

57436

YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

YUKARI AKIŞLI ANAEROBİK
REAKTÖRLERDE ARITMA VE ÖLÜ BÖLGE
OLUŞUMUNUN İNCELENMESİ

İnş. Yük. Müh. F. İlter TÜRKOĞAN AYDINOL

F.B.E. Çevre Mühendisliği Anabilim Dalında
hazırlanan

DOKTORA TEZİ

Tez Danışmanı : Prof.Dr. Mustafa ÖZTÜRK

İSTANBUL, NİSAN 1996

İÇİNDEKİLER

Sayfa No.

İÇİNDEKİLER	i
SEMBOL VE KISALTMALAR LİSTESİ	iv
ŞEKİL VE RESİM LİSTESİ	v
TABLO LİSTESİ	viii
TEŞEKKÜR	ix

ÖZET	x
------	---

ABSTRACT	xi
----------	----

BÖLÜM 1

1. GİRİŞ	1
1.1. AEOROBİK ARITMA	2
1.2. ANAEROBİK ARITMA	2
1.2.1. Anaerobik arıtmanın mikrobiyolojisi ve biyokimyasal kademeleri	3
1.2.1.1. Hidroliz	3
1.2.1.2. Asit oluşumu	4
1.2.1.3. Asetat oluşumu	5
1.2.1.4 . Metan oluşumu	6
1.2.2. Anaerobik arıtmanın kinetiği	8
1.2.2.1 Stokiyometrik enerji akışı	11
1.3. ÇALIŞMANIN ANLAM VE GAYESİ	12

BÖLÜM 2

2.1 AEROBİK VE ANAEROBİK ARITMA ARASINDAKİ FARKLAR	13
2.2. ANAEROBİK ARITMA UYGULAMALARI	14
2.2.1 Şeker sanayii işleme prosesleri	14
2.2.3 Şeker sanayii atıksularının anaerobik arıtımı	15

2.3. ANAEROBİK ARITMADA REAKTÖR TİPLERİ	15
2.3.1 YAHÇY reaktör tipi	17
2.4. ANAEROBİK ARITMADA DEVREYE ALMA	17
2.4.1 YAHÇY tipi reaktörlerin devreye alınması	18
2.5. ANAEROBİK ARITMADA VERİME ETKİ EDEN FAKTÖRLER	19
2.5.1. Sıcaklık	19
2.5.2. ph, alkalinite ve UYA	20
2.5.3. Besi maddesi ihtiyacı	22
2.5.4. Karıştırmanın etkisi	22
2.5.5. Organik yükleme oranı	23
2.5.7. Hidrolik bekletme süresi	25
2.5.8. Gaz üretim oranı	27
2.6. KONTROL MAKSADI İLE İZLENME PERİYOTLARI	27

BÖLÜM 3

3. ANAEROBİK REAKTÖRLERDE HİDROLİK KARAKTERLER	29
3.1. REAKTÖR TİPLERİ VE AKIM ÖZELLİKLERİ	29
3.1.1. Doldur-boşalt tipi reaktörler	29
3.1.2. Piston akımlı reaktörler	29
3.1.3. Tam karışımli reaktörler	30
3.1.4. Rastgele akımlı reaktörler	30
3.2. REAKTÖR HİDROLİĞİ MODELLERİ	30
3.2.1. Dispersiyonlu akım modelleri	30
3.2.2. İz maddesi deneyleri	31
3.2.3. C ve F eğrileri	32
3.2.4. Eğrisi	34
3.2.5. Ölü bölge oluşumu ve hesap metodu	35
3.2.6. Gamma dağılım metodu	36
3.2.7. By-paslı gama dağılım modeli	36

BÖLÜM 4

4. DENEYSEL ÇALIŞMA	38
4.1. DENEY TESİSİNİN TANITIMI	38
4.2. REAKTÖRÜN DEVREYE ALINMASI	43
4.3. İZLENEN PARAMETRELER VE ANALİZ METODLARI	44
4.3.1 Sıcaklık	44
4.3.2 Gaz Miktarı ve Bileşenleri	44
4.3.3 pH ve Alkalinite	44
4.3.4 Askıdaki Katı Madde (AKM)	44
4.3.5 Uçucu Yağ Asitleri	45
4.3.6 Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ)	45
4.3.7 İz madde deneyleri	45

BÖLÜM 5

5. DENEY SONUÇLARININ DEĞERLENDİRİLMESİ	47
5.1. pH VE ALKALİNİTE	47
5.2. ORGANİK YÜKLEME HIZI-ASKIDAKİ KATI MADDE VE pH	48
5.3. ORGANİK YÜKLEME HIZI VE GAZ ÜRETİMİ	53
5.4. İZ MADDESİ DENEYLERİ	59
5.5. GAMA DAĞILIMI UYGULAMASI	78
5.6. ORGANİK YÜKLEME HIZI VE ÖLÜ BÖLGE	80
5.7. GAZ ÜRETİMİ VE ÖLÜ BÖLGE	83

