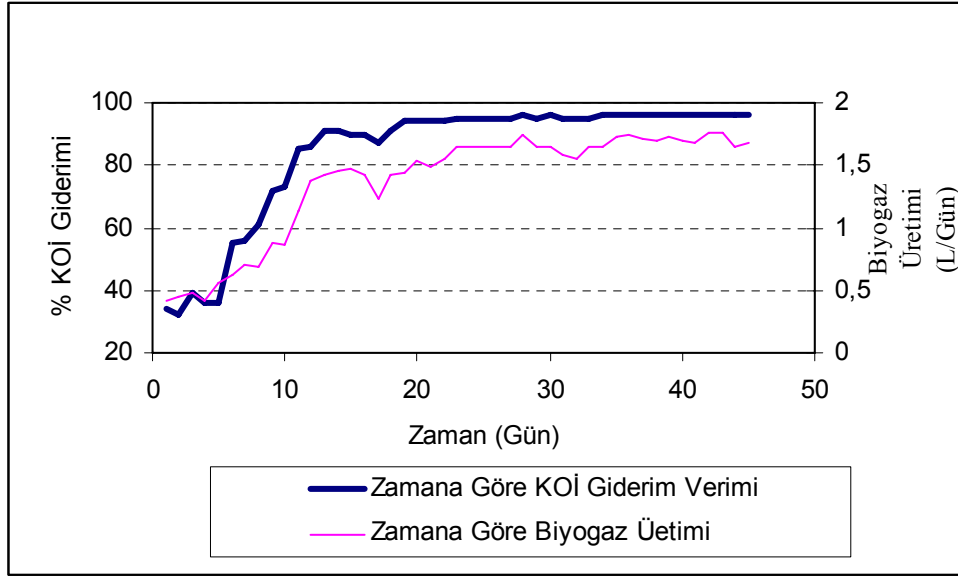
Giriş KOİ (g/L)	Çıkış KOİ (g/L)	Q (L/gün)	OLR (KOİg*Q/V) (gKOİ/L*gün)	Giderilen KOİ Q(Si- Se)/V (gKOİ/L)	Verim (%)	Üretilen Gaz (L/gün)	Ph	Alkalinite (mg/L)
3,112±0,207	0,113±0,016	1243±123	2,902±0,274	2,796±0,257	96±1	1,696±0,386	7,458±0,279	2485±203
5,822±0,189	0,268±0,050	1317±214	5,776±1,022	5,508±0,956	95±1	2,806±0,602	7,577±0,230	2678±146
8,782±0,541	0,323±0,061	1139±180	7,493±1,040	7,216±1,003	96±1	3,153±0,674	7,87±0,120	2620±157
11,511±0,362	0,420±0,078	1284±189	11,101±1,600	10,698±1,552	96±1	4,332±0,892	7,90±0,11	2705±42
14,525±1,164	3,316±1,307	1675±487	18,350±5,701	13,823±3,499	77±9	7,008±1,739	7,47±0,25	2709±80

4.2.Tartışma

4.2.1. Anaerobik Filtrenin Kararlı Hale Ulaşması

Anaerobik reaktörlerin, işletmeye alma devresinin uzun sürmesi, bilinen en belirgin özelliğidir. Anaerobik reaktörlerin arıtılacak atıksuya adapte olarak kararlı hale ulaşmaları, aşı olarak kullanılan çamurun ve atıksuyun özelliğine, ayrıca uygulanan işletme prosedürüne bağlı olarak iki aydan altı aya kadar zaman alabilir (Lin ve Yang, 1991). Lettinga ve ark, (1980) şeker fabrikası ve patates işleyen bir tesisin atıksularının anaerobik arıtımını yaptıkları çalışmada, anaerobik çamurun adaptasyon sürecinin 12 hafta sürdüğünü bildirmişlerdir. Başka bir çalışmada, aşı olarak kullanılan anaerobik çamurun granül formda olması halinde, adaptasyonunun bir aydan daha kısa sürebileceğini bildirmişlerdir (Lin ve Yung, 1991).

Anaerobik reaktörlerin işletmeye alınma devresinde karşılaşılan asıl problem arıtılacak atığa uygun mikroorganizma topluluğunun yetiştirilmesidir. Uygun nitelikte bir mikroorganizma topluluğu olması durumunda bu süre çok kısalmıştır (Gökçay, 2001). Çalışmada kullanılan reaktör daha önce çeşitli arıtılabilirlik çalışmalarında sentetik atıksu ile beslenen bir reaktördür. Reaktörün içindeki çamurun granüler formda olmasının, reaktörün sentetik atıksuya adapte olarak kararlı hale ulaşma süresini kısalttığı düşünülmektedir.



