

**YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

**PİLOT ÖLÇEKLİ BİR ANAEROBİK ATIKSU
ARITMA TESİSİNİN KURULMASI
OTOMASYONU ve KONTROLÜ**

Elektrik Müh. Fatma YILDIZ

**F.B.E. Elektrik Mühendisliği Anabilim Dalı
Kontrol ve Otomasyon Programında Hazırlanan**

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Tez Danışmanı: Yrd. Doç. Dr. Şeref Naci ENGİN

İSTANBUL, 2007

İÇİNDEKİLER

	Sayfa
SİMGE LİSTESİ	iv
KISALTIMA LİSTESİ.....	v
ŞEKİL LİSTESİ.....	vi
ÇİZELGE LİSTESİ	vii
ÖNSÖZ	viii
ÖZET	1
ABSTRACT	2
1. GİRİŞ	3
2. LİTERATÜR ARAŞTIRMASI.....	6
2.1 Anaerobik Arıtmanın Aşamaları	8
2.2 Anaerobik Arıtmada Biyokütleinin Matematiksel Modeli	10
2.3 Anaerobik Arıtmanın Donanımı.....	15
2.3.1 Reaktör.....	15
2.3.2 Enstrümantasyon	17
2.4 İzlenmesi ve Kontrol Edilmesi Gereken Parametreler	18
2.4.1 pH	19
2.4.2 Sıcaklık	20
2.4.3 Gaz Değişimleri	22
2.4.4 KOİ	22
2.4.5 BOİ	23
2.4.6 Uçucu Yağ Asitleri	23
2.4.7 Alkalinite.....	23
2.5 Kontrol ve Otomasyon.....	24
2.5.1 pH	27
2.5.2 Sıcaklık	28
2.6 Türkiye’de Anaerobik Arıtma Yapan Tesisler.....	32
3. PİLOT ÖLÇEKLİ BİR ANAEROBİK ATIKSU ARITMA SİSTEMİNİN KURULMASI ve OTOMASYONU	35
3.1 Deney Düzenegi	36
3.2 Kullanılan Enstrümantasyon	40
3.2.1 Seviye Algılayıcı	40
3.2.2 Sıcaklık Algılayıcı	41
3.2.3 pH Ölçer.....	42
3.3 Otomasyon	43

4.	DOĞRUSAL OLMAYAN BİYOKÜTLE DURUM DENKLEMLERİNİN ÇÖZÜMÜ	46
4.1	Diferansiyel Dönüştürme Metodu (DTM)	46
4.2	DTM Yöntemi ile Biyokütle Denklemlerinin Çözümü	47
5.	SONUÇLAR ve TARTIŞMA	49
	KAYNAKLAR	50

SİMGE LİSTESİ

X_1	Asidojenik bakteri konsantrasyonu
X_2	Metanojenik bakteri konsantrasyonu
S_1	Substrat konsantrasyonu
S_2	Uçucu yağ asitleri konsantrasyonu
D	Dilüsyon (seyreltme) oranı
K_{S1}	S_1 ile ilgili doyum parametresi
K_{S2}	S_2 ile ilgili doyum parametresi
k_1	Kimyasal oksijen ihtiyacı verim katsayısı
k_2	Uçucu yağ asidi verim katsayısı
k_d	Bakteri ölüm katsayısı
μ	Spesifik mikroorganizma büyüme oranı
q_M	Biyogaz (metan) üretim miktarı
q_C	CO ₂ üretim miktarı
Q	Isı transfer oranı
U	Isı transfer katsayısı
A	Isı transferi için yüzey alanı
T	Reaktördeki ürün sıcaklığı
T_{jin}	Cekete giren suyun sıcaklığı
F	Ürünün reaktörden ayrılma debisi
V	Reaktör hacmi

KISALTMA LİSTESİ

BOİ	Biyolojik Oksijen İhtiyacı
CSTR	Continuous Stirred Tank Reactor (Sürekli Karıştırılmalı Tank Reaktör)
DTM	Differential Transform Method (Diferansiyel Dönüştürme Metodu)
KOİ	Kimyasal Oksijen İhtiyacı
PLC	Programmable Logic Controller (Programlanabilir Lojik Kontrolör)
TOK	Toplam Organik Karbon
TUA	Toplam Uçucu Asit
SCADA	Supervisory Control And Data Acquisition (Denetimli Kontrol ve Veri Toplama Sistemi)
UASB	Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor (Yukarı Akışlı Anaerobik Çamur Reaktörü)
UYA	Uçucu Yağ Asidi

ŞEKİL LİSTESİ

Şekil 1.1 Atıksu arıtma yöntemleri	3
Şekil 2.1 Anaerobik arıtma aşamalarının akış diyagramı	8
Şekil 2.2 Bakteri büyüme eğrisi	13
Şekil 2.3 Metan bakterilerinin reaktif aktivitelerinin pH ile değişimi (Clark ve Speece)	20
Şekil 2.4 Anaerobik arıtmada sıcaklığın gaz üzerine etkisi (Price ve Cheremisinoff, 1981) ..	21
Şekil 2.5 Seyreltme oranının (D) farklı değerlerine göre gaz üretim oranı değişimleri	26
Şekil 2.6 PID kontrollü sistemde gaz üretim oranı değişimi ($K_p = 10$, $K_I = 7$, $K_D = 3$)	27
Şekil 2.7 PID kontrollü sistemde gaz üretim oranı değişimi (0 – 50 saat arası).	27
Şekil 2.8 Çift cidarlı (ceketli) karıştırılmalı tank ısıtıcı	28
Şekil 2.9 Tank sıcaklığı ile ceket giriş sıcaklığı arasında oluşturulan transfer fonksiyonunun birim basamak yanıtı ($K_p=500$, $K_D=5$, $K_I=8$)	32
Şekil 2.10 PID kontrollü sistemde tank (ürün) sıcaklığının birim basamak yanıtı	33
Şekil 2.11 Türkiye' de anaerobik arıtma uygulanan bazı tesisler (a) Unilever-Çorlu / Gıda Endüstrisi 6.875 kgKOİ/gün (b) Cargill Tarım San. ve Tic. A.Ş. - 23.000 kgKOİ/günUASB anaerobik arıtma tesisi, Pakmaya, İZMİT (c) Sasa Kimya Endüstrisi - 26.200 kgKOİ/gün (d) Efes Pilsen-İzmir / Bira Endüstrisi 10.000 kgKOİ/gün	34
Şekil 3.1 Pilot ölçekli anaerobik atıksu arıtma tesisi	35
Şekil 3.2 Pilot ölçekli anaerobik atıksu arıtma tesisi modeli	36
Şekil 3.3 Dozajlama pompasının genel görünüşü	38
Şekil 3.4 Dozajlama pompası bileşenleri	39
Şekil 3.5 Projede kullanılan sıvı ve gaz için solenoid valfler	39
Şekil 3.6 Ultrasonik uzaklık ölçümü temel şekli ve IMP serisi ultrasonik sensör	40
Şekil 3.7 PT100 elemanı ve daldırma tip probu	42
Şekil 3.8 pH ölçümü ve DP5000 pH algılayıcısı görünüşleri	42
Şekil 3.9 Sürecin SCADA mimik diyagramı	45

ÇİZELGE LİSTESİ

Çizelge 2.1 Başlıca anaerobik mikroorganizma grupları.....	9
Çizelge 2.2 Anaerobik Arıtmada Kullanılan Reaktör Çeşitlerinin, Organik Yük ve Verim Bakımından Karşılaştırılması	16
Çizelge 2.3 Seviye ölçümü için sensör tipleri	17
Çizelge 2.4 Basınç ölçümü için sensör tipleri	18
Çizelge 2.5 Sıcaklık ölçümü için sensör tipleri	18
Çizelge 2.6 Anaerobik arıtmada proses kontrolü için izlenmesi gereken parametreler	19
Çizelge 2.7 Anaerobik arıtmada k ve K_S 'in sıcaklıkla değişimi	21
Çizelge 2.8 Tipik evsel atıksu değerleri	24
Çizelge 3.1 Mikroişlemci kontrollü peristaltik pompa	37
Çizelge 3.2 Tek kanallı peristaltik pompa.....	38

ÖNSÖZ

Bu çalışmanın her aşamasında, özendirici ve titiz katkılarını hiçbir zaman esirgemeyen, beni her zaman destekleyip teşvik eden, çalışmalarımı yönlendiren Hocam, Yrd. Doç. Dr. Şeref Naci ENGİN'e teşekkürlerimi sunarım.

Bir araştırma projesi kapsamında gerçekleştirilen bu çalışmayı finansal açıdan karşılayan TÜBİTAK'a teşekkür ederim.

Ayrıca, çalışmalarımı sürdürebilmem için laboratuvarlarını kullanma imkanı sağlayan Gebze Yüksek Teknoloji Enstitüsü'ne, bilimsel konularda beni yönlendiren ve bilgilerini benimle paylaşan Doç. Dr. Güleda Engin'e çok teşekkür ederim.

Her zaman ve her konuda yanımda olan, maddi manevi hiçbir desteği esirgemeyen aileme teşekkür ederim.

ÖZET

Bu çalışma, 104E069 no'lu "Anaerobik Atıksu Arıtma Proses Sisteminin Modellenmesi ve Etkin Kontrol Algoritmalarının Geliştirilmesi" başlıklı TÜBİTAK Araştırma Projesi kapsamında gerçekleştirilmiştir.

Anaerobik (havasız) atıksu arıtımı bazı avantajları nedeniyle son yıllarda önem kazanmış ve üzerinde çok sayıda araştırma yapılmıştır. Anaerobik arıtma sistemleri özellikle orta ve yüksek kirlilik konsantrasyonlarına sahip atıksuların arıtılmasında, aerobik (havalı) sistemlere nazaran daha ekonomik olması, az arıtma çamuru vermesi ve bütün bunlardan daha önemlisi, biyoenerji olarak adlandırılan metan gazı üretmesi bakımından oldukça önemli bir süreç çeşididir. Ancak, doğrusal olmayan davranış gösteren sürecin dinamiklerinden dolayı anaerobik arıtma sistemlerinin modellenmesi ve etkin kontrolünde bazı zorluklarla karşılaşmaktadır. Sistemin optimum kontrolünü sağlamanın temeli, atıksu arıtma sürecinin dinamik davranışlarının en iyi biçimde matematiksel olarak ifade edilmesine ve tesisin kurulması için gerekli ekipmanın doğru seçilmesine bağlıdır.

Bu tezde, daha önceki çalışmalar ışığında pilot ölçekli bir havasız arıtma tesisinin kurulması, otomasyonu, sürecin matematiksel modellenmesi ve doğrusal olmayan proses denklemlerinin diferansiyel dömüşüm yöntemiyle çözülmesi üzerinde yapılan çalışmalar sunulmuştur.

Anahtar Kelimeler: Anaerobik arıtma, Otomasyon sistemleri, Matematiksel modelleme, Doğrusal olmayan denklemler

ABSTRACT

This study has been carried out within TUBITAK (The Scientific and Technological Research Council of Turkey) Research Project “Modelling an Anaerobic Wastewater Treatment Process and Developing Control Algorithms”.

Anaerobic Wastewater Treatment has become an important subject recently because of some advantages in application. Anaerobic Wastewater Treatment is an important process for treatment of wastewater which has medium and high level pollution concentrations. It is more economical than its counterpart systems, it produces less sludge and produces methane gas which is also known as bio energy. However, there are some difficulties in modelling and controlling anaerobic wastewater treatment systems effectively because of non-linear process dynamics.

Establishing an optimum control system depends on mathematical modelling of wastewater treatment process dynamics and selection of correct equipment for the plant to be controlled.

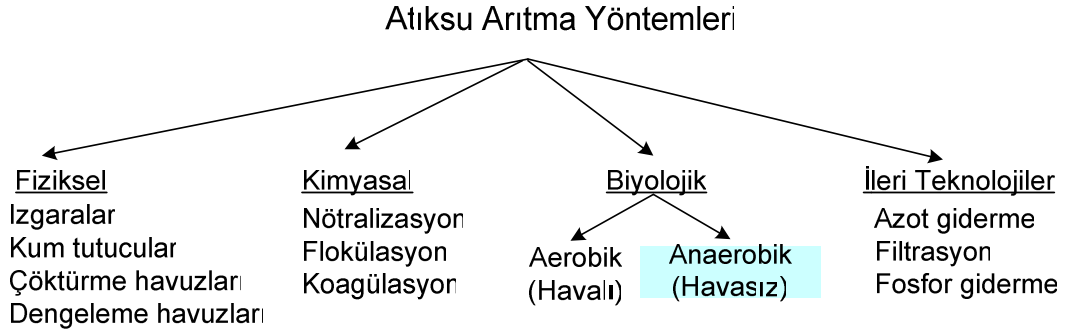
In this thesis, the design, construction and automation of an anaerobic wastewater treatment plant has been realized. Then, in order to develop effective controls, mathematical modelling of the process and solutions of nonlinear process equations by means of Differential Transformation Method has been presented.

Keywords: Anaerobic treatment, Automatic control, Sensors, Mathematical modelling, Nonlinear differential equations

1. GİRİŞ

İçinde bulunduğumuz yüzyıl, birçok teknolojik imkânları insanlığın hizmetine sunarken, bir yandan da insanlığın ortak malı olan çevreden geri getirilmesi zor, hatta imkânsız olan varlıkları da alıp götürmektedir. Günümüzde, hızla artan nüfus ve buna bağlı olarak artan ihtiyaçları karşılamak üzere her geçen gün gelişen teknoloji, toplumların doğayı ve doğal kaynakları aşırı istismarı, düzensiz kentleşme, sanayileşme, yaşamımız boyunca ilişkilerimizi sürdürdüğümüz dış ortamı olumsuz yönde etkilemektedir. Hiç kuşkusuz en önemli çevre sorunlarından biri su kirliliğidir. Konutlar, endüstri kuruluşları, termik santraller, gübreler, kimyasal mücadele ilaçları, tarımsal sanayi atıksuları, nükleer santrallerden çıkan sıcak sular ve toprak erozyonu gibi etkenler su kirliliğini meydana getiren başlıca kaynaklardır. Gelişmekte olan ülkeler için atıksu arıtımı hâlâ tam çözülememiş sorunların başında yer almaktadır. Bunun ana sebebi yatırım ve işletme maliyetlerinin yüksek oluşudur.

Atıksu arıtma yöntemleri genel olarak dört başlıkta incelenecek olursa, aerobik (havalı) ve anaerobik (havasız) arıtmanın yer aldığı biyolojik arıtma kısmının organik maddelerin uzaklaştırılmasında en etkin yöntem olduğu söylenebilir. Evsel atıksuların arıtımında fiziksel ve biyolojik arıtma yeterli olmasına rağmen endüstriyel atıksuların arıtımında bütün aşamalar kullanılmalıdır. Şekil 1.1’de başlıca atıksu arıtma işlem ve süreç yöntemleri verilmiştir.



Şekil 1.1 Atıksu arıtma yöntemleri

Anaerobik atıksu arıtımı bir kısım avantajları nedeniyle son yıllarda önem kazanmış ve üzerinde çok sayıda araştırma yapılmıştır. Havasız arıtma sistemleri özellikle orta ve yüksek kirlilik konsantrasyonlarına sahip atıksuların arıtılmasında, havalı sistemlere nazaran daha ekonomik olması, az arıtma çamuru vermesi ve bütün bunlardan daha önemlisi, biyoenerji

olarak adlandırılan metan gazı üretmesi bakımlarından oldukça önemli bir süreç çeşididir.

Anaerobik proseslerde organik maddenin çok az bir kısmı biyokütleye dönüşmektedir. Bu durum, arıtma sonrasında biyolojik çamur bertarafının aerobik sistemlere göre daha kolay ve düşük maliyetli olacağı anlamına gelmektedir. Biyolojik proseslerde biyokütle sentezi için ortamda fosfor ve azot gibi temel besi maddeleri mutlaka bulunmalıdır. Endüstriyel atıksular her zaman bu maddeleri yeterli oranda içermediklerinden biyolojik arıtma öncesi besi maddesi ilavesi gerekmektedir. Anaerobik sistemlerde biyolojik büyüme hızının düşük olmasına bağlı olarak ilave besi maddesi ihtiyacı da daha az olmaktadır. Ancak, anaerobik arıtma sistemlerinin modellenmesi ve etkin kontrolü zordur.

Anaerobik proseslerin yaygın olarak uygulanmasını yavaşlatan en önemli engel bu sistemlerin aerobik proseslere göre işletmeye alma devrelerinin uzunluğu ve proses kontrolünün daha hassas oluşudur. Literatürde konu ile ilgili araştırmaların çoğu işletmeye alma devrelerinin en aza indirilmesi ile daha kolay ve etkili proses kontrolü stratejilerinin geliştirilmesi alanlarında yoğunlaştırılmıştır (Engin vd., 2006)

Mikro-organizmaların organik madde parçalama dinamiklerinin yüksek orandaki lineersizlikleri, sistemdeki parametre belirsizlikleri, karşılıklı etkileşimleri ve giriş atıksuyundaki konsantrasyon dalgalanmaları havasız atıksu arıtma sürecinin kontrolünü güçleştirmektedir. Mikroorganizmaların davranışlarını temsil eden denklemler, yaygın kabul gören Monod yasasına dayansa da, sistemi tamamıyla modelleyememektedirler. Dolayısıyla literatürde sunulan durum denklemleri, uygulama-bağımlı olmakta, her türlü giriş ve çevre koşullarında aynı modelleme başarısını gösterememektedir. Bu da ele alınan sistemin farklı çalışma şartlarında işletilerek bir sistem tanıma incelemesini gerektirmektedir. Bu zorluklar göz önüne alındığında, PID ve model temelli kontrol gibi klasik kontrol yöntemlerinden çok, Bulanık Mantık ve Yapay Sinir Ağları gibi akıllı yöntemleri kullanan çalışmalara sıklıkla rastlanmaktadır. Bunun yanısıra gerek doğrusal olmayan kontrol yöntemlerindeki gelişmeler gerekse de hızlı veri toplama, işleme ve denetleme donanımları, dayanıklı kontrol, lineer ve nonlinear gözlemci tasarımı gibi gelişmiş kontrol yöntemlerinin endüstriyel uygulamalarını gündeme getirmektedir.