BÖLÜM 6

SONUÇLAR	86
----------	----

KAYNAKLAR	89
-----------	----

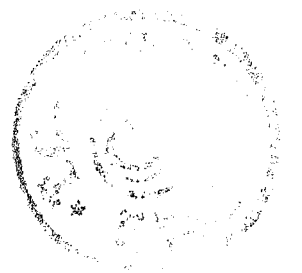
EK1	1
-----	---

ÖZGEÇMİŞ



SEMBOL ve KISALTMALAR LİSTESİ

BAlk	: Bikarbonat alkalitesi (mg CaCO ₃ /L)
H ₂ S	: Hidrojen sülfür
NH ₃	: Amonyak
TAlk	: Toplam alkalinite (mg CaCO ₃ /L)
UYA	: Uçucu yağ asidi (mg HAc/L)
TKM	: Toplam Katı Madde
AKM	: Askıdaki Katı Madde
UKM	: Uçucu Katı Madde
HBS	: Hidrolik bekletme süresi (gün)
KOI	: Kimyasal oksijen ihtiyacı (mg/L)
OLR	: Organik yükleme oranı (kg KOİ/m ³ -gün)
OYH	: Organik yükleme oranı (kg KOİ/m ³ -gün)
KBS	: Katımadde bekletme süresi (gün)
V	: Reaktör hacmi (m ³)
YAHÇY	: Yukarı Akışlı Havasız Çamur Yatağı
θ	: Boyutsuz zaman
σ ²	: Varyans
σ _θ ²	: Boyutsuz varyans
Γ	: Tanımlanan gama fonksiyonu
β	: Aksiyal yöndeki karışım sayısı
t	: Sistemin ortalama bekletme süresi
μ _a	: Dağılımın ortalaması



ŞEKİL ve RESİM LİSTESİ

ŞEKİL NO.	ŞEKİL ADI:	Sayfa No
Şekil 1.1.	Metanojenlerin Aktif Aralığı	8
Şekil 1.2.	Mikroorganizmaların Üreme Evreleri	9
Şekil 2.1.	Anaerobik Arıtmada Reaktör Tipleri	16
Şekil 3.1	C ve F Eğrileri	33
Şekil 3.2.	C Eğrisi Üzerinde Bekletme Süreleri	34
Şekil 3.3.	E Eğrileri	35
Şekil 4.1.	Çalışmanın Yapıldığı YAHÇY Reaktör	39
Şekil 5.1	45 Saatlık Bekletme Süresinde $pH_{\text{çıkış}}$ -Alkalinite $_{\text{çıkış}}$	48
Şekil 5.2.	30 Saatlık Bekletme Süresinde $pH_{\text{çıkış}}$ -Alkalinite $_{\text{çıkış}}$	49
Şekil 5.3.	15 Saatlık Bekletme Süresinde $pH_{\text{çıkış}}$ -Alkalinite $_{\text{çıkış}}$	49
Şekil 5.4.	45 Saatlık Bekletme Süresinde OYH ve AKM	50
Şekil 5.5	30 Saatlık Bekletme Süresinde OYH ve AKM	51
Şekil 5.6.	15 Saatlık Bekletme Süresinde OYH ve AKM	51
Şekil 5.7	45 Saatlık Bekletme Süresinde OYH ve pH	52
Şekil 5.8.	30 Saatlık Bekletme Süresinde OYH ve pH	52
Şekil 5.9.	15 Saatlık Bekletme Süresinde OYH ve pH	53
Şekil 5.10.	45 Saatlık HBS'inde OYH ve Gaz Üretimi	54
Şekil 5.11.	30 Saatlık HBS'inde OYH ve Gaz Üretimi	54
Şekil 5.12.	15 Saatlık HBS'inde OYH ve Gaz Üretimi	55
Şekil 5.13.	45 Saatlık HBS'inde OYH ve CH_4 Üretimi	56
Şekil 5.14.	30 Saatlık HBS'inde OYH ve CH_4 Üretimi	56
Şekil 5.15.	15 Saatlık HBS'inde OYH ve CH_4 Üretimi	57



ŞEKİL NO.	ŞEKİL ADI:	<u>Sayfa</u> <u>No</u>
Şekil 5.16.	45 Saatlık HBS'inde Üretilen Metan ve OYH'nın Zamana Göre Değişimi	58
Şekil 5.17.	30 Saatlık HBS'inde Üretilen Metan ve OYH'nın Zamana Göre Değişimi	58
Şekil 5.18.	15 Saatlık HBS'inde Üretilen Metan ve OYH'nın Zamana Göre Değişimi	59
Şekil 5.19.	27 Adet İz Madde Dağılım Eğrileri	61-74
Şekil 5.20.	45 Saatlık HBS'inde Ölü Bölge ve Dispersiyon Sayısı	77
Şekil 5.21.	30 Saatlık HBS'inde Ölü Bölge ve Dispersiyon Sayısı	77
Şekil 5.22.	15 Saatlık HBS'inde Ölü Bölge ve Dispersiyon Sayısı	78
Şekil 5.23.	45 Saatlık HBS'inde Minimum Ölü Bölge Şartlarına Ait Gama Dağılımı	79
Şekil 5.24.	30 Saatlık HBS'inde Minimum Ölü Bölge Şartlarına Ait Gama Dağılımı	79
Şekil 5.25.	15 Saatlık HBS'inde Minimum Ölü Bölge Şartlarına Ait Gama Dağılımı	80
Şekil 5.26.	45 Saatlık HBS'inde OYH ve Ölü Bölge	82
Şekil 5.27.	30 Saatlık HBS'inde OYH ve Ölü Bölge	82
Şekil 5.28.	15 Saatlık HBS'inde OYH ve Ölü Bölge	83
Şekil 5.29.	45,30 ve 15 Saatlık HBS'lerinde OYH ve Ölü Bölge	83
Şekil 5.30.	45 saatlık HBS'inde Gaz Üretimi ve Ölü Bölge	84
Şekil 5.31.	30 saatlık HBS'inde Gaz Üretimi ve Ölü Bölge	85
Şekil 5.32.	15 saatlık HBS'inde Gaz Üretimi ve Ölü Bölge	85