Şekil 4.1. AF Kararlı Hal Fazı KOİ Giderimi-Metan Üretimi Grafiği

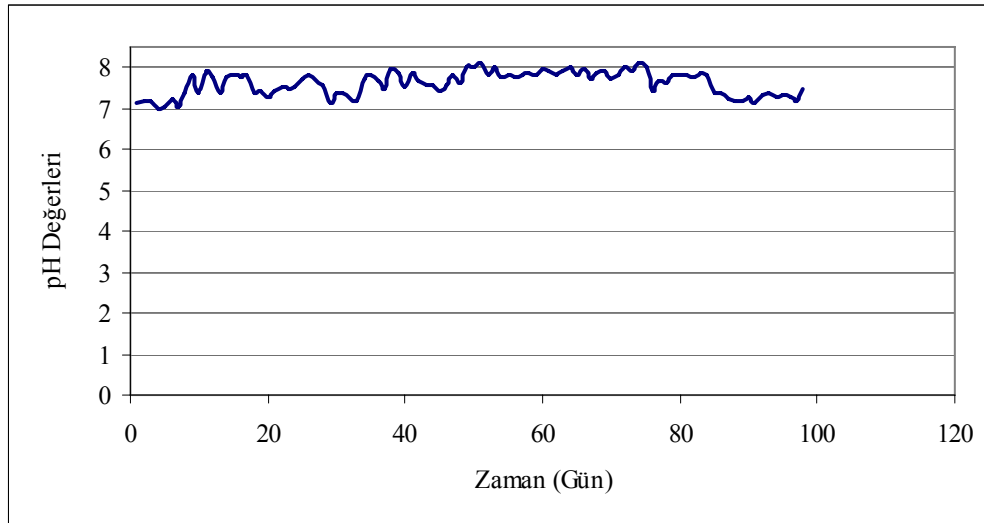
Reaktör, özellikleri Çizelge 3.1.'de verilen sentetik atıksu ile beslenmiştir. Reaktörde, adaptasyonun esas göstergesi olan KOİ giderme verimi ve biyogaz üretiminin yanı sıra alkalinite, AKM, $\text{NH}_4\text{-N}$ ve pH gibi anaerobik reaktörler için karakteristik olan parametreler de ölçülmüştür. Şekil 4.1.'de görüldüğü gibi, AF nin aşılamaı takip eden ilk gün KOİ giderme verimi %33 civarında olmuştur ve reaktörlerin %96 KOİ gideriminin gerçekleştiği kararlı hale ulaşması yaklaşık 45 gün sürmüştür. Metan verimi açısından bakıldığında, kararlı hale ulaştıktan sonra AF nin metan verimi ortalama 1.70 L / gün olarak ölçülmüştür.

4.2.2. İzleme Parametreleri

Deneyler sırasında çeşitli işletme problemleriyle karşılaşılmasıdır. Yaz döneminde reaktörde karşılaşılan mekanik bir problemten dolayı, yüklemeye bir müddet ara verilmiştir. Problem giderildikten sonra reaktörün eski performansına dönmesi beklenmiş, o aralıkta yapılan ölçümler kinetik modele uygulanmamıştır. İşletmede karşılaşılan bir diğer problem ise, çıkış suyunda belli aralıklarla oldukça yüksek AKM değerlerine rastlanmasıdır. Mikroorganizmalar, ani sıcaklık değişimlerine, aktivitelerini geçici olarak durdurarak cevap verir, ani sıcaklık değişimi, reaktörün pH'sının ani olarak düşmesine, VFA'da ani yükselmesine ve çıkış suyunda AKM

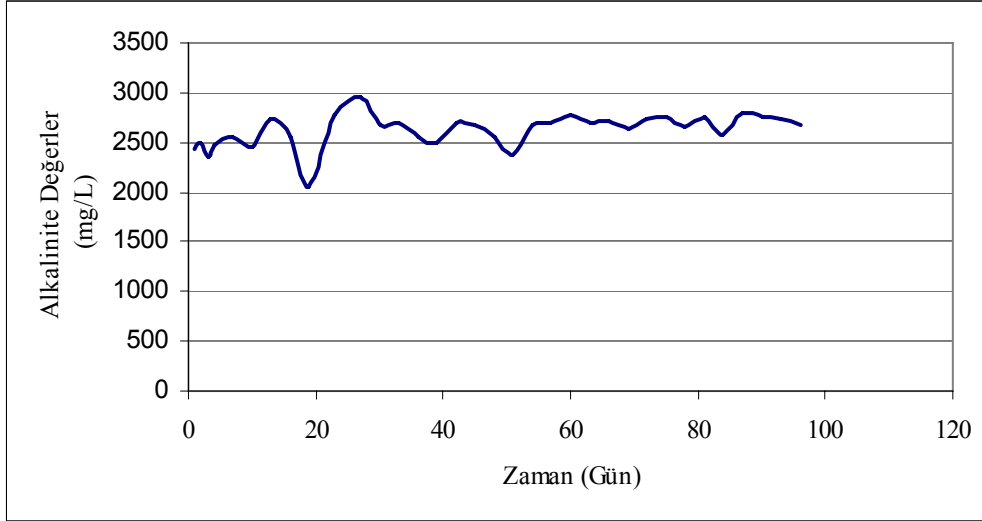
nin artmasına neden olabilir (Borja ve ark., 1994). Çalışma sırasında oluşan yüksek AKM değerleri, çok yüksek organik yüklemeler ve yüksek gaz üretiminin olduğu peryotlara rastladığından dolayı, metan gazının taşınmasıyla çamur yıkanmasına neden olduğu da düşünülmektedir.