Biyoreaktörlerin kullanıldığı atıksu arıtma sistemlerinde ölçülmesi, izlenmesi ve kontrol edilmesi gereken değişkenlerden bazıları giriş debisi, kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ), giriş atıksuyunun sıcaklığı, pH seviyesi, alkalinite, reaktör sıvı seviyesi, çıkış sıvı ve gazlarının (metan-CH₄ ve karbondioksit-CO₂) debisi, basıncı ve kalitesidir. Evsel veya endüstriyel

atıksularda bulunan parçalanabilir organik maddenin miktarının bir göstergesi olarak Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ) ya da Biyokimyasal Oksijen İhtiyacı (BOİ) parametreleri ölçülmektedir. BOİ tayini sularda belli bir süre içerisinde mikroorganizmalarca ayrıştırılabilecek organik maddenin miktarını gösterirken, KOİ ise organik maddenin redoks reaksiyonlarıyla oksitlenmesi esasına dayanır. Atıksunun kirliliği ile ilgili önemli bilgiler veren KOİ ve BOİ değerleri laboratuarda deneyle (off-line olarak) ölçülen parametrelerdir.

Bütün bu değişkenler birbirlerini etkilemekte ve sistemin doğrusal-olmayan karakteristiklerini kuvvetlendirmektedir. Prosesin etkin bir biçimde çalışması için sistemin dinamik davranışını iyi ifade eden bir matematiksel modeli elde edilmeli, proses değişkenlerinden seçilecek büyüklüklerin gerçek-zamanlı izlenmesi ve otomatik kontrolü gerçekleştirilmelidir.

Bu tez, anaerobik bir arıtma sürecinin matematiksel modellenmesi, otomasyonu ve çeşitli kontrol stratejilerinin geliştirilebilmesi için bir araştırma projesi kapsamında pilot ölçekli bir tesisin kurulması ve işletilmesi üzerine yapılan çalışmaları anlatır. İlk bölümde konuyla ilgili bilgi vermek, şimdiye kadar yapılan çalışmaları anlatmak amacıyla geniş bir literatür araştırması sunulmuştur. Bu bölümde sistemin matematiksel modellenmesi, kurulması, donanımı, otomasyonu ve enstrümantasyonu konularında bilgi verilmiştir. Üçüncü bölümde ise, bu bilgiler ışığında kurulan pilot ölçekli tesisin kurulma aşamaları, deney düzeneği, kullanılan ekipman ve otomasyon konularında yapılan çalışmalara yer verilmiştir. Dördüncü bölümde seçilen uygun modele göre sistemin nonlineer denklemlerinin çözümü için kullanılan Diferansiyel Dönüştürme Metodu (DTM) anlatılarak girilen atıksu özelliklerine göre çıkışta oluşacak metan gazı hakkında yorum yapılmıştır.

2. LİTERATÜR ARAŞTIRMASI

Biyolojik arıtma, atıksuyun içinde bulunan askıda veya çözünmüş organik maddelerin bakterilerce parçalanması ve çökebilen biyolojik floklarla sıvının içinde kalan veya gaz olarak atmosfere kaçan sabit inorganik bileşiklere dönüşmesidir (Tchobanoglous vd., 1991). Evsel atıksu arıtımında organik madde içeriğinin yanı sıra azot ve fosfor gibi besi maddeleri de biyolojik arıtım yoluyla giderilir. Biyolojik arıtma teknolojileri temelde, aerobik (havalı) ve anaerobik (havasız) olmak üzere iki bölüme ayrılabilir. 1970'li yıllara kadar kullanılan aerobik arıtma sistemlerinin yerini, artan enerji maliyetleri karşısında yatırım ve işletme giderlerinin tekrar gözden geçirilmesiyle, anaerobik arıtma sistemleri almıştır. Anaerobik arıtma, kirliliğin azaltılmasında, özellikle gıda üretimi yapan ve tarıma dayalı endüstrilerin (şeker, maya, mısır, alkol, süt ürünleri, selüloz ve kâğıt) atıksularına uzun süredir uygulanmaktadır. Anaerobik arıtma sistemlerinin az alan kaplaması, hızlı olması ve uygulanabilirliği sayesinde kullanımı oldukça artmıştır. Yüksek yükleme hızları, proses stabilitesi (kararlılığı) ve düşük çamur üretimi anaerobik proseslerin diğer biyolojik proseslere göre başlıca avantajları arasındadır. Anaerobik arıtma uygulamalarındaki artışın en önemli sebeplerinden biri net enerji üretimidir. Bu prosesler işletimlerinde harcanan enerjiden daha fazla enerji üretebildiği gibi, aynı zamanda üretilen biyogaz, fosil yakıtların yerine kullanılmaktadır. Bu sayede sera gazı etkisinin azaltılmasına da olumlu katkıda bulunmaktadır. Bu durum atıksu arıtımında anaerobik proseslerin gelecekteki önemini arttırmaktadır.

Anaerobik arıtma organik atıkların oksijensiz ortamda biyolojik süreçlerle parçalanarak CH_4 , CO_2 , NH_3 , ve H_2S gibi son ürünlere dönüştürülmesi işlemidir.

Anaerobik arıtmanın sağladığı üstünlükler;

- Yüksek yükleme hızı: Kirlilik oranı yüksek atıksuların arıtımında kullanılmaya uygundur.
- Düşük işletme maliyeti: Besi maddesi sağlama ve biyokütle atığının bertaraf maliyeti düşüktür.
- Kararlılık: Aerobik arıtmaya göre kararlılıkları yüksektir.
- Az arıtma çamuru üretimi: Substratın (atıksuda bulunan parçalanabilir organik maddenin) büyük bölümü biyogaza dönüştüğünden, çamur üretimi oldukça düşüktür. Havasız arıtma sistemlerinde oluşan biyolojik çamur miktarı havalı sistemlere göre çok azdır. Genelde havalı arıtmaya giren 100 gram Toplam Organik Karbondan

(TOK) takriben 50 gram biyolojik çamur oluştuğu halde anaerobik arıtmada buna karşı ortaya çıkan biyolojik çamur miktarı 1 ila 5 gram civarındadır Dolayısıyla havasız arıtmada giderilen organik karbonun %90-98'i biyogaza (CH₄ - metan) dönüştürülür (Öztürk, 1999).

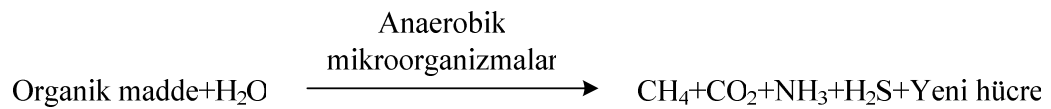
- Az enerji ihtiyacı: Aerobik arıtmaya göre enerji ihtiyacı yok denecek kadar azdır, ayrıca ürettiği metan gazı sayesinde kendi enerji ihtiyacını karşılayabilir.
- Biyoenerji olarak kullanılabilen metan gazı üretimi: Üretilen metan gazı hem hava kirlenmesi açısından kontrol edilebilirdir, hem de enerji olarak kullanılabilir.
- Az alan kaplaması: Diğer sistemler havuzlar şeklinde yapılırken anaerobik sistemlerin kule şeklinde yapılması daha küçük inşa alanı gerektirir.

Anaerobik arıtmanın eksiklikleri;

- Yüksek kurulum maliyeti
- Uzun işletmeye alma süresi: Biyokütle gelişimi için uzun bir başlangıç evresi gerekmektedir.
- Hassas ve zor proses kontrolü: Kontrol edilmesi gereken sistemdeki parametre belirsizlikleri, lineersizlikler ve değişkenlerin karşılıklı etkileşimleri sonucunda proses kontrolü zordur.
- Çevresel faktörlerden etkilenme: Metanojenler toksik maddelere ve çevre şartlarına aşırı duyarlıdır.

Literatürde konu ile ilgili araştırmaların çoğunun işletmeye alma devrelerinin en aza indirilmesi ile daha kolay ve etkili proses kontrolü stratejilerinin geliştirilmesi alanlarında yoğunlaşmış olduğu görülmektedir.

Anaerobik arıtma, mikroorganizmaların organik atıkları, serbest oksijensiz bir ortamda, metan, karbondioksit, hücresel ve diğer organik maddelere çevirdiği biyolojik bir işlemdir.

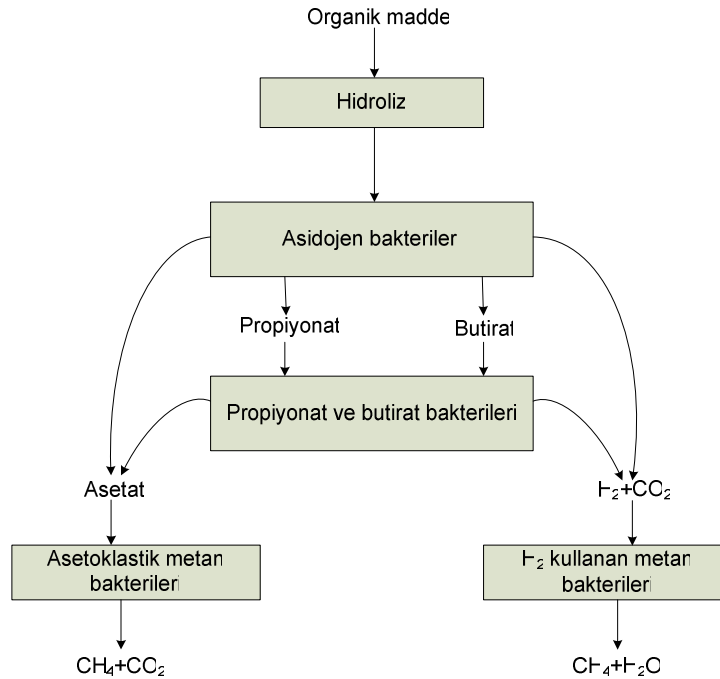


Organik maddelerin anaerobik arıtımı sonucu ortaya önemli bir temiz/alternatif enerji kaynağı olan biyogaz (% 20-30 CO₂, % 60-79 CH₄, % 1-2 H₂S) çıkar. Anaerobik bozunma, atık yönetimi uygulamaları için organik atıkların serbest oksijensiz bir ortamda metan ve karbondioksite dönüşmesi olarak tanımlanabilir (İleri, 2000). Anaerobik mikroorganizmalar, daha önce karşılaşmadıkları organik ve zehirli maddelere alıştıırılabilirler. Kurulması

planlanan tesislerin tasarım kriterleri, uzun süreli pilot tesis deneylerinden sonra oluşturulmalıdır.

2.1 Anaerobik Arıtmanın Aşamaları

Anaerobik arıtma en genel şekliyle üç aşamalı bir proses olarak ele alınır (Hill, 1982; Hill ve Barth, 1997; Öztürk, 1999). İlk aşama; yüksek molekül ağırlıklı katı ve çözülmüş organik maddelerin hidrolizi, ikinci aşama; asit bakterileri tarafından düşük molekül ağırlıklı organik maddelerin uçucu yağ asitleri ve asetik aside dönüştürülmesi, son aşama ise; metan bakterileri tarafından asetik asit, H_2 ve CO_2 'den metan üretimidir. Anaerobik arıtma aşamaları, akış çizimi olarak Şekil 2.1'de gösterilmiştir.



Şekil 2.1 Anaerobik arıtma aşamalarının akış diyagramı

Bu biyokimyasal süreçte, asit ve metan bakterileri başta olmak üzere farklı mikroorganizma türleri yer almaktadır. Evsel atıksu arıtma çamuru çürütme tesislerinde bulunan başlıca mikroorganizma tipleri ve konsantrasyonları Çizelge 2.1'de verilmiştir.

Çizelge 2.1 Başlıca anaerobik mikroorganizma grupları

Asit Bakterileri	Bütirik ve propiyonik asit üretenler
	Asetik asit üretenler
Metan Bakterileri	Asetik asit kullananlar
	Hidrojen kullananlar

- **Hidroliz**

İlk aşama olan hidroliz aşaması süresince, hidroliz bakterileri organik maddeleri basit bileşenlerine ayırırlar. Oldukça yavaş bir süreçtir, özellikle yağlar, lignin ve bazı selüloz gibi yavaş hidrolize olan maddeler içeren atıkların havasız arıtımında hidroliz, hız sınırlayıcı bir faktör olmaktadır. Reaksiyon hızını etkileyen en önemli faktörler pH, sıcaklık ve çamur yaşı olarak adlandırılan mikroorganizma bekleme süresidir.

- **Asit Üretimi**

Asit üretimi olarak adlandırılan ikinci aşamada iki farklı bakteri grubu yer almaktadır. Birinci grup bakteriler organik polimerlerin hidrolizinde ve bunun ardından açığa çıkan hidroliz ürünlerinin organik asit ve solventlere dönüştürülmesinde rol alırlar. Bazı asidojenik bakteri türleri karbonhidratları kullanarak asetik asit üretirler. Asetik asit bakterileri aynı zamanda H₂ üreten asetojenik bakteriler olarak da adlandırılır.

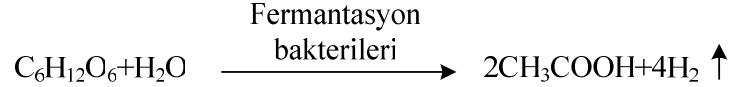
Asit üretim hızı metan üretim hızına göre daha yüksek olduğundan, çözünmüş organik maddelerin asit bakterileri tarafından ara ürünlere dönüştürülmesi sistemde asit birikimine yol açar. Bu durum bir sonraki adım olan metan üretimi aşamasında inhibisyona sebep olabilir.

- **Metan Üretimi**

Metan üretimi oldukça yavaş bir süreçtir ve genellikle anaerobik arıtmada hız sınırlayıcı aşama olarak kabul edilir. Asetik asitin parçalanması sonucu CH₄ (metan) elde edilir. Anaerobik reaktörlerde üretilen CH₄'ün yaklaşık %30'u H₂ ve CO₂'den, %70'i ise asetik asidin parçalanmasından oluşmaktadır (Öztürk, 1999). H₂ ve CO₂ kullanarak metan üreten bakteriler, asetik asit kullanan bakterilere göre çok daha hızlı çoğalırlar.

Mevcut bilgiler incelendiğinde üç grup bakterinin (asetojen, asidojen ve metanojen) birlikte çalışması gerekliliği görülmektedir (Öztürk, 1999). Asetat kullanan metan bakterileri fermantasyon bakterileri ile ortak çalışarak asetik asit konsantrasyonunu ve pH'yı kontrol ederler. Fermantasyon bakterilerinin çoğalma hızlarının asetat kullanan metan

bakterilerinininkine göre daha yüksek olması sebebiyle, organik yükün artmasıyla birlikte asit üretimi devam etmesine karşılık, metan üretim hızı düşebilir, bu da aşırı uçucu yağ asidi birikimine neden olur. Bu durum biyogaz çıkışındaki H₂ konsantrasyonunun izlenmesiyle tesbit edilebilir. Gaz fazındaki H₂ konsantrasyonunun artmasıyla hidrojen kullanan bakterilerce CO₂ ve H₂'den CH₄ üretimi azalmaktadır. Bunu basit şekilde anlatmak için sisteme ani olarak glikoz verildiğinde gerçekleşen aşağıdaki reaksiyon gösterilebilir (Öztürk, 1999).



Fermantasyon bakterileri bu şok yüke kısa sürede uyum göstererek asetik asit üretirler. Bunun sonucunda pH düşer ve metan bakterilerinin gerçekleştirdiği reaksiyonların hızı yavaşlayarak ortamda H₂ birikmesi olur. Reaktörde H₂ konsantrasyonunun artması istenmeyen bir durumdur. Toplam asit üretim hızının düşmesine ve sistemin kararlı hale dönebilmesi için zaman gecikmesine neden olur. Ayrıca bu durum karşısında bütirik ve propiyonik asit konsantrasyonlarının artmasıyla, asetik asit üretimi ve asetat kullanan metan bakterilerinin CH₄ üretmeleri engellenir.

Hidrojen üreten ve kullanan bakteriler için hidrojenin kısmi basıncı ile serbest enerji seviyesi arasında önemli bir ilişki vardır. H₂ kullanan metan bakterilerinin maksimum hızla faaliyeti için H₂ kısmi basıncının 10⁻⁴~10⁻⁶ Atm. aralığında tutulması önemlidir.

2.2 Anaerobik Arıtmada Biyokütlenin Matematiksel Modeli

Kontrol edilen prosesin matematiksel modelinin çıkarılması, kontrol edilen sistemin analiz ve tasarımında çok önemli bir adım oluşturur. Kontrol edilen bir sistemde önce prosesin dinamik özelliklerini belirleyen bir değişken takımı tanımlamak gerekir. Esasında matematiksel model, sistemin girişleri (u) ve çıkışları (y) arasında kurulan ilişki olarak açıklanabilir. Başlangıç koşulları sıfır alınarak girişle çıkış arasında kurulan ilişkiye sistemin *transfer fonksiyonu* denir. Modern kontrol teorisi başlığı altında ele alınan sistemin durum uzayı modeli ise sistemi tanımlayan n adet birinci mertebeli diferansiyel denklemden oluşur. Bu denklemler birinci mertebeden vektör-matris formunda ifade edilebildiğinden sistem modelinin temsilini oldukça basitleştirir. Üstelik bu gösterimde, sistem dinamiklerini belirleyen durum değişkenlerinin sayısı ile giriş ve çıkışların sayısının artması denklemlerin karmaşıklığını arttırmaz (Ogata, 2002). Bu, özellikle tezde ele alınan çok giriş çok çıkışlı (MIMO) sistemin

analizinde kullanılacak yöntemlerin kolaylıkla uygulanmasını mümkün kılması açısından çok önemlidir. Dinamik bir sistemin zamanın herhangi bir ânındaki ($t \geq t_0$) davranışı, durum-geçiş denklemi diye adlandırılan denklem yoluyla, durum değişkenlerinin (x) başlangıç değerleri ve girişlerin (u) o andaki ($t \geq t_0$) değerleri ile tamamıyla belirlenir (Rodriguez, 2006). (2.1)'de örnek bir durum denklemi ile çıkış denklemi genel gösterimi verilmiştir.

$$\begin{aligned} \frac{dx}{dt} &= f(x, u, t, \theta); \quad (t=0) \rightarrow x = x_0 \\ y &= h(x, u, t, \theta) \end{aligned} \quad (2.1)$$

Matematiksel bileşenler; (i) Giriş, çıkış ve durum değişkenleri, (ii) uygulamaya bağlı olarak değerlerinde değişiklik olmayan sabit bileşenler, ve (iii) uygulama koşullarına bağlı olarak değerleri değişen parametrik bileşenler olarak tanımlanabilir. Parametrik bileşenlerin değerleri kinetik veya sitokiyometrik parametre hesapları gibi özel yöntemlerle belirlenir (Engin vd., 2007).