**RESİM
NO.**

RESİM ADI

**Sayfa
No**

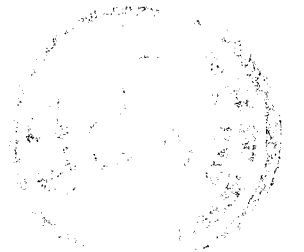
Resim 4.1. Deney Tesisine Ait Resimler

40-41



TABLO LİSTESİ

Tablo No.	Tablo Adı :	Sayfa
		<u>No</u>
Tablo 1.1	Karbonhidratlardan ve Amino Asitlerden Uçucu Asitlerin Üretimi	5
Tablo 1.2	Uçucu Asitlerden Asetat Üretimi	6
Tablo 2.1	Aerobik ve Anaerobik Arıtma Arasındaki Farklar	13
Tablo 2.2	YAHÇY Sistemlerinde Hesap Yükünün Sıcaklıkla Değişimi	20
Tablo 2.3	Bazı Atıksular İçin YAHÇY Reaktörlerde Uygulanan Yükleme Değerleri	23
Tablo 2.4	Parametreler ve İzleme Sıklıkları	28
Tablo 4.1	Melas'a Ait Genel Özellikler	42
Tablo 4.2	Reaktöre İlave Edilen Besi Maddeleri ve İz Element Miktarları	43
Tablo 5.1	Boyutsuz Varyansın Hesabına Ait Bazı Değerler	59
Tablo 5.2	İz Madde Deneyleri	60
Tablo 5.3	Dispersiyon Sayıları, Ölü Bölge ve OYH	75-76
	a) 45 Saatlık Bekletme Süresi İçin	
	b) 30 Saatlık Bekletme Süresi İçin	
	c) 15 Saatlık Bekletme Süresi İçin	



TEŞEKKÜR

Bu araştırmaya bizzat emek veren ve çalışma süresince daima destek ve yardımlarını gördüğüm, kıymetli Hocam Dr. Mustafa ÖZTÜRK'e en derin şükranlarımı sunmayı bir borç bilirim.

Çalışma boyunca değerli bilgilerinden yararlandığım bütün hocalarıma, yardımsever asistan arkadaşlarıma, Teknisyen Müşerref ÖZGEN'e, ve hep yardımına koşan değerli Şükrü ÜNAL amca'ma ve Ömer YETİM ağabeyi'ne candan teşekkür ederim.

Hayatım boyunca çalışmamı ve doğruluktan ayrılmamamı salık veren, üzerimde hakkı ödenemeyecek emeği olan can Annem ve Babacığım ile birtanecik Kardeşlerimle, sevgili Hayat Arkadaşıma ebediyen minnettar kalacağım.

F.İlter (TÜRKDOĞAN) AYDINOL

ÖZET

Bu çalışmada, Havasız Çamur Yataklı reaktörlerde mezofilik bakteriler kullanılarak, Şeker Sanayii atıksularının arıtımı ve arıtmada verime etki eden faktörler ile reaktör içerisinde oluşan ölü bölgeleri minimuma indiren çalışma şartları araştırılmıştır.

Birinci bölümde aerobik ve anaerobik arıtmalardan bahsedilerek, anaerobik arıtmanın mikrobiyolojisi, biyokimyası ve kinetiği kısaca anlatılmıştır.

İkinci bölümde aerobik ve anaerobik arıtmanın mukayesesi yapılmış; anaerobik arıtmada teknolojik uygulamalar hakkında kısaca bilgi verilmiştir. Anaerobik arıtmada verime etki eden parametreler sırası ile izah edilmiştir. Bunun haricinde anaerobik reaktörlerin devreye alınması, işletme şartları ve kontrol maksadı ile izlenmesi gerekli parametrelerden bahsedilmiştir.

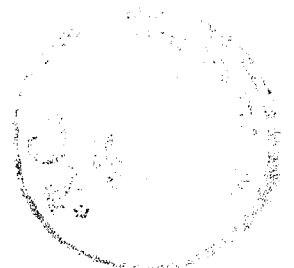
Üçüncü bölümde reaktör hidroliğine giriş yapılmıştır. Akım tipleri, dispersiyonlu akım modelleri, iz madde deneyleri, C, F, E eğrileri ve değerlendirilmeleri, ölü bölge oluşumları ile hesap metodları, ayrıca reaktörlerde hidrolik özellikleri tespit etmekte yardımcı olan gama dağılımları ve by-pas'lı gama dağılımlarından bahsedilmiştir.

Dördüncü bölümde deney tesisi şekil ve resimlerle izah edilmiş, reaktörün devreye alınışı, atıksuyun özellikleri, ilave besi maddeleri ve günlük olarak izlenen parametreler ve analiz metodları anlatılmıştır.

Beşinci bölümde üç değişik bekletme sürelerine ait elde edilen deney sonuçları incelenmiş, bazı parametrelerin birbirleriyle olan ilişkileri araştırılmıştır. Organik yükleme hızına bağlı olarak pH ve askıdaki katı madde arasında, pH ve alkalinite arasında grafikler oluşturularak yorumlar yapılmıştır. İz madde deneyleri sonucuna göre E eğrileri çizilmiş, ve herbirine ait ölü bölge hacimleri hesaplanmıştır. En düşük ölü bölge yüzdesine ait E eğrilerine gama dağılımı uygulanmış ve her üç deneyde de reaktörün bir adet tam karışım, bunu takibinde bir adet piston akımlı bölümlerden oluştuğu tesbit edilmiştir. Bunların yanısıra hidrolik bekletme süresinin, ve organik yükleme hızının ölü bölge hacmine olan etkileri araştırılmış; organik yükleme hızının artması ile ölü bölge miktarının azaldığı tesbit edilmiştir. Yine aynı şekilde gaz üretiminin artması ile ölü bölge hacminin azaldığı ve organik yükleme hızının artmasının gaz üretimini de arttırdığı tespit edilmiştir.