Reaktör performansını takip etmek için bir diğer parametre olan debi, günlük olarak ölçülmüştür. Debi ölçümleri, hergün reaktör çıkışından belli zaman aralıkları sonunda toplanan çıkış suyunun hacmi ölçülerek hesaplanmıştır. Debi ölçümleri sonucu peristatik pompanın salınımlarının dışında farklılıklar tespit edilmiştir. Debi farklılıkları, çoğunlukla elektrik kesintilerinden kaynaklanmaktadır. Zaman zaman voltaj yükselmesinde bağlı olarakda yüksek debiler ölçülmüştür. Kinetik sabitler reaktöre beslenen organik yükleme ve reaktör tarafından giderilen organik yüke bağlı olarak hesaplanacağı için debideki büyük değişimlerin olduğu datalar kinetik hesaplamalara katılmamıştır.



Şekil 4.2. AF’de Çalışma Süresince pH Değerlerinin Değişimi

Reaktörün pH değeri günlük olarak takip edilmiştir. Şekil 4.2’de görüldüğü gibi reaktörü inhibe edecek değerler ölçülmemiştir. Alkalinite, çıkış suyunda 2046-2950 mg/L aralığında ölçülmüştür. Çıkış suyunda yapılan amonyak ölçümlerinde ortalama olarak 160 mg/L NH₃-N ölçülmüş, nötral pH değerinde toksik etki gösterebilecek bir değer olmadığından rutin olarak ölçülmemiştir. Reaktörde yeni yüklemelere geçildiğinde izleme amacıyla NH₃-N analizi yapılmıştır.



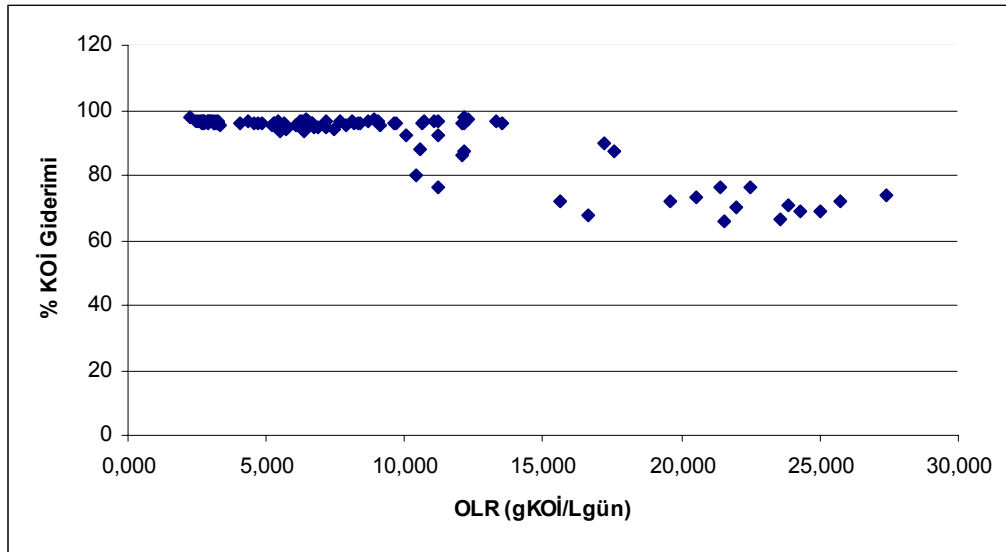
Şekil 4.3. AF’de Çalışma Süresince Alkalinite Değerlerinin Değişimi

4.2.3. Organik Yüklemelerle Reaktör Verimlerinin Karşılaştırılması

Yapılan çalışma sonucunda, 3, 6, 9, 12 g KOİ/Lgün organik yüklemelerde % 94-98 arasında arıtma verimi elde edilirken, 15 gKOİ/Lgün yüklemelerde KOİ giderimi % 66 ya kadar gerilemiştir. Aşağıdaki grafikte, organik yüklemelere karşı, giderilen KOİ değerleri görülmektedir. Şekil 4.4’de artan organik yüklemelerle reaktörün veriminin azaldığı gözlenmiştir.

Literatür bilgilerine göre, artan organik yükleme oranına (OLR) göre % KOİ giderimi azalır (Speece, 1996; Yu ve ark., 1998; Ahn ve Forster, 2000). Plummer ve ark. (1968), 1500-3000 mg KOİ/L değerindeki atıksu ile 35°C anaerobik filtrede yaptıkları çalışmada, 4.5-72 saat bekleme süresinde ve 0.424-3.392 kg/m³gün organik yüklemeyle, reaktörün KOİ giderme verimini %36.7-92.1 arasında olduğunu bildirmişlerdir. Yaung ve McCarty (1969), 1500-6000 mg KOİ/L değerindeki atıksu ile 25°C’de anaerobik filtrede yaptıkları çalışmada, 4.5-72 saat bekleme süresinde ve 0.43-3.4 kg/m³gün organik yüklemeyle, reaktörün KOİ giderme verimini %63-93 arasında olduğunu bildirmişlerdir. Heriki çalışma da organik yüklemenin artışına bağlı olarak KOİ giderme veriminin azalması bakımından benzerlik göstermektedir. Ancak organik yükleme miktarlarına bakıldığında her ikisinde de KOİ gideriminin en düşük olduğu maksimum organik yükleri oldukça düşüktür. Bu çalışmada