Anaerobik arıtma sistemlerinin sıklıkla gösterdiği önemli kararlılık problemleri, uygun kontrol stratejilerinin geliştirilmesiyle önlenabilir. Bu kontrol yöntemleri genellikle uygun matematiksel modelin geliştirilmesine bağlıdır. Model parametrelerinin belirlenmesinde karşılaşılan problemlerin en önemlileri çevre mühendisliği uygulamalarında kullanılan biyolojik sistemlerin tam olarak tanımlanmamış olması, deneylerin tekrarlanabilirliğinin mikroorganizma faaliyetleri sonucu düşük olması, anaerobik bakterilerin nispeten yavaş büyümesi, söz konusu analizlerin pahalı ve zaman alıcı olması olarak gösterilebilir. Aynı proses için ölçülebilen büyüklüklerle değişik modeller çıkarılabilir.

Anaerobik arıtma genellikle en yavaş gerçekleşen ve bütün prosesin hızını kısıtlayan hız sınırlayıcı bir aşamaya sahiptir (Lyberatos ve Skiadas, 1999). Modelleme için yapılan ilk çalışmalarda sadece bu sınırlayıcı aşama dikkate alınmasına rağmen geniş işletme şartları süresince sınırlayıcı aşama her zaman aynı olmamaktadır. Bu, atıksu karakteristiği, hidrolik yükleme, sıcaklık gibi değişkenlere bağımlı olarak değişebilmektedir. Anaerobik arıtma gibi karmaşık bir süreç kinetiğinin incelenmesi ve modellenmesinde mikrobiyolojik ve biyokimyasal özellikler büyük önem taşır. Proses kinetiği, metan üretimi ve atığa özgü bilgilerin doğru geliştirilmesinde kullanılır. Genelleştirilmiş bir kinetik yaklaşımın sağlıklı olması bu bilgilerin doğru elde edilmesine bağlıdır.

Modellemede esas alınan, genel olarak, aktif biyokütle yani canlı mikrobiyal nüfus konsantrasyonudur. Parçacık halde organik maddeler içeren atıklarla çalışıldığında hidroliz

kademesinde birinci merteye kinetik geçerli olduğundan aktif biyokütle ölçümü çok zordur. Biyolojik büyüme kinetikleri, mikroorganizmanın büyüme hızı ve besin maddesi kullanma hızı arasındaki ana ilişkiden oluşur. Büyüme hızını sınırlayan gerekli besin maddesi konsantrasyonunun, bakteriyel büyüme etkisi için geliştirilen çeşitli matematiksel modellerden biyolojik parçalanmayı ifade eden Monod modeli kinetiklerinde, Michealis-Menten enzim reaksiyon kinetiği temel alınmaktadır (Tchobanoglous, 1991).

Biyolojik sistemlerde reaksiyonlar mikroorganizmalarca gerçekleştirildiğinden mikrobiyal büyüme, substrat kullanımı ve ürün oluşumu iyi bilinmelidir. Ortamda mikroorganizmalar için enerji, karbon kaynağı ve elektron alıcısı gereksinimlerinin tam olması durumunda biyokütle çoğalma hızı aşağıda verilmiştir, (2.2). Burada, X , biyokütle konsantrasyonunu (mgUAKM/l); μ , biyokütle özgül çoğalma hız sabitini (gün^{-1}) ifade etmektedir (Tchobanoglous, 1991).

$$\frac{dX}{dt} = \mu \cdot X \quad (2.2)$$

Substrat kullanım hızı, biyokütle konsantrasyonuna bağlı olarak, birinci derece kinetik ile aşağıdaki eşitlikle ifade edilir, (2.3). Bu denklemde, q , substrat kullanım hız sabitini (gün^{-1}) vermektedir (Tchobanoglous, 1991).

$$\frac{dS}{dt} = q \cdot X \quad (2.3)$$

Organizmalar, büyüme ortamına konduklarında ortamdaki besin maddelerini (C, N, O, H, P, S, mineral vd.) kullanarak büyürler. Kesikli beslenen reaktörde büyüme dört fazda gerçekleşir: 1: adaptasyon veya alışma dönemi, 2: büyüme dönemi, 3: durgun dönem, 4: ölüm dönemi Şekil 2.2' de verilen bakteri büyüme eğrisi üzerinde bu fazlar işaretlenmiştir, fazların kısa tanımları aşağıda verilmiştir (Cheremisinoff, 1996).

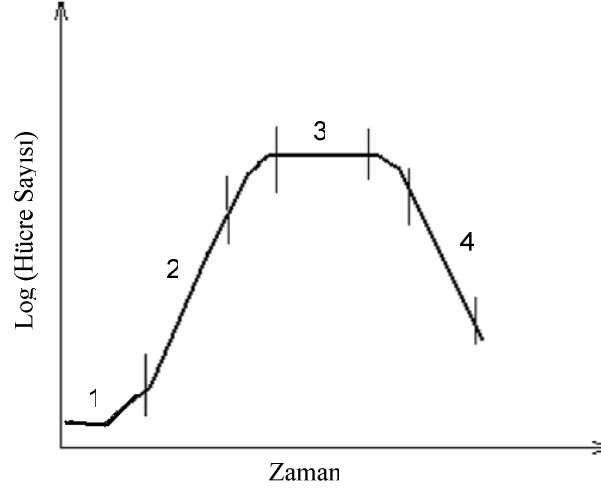
1. Adaptasyon dönemi (lag fazı): Organizmaların yeni ortama uyum için geçirdikleri bekleme dönemidir. Bu dönemde, besin ortamının bileşimine ve şartlara göre organizmaların iç yapısında bazı değişiklikler olur. Organizmaların yeni çevreye uymaları ve daha sonra bölünmeleri için belli bir zaman gerekecektir.

2. Logaritmik büyüme dönemi: Ortama adapte olan organizmalar, bu dönemde maksimum hızla büyürler. Bu döneme kararlı büyüme dönemi de denir.

3. Kararlı büyüme dönemi: Bu dönemde hücre konsantrasyonu sabit kalır. Net büyüme

hızının sıfır olduğu bu dönemde, büyüme hızı ölüm hızına eşittir. Net büyüme sıfır olmakla birlikte, hücreler metabolik olarak aktiftirler ve ikincil ürünleri üretirler. Bu dönemde hücreler, ortamda büyüme için gerekli olabilecek substrat ve besin maddelerini tüketirler.

4. Ölüm dönemi: Bu dönemde bakteri ölüm hızı, yeni hücre üreme hızının üzerindedir ve hücre konsantrasyonu zamanla düşer. Ölüm hızı çevre şartları ve canlı popülasyonun fonksiyonudur.



Şekil 2.2 Bakteri büyüme eğrisi

Doğrusal olmayan davranış gösteren asetojenik ve metanojenik mikroorganizmaların özgül çoğalma hızı ile büyümeyi sınırlandırıcı besin maddesi konsantrasyonu arasındaki ilişki, (sırasıyla μ_1 ve μ_2) inhibisyon tesirinin ihmal edilmesi halinde aşağıda verilen Monod Kanunu ile ifade edilir (İleri, 2000).

$$\mu_1 = \frac{\mu_{max1} S_1}{K_{S1} + S_1}, \mu_2 = \frac{\mu_{max2} S_2}{K_{S2} + S_2} \quad (2.4)$$

Burada, μ_{max1} maksimum asidojenik biyokütle büyüme oranı (gün^{-1}), μ_{max2} maksimum metanojenik biyokütle büyüme oranı (gün^{-1}), K_{S1} (gKOİ/litre) ile alakalı doyum parametresi, K_{S2} (mmolUYA/litre) ile ilgili doyum parametresidir.

Kompleks organik atıkların mikroorganizmalar tarafından anaerobik olarak ayrıştırılması süreci üç aşamada gerçekleşmektedir: hidroliz, asit ve metan fazları. Buna göre Hill ve grubunun geliştirdiği üç aşamalı sürecin durum denklemleri aşağıdadır (Antonelli vd., 2003).

$$\begin{aligned}
\frac{dX_1}{dt} &= [\mu_1 - D] X_1 \\
\frac{dX_2}{dt} &= [\mu_2 - D] X_2 \\
\frac{dS_1}{dt} &= [D(S_1^{in} - S_1) - \mu_1 k_1 X_1] \\
\frac{dS_2}{dt} &= [D(S_2^{in} - S_2) - \mu_1 k_2 X_1 - \mu_2 k_3 X_2]
\end{aligned} \tag{2.5}$$

Burada X_1 (gMLVSS/l) asidojenik bakteri konsantrasyonunu, X_2 (gMLVSS/l) metanojenik bakteri konsantrasyonunu, S_1 (gKOİ/l) substrat konsantrasyonunu, S_2 (gUYA/l) uçucu yağ asitleri konsantrasyonunu ifade etmektedir. S_1^{in} (gKOİ/l) giriş substrat konsantrasyonu, S_2^{in} (mmolUYA/l) giriş uçucu yağ asitleri konsantrasyonu (UYA), D (1/gün) seyreltme oranı, k_1 (gKOİ/gMLVSS1) KOİ yıkım verimi katsayısı, k_2 (mmolUYA/gMLVSS2) UYA üretimi verim katsayısı olarak belirtilmektedir.

Sistem eğer kesikli olarak çalıştırılırsa, seyreltme oranı, D , sıfır olarak alınır. Ayrıca bakteri ölüm hızını gösteren katsayı da dikkate alındığında, (2.5)'de verilen durum değişkenleri aşağıdaki biçime dönüşür.

$$\begin{aligned}
\frac{dX_1}{dt} &= \mu_1 X_1 - k_{d1} \cdot X_1 \\
\frac{dX_2}{dt} &= \mu_2 X_2 - k_{d2} \cdot X_2 \\
\frac{dS_1}{dt} &= -\mu_1 k_1 X_1 \\
\frac{dS_2}{dt} &= -\mu_1 k_2 X_1 - \mu_2 k_3 X_2
\end{aligned} \tag{2.6}$$

Sistemin biyogaz üretim miktarı q_M (litreCH₄/Litre/gün) ve q_C (litreCO₂/Litre/gün) ise (2.7) ile ifade edilir.

$$q_M = Y_g \mu_2 X_2 \quad q_C = k_L a (C + S_2 - Z - K_H P_C) \tag{2.7}$$

(2.7) denkleminde Y_g (litre/g) gaz üretim katsayısı, $k_L a$ (litre/gün) sıvı gaz transfer katsayısı, K_H (mol/litre.Atm) Henry sabiti, P_C karbondioksit basıncı (Atm) ve P_T toplam basıncıdır (Atm). P_C , (2.8) denklemini kullanılarak hesaplanır.

$$P_c = \frac{\phi - \sqrt{\phi - 4 \cdot K_H \cdot P_T \cdot (C + S_2 - Z)}}{2 \cdot K_H} \quad (2.8)$$

$$\phi = C + S_2 - Z + K_H \cdot P_T + \frac{Y_g}{k_L a} \cdot \mu_2 \cdot X_2$$

Bernard ve arkadaşları, tarafından geliştirilen modelde ise Hill denklemlerine ilaveten toplam alkalinite konsantrasyonu Z , (g/litre) ve toplam inorganik karbon konsantrasyonu C , (g/litre) ifadeleri ile pH değeri de sisteme dâhil edilmiştir, (2.9), (Bernard vd., 2001).

$$\frac{dZ}{dt} = D \cdot (Z_{in} - Z)$$

$$\frac{dC}{dt} = D \cdot (C_{in} - C) - q_c + k_4 \cdot \mu_1 \cdot X_1 + k_5 \cdot \mu_2 \cdot X_2 \quad (2.9)$$

$$pH = -\log \left(K_b \frac{C - Z + S_2}{Z - S_2} \right)$$

Burada, K_b eğilim sabitidir, Z_{in} ve C_{in} ise giriş değerleridir.

Kurulan pilot ölçekli sistem için en uygun, Monod temelli, kesikli sistem için çıkarılan (2.6)'da verilen model görülmüştür. Bu denklem takımındaki doğrusal olmayan denklemlerin çözümü dördüncü bölümde sunulmuştur.

2.3 Anaerobik Arıtmanın Donanımı

Hacimsel organik yükün artırılarak anaerobik reaktör hacminin küçültülmesi ve karşılaşılan problemlerin giderilmesi amacıyla çeşitli anaerobik arıtma sistemleri geliştirilmiştir (Öztürk, 1999).

2.3.1 Reaktör

Anaerobik reaktör teknolojisindeki önemli gelişmeler 1950'lerden sonra, reaktörlere mekanik karıştırma uygulanmasıyla başlamıştır. Karıştırma sisteminin uygulanmasıyla elde edilen yüksek hız, modern yüksek hızlı anaerobik sistemlerin (high rate digestion) yolunu açmıştır (Türker, 2005). Anaerobik reaktörler, genellikle asit ve metan fazlarının ayrı tutulduğu iki kademeli reaktörler şeklinde kullanılmaktadır. İki kademeli reaktörlerde, asit ve metan üretimi ayrı reaktörlerde gerçekleştirilir. Faz ayırımının uygulanmasıyla havasız arıtmada organik yükün büyük oranda artırılması mümkündür. Asit ve metan reaktörlerinin tipleri farklı seçilebilmektedir. Örneğin sürekli karıştırmalı tank reaktör asit reaktörü olarak seçilirken metan reaktörü olarak akışkan yataklı reaktör kullanılabilir (Murnleitner, 2001, 2002).

Anaerobik arıtma alanında kullanılmakta olan başlıca reaktör tiplerinin temel karakteristikleri hakkında genel bilgi ve KOİ giderme verimleri aşağıda verilmiştir.

Çizelge 2.2 Anaerobik Arıtmada Kullanılan Reaktör Çeşitlerinin, Organik Yük ve Verim Bakımından Karşılaştırılması

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

Anaerobik ardışık kesikli reaktör, (SBR): Doldurma, arıtma, çökeltme ve boşaltma devrelerini içeren kesikli bir işletme söz konusudur. Sürekli beslenen reaktörlere göre reaktör hacminin büyük tutulmasıyla daha iyi çökeltme özelliği olan granüler biyokütle ile yüksek verimde arıtma sağlanabilir (Öztürk, 1999). Bu reaktör tipi önemli uygulama potansiyeli olan ve işletilmesi kolay bir sistemdir.

Sürekli karıştırmalı tank reaktör (CSTR): Kesikli veya sürekli olarak kullanılabilir. Arıtma tesislerinde en yaygın kullanılan tiptir. Tam karıştırmalı olması nedeniyle bütün organik madde (ve biyolojik arıtma varsa) biyokütle homojen olarak dağıtıldığı için yüksek verim elde edilir.

Akışkan yataklı reaktör: Çok yüksek organik yükler uygulanabilen ve hidrolik bekleme süresi çok düşürülebilen sistemlerdir. Akışkan yatak reaktörlerinde biyokütle bir film halinde taşıyıcının yüzeyinde tutuklanır ve burada büyür. Biyokütle ile kaplı olan taşıyıcı, reaktörün içinde atıksu ile akışkanlaştırılır. Tutuklamamın amacı reaktör içinde yüksek biyokütle konsantrasyonları tutarak birim hacimde giderilen KOİ miktarını artırmaktır.

Yukarı akışlı anaerobik çamur reaktörü, (UASB): UASB'nin temel prensibi reaktörün altından beslenen atıksuyun reaktörün alt bölümünde granül halinde bulunan ve kolay çökebilen çamur tabakası ile temasına dayanır. Atıksu daha sonra reaktörün içindeki veya dışındaki separasyon (ayırma) sisteminden geçerek gaz, sıvı ve katı olarak ayrılır. Biyokütle tekrar reaktörün içine döndürülürken gaz ve sıvı reaktörü terkeder. UASB reaktörlerinde mekanik karıştırma yoktur. Karışma, çamur tabakası ve atıksuyun teması ile üretilen biyogazın etkisiyle gerçekleşir. UASB reaktörleri bugün anaerobik arıtmada en yaygın olarak

kullanılan reaktörlerdir. Organik yükleme hızları 5-15 kgKOİ/m³-gün civarındadır. Bu reaktörün başarısı granülasyon prosesinin doğru olarak gerçekleşmesine bağlıdır. Granülasyon mekanizmasının anlaşılması konusunda çalışmalar yapılmaktadır (Schmidt vd., 1996). Anaerobik filtre reaktörü ve membranlı anaerobik filtre reaktörü, son zamanlarda kullanılmaya başlayan genleşmeli granül çamur yataklı ve içten karıştırmalı akışkan yataklı gibi UASB'nin yeni versiyonları diğer başlıca reaktör tipleridir (Türker, 2005).

2.3.2 Enstrümantasyon

Kontrol edilmesi gereken parametrelerin doğru ve hassas bir şekilde ölçülmesi iyi bir kontrol açısından oldukça önemlidir. Prosesin ne durumda olduğu hakkında bilgiyi, sıcaklık, debi gibi süreç değişkenlerinin değerlerini algılayarak ve bu değerleri kontrolcü veya displaye ileterek izlenmesini ve denetlenmesini sağlayan algılayıcılarıdır. Gerçek zamanlı atıksu arıtma proseslerinin kontrolünde en zayıf halkanın sensörler olduğu görülmektedir. Atıksu arıtma proseslerinde kullanılan sensörler çok fazla gürültüye ve ağır çevre koşullarına maruz kalırlar. Yapılan çalışmalar incelendiğinde izlenmesi ve kontrol edilmesi gereken değişkenlerin ölçülmesi için kullanılan farklı yöntemler görülmektedir; bunlar aşağıda tablolar halinde sunulmuştur (Çizelge 2.3-5).