Altıncı bölümde ise çalışmalardan elde edilen sonuçlar maddeler halinde anlatılarak gerekli yorumlar yapılmıştır.

Çalışmaya temel olan deney sonuçları bir ek halinde en son kısma ilave edilmiştir.



ABSTRACT

In this study, factors affecting the treatment efficiency of Sugar Industry waste waters and operating conditions which minimize the dead volume in the reactor were studied.

Anaerobic and aerobic treatment processes were described and microbiology, biochemistry and kinetics of anaerobic treatment were briefly introduced in the first chapter.

In the second chapter, anaerobic and aerobic treatment are compared and additionally a brief information on anaerobic treatment technologies was given. Furthermore, the factors affecting the efficiency in anaerobic treatment were explained. In addition to this, start up conditions for anaerobic reactors and observation parameters needed for operation control are also explained.

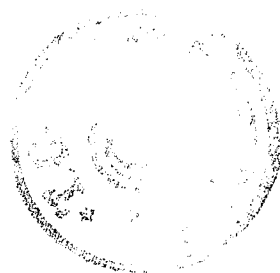
In the third chapter, hydraulics characteristics of the reactor is introduced. Flow types, flow models with dispersion, trace element experiments, C, F, E curves and their evaluations, dead zone occurrences and calculation methods and gamma dispersions and gamma dispersions with by - pass, which are helpful in determining the hydroulic properties in reactors are all explained.

In the fourth chapter, experimental apparatus is explained with pictures and figures and the start up of the reactor, properties of the waste water, nutrients and daily monitoring parameters and methods of analyses are explained.

In the fifth chapter, results of experiments relating to three different residence times are analyzed and interrelations of some parameters are studied. Various graphs in connection with organic loading rates, pH versus suspended solid material and pH versus alkalinity are drawn and interpereted. E curves are drawn according to the results of trace elements experiments and dead volumes for each curve are calculated. Gamma dispersion isapplied to the E curves having the least dead volume percentages and the reactor is found to have one completely mixed and one plug flow region in all three experiments. Beside these, the effects of hydraulic residence time and organic loading rate on dead zone volume were studied and it is found that as the organic loading rate increases, dead volume decreases. In addition to this, it is found that the dead volume decreases and the OLR increases, gas production rate also increases.

In the sixth chapter, the general important results of the study were explained with necessary interpretations and comments.

At the end, all experimental results were given in the appendix part.



BÖLÜM 1

1. GİRİŞ

Yerküresinde bütün hayat şekilleri ekosfer ve biyosfer olarak adlandırılan yaklaşık kalınlığı 15 km. olarak bilinen ince bir hava, su ve toprak tabakasında sıkışmış durumdadır. Dolayısı ile dünyamız sınırlı hayat kaynaklarına sahip bulunmaktadır.

Teknolojinin her alanda hızla gelişmesi, dünya nüfusunun artması, tabii kaynakların tükenmesi ve buna bağlı olarak da çevre kirlenmesinin artması gittikçe büyük boyutlara ulaşmaktadır.

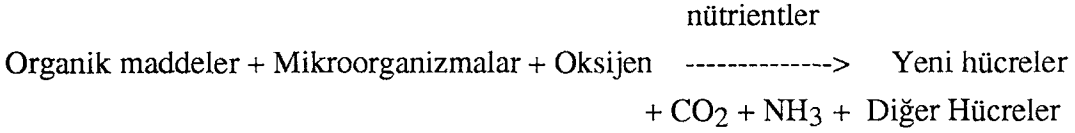
Refah düzeyimizin yükselmesi, daha fazla tüketimin yanında yeni kaynak arayışlarına da sevketmektedir. Geri kazanım, günümüzde tabii hayat kaynaklarının korunması ve onlara ilave bir kapasite sağlaması açısından gittikçe önem kazanmaktadır. Bu geri kazanım, her türlü kirliliğin artımı ile vücut bulmaktadır. Günümüzde kirlenen doğal kaynakların artımı, fiziksel, kimyasal ve biyolojik yollarla mümkün olmaktadır.

Tabiatta canlıların hayat kaynağı organik maddelerdir. Atıksularda bulunan organik maddeleri biyolojik olarak parçalanabilir ve parçalanamaz olarak ikiye ayırmak mümkündür. Parçalanabilir karakterdeki organik maddelerin, yani kirleticilerin, biyolojik olarak parçalanıp kararlı hale getirilmesi, birbirinden farklı iki tür bakteri ile gerçekleşmektedir. Bu bakteriler aerobik (havalı) ve anaerobik (havasız) bakteri türleridir.



1.1. Aerobik Arıtma

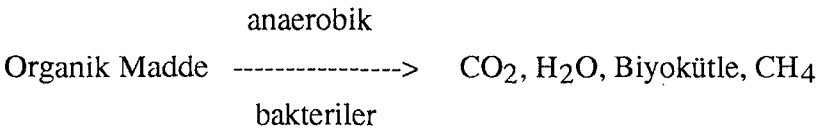
Aerobik mikroorganizmaların faaliyet göstererek, organik maddeleri atıl ve zararsız hale getirmesi, aerobik tasfiyenin esasını teşkil etmektedir. Bu olay, en basit şekilde aşağıdaki gibi tarif edilebilir:



Meydana gelen yeni hücreler kütlesi, deney sonucu bulunmuş $\text{C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N}$ formülü ile ifade edilmektedir (Tchobanoglous and Burton, 1991).