%63'lük en düşük KOİ giderme veriminin sağlandığı organik yük miktarı yaklaşık 18 kgKOİ/m³gün değerindedir. Çalışmalar arasındaki bu fark, anaerobik teknolojiye granül halinde bulunan çamurdaki gelişmelerden kaynaklandığı düşünülmektedir. Çalışmayla diğer iki çalışmanın yapıldığı zaman anaerobik çamurun granül formunda kullanılmasıyla açıklanabilir.



Şekil 4.4. OLR'ye Göre % KOİ Giderimi

4.2.4. Kinetik Değerlendirme

Çalışmadan elde edilen sonuçların kinetik değerlendirilmesi, Stover-Kincannon Modeli uygulanarak yapılmıştır. Stover-Kincannon Modeli Şekil 4.6.'da, deneysel çalışmadan elde edilen sonuçlar, Stover-Kincannon Modeli'ne uygulanmıştır.

Stover-Kincannon Modeli, organik reaktöre verilen organik yük ve reaktör tarafından giderilen organik yükü esas alan bir kinetik modeldir. İlk kez Stover-Kincannon tarafından dönerbiyodisklere uygulanmıştır. Aşağıda, substrat giderim hızını aşağıdaki eşilikle tanımlamıştır.

$$\frac{dS}{dt} = \frac{U_{\max} (Q * S_i / A)}{K_B + (Q * S_i / A)} \quad (1.14)$$

Anaerobik filtrelerde, sutratın önemli bir kısmının reaktör boşluklarında bulunan granüler formdaki biyokütle tarafından giderildiği kabulüne göre, Stover ve Kincannon eşitliğindeki disk yüzey alanı (A) yerine anaerobik filtrelerdeki boşluk hacmi (V) alınarak, Young tarafından Stover Kincannon Modeli anaerobik filtreler için modifiye edilmiştir (Young, 1982).

$$\frac{dS}{dt} = \frac{U_{\max} * (Q * S_i / V)}{K_B + (Q * S_i / V)} \quad (1.15)$$

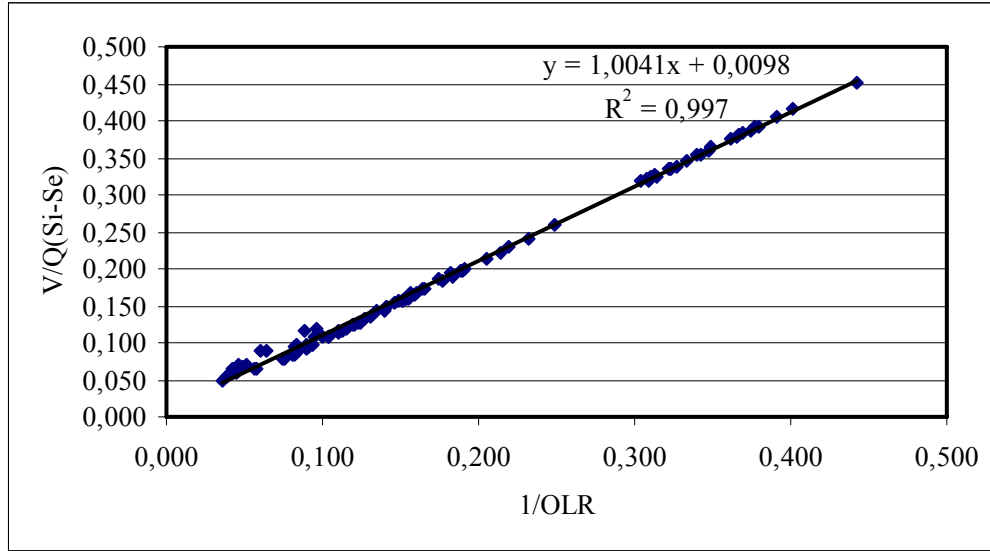
Bu eşitlik lineerize edilirse;

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)^{-1} = \frac{V}{Q * (S_i - S_e)} = \frac{K_B}{U_{\max}} \left[\frac{1}{OLR}\right] + \frac{1}{U_{\max}} \quad (1.16)$$

$\frac{V}{Q * (S_i - S_e)}$ 'ye karşılık $\frac{1}{OLR}$ grafiğe geçirilirse, elde edilen doğrunun

eğimi $\frac{K_B}{U_{\max}}$ 'ı; kesim noktası da $\frac{1}{U_{\max}}$ 'ı verir.