Çizelge 2.3 Seviye ölçümü için sensör tipleri

Tip	Yöntem	Uygulama
Yer değitirme	Yer değiştiren sıvının ağırlığına göre	Temiz, değişken yük içermeyen sıvılarda.
Basınç farkı	Sıvı üst seviyesi ve vanalar arasındaki hidrostatik basınç farkından	Kirli veya korozif sıvılar söz konusuysa izole edilmeli
Kapasite	Madde ve hava arasındaki dielektrik katsayısının değişimiyle	Sıvı veya içerdiği granüler maddeler iletken ise izolasyon sağlanmalı
Ultrasonik	Yüzeyden yansıma	Seviyesi ölçülecek sıvı veya katı ile temas istenmiyorsa

Çizelge 2.4 Basınç ölçümü için sensör tipleri

Tip	Yöntem	Uygulama
Bourdon tüpü	Kıvrık veya spiral tüpün kapalı ucundaki konum değişimine göre	Kirli veya korozif sıvılar veya gazlar söz konusuysa izole edilmeli
Diyafram	Kuvvet veya basınca göre meydana gelen yer değişiminin kapasitif, piezoelektrik veya gergi-ölçer (strain gauge) ile ölçümü.	Kirli veya korozif sıvılar veya gazlar söz konusuysa izole edilmeli

Çizelge 2.5 Sıcaklık ölçümü için sensör tipleri

Tip	Yöntem	Uygulama
Termokupl	Farklı metallerin jonksiyonlarında üretilen emk	T Tipi (-200°C ila 350 °C); J Tipi (-200°C ila 750 °C) kuru olmalı; K Tipi (-200°C ila 1100°C) S/R Tipi (0°C ila 1450°C)
Direnç (RTD)	Sıcaklıkla metallerin direncindeki değişim, genellikle platin kullanılır.	Genel olarak -260°C ila 800°C
Pirometre	Optik olarak odaklanmış ısı yayılım şiddetini ölçer	0°C ila 4000°C; Görüş doğrultusu üzerinde engel olmamalı

2.4 İzlenmesi ve Kontrol Edilmesi Gereken Parametreler

Anaerobik mikroorganizma topluluğunun kapasitesinden en iyi şekilde yararlanabilmek, yüksek verimli bir arıtma sağlayabilmek ve metana dönüşme oranını maksimum yapabilmek için reaktörde optimum çevre şartlarının sağlanması gerekmektedir. Bu da değişken ortam şartlarının en iyi şekilde izlenmesi ve etkili proses kontrol stratejilerinin geliştirilmesiyle mümkün olmaktadır. Anaerobik reaktörde sürekli izlenmesi gereken pH, sıcaklık, basınç, debi, çıkış gazı konsantrasyonu gibi değişkenlerin yanında belirli zaman periyotlarında alınacak deneysel sonuçlardan izlenen KOİ, BOİ, alkalinite, UYA gibi değişkenler de bulunmaktadır. Burada bahsedilen izlenmesi gerekli başlıca parametreler ve izleme sıklıklarıyla ilgili bilgiler Çizelge 2.6'da verilmiştir. Bu değişkenler, ölçümlerinin nasıl yapıldığı, ve bu konuda geliştirilen kontrol stratejileri hakkında bilgi bu bölümde verilmektedir.

Çizelge 2.6 Anaerobik arıtmada proses kontrolü için izlenmesi gereken parametreler

Parametreler	İzleme sıklığı
pH	Sürekli
Sıcaklık	Sürekli
Alkalinite	Günlük
Toplam uçucu asit	3/hafta
Gaz debisi	Sürekli
Gaz derişimi(%CH ₄ , %CO ₂ , %H ₂)	3/hafta
Organik yük, KOİ ve arıtma verimi	3/hafta

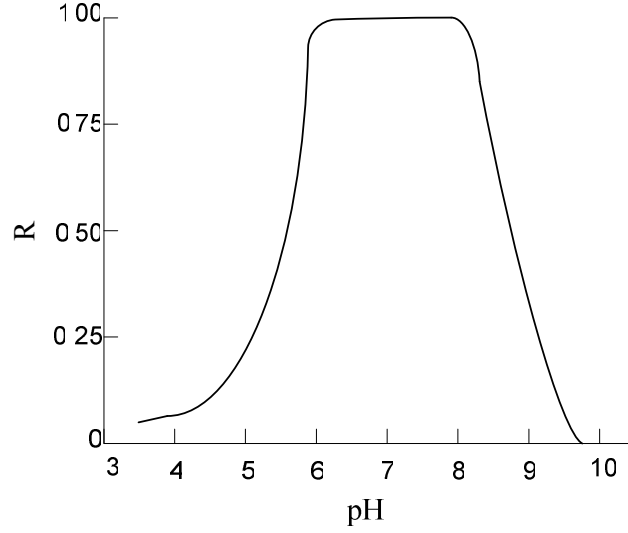
2.4.1 pH

pH bir çözeltinin asitlik veya alkalinite derecesini tarif eden ölçü birimidir. 0-14 arasında bir skalada ölçülür. pH teriminde p, eksi logaritmanın matematiksel sembolünden, H ise hidrojenin kimyasal formülünden türetilmişlerdir. pH tanımı hidrojen konsantrasyonunun eksi logaritması olarak verilebilir:

$$\text{pH} = -\log[\text{H}^+]$$

pH hidrojen iyonunun aktivitesi cinsinden bir asit veya bazın derecesini ifade etme yoluyla ihtiyaç duyulan nicel bilgiyi sağlar. Bir maddenin pH değeri hidrojen iyonu [H⁺] ile hidroksil iyonunun [OH⁻] derişimlerinin oranına bağlıdır. Eğer H⁺ derişimi OH⁻ derişiminden fazla ise madde asidik; yani pH değeri 7'den düşüktür. Eğer OH⁻ derişimi H⁺ derişiminden fazla ise madde bazik; yani pH değeri 7'den büyüktür. Eğer OH⁻ ve H⁺ iyonları eşitse, madde 7 pH değerine sahip olmak üzere nötrdür. pH ölçümü, genellikle direkt olarak pH miktarını okuyan bir ölçme cihazı tarafından yapılır. Çözelti içerisine daldırılan kalomel (HgCl) içeren cam bir elektrod, hidrojen iyonlarını sayar. Ölçü cihazını kalibre etmek için standart çözeltiler hazırlanır.

Metan bakterileri için optimum pH aralığı 6.5-8.2 kabul edilir (Öztürk, 1999). Bu bakterilerin asetat kullanım hızlarının pH ile derişimi Şekil 2.3'de görülmektedir.

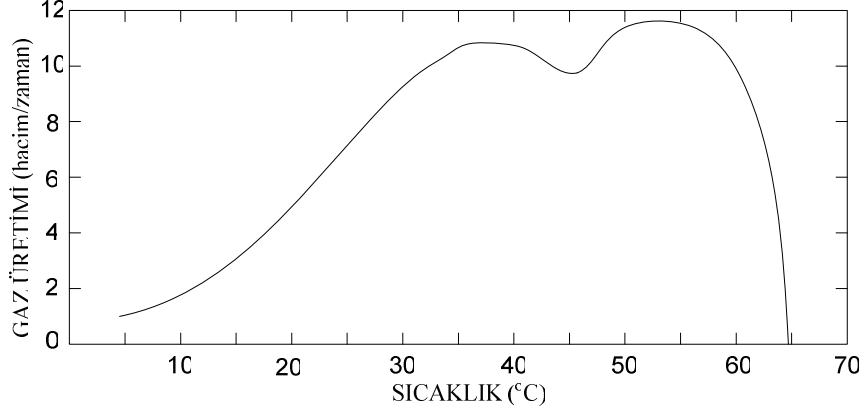


Şekil 2.3 Metan bakterilerinin reaktif aktivitelerinin pH ile değişimi (Clark ve Speece)

pH kontrolü, metan bakterileri üzerindeki inhibisyon etkisinin önlenmesi için gereklidir. pH<5.5 değeri için asit bakterileri de belli ölçüde inhibisyona uğrarlar. Dolayısıyla anaerobik arıtmada işletmeye alma ve aşırı yük devreleri için pH kontrolü önemlidir.

2.4.2 Sıcaklık

Sıcaklık tüm anaerobik proseslerde oldukça önemli bir işletme parametresidir. Anaerobik arıtmada, kullanılan anaerobik mikroorganizma kültürünün cinsine bağlı olarak adlandırılan mezofilik, 25~40°C (opt.35°C) ve termofilik, 50~60°C (opt. 55 °C) olmak üzere başlıca iki sıcaklık aralığı vardır (Öztürk, 1999). Şekil 2.4'de anaerobik arıtmada sıcaklığın metan gazı üretimi üzerindeki etkisi görülmektedir. Metan üretimi sıcaklığın yükselmesiyle artarak 35°C~40°C arasında birinci tepe değerine ulaşmıştır. Sonra 45°C'ye kadar düşüşe geçtiği ve bu sıcaklığın üzerine çıkıldığında termofilik kademenin başladığı görülmektedir. Bu kademe metan üretimi 55°C'de maksimum değerine ulaşır. Anaerobik reaktörler, mezofilik kademe ~35°C + 2°C, termofilik kademe ise ~55°C + 2°C sıcaklık değerlerinde işletilir.



Şekil 2.4 Anaerobik arıtmada sıcaklığın gaz üzerine etkisi (Price ve Cheremisinoff, 1981)

Anaerobik arıtmada çamur yaşı arttıkça, daha düşük sıcaklıklarda KOİ giderim verimi sağlanabildiği için sıcaklık etkisi çamur yaşına da bağlıdır (2.10), (Öztürk, 1999).

$$\frac{1}{\theta_{c\min}} \cong [0.148(1.16)^{t-25} - 0.015] , \quad 25 \leq t \leq 35 \quad (2.10)$$

Anaerobik arıtma sistemleri sıcaklık değişimlerine (özellikle ani sıcaklık düşüşü) karşı aerobik sistemlere göre çok daha hassastır. Karmaşık organik atıkların anaerobik arıtımında, prosesi en çok etkileyen kritik parametre olan yarı hız sabitinin (K_S) sıcaklıkla değişimi Çizelge 2.7'de verilmiştir (Öztürk, 1999).

Çizelge 2.7 Anaerobik arıtmada k ve K_S 'in sıcaklıkla değişimi

Sıcaklık (°C)	k (gün ⁻¹)	K_S (mg/l)
35	6.67	164
25	4.65	930
20	3.85	2130

Lawrance ve Mc Carty tarafından, K_S sabiti için gerekli sıcaklık eşitliği (2.11)'de verilmiştir (Öztürk, 1999).

$$\log \frac{(K_S)_2}{(K_S)_1} = 6980 \left(\frac{1}{t_2} - \frac{1}{t_1} \right) \quad (2.11)$$

Burada t , °K cinsinden reaktördeki su sıcaklığını göstermektedir.

Henze ve Harremous, 1982 yılında substrat giderim hızı sabiti k için aşağıdaki denklemi

geliştirmişlerdir (2.12), (Öztürk, 1999).

$$k_t = k_{35} e^{0.1(t-35)} \quad (2.12)$$

Burada t , °C cinsinden reaktör sıcaklığıdır. 1987'de Lin vd., metan bakterilerinin yağ asitlerini parçaladığı sistemlerdeki sıcaklık düzeltmesi için geliştirdiği ifadeler;

$$\begin{aligned} (k)_t &= 7.4(1.077)^{t-25} \quad , \quad 15 < t < 35 \text{ } ^\circ\text{C} \\ (K_s)_t &= 230(0.939)^{t-25} \quad , \quad 15 < t < 35 \text{ } ^\circ\text{C} \\ (Y)_t &= 0.02(1.036)^{t-25} \quad , \quad 25 < t < 40 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned} \quad (2.13)$$

2.4.3 Gaz Derişimleri

Havasız reaktörlerde arıtma sürecinin durumu biyogazdaki H_2 konsantrasyonunun (derişiminin) izlenmesi suretiyle hassas bir şekilde açıklanabilmektedir. Gaz fazındaki H_2 konsantrasyonunun artması halinde hidrojen kullanan bakterilerce CO_2 ve H_2 'den CH_4 üretimi azalmaktadır (Öztürk, 1999). Arıtma esnasında oluşan biyogaz yaklaşık olarak %65-85 CH_4 , %15-35 CO_2 ve %1-3 H_2 karışımından oluşmaktadır.

Anaerobik reaktörlerde H_2 kısmi basıncı izlenebildiği takdirde, daha reaktördeki pH düşmeden önce sistemin kararlılığının bozulmaya başladığı an tesbit edilerek gerekli müdahale önceden yapılabilir. pH'daki düşme reaktördeki düzensizliğin sonucunda oluştuğu için sadece pH izlenerek yapılan müdahale gecikmeli olmaktadır. Bu durumda H_2 iyonu kısmi basıncı izlenmek suretiyle daha etkin bir proses kontrolü mümkün olmaktadır.

Herhangi bir sebeple kararlılığını yitiren bir anaerobik reaktörde, dengesizlik ilk önce sistemdeki TUA (Toplam Uçucu Asit) konsantrasyonunun artması sonucu pH'da ani bir düşüş olarak kendini gösterir. pH'daki düşüşü alkalinitedeki azalma izler. Bu sırada gaz üretimi yavaşladığı için gaz debisinde azalma ve gazdaki CH_4 yüzdesinde düşüş gözlenir. Bunların sonucunda reaktör çıkışında KOİ konsantrasyonu yükselir ve sistemin verimi düşer (Öztürk, 1999).

2.4.4 KOİ

Evsel ve endüstriyel atıksuların kirlilik derecesini belirlemede kullanılan en önemli parametrelerden biri Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ)'dir. Organik maddenin redoks reaksiyonlarıyla oksitlenmesi esasına dayanır. Bu parametre ile atıksuların bünyesindeki organik maddeler, kimyasal oksidasyonları için gerekli oksijen miktarı cinsinden belirlenir.

KOİ'nin aynı amaçla kullanılan BOİ'ye göre en önemli üstünlüğü kısa sürede yürütülüp sonuçlandırılabilmesidir. BOİ'nin en az 5 gün sürmesine karşı KOİ 3 saatte belirlenip değerlendirilebilir.

KOİ ölçümleri laboraturda deneysel olarak yapılmaktadır, sürekli ölçümü söz konusu değildir. Alınan numunenin şiddetli asidik koşullarda, kuvvetli bir oksitleyici olan $K_2Cr_2O_7$ ile kaynatılarak oksitlenmesini sağlayan 2 saatlik bir kaynatma sonucunda, tüketilmeden kalan oksitleyicinin miktarının standart indirgen madde çözeltisi ile volümetrik yoldan saptanması esasına dayanır. KOİ sonuçları mg/L oksijen olarak ifade edilir (Şengül ve Müezzinoğlu, 1995).

2.4.5 BOİ

Aerobik koşullarda mikroorganizmaların sudaki organik maddeleri ayrıştırmaları için gerekli oksijen miktarı olarak tanımlanmaktadır. Alıcı ortamlara verildiklerinde evsel ve endüstriyel atıksuların tüketecekleri oksijen miktarının belirlenmesiyle, kirlenme potansiyelinin ve alıcı ortamın özümleme kapasitesinin tayininde kullanılan bir parametredir. BOİ testinde genel prensip, organik madde ve çözülmüş oksijenin bakteriler tarafından alınıp, karbon dioksit ve yeni bakteri hücrelerine dönüştürülmesi sırasında oksijenin azalma miktarının denetlenmesine dayanır (Şengül ve Müezzinoğlu, 1995).

2.4.6 Uçucu Yağ Asitleri

Uçucu asitlerin belirlenmesi anaerobik arıtma proseslerinin kontrolünde yaygın bir şekilde kullanılır. Organik maddenin biyokimyasal olarak ayrıştırılmasında kompleks maddeler hidrolize edilirler ve oluşan düşük molekül ağırlıklı yağ asitleri, uçucu yağ asitleri olarak ifade edilirler. Bu asitlerin ortamda artışı, sistemde gerekli tamponlama kapasitesi yoksa, pH düşmelerine yol açabilir.

Uçucu yağ asitlerinin tayininde çeşitli deneysel yöntemler kullanılmaktadır. Atıksu arıtma tesislerinde, anaerobik çürütme ünitelerinde yapılan rutin kontrollerde uçucu asit verisi yaygın olarak kullanılmaktadır. Yüksek hızlı çürütme proseslerinin geliştirilmesi ile bu test daha önemli hale gelmektedir.

2.4.7 Alkalinite

Alkalinite, asitleri nötralize edebilme kapasitesi olarak tanımlanır. Alkalinite pH değerlerine karşı suların gösterdiği direncin bir ölçüsü olması nedeni ile incelenen suyun tampon

kapasitesini yansıtır. Bir suyun alkalinitesi, o suyun asitleri nötralize edebilme kapasitesi olarak tanımlanır. Alkalinite pH değerlerine karşı suların gösterdiği direncin bir ölçüsü olması nedeni ile incelenen suyun tampon kapasitesini yansıtır.

2.5 Kontrol ve Otomasyon

Anaerobik proseslerde kararsızlığa sebep olan başlıca nedenlerden ekipman arızaları, ani sıcaklık değişimleri, organik yükteki ani artışlar, atığın bileşimindeki değişiklikler gibi kısa süreli olanların yanında, atıksu içerisindeki zararlı maddelerden, pH'daki ani düşüş veya alıştırma devresindeki mikroorganizma çoğalma hızının yavaş olması gibi uzun süreli kararsızlıklar da oluşabilmektedir.

Mikroorganizmaların aktifliği ve dolayısıyla prosesin verimini zaman zaman test etmek amacıyla tahliye çıkışlarından KOİ, alkalinite, amonyak azotu vb. değerleri ölçmek üzere numuneler alınmaktadır. Bu değerlerin ölçümleri laboratuarda (off line olarak) yapılmaktadır.

Havasız atıksu arıtma süreci sonunda hedeflenen %85-95'lik giderim verimi olduğu düşünülürse Su Kirliliği Kontrolü Yönetmeliği'ndeki "Evsel Atıksu Deşarj Standartları'nın yakalanması mümkün olmaktadır. Tipik evsel atıksu değerleri Çizelge 2.1'de sunulmuştur (Engin vd., 2006).

Çizelge 2.8 Tipik evsel atıksu değerleri

Madde	Konsantrasyon (mg/litre)
BOİ	220
KOİ	500
Toplam organik karbon	160
Toplam katı maddeler	720
Askıda katı maddeler	500
Alkalinite (kalsiyum karbonat, CaCO ₃ olarak)	100
Toplam azot	40
Toplam fosfor	8
pH	6-9

Sistemin optimum verim ve süreklilikte çalışabilmesi için sıcaklık, pH, seyreltme oranı (debi / hacim) ve sıvı seviyesi gibi kritik parametrelerin sürekli izlenmesi ve kontrol edilmesi gerekmektedir.