1.2. Anaerobik Arıtma

Anaerobik arıtma biyolojik olarak ayrışabilen organik maddelerin oksijensiz ortamlarda biyolojik işlemler vasıtasıyla metan (CH_4) ile; karbondioksit (CO_2) ve amonyak gibi inorganik son ürünlere dönüştürülmesidir. Bu dönüşüm işlemleri anaerobik bakteriler tarafından gerçekleştirilmektedir (Stams, 1989).



Yukarıda görüldüğü gibi, meydana gelen CO_2 ve H_2O gibi ürünler bitkiler tarafından fotosentez esnasında kullanılmaktadır. Tabiattaki bu ekolojik çevrim hadisesi, artan nüfus ve gelişen teknolojinin sonucu olarak ortaya çıkan atık maddeler lehinde bozulmakta ve çevre kirliliğine sebep olmaktadır. Oluşan çevre kirliliğine karşı geliştirilen biyolojik arıtma metodlarından bir tanesi de yukarıda belirtildiği gibi anaerobik arıtma şeklidir.

1.2.1. Anaerobik Arıtmanın Mikrobiyolojisi ve Biyokimyası

Anaerobik arıtma farklı tiplerdeki birçok kompleks organik maddelerin değişik biyokimyasal adımlardan geçtiği başlıca iki ana kademedен oluşan bir biyolojik arıtmadır. Ancak daha sonra bu iki kademe araştırmacılar tarafından herbir fazda farklı bakterilerin faaliyet sürdürdüğü dört önemli adımda toplanmıştır (Boone,1989), (Zehnder,1978), (Andrews,1969), (Mc Carty,1964). İlk adımda katı kompleks organikler, selülozlar proteinler, lignin ve lipidler suda çözünerek kısa zincirli organik asitlere, alkollere, CO₂ ve amonyağa dönüşmektedir. Bu işlemler fermentasyon kademesinde meydana gelmektedir. İkinci adımda ise hidrolize olan basit organik maddeler asitojen bakteriler vasıtası ile propiyonik, bütirik, ve valerik asit gibi uçucu asitlere fermente olmaktadır. Asetojen kademedede ise daha evvel oluşmuş olan uçucu organik asitler asetik asit, H₂ ve CO₂'e dönüşür. Son adımda ise, bir grup metan bakterilerinin yardımı ile asetattan; diğer bir grup metan bakterilerinin yardımı ile de CO₂ ve H₂' den CH₄ üretimi gerçekleşmektedir (Cook et.al.,1987). Bunun yanı sıra CO₂ ve çok düşük seviyede H₂S oluşmaktadır.

1.2.1.1. Hidroliz

Hidroliz hücre dışı enzimlerle, yani mikroorganizmalar tarafından salgılanan amilazlarla yağlar, proteinler, ve karbonhidratlar gibi maddelerin şeker, aminoasit ve uzun zincirli yağ asitlerine dönüştürüldüğü yavaş bir kademedir (Mc.Carty, 1964). Nişasta sakkaroz, glikojen gibi karbonhidratlar amilaz enzimler vasıtasıyla kolaylıkla hidrolize olmaktadır. Selüloz gibi zor hidrolize olan bileşiklerde hidroliz olayı çok yavaş gerçekleşmekte ve arıtım prosesinin sınırlayıcı kademesini teşkil etmektedir. Proteinlerin hidrolizi büyük ölçüde molekül yapısına bağlı kalmaktadır. Çözünabilir proteinler çözünemeyenlere nazaran çok daha kolay hidrolize olabilmektedir. Yağların anaerobik ayrışması ise oldukça zor olmaktadır. Arıtmada hidroliz kademesi başarılamazsa, organik maddelerin kararlı hale geçmesi mümkün olamamaktadır. Dolayısı ile atık sudaki organik maddelerin stabilizasyonu tamamen reaksiyon hızlarına ve metan fermente eden kompleks organik maddelerin hidrolizine bağlıdır (Parkin and Owen, 1986). Karbonhidratlar, monosakkarit, disakkarit, trisakkarit, tetrasakkarit ve polisakkaritlerin oluşturdukları organik maddelerdir (Mosey, 1983). Karbonhidratlar clostridium, Acetovibrio cellulities, staphylococcus, bacteriodes bakterileri vasıtası ile aminoasitlere ve şekere dönüşmektedir. Proteinler proteolitik bakteriler yardımı ile önce amino asitlere, amino asitler de anaerobik mikroorganizmalar tarafından

dekarboksilasyon ve deaminasyon yoluyla amonyak ve organik asitlere ayrılmaktadırlar. Proteolitik bakterilerin başında clostridium, sarcina, bacteriodes, propionobacterium gibi bakteriler gelmektedirler. Lipidler ise nötr yağ asitleri, steroid, fosfatit ve yağda eriyen A,D,E ve K vitaminlerini içermektedirler. Nötr yağ asitleri gliserin ve yağ asitlerinin birleşmesinden meydana gelmektedir ve micrococci, clostridium ve staphylococcus cinsi bakteriler tarafından yüksek moleküllü yağ asitlerine, alkollere, aminoasitlere ve şekere dönüştürülmektedirler (Şakar,1994), (Grobian, 1989) ve (Quasim, 1985). Mikroorganizmalar tarafından yeterli miktarda elektro hücreli hidrolitik enzimler salgılanmalı ve organik maddelerle teması sağlanmalıdır. Bu ise reaktördeki üniform bir karışım ve sıcaklığa bağlı olmaktadır (Parkin and Owen, 1986).