Bu çalışmada elde edilen veriler, düzenlenerek $\frac{V}{Q * (S_i - S_e)}$ ile $\frac{1}{OLR}$ grafiği çizildiğinde Şekil 4.5'de görüldüğü gibi, $K_B/U_{\max} : 1.0041$ ve $1/U_{\max} : 0.0098$ 'dir. Buradan kinetik sabitler, U_{\max} ve K_B sırasıyla, 102,04 g/L-gün, 102,01 olarak hesaplanmıştır.



Şekil 4.5. 35±2 °C'de Anaerobik Filtrede Stover-Kincannon Modeli

Bu iki değer, istenilen çıkış KOİ değeri için, anaerobik arıtma tesisi planlamasında kullanılabilir. Buradan hareketle reaktör hacmi veya bekletme süresi hesaplanabilir. Yu ve Ark. (1998), anaerobik filtrelerde soyafasulyesi atıksularının arıtma kinetiğini araştırmışlar, yapılan araştırma sonucunda elde edilen veriler Stover-Kincannon kinetik modeline uygulamışlardır. Sonuçlardan korelasyon katsayısı R^2 0.997, kinetik sabitlerinden U_{max} 83.3 g/Lgün ve K_B ise 85.5 g/Lgün olarak hesaplamışlardır. Yine aynı sonuçları Monod Kinetik Modeline göre çalışmışlardır. Korelasyon katsayısı r^2 yi 0.915 olarak hesaplanmıştır. Yaptıkları çalışma sonunda Stover-Kincannon modelinin Monod Modeline kıyasla anaerobik filtrelerin kinetik modellemesinde daha iyi sonuçlar verdiğini bildirmişlerdir.

Herne kadar Monod Kinetik modelinin bir çok biyolojik arıtma sistemi için uygunluğu literatürde sıkça uygulansada anaerobik filtrelerde biyokütlenin homojen olarak dağılmaması, biyokütle konsantrasyonundaki ölçümlerin hatalı hesaplanmasına neden olabilir. Monod modelinin uygulanmasında biyokütle konsantrasyonu kullanıldığından, özellikle anaerobik filtrelerde Stover-Kincannon'a göre daha küçük korelasyon katsayıları verebilir.

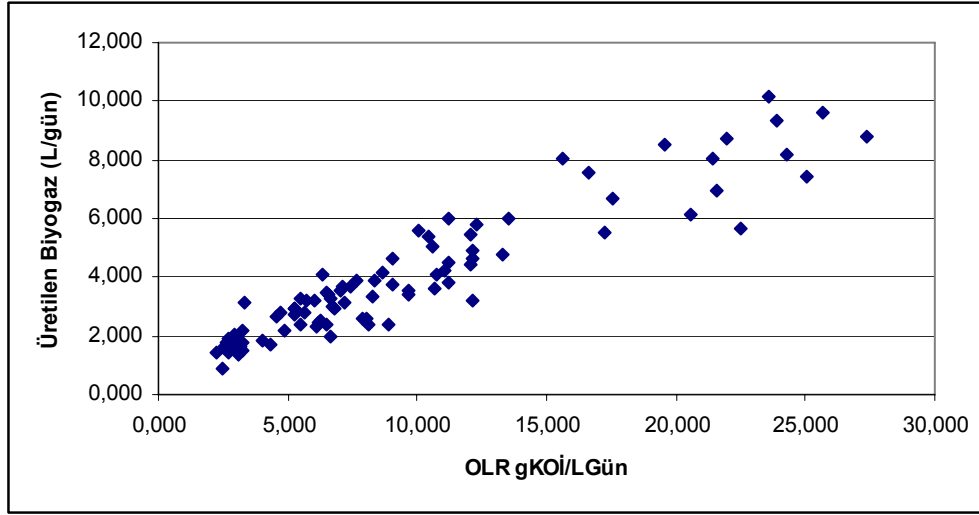
Ahn ve Forster (2000), biri mezofilik biri termofilik olmak üzere iki adet anaerobik filtre kullanarak, farklı yüklerde nişastayla hazırlanan sentetik atıksu ile besleme yapmışlardır. Araştırma sonuçlarını Stover-Kincannon kinetik modeline

uyarlamışlardır. Elde ettikleri sonuçlar ise; mezofilik reaktörler için korelasyon katsayısı R^2 yi 0.9977 U_{max} ve K_B kinetik sabitlerini ise sırasıyla 49.8 g/Lgün ve 50 g/Lgün olarak, termofilik reaktörler için korelasyon katsayısı R^2 yi 0.9991 U_{max} ve K_B kinetik sabitlerini ise sırasıyla 666.67 g/Lgün ve 702.47 g/Lgün olarak hesaplamışlardır. Ahn ve Forster (2002), kağıt hamuru likörü ve oluklu mukavva atıksularını kullanarak yukarı akışlı anaerobik filtreyle yaptıkları çalışmada hem mezofilik hemde termofilik kinetik sabitleri hesaplamışlardır. Yaptıkları çalışma sonunda mezofilik koşullar için kağıt atıksularında U_{max} 6.71 g/Lgün, K_B 6.14 g/Lgün, oluklu mukavva atıksularında ise U_{max} 3.86 g/Lgün, K_B 0.8 g/Lgün, termofilik koşullarda ise kağıt atıksularında U_{max} 185 g/Lgün, K_B 207 g/Lgün, oluklu mukavva atıksularında ise U_{max} 42.2 g/Lgün, K_B 27.2 g/Lgün olarak hesaplanmışlardır. Oluklu mukavva atıksuyunun daha düşük U_{max} ve K_B değeri vermesin nedenini atıksu içinde bulunan bordan kaynaklandığı düşünmektedirler. Heriki atıksuda yapılan bor analizi sonunda oluklu mukavva atıksuyundaki bor konsantrasyonunu 0.86 mg/L, kağıt atıksuyundakini ise 0.02 mg/L'den daha düşük olduğunu bulmuşlardır.