Anaerobik atıksu arıtma kontrolü konusunda yapılmış dikkat çekici bazı çalışmalar:

S. T. Yordanova, (2004), anaerobik atıksu arıtma prosesindeki biyogaz üretim oranı için iki-aşamalı bulanık mantık denetleyici tasarlamıştır. Bu çalışmada, doğrusal olmayan anaerobik sistemin kontrolü için, bulanık mantığın PID kontrole göre avantajları, MATLAB simülasyonlarıyla gösterilmiştir. Simülasyonlar MATLAB ortamında bulanık mantık araç kutusu ve Simulink kullanılarak gerçekleştirilmiştir.

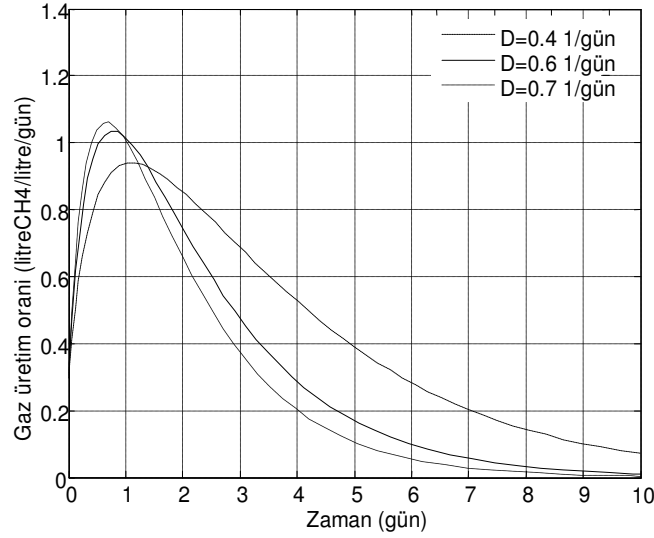
Hidroliz, asidifikasyon ve metan fazlarını içeren üç aşamalı model kullanılmıştır. Ölçülebilen ve kontrol edilebilen çıkış; biogaz üretim oranıdır. Durum denklemleri; birinci ve ikinci reaktörlerdeki bakteri konsantrasyonları ve substrat miktarlarıdır. Giriş ise; kontrol değişkeni olan seyreltme oranı (D) ve bozucu etki olan giriş atıksuyu organik madde konsantrasyonudur (S_{oi}). Bu çalışmanın sonucunda, iki-seviyeli bulanık mantık denetleyici, anaerobik atıksu arıtma prosesi için uygulandığında istenilen biyogaz çıkış karakteristiğinin elde edilebilmesi için bulanık mantıkla yapılan kontrolün, ikinci aşama kontrolle birlikte daha iyi sonuç verdiği görülmüştür. Bu çalışmanın avantajlarının belirlenmesi için, geçici hal cevapları, aynı sistemin konvansiyonel PI denetleyici uygulanarak alınan cevaplarıyla karşılaştırılmıştır. Bulanık mantık denetleyicili sistemin, referans değişikliklerine ve bozuculara karşı çok daha hızlı cevap verdiği ve daha küçük aşımalar yaptığı gözlenmiştir.

E. Murnleitner vd., (2001), iki aşamalı bir anaerobik atıksu ön arıtma prosesi modellenmiş ve kontrol edilmiştir. Reaktörlerin biyolojik durumu bulanık mantıkla öngörülmüş ve buna göre aşırı yüklenmeyi önleyecek kontrol sinyalleri üretilmiştir. Bulanık mantık kontrolcüsünün giriş değişkenleri olarak hidrojen ile metan konsantrasyonu, gaz üretim hızı, pH ve asitleştirme tampon tankının dolmuş seviyesi kullanılmıştır. Kontrol değişkenleri ise, asit tankından metan tankına akış hızı (debi), her iki tankın pH ve sıcaklığı, akışkan yataklı reaktördeki sirkülasyon, metan reaktöründen asidifikasyon tankına geri devir ve besleme tankından asidifikasyon tankına akış hızıdır. Geliştirilen kontrol sistemi laboratuvar ölçekli tesis üzerinde başarıyla test edilmiş, yiyecek endüstrisinden değişik tip atıksularına başarıyla uygulanmıştır.

Engin vd., (2006), pilot ölçekli bir havasız arıtma tesisinin kurulması, kontrolü, otomasyonu ve sürecin matematiksel modellenmesi üzerinde yapılan başlangıç çalışmaları sunulmuştur. Sürekli bir sistem için sürecin dinamik davranışını ifade eden denklemlerde, kullanılan durum değişkenlerinin başlangıç şartları ile katsayıların sürekli-hal değerleri (2.5) eşitliğinde verildiği gibi alınmak suretiyle, giriş değişkeni olarak seyreltme oranı (D)'ye göre çıkıştaki

spesifik gaz üretim oranı (q_M) değişimi Matlab Simulink ortamında elde edilen modelleme benzetim sonuçları Şekil 2.5’de görülmektedir.

$$\begin{aligned}
 q^t &= [\mu_{m1} \mu_{m2} k_1 k_2 k_3 Y_g k_{s1} k_{s2}] \\
 q^{t=0} &= [0.4 \ 0.4 \ 1 \ 40 \ 0.909 \ 1 \ 3.6 \ 3.6] \\
 X^t &= [X_1 \ X_2 \ S_1 \ S_2 \ Z \ C] \\
 X^{0t} &= [0.36 \ 3.18 \ 15.66 \ 0.18 \ 1 \ 1] \\
 D &\in [0.25 \ 0.75]
 \end{aligned} \tag{2.14}$$

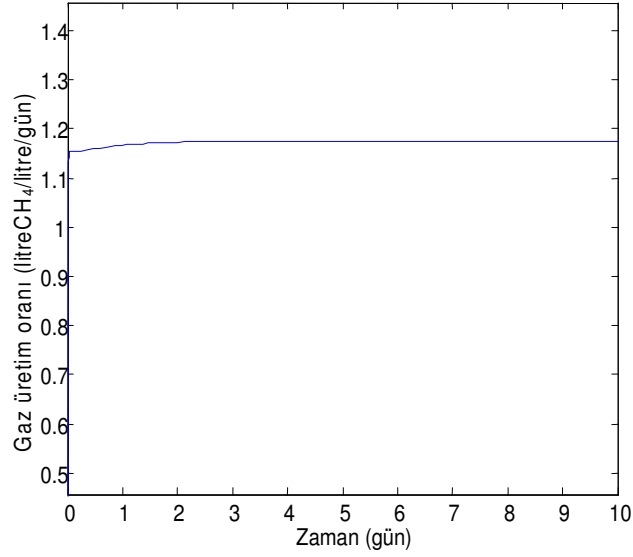


Şekil 2.5 Seyreltme oranının (D) farklı değerlerine göre gaz üretim oranı değişimleri

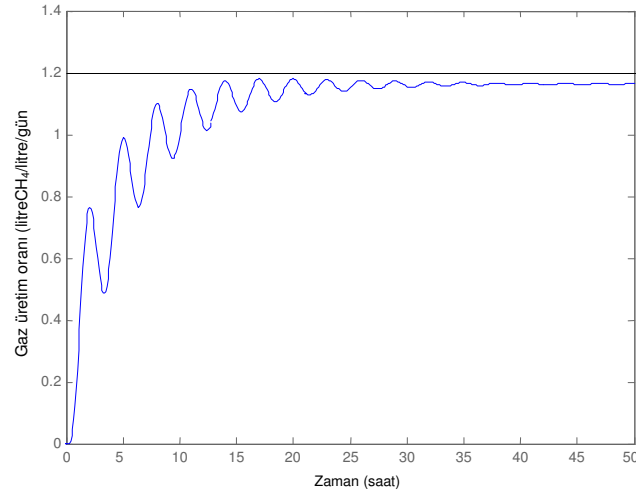
Şekil 2.5’de görüldüğü gibi seyreltme oranı, D, arttıkça gaz üretim oranının tepe değeri artmakta ancak minimuma düşme süresi kısalmaktadır. Bu ise seyreltme oranı yüksek değerlerde seçildiği zaman, aynı miktar atık suyun daha çabuk sürede arıtılacağı anlamına gelmesi demektir. Gaz üretim oranının bir süre sonra sifıra inmesi ise atık suyun istenilen oranda arıtıldığına işaret eder.

Seyreltme oranı D’nin sıfırdan büyük tutulması, bir başka deyişle besleme tankından, birinci reaktöre, sürekli sıvı girişinin sağlanması ve ikinci reaktörün, biyogaz çıkışının on-line ölçülmesiyle sistem geri-beslemeli hale gelir ve kesikliden sürekli çalışma şartlarına kavuşur. Kapalı çevrimli hale gelen bu çok giriş – çok çıkışlı (MIMO) sistemde, başlangıç çalışması olarak, sistemin verimi hakkında doğrudan bilgi vermesi açısından çok önemli bir parametre olan biyogaz çıkışının istenen seviyede tutulması sağlanmıştır. Bu amaçla PID kontrol denenmiştir. Bu çalışma çerçevesinde matematiksel modeldeki ilgili denklemin

doğrusallaştırılması ve belirsizliklerin dikkate alınmamasıyla seyreltme oranı (yani giriş debisi) manipüle edilerek biyogaz üretim oranı istenilen seviyede tutulmuştur (Şekil 2.6-2.7).



Şekil 2.6 PID kontrollü sistemde gaz üretim oranı değişimi ($K_p = 10$, $K_I = 7$, $K_D = 3$)



Şekil 2.7 PID kontrollü sistemde gaz üretim oranı değişimi (0 – 50 saat arası).

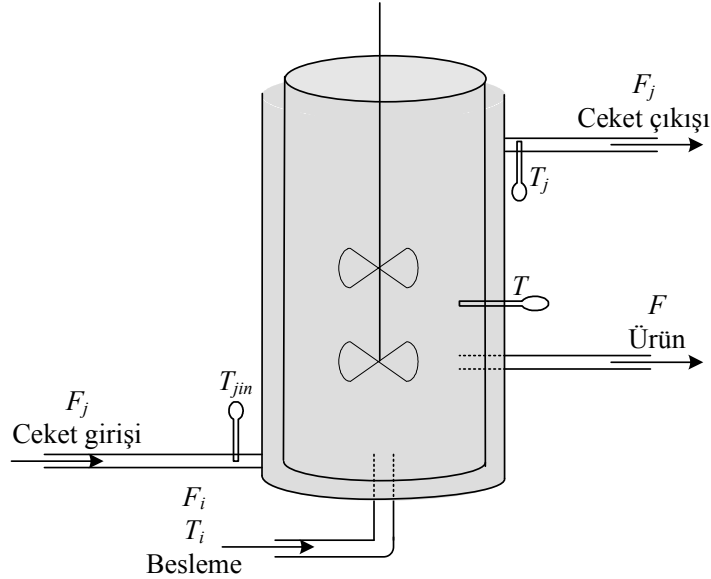
2.5.1 pH

Reaktördeki çeşitli kararsızlıklardan oluşan sebeplerle düşen pH'nın yeniden uygun değerlere yükseltilebilmesi için çeşitli çözümler bulunmaktadır. Bunlardan ilk akla geleni kireç eklenmesidir, ancak bu işlem pH'nın 6.5 ve daha altına düşmesi halinde uygulanmalıdır. pH'nın 6.5 değerinin üstünde olması halinde kirecin sudaki çözünürlüğü neredeyse sıfıra

yaklaşacağından kireç çökeler ve bir yararı olmaz (Öztürk,1999). Bu gibi nedenlerle özellikle endüstriyel atıksu arıtma tesislerinde kireçle pH kontrolü yerine NaOH ve NaHCO_3 kullanılmaktadır. Reaktörün pH'sı normal değerinin altına düştüğünde genellikle pH kontrol probu ile birlikte çalışan kostik dozlama sistemi sayesinde otomatik olarak pH değeri yükseltilir. Hassas uygulamalarda ise pH kontrolü için literatürde değişik yöntemler görülmektedir (Murnleitner, 2002; Yordanova, 2004)

2.5.2 Sıcaklık

Anaerobik arıtma sürecinin optimum şartlarda sürdürülebilmesi için, sıcaklıkların mezofilik çürütücüde 35°C , termofilik çürütücüde 55°C civarında tutulması gerekmektedir. Sıcaklık mümkün olduğu kadar sabit tutulmalıdır. Gün içerisinde en fazla $\pm 2^\circ\text{C}$ 'lik değişimlere izin verilmelidir. Bu yüzden reaktör sıcaklığının korunması için beslenen çamur ve reaktörün ısıtılması gerekir. Sağlanan toplam ısı çürütücüdeki ısı kayıplarını karşılamalıdır. Reaktörlerin ısıtılması için kullanılan ısıtma sistemlerinde ısı kayıp hesapları da göz önüne alınarak tasarım yapılmalıdır.



Şekil 2.8 Çift cidarlı (ceketli) karıştırılmalı tank ısıtıcı

Şekil 2.8'de sıcaklık kontrolünü sağlamak amacıyla tasarlanmış ceketli karıştırılmalı-tank ısıtıcı sistemi görülmektedir. Bir ısıtıcı tankta ısıtılan sıcak su, ceketin içinden geçirilir ve ceketten akan su ve reaktör içerisindeki su arasında ısı alışverişi meydana gelir. Ceketten reaktörün içindeki ürüne ısı transfer oranı (2.15) denkleminde verilmiştir (Bequette, 2003).

$$Q = UA[T_j - T] \quad (2.15)$$

Burada U ısı transfer katsayısı, A ısı transferi için yüzey alanını vermektedir. Hacim ve yoğunluğun sabit olduğunu kabul edersek, $F_i = F$ olur. Reaktörün içerisindeki ve ceketteki enerji dengelerinin sonuçlarından çıkarılan durum değişkenleri (2.16) denkleminde verilmiştir (Bequette, 2003).

$$\begin{aligned} \frac{dT}{dt} &= \frac{F_i}{V}(T_i - T) + \frac{UA}{V\rho c_p}(T_j - T) = f_1(T, T_j, F_j, F, T_i, T_{jin}) \\ \frac{dT_j}{dt} &= \frac{F_j}{V_j}(T_{jin} - T_j) - \frac{UA}{V_j\rho_j c_{pj}}(T_j - T) = f_2(T, T_j, F_j, F, T_i, T_{jin}) \end{aligned} \quad (2.16)$$

Bu denklemlerin çözülebilmesi için ρ ve c_p parametrelerinin ve V_0 ve T_0 ilk koşullarının belirlenmesi gerekmektedir. Burada durum değişkenleri, reaktör ve ceket içerisindeki sıvıların sıcaklıklarıdır. Girişler, ceketteki sıvının debisi, ürünün debisi, ürünün sıcaklığı ve cekete giren suyun sıcaklığıdır.

Bu durumda sistemdeki çıkış, durum değişkenleri ve girişler;

$$y = \begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \end{bmatrix} = x = \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} T - T_s \\ T_j - T_{js} \end{bmatrix} \quad u = \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \\ u_3 \\ u_4 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} F_j - F_{js} \\ F - F_s \\ T_i - T_s \\ T_{jin} - T_{jins} \end{bmatrix} \quad (2.17)$$

Durum ve çıkış denklemlerinin genel hali Denklem (2.18) ile ifade edilebilir;

$$\begin{aligned} \dot{x}(t) &= A(t)x(t) + B(t)u(t) \\ y(t) &= C(t)x(t) + D(t)u(t) \end{aligned} \quad (2.18)$$

Denklem (2.18)'deki A , B , C ve D matrisleri Denklem (2.19)'daki gibi tanımlanır;

$$A = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial T} & \frac{\partial f_1}{\partial T_j} \\ \frac{\partial f_2}{\partial T} & \frac{\partial f_2}{\partial T_j} \end{bmatrix} \quad B = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial F_j} & \frac{\partial f_1}{\partial F} & \frac{\partial f_1}{\partial T_i} & \frac{\partial f_1}{\partial T_{jin}} \\ \frac{\partial f_2}{\partial F_j} & \frac{\partial f_2}{\partial F} & \frac{\partial f_2}{\partial T_i} & \frac{\partial f_2}{\partial T_{jin}} \end{bmatrix} \quad (2.19)$$

Denklem (2.19)'a göre A ve B matrisleri hesaplanırsa;

$$A = \begin{bmatrix} -\frac{F_s}{V} - \frac{UA}{V\rho c_p} & \frac{UA}{V\rho c_p} \\ \frac{UA}{V_j\rho_j c_{pj}} & -\frac{F_{js}}{V_j} - \frac{UA}{V_j\rho_j c_{pj}} \end{bmatrix} \quad (2.20)$$

$$B = \begin{bmatrix} 0 & \frac{T_{is} - T_s}{V} & \frac{F_s}{V} & 0 \\ \frac{T_{jis} - T_{js}}{V_j} & 0 & 0 & \frac{F_{js}}{V_j} \end{bmatrix}$$

elde edilir.

Çıkış denklemini belirleyen C ve D matrisleri ise;

$$C = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix} \quad D = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix} \quad (2.21)$$

olarak elde bulunur.

Kalıcı haldeki bilinmeyen değişkenlerin bulunması için (2.16)'da verilen dinamik denklemlerin $\frac{dx}{dt} = 0$ durumu için çözülmesi gerekir. Sistemin kalıcı hal değerleri ve bu proses için bazı parametreler aşağıda verilmiştir.

$$\rho c_p = 61.3 \frac{Btu}{F ft^3}$$

$$\rho_j c_{pj} = 61.3 \frac{Btu}{F ft^3}$$

$$V = 102.366 ft^3$$

$$V_j = 0.353 ft^3$$

$$T_{is} = 50 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_s = 95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{jis} = 110 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{js} = 100 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$F_s = 0.5 \frac{ft^3}{min}$$

Yukarıda verilen değerler kullanılarak kalıcı haldeki iki dinamik denklemin çözülmesiyle UA ve F_{js} değerleri bulunarak denklem tekrar düzenlenir. İlk denklemin çözülmesiyle $UA = 275.85 \text{ Btu}^\circ\text{F dk}$, ikinci denklemin çözümüyle ise $F_{js} = 2.25 \text{ ft}^3/\text{dk}$ bulunur.

(2.20) ve (2.21) matrisleri kullanılarak durum denklemlerinden transfer fonksiyonları

oluşturulmuştur.