1.2.1.2. Asit Oluşumu

Kompleks organik maddeler suda çözünebilir daha basit organik maddelere hidroliz olduktan sonra; asitojen bakterileri ile organik asitlere, karbondioksite ve hidrojene fermente olmaktadır. Bu faz asit oluşumu yani asitojen fazı olarak tanımlanmaktadır. Asitojen bakterileri hızlı büyüme ve çevre şartlarından, SO_4^{-2} , NH_3 vs' den aşırı derecede etkilenmemektedirler. Bu sebepten dolayı asit üretim safhası çok hızlı gelişmektedir. Asit üretim safhasında, iki farklı bakteri grubu bulunmaktadır. Birinci grupta fakültatif anaeroblar; diğer grupta ise zorunlu anaerob bakteriler bulunmaktadır. Bunlar clostridium, propionibacterium, clostridium butyricum, clostridium acetobutylicum, propionibacterium, pentosaccum anaerob bakteri türleri olmaktadır. Bu kademede karbonhidratlar ve amino asitler asitojen bakterileri tarafından propiyonik, butirik ve valerik asite dönüşmektedir. Organik asitlerin üretimi sırasında asetik asit hidrojen ve karbondioksite dönüşmektedir. Bu dönüşümler Tablo 1.1.'de verilmiştir (Mosey, 1983), (Breure and Andel, 1989), (Stronach et.al., 1986).

Tablo 1.1.Karbonhidratlardan ve aminoasitlerden uçucu asitlerin üretimi.

Girenler	Ürünler
$C_6H_{12}O_6 + 4H_2O$	$\longrightarrow 2CH_3COO^- + 2HCO_3^- + 4H_2$
$C_6H_{12}O_6 + H_2O$	$\longrightarrow CH_3COO^- + CH_3CH_2COO^- + HCO_3^- + 3H^+ + H_2$
$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O$	$\longrightarrow CH_3CH_2CH_2COO^- + 2HCO_3^- + 3H^+ + 2H_2$
$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O$	$\longrightarrow 2CH_3CH_2OH + 2HCO_3^- + 2H^+$
$CH_2(NH_2)COOH + 4H_2O$	$\longrightarrow CH_3COO^- + 2HCO_3^- + H^+ + 2NH_4^+ + 2H_2$
$COOHCH(NH_2)(CH_2)_2COOH + 3H_2O$	$\longrightarrow 2CH_3COO^- + HCO_3^- + H^+ + NH_4^+ + 2H_2$
$CH_2(NH_2)COOH + H_2$	$\longrightarrow CH_3COO^- + NH_4^+$
$CH_3CH(NH_2)COOH + 3H_2O$	$\longrightarrow CH_3COO^- + NH_4^+ + HCO_3^- + H^+ + 2H_2$
$(CH_3)_2CHCH_2CH(NH_2)COOH + 3H_2O$	$\longrightarrow (CH_3)_2CHCH_2COO^- + NH_4^+ + HCO_3^- + H^+ + 2H_2$

Denklemlerde görüldüğü gibi meydana gelen H_2 gazı asetojen bakteriler için oldukça önemli olmaktadır. Asit üretimi devam ettiğinde hidrojen; birçok asit oluşturuş bakterileri inhibe etmektedir. Bundan dolayı H_2 gazı sistemden giderilmelidir. Ancak H_2 gazı bazı metanojenik bakteriler tarafından enerji kaynağı olarak kullanıldığından hızlı bir şekilde CO_2 'in metana indirgenmesinde tüketilmektedir (Öztürk , 1993).

1.2.1.3 . Asetat Oluşumu

Asit üretimi esnasında oluşan bütün uçucu asitler; propiyonat, butirat, valerat gibi ürünler metanojenik bakteriler tarafından oksitlenerek asetik asite CO_2 ve H_2 'e dönüşmektedir. Bu oluşum ancak H_2 gazının kısmi basıncının düşük olması halinde meydana gelmektedir. Yani H_2 gazının basıncı 10^{-4} atmosferin altına düşmedikçe, propiyonik asit asetata dönüşmemektedir (Mc Carty,1981). Dolayısıyla metanojen bakterilerinin faaliyeti engellenmektedir. H_2 'nin düşük kısmi basıncı metanojen ve sülfat indirgeyici organizmalar tarafından H_2 'nin etkili bir şekilde alınmasıyla sağlanmaktadır. Aksi takdirde organik asitlerin konsantrasyonu artmakta, ortamın pH'sı

düşmekte ve reaktörde dengesizlikler başlamaktadır. Böylelikle arıtma tamamen verimsiz olmaktadır (Breure and van Andel,1989), (Stronach , et.al.1986), (Kroiss 1986).

Asetat üretimi Lactobacillus, Staphylococcus, Microccus, Desulfobacter gibi asetojen bakteriler tarafından gerçekleştirilmektedir. Bu kademede gerçekleşmekte olan reaksiyonlar Tablo 1.2. de verilmiştir (Boone,1989), (Thauer,et.al. 1977).