U_{max} ve K_B değerleri bir atıksu için belirlendikten sonra belli bir giriş suyu konsantrasyonundan istenen çıkış suyu konsantrasyonuna arıtma yapabilecek anaerobik filtrelerin, hacmi hesaplanabilir.

4.2.5. Reaktörün Biyogaz Üretimi

Reaktöre beslenen organik yüklemelere karşı, üretilen biyogaz miktarı grafikte gösterilmektedir.



Şekil 4.6. OLR'ye Karşı Üretilen Biyogaz

Grafikten, üretilen biyogazın OLR miktarına bağlı olarak arttığı görülmektedir. 2.9 ile 18,228 gKOİ/Lgün arasında değişen organik yüklemelerle, 1.696-7.008 L/gün arasında biyogaz üretimi hesaplanmıştır. Yapılan ölçümlerde oluşan gazdaki biyogaz miktarının 35 °C'de %66 civarında olduğu gözlenmiştir.

5.SONUÇLAR VE ÖNERİLER

Bu çalışmadan elde edilen bulgular doğrultusunda aşağıdaki sonuçlar elde edilmiş ve öneriler sunulmuştur.

Bu çalışmada, substrat olarak glikoz kullanılarak hazırlanan sentetik atıksuyun anaerobik filtrelerde, 35 ± 2 °C'de arıtma kinetiği modifiye edilmiş, Stover-Kincannon modeline göre çalışılmıştır ve U_{max} : 102.04 g/L-gün ; K_B : 102.01 g/L-gün olarak hesaplanmıştır.

Anaerobik filtrelerde KOİ giderim verimi, % 66-98 arasında hesaplanmıştır. Anaerobik Filtrelerde mezofilik şartlarda yüksek verimle atıksu arıtımı yapılabilmektedir. Elde edilen çıkış değerlerinin deşarj standartlarını sağlayamama durumunda, takip eden bir arıtma metoduyla (Örn.; Aktif çamur ya da membran) daha düşük çıkış değerleri ve yüksek kalitede arıtılmış su elde etmek mümkündür.

Bu çalışmanın devamında; fruktoz, melas gibi farklı substratlar çalışılarak kinetik hesaplamalar yapılabilir. Ayrıca substratların farklı konsantrasyonlarda karışımı sağlanarak (çevrede bulunan endüstrilere göre gerçek atıksu özelliğine yakın karışımda sentetik atıksular ile) karışık substratlı atıksuların kinetiği de çalışılabilir.

U_{max} ve K_B değerleri bir atıksu için belirlendikten sonra belli bir giriş suyu konsantrasyonundan istenen çıkış suyu konsantrasyonuna arıtma yapabilecek anaerobik filtrelerin, hacmi hesaplanabilir. Bu şekilde hesaplanarak bir reaktör işletmeye alındıktan sonra pratikte reaktör verimi izlenerek, varsa, teorik ve pratik sonuçlar arasındaki fark ortaya konabilir ve bu farkların sebepleri araştırılabilir.

Reaktörde biyokütle ölçümü yapılırsa, Monod kinetik modeli uygulanıp, Stover-Kincannon modeli ile karşılaştırılabilir.

Reaktör şekli iki fazlı olarak değiştirilirse, metanojenik fazda metanojen bakterilerin hassasiyet gösterdiği şartların kontrol altında tutulmasıyla reaktörün inhibe olma riski azaltılarak, reaktör verimleri karşılaştırılabilir.