Burada yaygın olarak kullanılan yol takip edilerek, sıfır başlangıç şartları kabulüyle durum ve çıkış denklemlerinin Laplace dönüşümleri alınarak sistemin istenen çıkış ve giriş değişkenleri arasında transfer fonksiyonları kurulacaktır.

$$y(s) = G(s) u(s)$$

$$G(s) = C (sI - A)^{-1} B$$

Denklem (2.22)'de oluşturulan A, B, C ve D matrisleri verilmiştir.

$$\begin{aligned} A &= \begin{bmatrix} -0.0488 & 0.044 \\ 12.7479 & -16.9972 \end{bmatrix} \\ B &= \begin{bmatrix} 0 & -0.4396 & 0.0049 & 0 \\ 28.3286 & 0 & 0 & 4.2493 \end{bmatrix} \\ C &= \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix} \\ D &= \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix} \end{aligned} \quad (2.22)$$

Bu matrisler yardımıyla Matlab ss2tf komutu kullanılarak (2.23) deki transfer fonksiyonu elde edilmiştir.

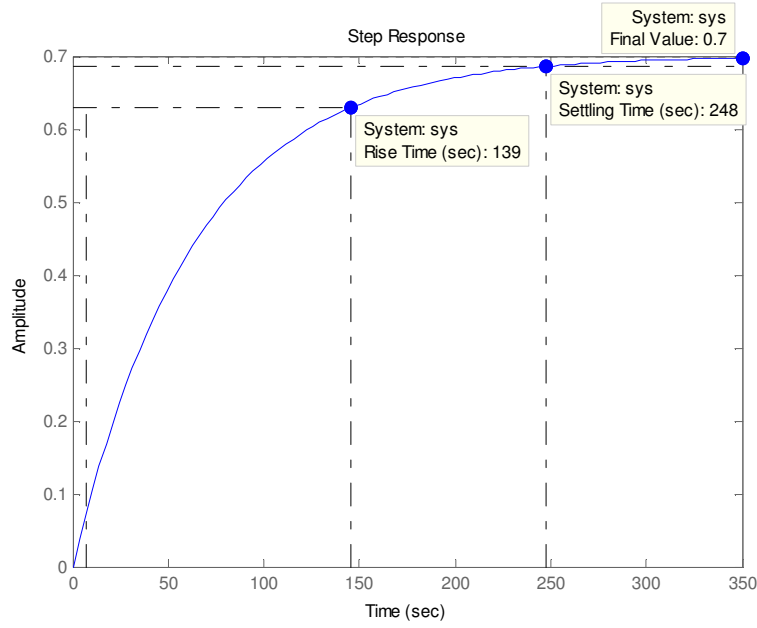
$$G(s) = \frac{\begin{bmatrix} 1.2453 & -7.472 - 0.44s & 0.083 + 0.005s & 0.187 \\ 1.384 + 28.329s & -5.604 & 0.0623 & 0.208 + 4.25s \end{bmatrix}}{s^2 + 17.046s + 0.269} \quad (2.23)$$

sistem matrisinin özdeğerleri, bir başka deyişle karakteristik denklemin kutupları: -17.0302 ve -0.0158 dir. Ele alınan çıkışlar (T ve T_j) ve girişler (F , F_j , T_i ve T_{jin}) arasında elde edilen sekiz transfer fonksiyonu aşağıdaki gibi elde edilebilir.

$$\begin{aligned} g_{11}(s) &= \frac{1.2453}{s^2 + 17.046s + 0.269} & T \rightarrow F_j & \quad g_{21}(s) = \frac{1.3837 + 28.328s}{s^2 + 17.046s + 0.269} & T_j \rightarrow F_j \\ g_{12}(s) &= \frac{-7.4719 - 0.4396s}{s^2 + 17.046s + 0.269} & T \rightarrow F & \quad g_{22}(s) = \frac{-5.604}{s^2 + 17.046s + 0.269} & T_j \rightarrow F \\ g_{13}(s) &= \frac{0.083 + 0.0049s}{s^2 + 17.046s + 0.269} & T \rightarrow T_i & \quad g_{23}(s) = \frac{0.0623}{s^2 + 17.046s + 0.269} & T_j \rightarrow T_i \end{aligned}$$

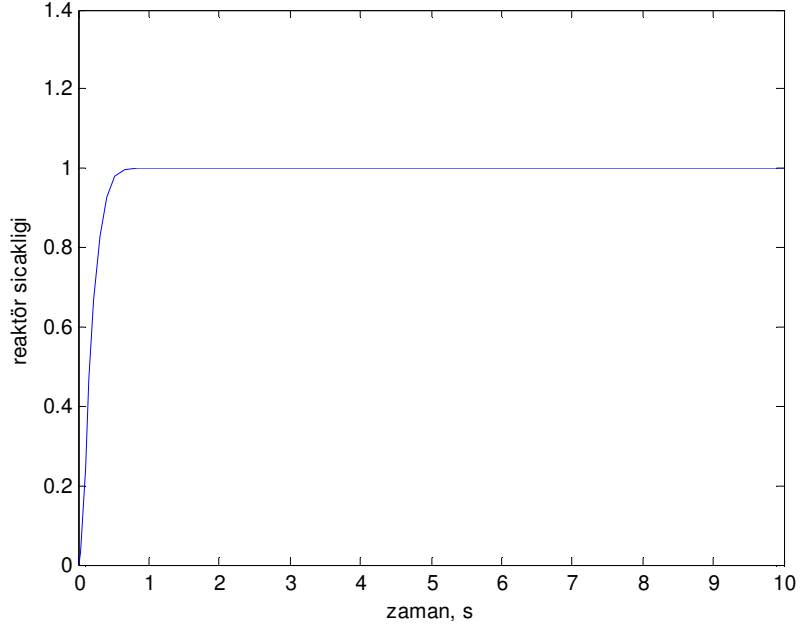
$$g_{14}(s) = \frac{0.1868}{s^2 + 17.046s + 0.269} \quad T \rightarrow T_{jin} \quad g_{24}(s) = \frac{0.2076 + 4.25s}{s^2 + 17.046s + 0.269} \quad T_j \rightarrow T_{jin}$$

Sistem için etkin bir sıcaklık denetleyicisi tasarımı gerçekleştirmek için ölçülen giriş ve çıkış değişkenlerini içeren transfer fonksiyonları ele alınmalıdır. Burada ölçülmesi en kolay değişken tankın ve ceketin içerisindeki sıvı sıcaklıklarıdır. Çıkış olarak tank sıcaklığı (ürün sıcaklığı) ile giriş olarak ceket giriş sıcaklığı arasındaki transfer fonksiyonu, yani $g_{14}(s)$ ele alınabilir.



Şekil 2.9 Tank sıcaklığı ile cekete giriş sıcaklığı arasında oluşturulan transfer fonksiyonunun birim basamak yanıtı ($K_p=500$, $K_D=5$, $K_I=8$)

Yapılan aşımaları önlemek ve daha hızlı bir cevap alabilmek için sisteme PID kontrolcü tasarlanmıştır. PID katsayılarının belirlenmesinde Ziegler-Nichols metodu kullanılmıştır. Programlanabilir kontrolcüde hazır bulunan PID bloklarıyla sıcaklık kontrolü sağlanmaktadır.



Şekil 2.10 PID kontrollü sistemde tank (ürün) sıcaklığının birim basamak yanıtı

2.6 Türkiye’de Anaerobik Arıtma Yapan Tesisler

Atıksu arıtma sektörünün önde gelen şirketlerinden ARBİOGAZ, anaerobik arıtma konusunda 1985 yılından beri uyguladığı konvansiyonel tam karışımli sistem yanında, dünya üzerinde son geliştirilen ve yaygın proses olarak kullanılan ileri teknoloji ürünü UASB (Yukarı Akışlı Anaerobik Çamur Yatağı) ve EGSB (Yüksek Hızlı Granüler Çamur Yatağı) proseslerini uygulamaktadır. ARBİOGAZ’ ın yüksek konsantrasyonda granüler çamur uygulamasıyla, aerobik sistemlere göre 15-20, konvansiyonel anaerobik sistemlere göre ise 2-4 defa daha fazla kirlilik (KOİ) yüklemesi yapılabilmektedir. Bu sebeple, birim hacimde daha çok kirlilik giderildiğinden tesis için, yer ihtiyacı çok az olmaktadır. Arıtılan kirliliğin her 3 kg KOİ’si için, 6.5-7.5 kWh/m³ ısı değeri olan yaklaşık 1m³ biyogaz elde edilebilmektedir. Biyogazı, bir gaz motorunda elektrik enerjisine veya bir kazanda ısı enerjisine (sıcak su veya buhar) dönüştürmek mümkündür. Bu şekilde; proses, ihtiyacı olan enerjiyi de kendi kendine üreterek, çok ekonomik bir işletme olmakta ve yatırım değerini kısa bir zamanda amorti etmektedir. Bu sistemlerin kontrolü ve izlenmesi için değişik yöntemler kullanılmakta ve geliştirilmektedir. Şekil 2.9’da Türkiye’de anaerobik arıtmanın uygulandığı bazı tesisler verilmiştir.



(a)



(b)



(c)



(d)

(d)

Şekil 2.11 Türkiye' de anaerobik arıtma uygulanan bazı tesisler (a) Unilever-Çorlu / Gıda Endüstrisi 6.875 kgKOİ/gün (b) Cargill Tarım San. ve Tic. A.Ş. - 23.000 kgKOİ/gün UASB anaerobik arıtma tesisi, Pakmaya, İZMİT (c) Sasa Kimya Endüstrisi - 26.200 kgKOİ/gün (d) Efes Pilsen-İzmir / Bira Endüstrisi 10.000 kgKOİ/gün

3. PİLOT ÖLÇEKLİ BİR ANAEROBİK ATIKSU ARITMA SİSTEMİNİN KURULMASI ve OTOMASYONU

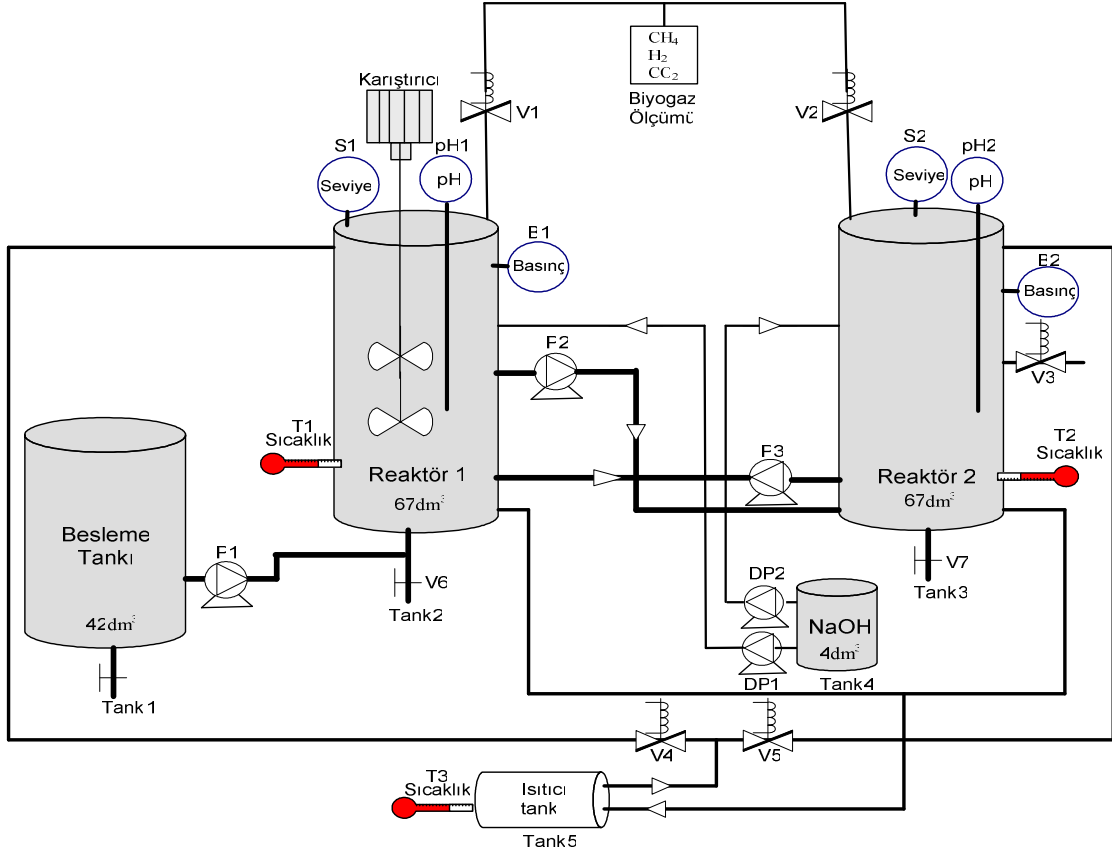
Bu uygulama çalışması, 104E069 no'lu “Anaerobik Atıksu Arıtma Proses Sisteminin Modellenmesi ve Etkin Kontrol Algoritmalarının Geliştirilmesi” başlıklı TÜBİTAK Araştırma Projesi kapsamında gerçekleştirilmiştir (Şekil 3.1).



Şekil 3.1 Pilot ölçekli anaerobik atıksu arıtma tesisi

Havasız atıksu arıtma sistemlerinde çeşitli tesis mimarileri vardır. Yapılan araştırmalar sonucunda tek kademeli reaktör yerine iki kademeli sürekli karıştırılmalı (CSTR) asidifikasyon reaktörü ile bunu takip eden yukarı akışlı metan reaktörü (UASB) inşa edilmesine karar verilmiştir (Şekil 3.1). Böylece göreceli olarak asidifikasyon bakterilerine oranla daha yavaş büyüyen metan bakterilerinin inhibisyona maruz kalması engellenmiş olacaktır. Literatürde belirtildiği gibi asidifikasyon tankının tam karıştırılmalı olması atıksu KOİ'sinin düşürülmesinde önemli bir etki oluşturmaktadır (Öztürk, 1999; Engin vd., 2006). KOİ'nin düşürülmesi arıtma sonrası çıkış suyunun kirliliğinin azaltılması anlamına gelir. Bu çalışmada, bir araştırma projesi kapsamında kurulan pilot ölçekli iki aşamalı havasız atıksu arıtma tesisinin mekanik ve elektriksel donanımı, PLC ve SCADA temelli otomasyonu gerçekleştirilmiş, sürecin lineer olmayan matematiksel denklemlerinin çözümü diferansiyel

dönüştürme metodu (DTM) kullanılarak yapılmıştır.



Şekil 3.2 Pilot ölçekli anaerobik atıksu arıtma tesisi modeli

3.1 Deney Düzenegi

Kurulan sistemde, Şekil 3.2'de görüldüğü gibi beş adet tank bulunmaktadır. Tanklar arası tesisat, paslanmaz çelik borularla ve basınca, aside dayanıklı PVC borularla yapılmıştır. Tanklar, paslanmaz çelikten (316), sızdırmaz ve 2 bar basınca dayanıklı olarak imal edilmişlerdir. Bunlar sırasıyla;

- Atıksuyun sisteme gönderilmek üzere beklediği, 42 litre hacimli, besleme tankı,
- Asitleşme fazının gerçekleştiği sürekli karıştırılmalı, sıcaklık kontrolü amacıyla suyla ısıtmalı çift cidarlı, havasız şartları sağlamak üzere oksijen sıyrma sistemi ile teçhiz edilen, 67 litre hacimli asitleştirme reaktörü
- Metan fazının gerçekleştiği sabit yataklı, sıcaklık kontrolü amacıyla suyla ısıtmalı, çift cidarlı, havasız şartları sağlamak üzere oksijen sıyrma sistemi ile teçhiz edilen, 67

litre hacimli metan reaktörü

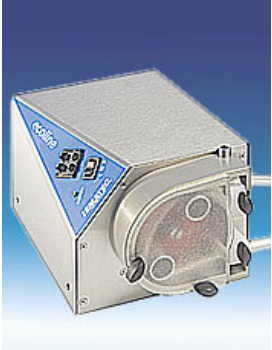
- pH kontrolünü sağlamak için kullanılan kostik sodanın (NaOH) bulunduğu, 4 litre hacimli tank
- Reaktörlerin sıcaklıklarını istenen değerde tutabilmek için kullanılan, 10 litre hacimli ısıtıcı tank

Ayrıca istenildiğinde hassas debi ayarı imkânı sağlayan üç adet debi ayarlı, sıvıyla temassız peristaltik pompa (P1-5), pH ayarı için iki adet dozaj pompası (DP1-2), sıcaklık kontrolü için ise bir adet devir-daim pompası kullanılmıştır. Kullanılan pompaların hız ayarı istenildiğinde manuel yapılabildiği gibi dışarıdan sürmek için 0-10V ve 4-20mA harici girişleri mevcuttur. Sıvı/gaz akışını açma-kapama ve yönlendirme, beş adet solenoid valf (V1-5) ve reaktör tahliye çıkışları ise birer adet manüel vana (V6-7) ile sağlanmıştır.

Peristaltik pompalar, rulman benzeri bir tekerleğin isteme bağlı dönüşü sırasında silikon hortumu sıkıştırıp gevşeterek içindeki sıvıyı ilerletme esasına göre çalışır. Yüksek viskozitede ya da %60'a varan oranlarda katı madde içeren çözeltiler ile korozif ve steril çözeltilerin pompalanmasında kullanılır. Atıksu pompaları, yüksek devirde çalışan pompalar olduğu için laboratuvar ölçekli uygulamalarda uygun olmamaktadır. Dozajlama pompası gibi düşük devir için tasarlanan pompalar ise katı madde içeren sıvıların pompalanmasında kullanılamamaktadır. Bu tür uygulamalar için en uygun olan pompa çeşidi 0.001-45000 ml/dak kapasiteye sahip peristaltik pompalardır.

Reaktörler arasındaki sıvı geçişini sağlamak üzere Çizelge 3.1'de görülen iki adet Ecoline VC-280/281 serisi (Ismatec) mikroişlemci kontrollü peristaltik pompa kullanılmıştır.