Tablo 1.2. Uçucu Asitlerden Asetat Üretimi

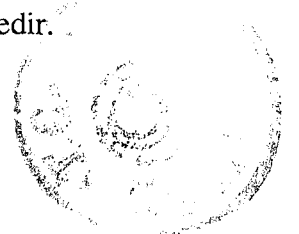
Girenler	Ürünler
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}^- + \text{H}_2\text{O} + \text{H}^+ \text{ -----}$	$\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{HCO}_3^- + 2\text{H}^+ + 3\text{H}_2$
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}^- + 2\text{H}_2\text{O} + \text{H}^+ \text{ -----}$	$2\text{CH}_3\text{COO}^- + 2\text{H}^+ + 2\text{H}_2$
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} + 2\text{H}_2\text{O} + \text{H}^+ \text{ -----}$	$\text{CH}_3\text{COO}^- + 2\text{H}^+ + 2\text{H}_2$

Asetik asit ve butirik asit bakterileri çevresel şartlara karşı fazla hassasiyet göstermemektedir. Ancak propiyonik asit bakterileri oldukça duyarlı olmaktadır. Eğer oluşan asitler tamponlanmaz ise pH'da düşmeler başlamakta ve çevresel etkilere karşı çok hassas olan metanojenik bakteriler faaliyet gösterememektedir. Dolayısı ile metan bakterilerinin sayısı önemli ölçüde azalmakta ve reaktörde dengesizlikler başlamaktadır.

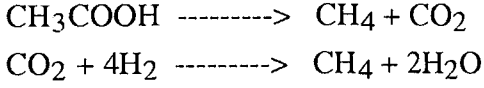
1.2.1.4. Metan Oluşumu

Anaerobik ayrışmada en son kademeyi metan fermentasyonu oluşturmaktadır. Bu safhada iki kademe reaksiyon gerçekleşmektedir. Birinci kademede asetate, metan ve karbondioksit'e fermente olmaktadır. Bu ve diğer safhalarda meydana gelen ürünler ya gaz olarak kaçmakta veya bikarbonat alkalinitesine dönüşmekte veya hidrojen gazı ile birleşerek metan ve su meydana getirmektedir (Stams,1989) ,(Boone, 1989), (Wiegant, et.al. 1986).

Anaerobik arıtmada üretilen metanın yaklaşık olarak %28'i hidrojen ve karbondioksit'in; %72'si ise asetik asitin parçalanmasından meydana gelmektedir.



Kimyasal reaksiyonları

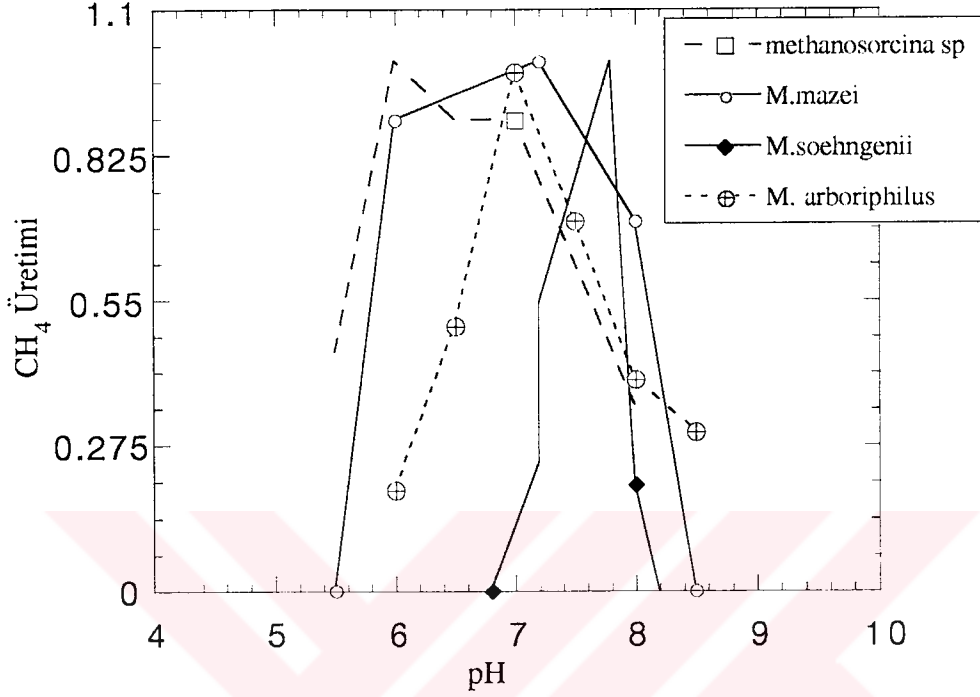


şeklinde gerçekleşmektedir (Moosbrugger, et.al. 1993); (Sam-Soon, et.al. 1990). Bu kademede methanobacterium, methanobrevibacter, methanococcus, methanomicrobium, methanogenium ve methanospirillum bakterileri H₂ ve CO₂ 'in parçalanmasında, methanothrix ve methanosarcina bakterileri ise asetatın parçalanmasında faaliyet göstermektedir (Grobicki , 1989).

Metan bakterileri pH'ya karşı oldukça hassasiyet göstermektedir.Şekil 1.1.'den de görüleceği üzere çeşitli metanojen bakteriler için pH'nın 8.4 'den yukarı ve 6.0 'dan aşağı değerlerinde metan üretimi durmaktadır (Grobicki , 1989).

Anaerobik sistemin dengede tutulmasının ana sebeplerinden birini, proste mevcut mikrobiyal toplulukların biyokinetik sabitlerindeki farklar oluşturmaktadır. Mesela asitojenik bakterilerin iki katına çıkması için gerekli minimum süre 50 dakika olduğu halde bu asetojenik bakteriler için 1.5-4 gün arasında değişmektedir. Metanojen bakteriler için bu süre 2 ila 3 gün arasında olmaktadır. H₂ ve CO₂'i CH₄'e dönüştüren bakterilerin, iki katına çıkma süresinin yaklaşık 6 saat olduğu belirtilmektedir (Moosbrugger et.al., 1993).