KAYNAKLAR

- AHN, J., FORSTER C. F., 2000. Kinetik analyses of the operation of mesophilic and thermophilic anaerobic filters treating a simulated starch wastewater. *Process Biochemistry*. 36. 19-23s.
- AKUNNA J., Bizeau C., Moletta R., Bernet N. and Heduit A. (1994) Combined organic carbon and complete nitrogen removal using anaerobic and aerobic upflow filters. *Wat. Sci. Tech.* 30(12), 297-306.
- ALVAREZ, M.J., 2003. Biomethanization of the organic fraction of municipal solid wastes, pp. 1-43, Iwa Publishing, London.
- ANNACHHATRE, A.P., 1996. Anaerobic treatment of industrial wastewaters, *Resources, Conservation and Recycling*, 16, 161-166.
- BODİK, I. HERDOVA, B. ve DRTIL, M., 2002. The use of upflow anaerobic filter and AnSBR for wastewater treatment at ambient temperature. *Water Research*, 36, 1084-1088.
- BORJA R., MARTIN A., DURAN M. M., LUQUE M. ve ALONSO V., 1994. Kinetic study of anaerobic digestion of brewery wastewater. *Process Biochemistry* 29 (8), 645-650
- BORJA R., Banks C. J. and Wang Z., 1995. Performance of a hybrid anaerobic reactor, combining a sludge blanket and a filter, treating slaughterhouse wastewater. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 43, 351-357.
- ÇETİN, E., 2005. Karton endüstrisi atıksularının anaerobik arıtımı ve arıtma kinetiği. II. Mühendislik Bilimleri Genç Araştırmacılar Kongresi (MBGAK), İstanbul.
- DAGUE, R.R.; BANIK, G.C. ; ELLIS, G.E., 1998. Anaerobic sequencing batch reactor treatment of dilute wastewater at psychrophilic temperatures. *Water Environ. Res.*, 70, 155.
- DEMİRER G. N., DURAN M. M., ZİTOMER D., SPEECE E. R., Anaerobik biyoteknoloji ve endüstriyel atıksu arıtımı, 2. Ulusal Çevre Mühendisliği Kongresi, TMMOB Çevre Mühendisleri Odası, İstanbul, Aralık 1997

- DEMİRER, G. N., DURAN, M., GÜVEN, E., UĞURLU, Ö., ERGÜDER, T. H., TEZEL, U., ŞEN, S., KORKUSUZ, E. A., VAROLAN, N., 2001. Organik atıklardan anaerobik yöntemlerle biyogaz eldesi: Türkiye’de uygulanabilirlik. Yenilenebilir Enerji Kaynakları Sempozyumu , İzmir.
- ECKENFELDER, W.W., 1989. Industrial water pollution control, pp. 247, McGraw-Hill, Inc., Singapore.
- ERDİN E., Çevre Mühendisliği Mikrobiyolojisi, D.E.Ü. İzmir 1994
- ERDİN, E., 1994. Çevre Mühendisliği Mikrobiyolojisi Ders Notları, İzmir.
- FRANKLİN, R.J., 2001. Full-scale experience with anaerobic treatment of industrial wastewater, Wat. Sci. Technol., 44(8), 1-6.
- GALLERT C. and WINTER J., 2005. Bacterial metabolism in wastewater treatment systems. Environmental Biotechnology. ISBN: 3-527-30585-8
- GALLERT C., HENNING A. ve WINTER J., 2003. Scale-up of anaerobic digestion of the biowaste fraction from domestic wastes. Water Research 37 (6), 1433-1441.
- GÖKÇAY C. F., DEMİRER G. N., DURAN M. M., Anaerobik biyoteknoloji teorik altyapı ve uygulamalar, eğitim semineri notları, IV. Ulusal Çevre Mühendisliği Kongresi. TMMOB Çevre Mühendisleri Odası, İçel, Kasım 2001
- GUJER, W. ve ZEHNDER, A. J. B., 1983. Conversion processes in anaerobic digestion. Water Science And Technology, 15 (8/9), 127-167.
- İNCE O., Ince B. K. and Donnelly T., 2000. Attachment, strength and performance of aporous media in an upflow anaerobic filter treating dairy wastewater. Wat. Sci. Tech. 41(4-5), 261-270.
- KARPUZCU, M., 1996. Çevre Kirlenmesi ve Kontrolü, Kubbealtı Neşriyatı, İstanbul.
- KOBAYASHİ, H. A., STENSTROM M. K., MAH R. A., 1983. Treatment of low strength domestic wastewater using the anaerobic filter. Water Res., Vol.17 No.8 903-909

- LETTINGA.G., 1980 Use off Upflow Sludge Blannket (USB) ReactorConcept for Biological WastewaterTreatment, especially for Anaerobik treatment. Biothechnol Bioeng. 22: 69
- LETTINGA G., VAN HAANDEL, A.C., 1994. Anaerobic Sewage Treatment, John Wiley and Sons
- LIN.K.C., and YANG.Z., 1991. Technical Review on the UASB Process. Intern.J.Enviromental Studies. 39:203-222.
- LIN C. Y. ve CHANG R.C., 2004, Fermentative hydrogen production at ambient temperature. Int. J. of Hydrogen Energy 29, 715-720.
- LIER V. B. J., 2004. Anaerobic waste water treatment (AWWT) genel intraduction. Wageningen University, Lettinga Associates Foundation (LeAf)
- MCCARTY, P. L., 1964. Anaerobic waste treatment fundamentals. Part One, Chemistry and Microbiology, Public Works, 107-112.
- MCCARTY, P. L., 1964. Anaerobic waste treatment fundamentals. Part Two, Enviromental requirements and control, Public Works, 123-126.
- MCCARTY, P. L., 1964. Anaerobic waste treatment fundamentals. Part Three, Toxic Materials and Their Control, Public Works, 91-94.
- MCCARTY, P. L., 1964. Anaerobic waste treatment fundamentals. Part Four, Process Desing, Public Works, 95-99.
- MCCARTY, P.L., 2001. The Development Of Anaerobic Treatment and its Future, Water Sci. Technol., 44(8), 149-156.
- METCALF & EDDY INC., 1991. Wastewater Engineering, Treatment Disposal and Reuse, 3. baskı. McGraw Hill Inc., New York, USA, 1334.
- MUSLU, Y., 1996. Atıksuların Arıtılması, İTÜ.
- ÖKTEM Y. A., 2005. Anaerobik arıtmada faz ayrımı: asidifikasyon fazı. II. Mühendislik Bilimleri Genç Araştırmacılar Kongresi.
- ÖKTEM, Y. A., İNCE O., 2005. İlaç atıksularının tek ve iki kademeli anaerobik arıtımında sistem performanslarının karşılaştırılması. İTÜ Mühendislik Dergisi, 4. Cilt Sayı:2, 11-18
- ÖZTÜRK, İ., 1999. Anaerobik biyoteknoloji ve atık arıtımındaki uygulamaları, s.