Çizelge 3.1 Mikroişlemci kontrollü peristaltik pompa

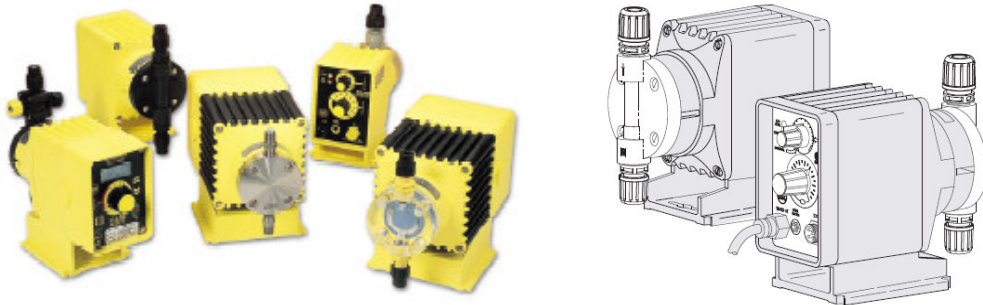
ECOLINE VC-280/281	Mikroişlemci Kontrollü Peristaltik Pompa	
	Özellikler	-Laboratuvarlarda ve endüstri için uygun sıvı transfer pompası -Paslanmaz çelik gövde -Hassas rotor hız ayarı -Analog kontrol -Tygon ST tüp seti dahil
	Akış aralığı	1.7 - 5400 ml/dak
	Akış kanalı	1 adet
	Rotor hız ayarı	2-haneli potansiyometre, 1-99%

Geri devir işleminde ise daha düşük devirde çalışan Çizelge 3.2’de özellikleri belirtilen Reglo Quick (Ismatec) tek kanallı peristaltik pompa kullanılmıştır.

Çizelge 3.2 Tek kanallı peristaltik pompa

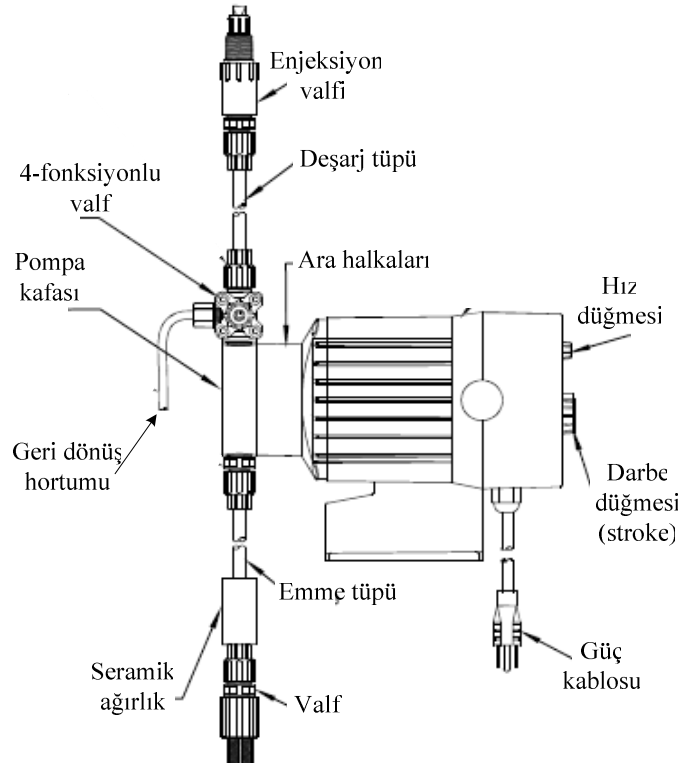
REGLO QUICK	
	Özellikler –Tek kanallı peristaltik pompa –Kolay ulaşılabilir tüp yatağı –“Start/Stop”, “Rotor hız” ve “Yön” düğmeleri
	Akış aralığı 276 - 13800 ml/saat
	Akış kanalı 1 adet
İşletim Paneli	

pH kontrolünde, kostik soda pompalama işlemi için iki adet LMI P5 serisi (Dosapro Milton Roy) dozaj pompası kullanılmıştır. Pompalar, istenildiğinde otomatik olarak çalışabildiği gibi manuel olarak da çalışabilir. Darbe frekansı ve uzunluğu ayarlanabilir. Maksimum çıkışları 12 l/saat, maksimum basınç ise 17.3 bar olarak seçilmiştir. Şekil 3.3’te projede kullanılan dozajlama pompaya ait genel görünüş verilmiştir.



Şekil 3.3 Dozajlama pompasının genel görünüşü

Pompa ekipmanının detaylı görünüşü Şekil 3.4’de verilmiştir. Seramik ağırlık ve emme tüpünün olduğu kısım kostik soda tankının içine, enjeksiyon valfi ve deşarj tüpünün olduğu kısım ise reaktöre daldırılır. Geri dönüş hortumu ise herhangi bir basınç artması durumunda, çözeltinin bulunduğu tanka geri devir sağlamak için kullanılmıştır.



Şekil 3.4 Dozajlama pompası bileşenleri

Projede akış kontrolü için aç-kapa (on-off) çalışan solenoid valfler kullanılmıştır (Şekil 3.5). Kullanılacak akışkanın cinsi, valfin pozisyonu (Normalde Açık / Normalde Kapalı), akışkanın basıncı, akışkanın minimum ve maksimum fark basıncı, akışkanın sıcaklığı, hat bağlantı ölçüsü, akışkanın viskozitesi, bobin çalışma gerilimi, koruma sınıfı ve valfin kullanılma amacı gibi bilgiler valf seçiminde dikkat edilmesi gereken hususlardır.



Şekil 3.5 Projede kullanılan sıvı ve gaz için solenoid valfler

3.2 Kullanılan Enstrümantasyon

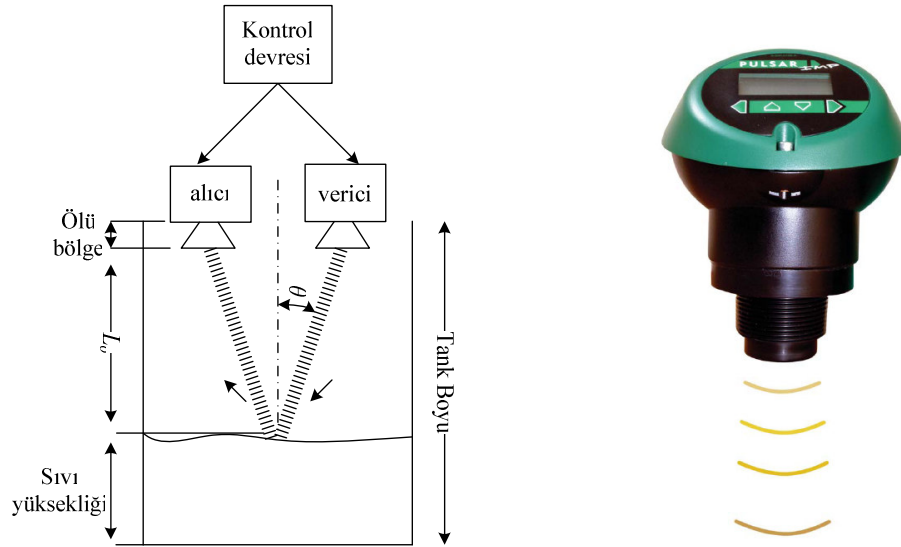
Sistemdeki ölçümler için çeşitli algılayıcılar kullanılmıştır. Tesis, sıvı seviye bilgisi için her iki reaktörde birer ultrasonik seviye sensörü; sıcaklık kontrolü için her iki reaktörde ve ısıtıcı tankta birer olmak üzere üç adet PT 100 sıcaklık sensörü; her iki reaktörde birer basınç sensörü (>1 bar ikazı için) ve birer pH sensörü ile teçhiz edilmiştir. Özellikle arıtma süreç veriminin en önemli göstergesi olan CH₄ (metan gazı) ölçümü için gaz ölçüm cihazı kullanılmaktadır. Bu cihaz CH₄'ün yanı sıra CO₂ ve H₂ konsantrasyonlarını da ölçmektedir.

3.2.1 Seviye Algılayıcı

Pilot ölçekli kurulan anaerobik reaktörlerin seviye ölçümlerinde kullanılmak üzere, kontaklı ölçümler için uygun olan ultrasonik algılayıcı tercih edilmiştir. Ultrasonik ölçümlerde, sensör tarafından enerjisi elektromanyetik, akustik vb. olan bir çeşit sinyal, seviyesi ölçülecek yüzeye gönderilir ve yansıyan sinyal geri alınır. Cisme olan uzaklık, (3.1) yardımıyla hesaplanabilir.

$$L_o = \frac{vt \cos \theta}{2} \quad (3.1)$$

Burada L_o cisme olan uzaklığı, v ortamdaki ultrasonik dalgaların hızını, θ yansıyan ışın ve normal arasındaki açıyı ifade etmektedir. Şekil 3.6'da ultrasonik uzaklık ölçümünün temel düzenlemesi ve projede kullanılan IMP algılayıcısının resmi verilmiştir.



Şekil 3.6 Ultrasonik uzaklık ölçümü temel şekli ve IMP serisi ultrasonik sensör

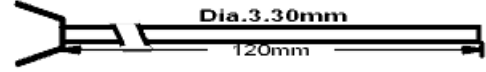
Bu projede kullanılan IMP seviye izleme sistemi, temassız seviye ölçümü olan sıvılarda ve katılarda geniş bir uygulama alanına sahip son derece gelişmiş ultrasonik seviye algılayıcıdır. Tasarımı, 2 veya 3 telli bağlantı imkanı sağlar. Alarm veya kontrol fonksiyonları olarak ayarlanabilen iki röle, 3 telli bir cihaza bağlandığında, set değerlerinin tamamıyla programlanabilmesi sağlanır, bununla birlikte 2 ve 3 telli bağlantı modlarının her ikisinde de istenen yere hata ikaz sinyali verir.

IMP, en gelişmiş yankı algılama teknolojisinden yararlanarak, havadan gönderilen ölçülmüş ses darbesinin alınan yankısının zamanlanması ilkesiyle çalışır. Seçilen moda bağlı olarak seviye veya boşluk bilgileri göstergeden okunabilir. Uzaktan kontrol için rölelerin konumları 'ON' veya 'OFF' olarak programlanabilir. Herhangi bir izleme, grafik kaydedici veya kontrolcüye bağlamak üzere 4-20 mA ve 0-10 V çıkışı mevcuttur. Projede 0-10 V çıkışı kullanılmıştır. Tank boyu ile ölçü bölge arasındaki fark (855-150=705mm); 10 V'a karşılık gelmektedir.

3.2.2 Sıcaklık Algılayıcı

Sıcaklık ölçümünde elektriksel dönüşüm için algılamanın farklı yöntemleri kullanılır. Bunlar; rezistif, ısıl-elektrik, yarı-iletken, optik ve piezo-elektrik dedektörlerdir (Gürdal, 2000). Sıcaklığın ölçülmesi temelde cismin ısı enerjisinin küçük bir kısmının algılayıcıya iletimini gerektirir, algılayıcı bu ısıyı elektriksel sinyale dönüştürür. Temassız bir algılayıcı cismin üzerine veya içine yerleştirildiğinde cisim ve prob arasındaki ara yüzey boyunca ısı iletimi oluşur. Prob her zaman ölçme alanını bozucu yönde etkileyecektir. Uygun bir algılayıcı tasarımı ve doğru ölçüm tekniği ile hatanın en aza indirilmesi oldukça önemlidir.

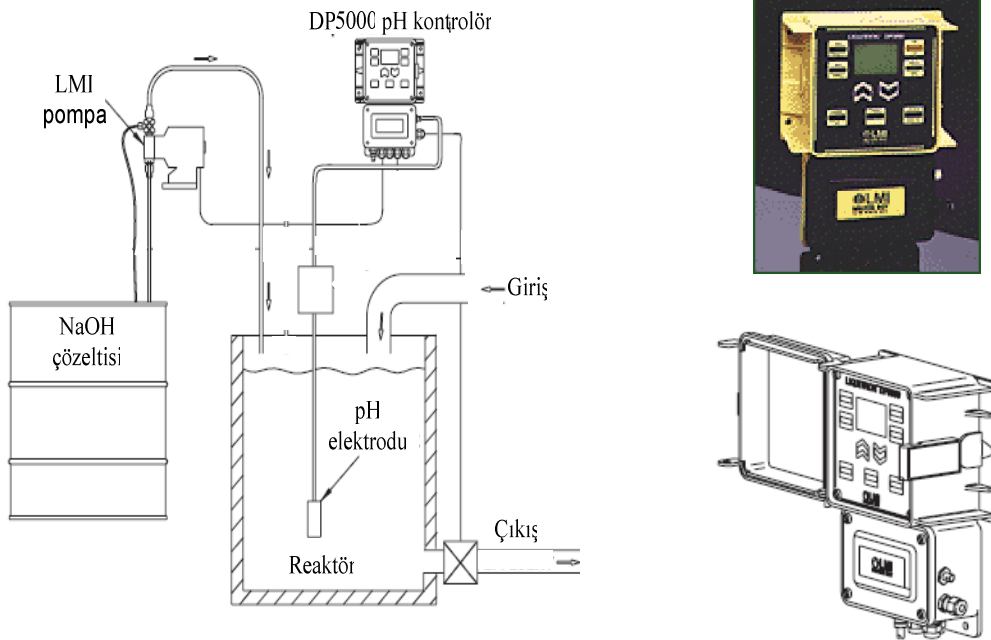
Projede sıcaklık algılayıcı olarak kullanılan PT100 elemanı, iletken dirençlerinin sıcaklıkla değişimleri özelliğinden yararlanılarak sıcaklık ölçümünde kullanılmak üzere tasarlanmıştır. Bu amaçla kullanılan transdüserlere rezistif sıcaklık dedektörü (RTD) adı verilir. Rezistif sıcaklık dedektörü olarak platin, bakır, nikel ve tungsten kullanılır. En uygun ve en yaygın olarak kullanılan platindir (Şekil 3.7). PT100 sensörünün direnci, 1 °C'lik sıcaklık değişimiyle 0.384 ohm değişir. PT100 sensörünün en yaygın tipi 0 °C'de 100 ohm, 100 °C'de 138.4 ohm dirence sahiptir. 0 °C'de 25 ohm, 100 °C'de 138.4 ohm dirence sahip PT1000 sensörleri de mevcuttur.



Şekil 3.7 PT100 elemanı ve daldırma tip probu

3.2.3 pH Ölçer

pH ölçümü için, çeşitli endüstriyel pH uygulamalarında kullanılmak üzere tasarlanmış olan LMI Milton Roy markasının DP5000 serisi pH kontrolcüsü kullanılmıştır (Şekil 3.8). DP5000, asit ve baz dozlama işlemleri için, ON/OFF ve oransal kontrol imkanı sağlayan, mikrodenetleyici tabanlı bir pH kontrolcüsüdür. 4-20 mA lik opsiyonel çıkıştan gelen değer ve pH değeri cihazın ekranında okunabilmektedir.



Şekil 3.8 pH ölçümü ve DP5000 pH algılayıcısı görünüşleri

3.3 Otomasyon

Prosesin kontrolü için Siemens S7 300 serisi PLC, veri izleme ve insan-makine ara yüzü olarak ise WinCC SCADA programı tercih edilmiştir. Mikroorganizmaların organik madde parçalama etkinlikleri, çıkışın KOİ değerlerinin istenen değerlerde olması veya deşarj standartlarının sağlanması ve prosesin sürekliliği gibi hedefleri gerçekleştirmek için Bölüm 2.4 de detaylı olarak açıklanan sebepler göz önüne alındığında reaktörlerde sağlanması gereken şartlar aşağıda verilmiştir.

- Sıcaklık 35 °C,
- pH 6-7,
- Basınç 1 bar'ın altında.

Anaerobik prosesin gerçekleşebilmesi için aşağıdaki program akışının sağlanması gerekmektedir.

- İlk adım olarak besleme tankında bulunan atıksu, hidroliz ve asitleşme fazının gerçekleşeceği Reaktör1'e alınır. Sıvı aktarma işlemi besleme tankı ve Reaktör1 arasındaki 4-20mA sinyalle sürülebilen peristaltik pompa ile istenilen debide yapılabilmektedir. Burada hız ayarı yapabilmenin getirdiği avantaj, değişik debilerde sistemin nasıl cevap vereceğini görebilmektir.
- Reaktör1, 44 litre suyla dolduğunda su aktarma işlemi sona erecektir. Bu değer reaktör hacminin yaklaşık 2/3'üne karşılık gelmektedir, kalan kısım ise oluşan gazın birikmesi için boş kalacaktır. Burada seviyenin kontrol edilebilmesi için 0-10V sinyal üreten seviye sensöründen yararlanılmıştır.
- Seviye istenilen değere ulaştığında yani atıksu transferi sona erdiğinde karıştırıcı motor yine ayarlanabilen bir hızda çalışmaya başlar. Reaktör1'deki seçilecek ideal bekleme süresinden sonra karıştırıcı durur, ve sıvı son aşama olan metan fazının gerçekleşeceği Reaktör2'ye geçirilir. Bunu yapmak için de yine hız ayarı imkanı sağlayan peristaltik pompa kullanılmıştır.
- Reaktör2'ye geçen su seviyesi yine reaktörün üzerine yerleştirilen bir adet seviye sensörüyle izlenmektedir. 44 litre suyun geçişi tamamlandıktan sonra sıvı geçişi durur ve belirlenen bekleme süresi boyunca beklenir.
- Bekleme süresi tamamlandıktan sonra Reaktör2 üzerindeki su çıkış vanası açılarak biyolojik arıtma işleminden geçen su deşarj (tahliye) edilir.

Geri devir pompası isteğe bağılı olarak manuel veya otomatik olarak istenilen devirde çalıştırılabilir.

Aritmanın veriminin yüksek olması ve anaerobik mikroorganizmaların zarar görmemesi için Reaktör1 ve Reaktör2'de, yukarıda belirtilen sıcaklık, pH, basınç şartlarının gerçekleştirilmesi gerekmektedir.