- 11-46, Su Vakfı Yayınları, İstanbul.
- PATEL H., MADAMWAR D., 2000. Biomethanation of low pH petrochemical wastewater using up-flow fixed-film anaerobic bioreactors. *World Journal of Microbiology & Biotechnology*, 16:69-75.
- PAVLOSTATHIS, S.G.; GIROLDO-GOMEZ, E., 1991. Kinetics of anaerobic treatment. *water sci. technol.*, 24, (8), 35-59.
- PLUMMER A. H., MALINA J. F. And Eckenfelder W. W. (1968) Stabilization of a low solids carbohydrate waste by anaerobic submerged filter. *Proc. 23rd Annual Ind. Wast Conf. Purdue Univ.* 462-473
- RITTMANN, B.E. and McCarty, P.L., 2001. *Environmental biotechnology: principles and applications*, pp. 570-596, McGraw-Hill, Inc., New York.
- SEGHEZZO, L., 2004. anaerobic treatment of domestic wastewater in subtropical regions, Thesis Wageningen University, Wageningen. ISBN: 90-8504-029-9.
- SPEECE R.E., 1996. *Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters*. Archae Press. United States of America, 394.
- STUCKEY D. C. ve NACHAIYASIT S., 1997. Effect of low temperatures on the performance of an anaerobic baffled reactor (ABR). *J. Chem. Tech. Biotechnol.*, 69, 276-284.
- SUCU M. Y., 2004. Evsel atıksuların arıtımında anaerobik arıtma tekniklerinin kullanılabilirliğinin araştırılması. Yüksek Lisans Tezi, Çukurova Üniv. Fen Bilimleri Ens., Adana.
- TANYEL S., 2001. Şeker sanayii alt komisyon raporu, 8. 5 Yıllık Kalkınma Planı Gıda Sanayi Özel İhtisas Komisyonu Raporu, Ankara.
- TCHOBANOGLIOUS, G. and BURTON, F.L., 1991. *Wastewater Engineering*, pp. 423-425, McGraw-Hill, Singapore.
- TMMOB Makina Mühendisleri Odası, 1994. *Atıksu Arıtma Sistemleri, Uygulamaları ve İşletilmeleri Bildiriler Kitabı*. MMO yayın No: 173. ISBN: 975-395-138-8.
- UBAY, G., 1993. Evsel atıksuların havasız biyolojik arıtımı üzerine bir araştırma, İTÜ Fen Bilimleri Enstitüsü, Doktora Tezi. İstanbul

- ÜN R., 2001. Nişasta ve nişasta bazlı şekerler alt komisyon raporu, 8. 5 Yıllık Kalkınma Planı Gıda Sanayi Özel İhtisas Komisyonu Raporu, Ankara.
- VİRARAGHAVAN T. and VARADARAJAN R. (1996) Low temperature kinetics of anaerobic filter wastewater treatment. *Bioresource Tech.* 57, 165-171.
- WUST, E. L., 2003. Single-Phase Cheese Wastewater Treatment By Anaerobic SBRs, Marquette University, in Partial Fulfillment of the Requirements for the Degree of Master of Science, Milwaukee, Wisconsin.
- YILMAZ, T., 2004. Yukarı akışlı anaerobik çamur örtü ve anaerobik filtre reaktörlerinde siyanür giderimi. Doktora Tezi, Çukurova Ün. Fen Bilimleri Ens., Adana.
- YU, H., WILSON, F. ve Tay, J.-H., 1998. Kinetic analysis of an anaerobic filter treating soybean wastewater. *Wat. Res.*, 32 (11), 3341-3352.
- YOUNG J. C. and MCCARTY P. L., 1969. The anaerobic filter for waste treatment. Stanford University Technical Report No. 87.

ÖZGEÇMİŞ

1980 yılında ELAZIĞ'da doğdu. İlk, orta ve lise eğitimini Adana'da tamamladıktan sonra 2003 yılında Mersin Üniversitesi Mühendislik Fakültesi Çevre Mühendisliği bölümünden mezun oldu. 2003 yılında Çukurova Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Çevre Mühendisliği Anabilim Dalında yüksek lisans eğitimine başladı. Halen aynı bölümde Yüksek Lisans eğitimime devam etmektedir.