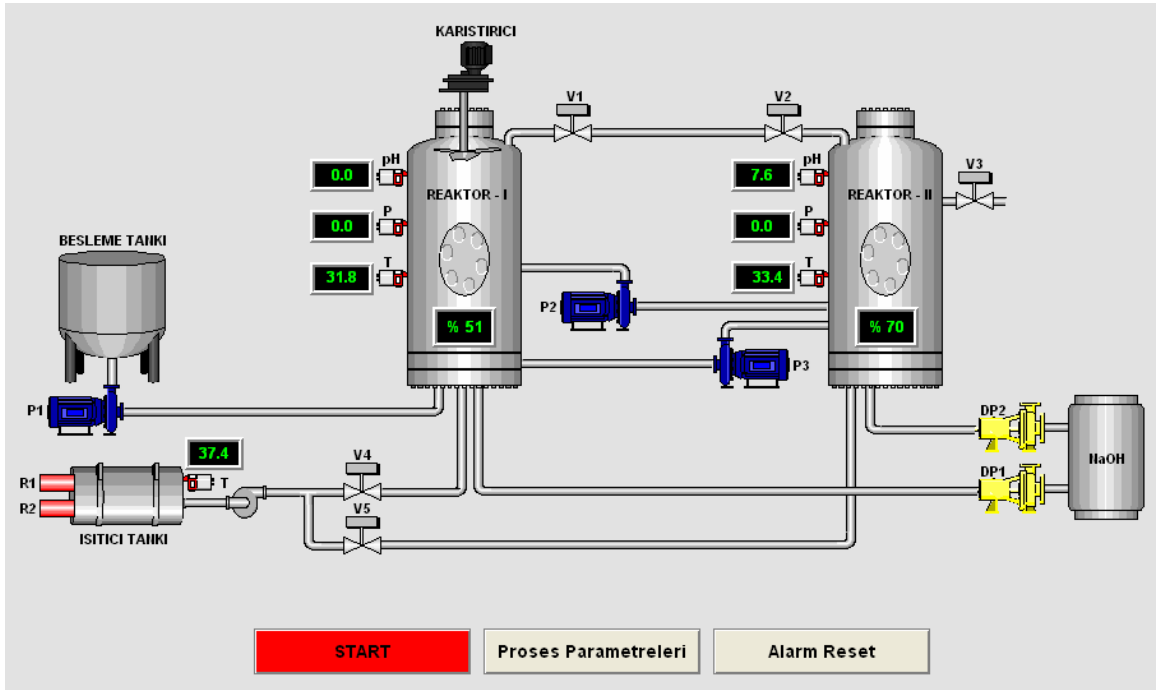
Sıcaklığın istenen değerde tutulması için sistemde bir adet ısıtıcı tank, 3 adet PT100 sıcaklık algılayıcısı, ve reaktörlerin iç ve dış çeperleri arasında sıcak suyun akmasını ve reaktörün ısıtılmasını sağlayan spiral şeklinde kanallar mevcuttur. Isıtıcı tankın içerisinde sıcaklık değeri sürekli sabit tutulan su bulunmaktadır. Sıcaklık reaktörlerden herhangi birinde 35°'nin altına düştüğünde ısıtıcı tankın önündeki pompa çalıştırılarak söz konusu reaktörün önündeki vana açılır ve reaktörün çevresinden sıcak su geçişi sağlanır. İki reaktörün sıcaklık kontrolü birlikte yapılabildiği gibi ayrı ayrı ısıtma da sağlanabilmektedir.

pH'nın istenilen seviyede tutulması için de yine iki adet dozaj pompası ve iki adet pH probu kullanılmıştır. Reaktördeki asitlik değeri arttığında yani pH, 6'nın altına düştüğünde kostik soda tankından söz konusu reaktöre NaOH pompalanarak pH değeri istenilen seviyeye getirilir.

Reaktörlerden, gaz basıncı belirli bir değerin üstüne çıktığında gaz çıkışı yapılmaktadır. Basınç 0,85 bar değerine ulaştığında gaz çıkış vanaları açılarak biyogaz ölçülmüş olur.

Süreçler için izleme, denetim ve veri toplama işlevlerini yerine getiren SCADA sistemi, geniş bir alana yayılmış cihazların bir merkezden bilgisayar aracılığı ile izlenmesini, bir kontrolör aracılığıyla denetlenmesini, önceden tasarlanmış bir mantık içinde işletilmesini ve geçmiş zamanlara ait verilerin saklanması sağlar.

SCADA sistemi ile kullanıcı tarafından tanımlanmış işletmeye ait parametreler (seviye, sıcaklık, basınç, pH, vana, pompa ve motor durumları, vb.) vasıtasıyla işletmenin takibi yapılmaktadır. Parametre ekranları aracılığıyla, sistem için gerekli olan limit değerlerin (ayar seviyesi, alt ve üst alarm değerleri) ve P, I, D parametrelerin girilmesi ve gözlenmesi mümkündür. Ayrıca, işletme değerlerinin gerçek zamanlı trendleri tutulabilir, anlık ve periyodik raporlar alınabilir. Otomatik çalışan sisteme, SCADA ekranından elle (manuel) müdahale imkanı vardır. Şekil 3.9'da kurulan pilot ölçekli sistem için WinCC SCADA yazılımıyla hazırlanmış mimik diyagramı verilmiştir.



Şekil 3.9 Sürecin SCADA mimik diyagramı

4. DOĞRUSAL OLMAYAN BİYOKÜTLE DURUM DENKLEMLERİNİN ÇÖZÜMÜ

Reaktör çıkışındaki metan gazının değişik girişler ve bozucu etkiler uygulandığında hesaplanabilmesi için doğrusal olmayan sistem denklemlerinin çözülmesi gerekmektedir. (2.4) ve (2.6)'da verilen durum değişkenleri, nonlinear yapıdadırlar ve çözümleri için iteratif nümerik metodlar gerekmektedir. Burada Diferansiyel Dönüştürme Metodu DTM, asit ve metan fazlarındaki bakteri ve metan konsantrasyonlarını bulmak için kullanıldı. Durum değişkenlerinin çözümlerinin bulunmasında (4.1) ve (4.2)'den yararlanılarak çıkarılan teoremler kullanılmıştır (Engin, 2007).

4.1 Diferansiyel Dönüştürme Metodu (DTM)

Bir değişkenli bir fonksiyonun k . türevinin dönüşümü aşağıdaki gibi yazılabilir; (Arikoglu ve Ozkol, 2006).

$$F(k) = \frac{1}{k!} \left[\frac{d^k}{dx^k} f(x) \right]_{x=x_0} \quad (4.1)$$

Asıl fonksiyonu elde etmek için gerekli ters dönüşüm işlemi tanımlanacak olursa;

$$f(x) = \sum_{k=0}^{\infty} F(k)(x-x_0)^k \quad (4.2)$$

(4.1) ve (4.2) denklemlerinden türetilen teoremler aşağıda verilmiştir. Bu teoremler kullanılarak sürecin durum değişkenlerinin çözümü bir sonraki bölümde verilmiştir.

Teorem 1.

$$f(x) = g(x) \pm h(x) \quad \rightarrow \quad F(k) = G(k) \pm H(k)$$

Teorem 2.

$$f(x) = cg(x) \quad \rightarrow \quad F(k) = cG(k)$$

Teorem 3.

$$f(x) = \frac{d^n g(x)}{dx^n} \quad \rightarrow \quad F(k) = \frac{(k+n)!}{k!} G(k+n)$$

Teorem 4.

$$f(x) = g(x)h(x) \quad \rightarrow \quad F(k) = \sum_{k_1=0}^k G(k_1)H(k-k_1)$$

Teorem 5.

$$f(x) = x^n \quad \rightarrow \quad F(k) = \delta(k-n)$$

$$\text{Burada, } \delta(k-n) = \begin{cases} 1, & k = n \\ 0, & k \neq n \end{cases}$$

Teorem 6.

$$f(x) = g(x)h'(x) \quad \rightarrow \quad F(k) = \sum_{k_1=0}^k G(k_1)(k+1-k_1)H(k+1-k_1)$$

4.2 DTM Yöntemi ile Biyokütle Denklemlerinin Çözümü

Proses denklemlerinin çözülebilmesi için (4.2) ve yukarıdaki teoremlerden yararlanılmıştır. (2.6)'yı Monod Yasası'na göre kesikli sistem için yeniden düzenlediğimizde birinci reaktördeki bakteri büyüme oranı;

$$\frac{dX_1}{dt} = \frac{\mu_{\max} S_1}{K_{s1} + S_1} X_1 - k_{d1} X_1 \quad (4.3)$$

(4.3)'ü tekrar düzenlersek,

$$\frac{dX_1}{dt} = \frac{\mu_{\max} S_1 X_1 - k_{d1} K_{s1} X_1 - k_{d1} S_1 X_1}{K_{s1} + S_1} \quad (4.4)$$

$$\frac{dX_1}{dt} K_{s1} + \frac{dX_1}{dt} S_1 = \mu_{\max} S_1 X_1 - k_{d1} K_{s1} X_1 - k_{d1} S_1 X_1$$

(4.4)'e diferansiyel dönüştürme metodu uygulandığında;

$$\begin{aligned} & K_{s1}(k+1)X_1(k+1) + \sum_{k_1=0}^k S_1(k_1)(k-k_1+1)X_1(k-k_1+1) = \\ & = \mu_{\max} \sum_{k_1=0}^k S_1(k_1)X_1(k-k_1) - k_{d1} K_{s1} X_1(k) - k_{d1} \sum_{k_1=0}^k S_1(k_1)X_1(k-k_1) \end{aligned} \quad (4.5)$$

Giriş değerlerinden iterasyona başlanırsa;

$$\begin{aligned}
& K_{S_1}(k+1)X_1(k+1) + S_1(0)(k+1)X_1(k+1) + \sum_{k_1=1}^k S_1(k_1)(k-k_1+1)X_1(k-k_1+1) = \\
& = \mu_{\max 1} \sum_{k_1=0}^k S_1(k_1)X_1(k-k_1) - k_{d1}K_{S_1}X_1(k) - k_{d1} \sum_{k_1=0}^k S_1(k_1)X_1(k-k_1)
\end{aligned} \tag{4.6}$$

(4.6)'dan $X_1(k+1)$ 'i çekersek;

$$\begin{aligned}
X_1(k+1) &= \frac{-k_{d1} \sum_{k_1=0}^k S_1(k_1)X_1(k-k_1) - \sum_{k_1=1}^k (1+k-k_{11})S_1(k_1)X_1(1+k-k_1)}{(K_{S_1} + S_1(0))(k+1)} + \\
& \frac{\mu_{\max} \sum_{k_1=0}^k S_1(k_1)X_1(k-k_1) - k_{d1}K_{S_1}X_1(k)}{(K_{S_1} + S_1(0))(k+1)}
\end{aligned} \tag{4.7}$$

Aynı şekilde ikinci reaktördeki bakteri büyüme oranının kesikli sistem için ifadesi;

$$\frac{dX_2}{dt} = \frac{\mu_{\max 2} S_2}{K_{S_2} + S_2} X_2 - k_{d2} X_2 \tag{4.8}$$

Birinci reaktördeki substrat konsantrasyonu;

$$\frac{dS_1}{dt} = -\frac{\mu_{\max 1} S_1}{K_{S_1} + S_1} k_1 X_1 \tag{4.9}$$

İkinci reaktördeki substrat konsantrasyonu;

$$\frac{dS_2}{dt} = -\frac{\mu_{\max 1} S_1}{K_{S_1} + S_1} k_2 X_1 - \frac{\mu_{\max 2} S_2}{K_{S_2} + S_2} k_3 X_2 \tag{4.10}$$

(4.8-10)'da verilen bütün durum değişkenleri için aynı çözüm uygulanmaktadır.

SONUÇLAR ve TARTIŞMA

Mikroorganizmaların organik madde parçalama dinamiklerinin yüksek orandaki lineersizlikleri, sistemdeki parametre belirsizlikleri, karşılıklı etkileşimleri ve giriş atık suyundaki konsantrasyon dalgalanmaları anaerobik atıksu arıtma sürecinin kontrolünü güçleştirmektedir. Mikroorganizmaların davranışlarını temsil eden denklemler, yaygın kabul gören Monod kanununa dayansa da, sistemi tamamıyla modelleyememektedirler. Dolayısıyla literatürde sunulan durum denklemleri, uygulama-bağımlı olmakta ve her giriş ve çevre koşullarında aynı modelleme başarısını gösterememektedir. Bu da ele alınan sistemin farklı çalışma şartlarında işletilerek bir sistem tanıma incelemesini gerektirmektedir. Bu zorlukları göz önüne alarak, PID ve model temelli kontrol gibi klasik kontrol yöntemlerinden çok, Bulanık Mantık ve Yapay Sinir Ağları gibi akıllı yöntemleri kullanan çalışmalara sıklıkla rastlanmaktadır (Murnleitner, 2001; Yordanova, 2004). Bunun yanısıra gerek doğrusal olmayan kontrol yöntemlerindeki gelişmeler gerekse de hızlı veri toplama, işleme ve denetleme donanımları, dayanıklı kontrol (Schaper vd., 1990), lineer ve nonlinear gözlemci tasarımı (Rocha ve Ferreira, 2006) gibi gelişmiş kontrol yöntemlerinin endüstriyel uygulamalarını gündeme getirmektedir. Bu çalışmada, yukarıda anılan ve daha çok teorik aşamada benzetim uygulamaları olarak karşımıza çıkan gelişmiş kontrol yöntemlerini içeren çalışmalar incelenmiş, uygulanabilirlikleri için laboratuvar ölçeğinde anaerobik atıksu arıtma sistemi kurulmuş, doğrusal olmayan sistem denklemleri çözülmüştür. Gerek doğrusal olmayan durum denklemlerinin çözümündeki başarısı, gerekse de endüstriyel anlamda gerçek zamanlı uygulamaya uygun olması bakımından Diferansiyel Dönüşüm Yöntemi (DTM) ele alınmış ve bahse konu sürecin durum değişkenlerinin çözümünde başarıyla kullanılmıştır. Böylece PLC-SCADA temelli otomasyonu gerçekleştirilen prosesin pH, sıcaklık, sıvı seviyesi ve biyogaz hacmi gibi önemli değişkenlerinin sürekli izlenmesi sağlanmış ve DTM gibi ayrık fark denklemleri olarak programlanabilen gelişmiş bir yöntemle bakteri büyüme hızı ve substrat derişimi gibi sistemin kararlılığı ve arıtma veriminin doğrudan göstergesi olan durum değişkenlerinin kontrolü mümkün kılınmıştır.

KAYNAKLAR

Antonelli R., Harmand J., Steyer J. P., Astolfi A., (2003), "Set-Point Regulation of an Anaerobic Digestion Process With Bounded Output Feedback" IEEE Transaction on Control Systems Technology, vol. 11, No. 4, pp. 495-504, July 2003

Arikoglu A. and Ozkol I., (2006), "Solution of difference equations by using differential transform method", Applied Math and Computation, vol. 174, pp. 1216-1228

Bequette B. W., (1998), Process Dynamics, Modeling, Analysis, and Simulation, Prentice Hall

Bequette B. W., (2003), Process Control, Modeling, Design and Simulation, Prentice Hall

Bernard O., Hadj-Sadok Z. D., Dochain A., Genovesi and Steyer J. P., (2001), "Dynamical Model Development and Parameter Identification for an Anaerobic Wastewater Treatment Process", Biotechnol. Bioeng., vol. 75, pp. 424-438

Cheremisinoff N. P., (1996), "Biotechnology For Waste And Wastewater Treatment", Ph.D., Noyes Publications.

Engin Ş. N., Yıldız F., Ülkü A. B., Engin G., (2006), "Pilot Ölçekli Bir Havasız Atıksu Arıtma Sürecinin İzlenmesi, Modellenmesi, Kontrolü ve Otomasyonu Üzerine", Türk Otomatik Kontrol Toplantısı, TOK, TOBB Üniv., Ankara.

Engin S., Yıldız F., İnce M., Engin Ö. G., Keskinler B., (2007), "Modeling and Parameter Identification of a Jet-loop Bioreactor", American Control Conference (ACC), New York, 11-13 July 2007.

Gürdal O., (2000), Algılayıcılar ve Dönüştürücüler, Nobel Yayın Dağıtım

Hill D.T. and Barth C.L., (1977), "A dynamic model for simulation of animal waste digestion". Journal WPCF, 10, 2129-2143.

Hill D.T. (1982), "A comprehensive dynamic model for animal waste methanogenesis". Transactions of the ASAF, 25, 1374-1380.

İleri R., (2000), Çevre Biyoteknolojisi, Değişim Yayınları, Adapazarı

Lyberatos G., Skiadas I.V. (1999), "Modelling of an Anerobic Digestion – A Review" Global Nest: the Int. J. Vol 1, No 2, pp 63-76

Murnleitner, E., (2001), Doktora Tezi, Technischen Universität München

Murnleitner E., Becker T.M., Delgado A., (2002), "State detection and control of overloads in the anaerobic wastewater treatment using fuzzy logic", Water Research, Pergamon

Ogata K., (2002), Modern Control Engineering, 4th ed. P. Hall

Oliveira, R., Ferreira, E.C. and Azevedo, F.S., (2002), "Stability, dynamics of convergence, and tuning of observer-based kinetics estimator" Journal of Process Control, 12:2, 311-323

Rocha I., ve Ferreira E.C., (2006), "Design of estimators for specific growth rate control in a fed-batch E. coli fermentation", Proc. 5th MATHMOD Symp. on Math. Modeling, A-Verlag, Vienna, 1.1 - 1.9.2006

Rodriguez J. R. (2006), Modelling Anaerobic Mixed Culture Fermentations, USC

Schaper C., Mellicham D. ve Seborg D., (1990), "Robust control of a wastewater treatment system", Proc.of 29th Conf. on Decision and Control, Honolulu, Hawaii, pp. 2035-2040, Dec.

Schmidt, JE., Ahring, BK., (1996), "Granular sludge formation in upflow anaerobic sludge blanket reactors", Biotech. Bioeng., 49, 229-246.

Şengül F., Müezzinoğlu A., (1995), Çevre Kimyası, D.E.Ü. Mühendislik Fakültesi Basım Ünitesi.

Tchobanoglous G., Burton F. L., (1991), Wastewater Engineering – Treatment Disposal Reuse, Metcalf&Eddy Inc, McGraw-Hill, 3rd ed.

Türker M., (2005), Biyolojik Proseslerin Kinetiği ve Modellenmesi, Su Vakfı Yayınları

Yordanova S., (2004), "Fuzzy Two-Level Control for Anaerobic Wastewater Treatment", Second IEEE International Conference on Intelligent Systems, pp. 348-352, June.

ÖZGEÇMİŞ

Doğum tarihi 18.03.1983

Doğum yeri İskenderun

Lise 1993-2001 Kastamonu Anadolu Lisesi

Lisans 2001-2005 Yıldız Üniversitesi Elektrik-Elektronik Fak.
Elektrik Mühendisliği Bölümü

Yüksek Lisans 2005-2007 Yıldız Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü
Elektrik Müh. Anabilim Dalı
Kontrol ve Otomasyon Programı

Çalıştığı kurum(lar)

2005- YTÜ Fen Bilimleri Enstitüsü Araştırma Görevlisi