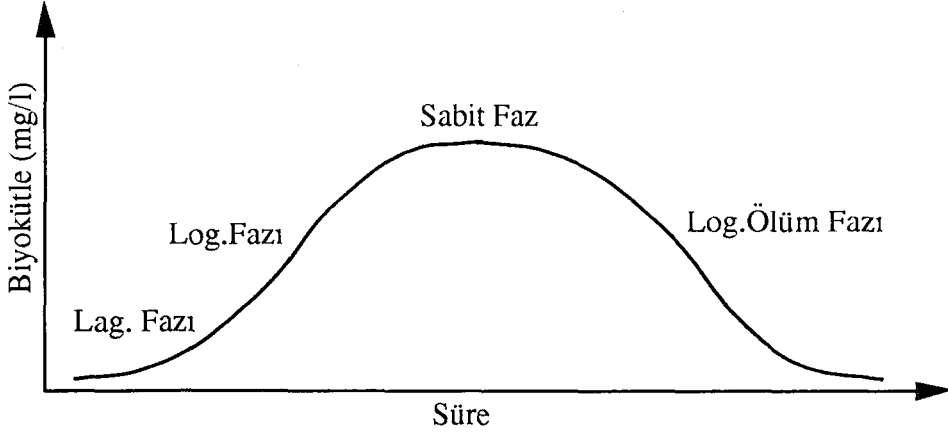




Şekil 1.1. Metanojenlerin Aktif pH Aralığı.

1.2.2. Anaerobik Arıtmanın Kinetiği

Farklı bakteri gruplarının faaliyet gösterdiği anaerobik arıtmada, arıtma tesisinin modellenmesinde ve iyi verim almada bu bakteri gruplarının büyüme hızlarının tesbit edilmesi oldukça önemli olmaktadır. Büyüme hızına, seçilen reaktörün tipi, özellikleri etkili olmaktadır. Biyolojik büyüme hızı ile besi maddesi kullanımı arasındaki kinetik ilişki ilk olarak Monod tarafından formüle edilmiştir (MetCalf and Eddy, 1979). Substrat inhibasyonu ile ilgili yapılmış olan çalışmalarda, iyonlaşmamış uçucu asitlerin ayrışma sürecinde hız sınırlayıcı adımı oluşturduğu görülmektedir (Graef, 1974). Bunların haricinde Grau ve arkadaşları (Grau et.al., 1975) tarafından aktif çamur sistemleri için geliştirilen ikinci mertebe kinetiği anaerobik arıtmada bazı endüstriyel ve evsel atıksular için uygulanmış ve oldukça uygun sonuçlar elde edilmiştir (Ubay, 1993). Organik maddelerin başlangıç anından itibaren besin maddesi olarak bakteriler tarafından tüketilmesi çoğalma olarak adlandırılmıştır. Hücre sayısını esas alan çoğalma dört farklı faza ayrılmaktadır.



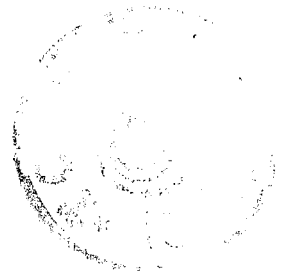
Şekil 1.2 Mikroorganizmaların Üreme Evreleri

- * Lag Fazı : Yeni kültür ortamına aşılama yapıldıktan sonra mikroorganizmaların yeni çevrelerine adapte oldukları süre olarak kabul edilmektedir.
- * Log. Büyüme Fazı : Mikroorganizma konsantrasyonunda hızlı bir artışın olduğu, yani hızlı bir bölünmenin meydana geldiği faz olarak ifade edilmektedir.
- * Sabit Faz : Belli bir değerden sonra mikroorganizma konsantrasyonu sabit kalmakta, yani yeni hücre oluşumu ve eski hücrelerin ölümü ile bir dengenin oluştuğu veya hücrelerin çoğalması için gerekli substrat ve nütrientlerin tükendiği faz olarak adlandırılmaktadır.
- * Log. Ölüm Fazı : Bu devrede bakterilerin ölüm hızları, hücrelerin üretiminden daha hızlı olmaktadır. Ölüm hızı genel olarak canlı nüfusun ve çevresel karakterin bir fonksiyonu olmaktadır (Tchobanoglous and Burton, 1991).

Monod tarafından sınırlayıcı besi maddesi konsantrasyonu ile özgül bakteri çoğalma hızı arasındaki münasebet;

$$\mu = \frac{\mu_{\max} \cdot S}{K_s + S} \quad (1.1)$$

ifadesi ile verilmektedir (Monod, 1949).



Burada;

μ = Bakterilerin özgül çoğalma hızı,

$\mu_{\max}$ = Max. özgül çoğalma hızı,

S = Büyümeyi sınırlandırıcı besi maddesi konsantrasyonu ,

K_s = Yarı hız sabiti 'dir.

Yine sistem içinde oluşan biyokütle miktarı ile kullanılan besi maddesi miktarı arasındaki oranın sabit bir Y değerine eşit olduğu

$$Y = \frac{dx/dt}{dS/dt} = \frac{\mu_{\max}}{K} \quad (1.2.)$$

denklemleri ile gösterilmiştir. Burada;

Y = Mikroorganizmanın biyokütleyle dönüşüm oranı,

X = Mikroorganizma konsantrasyonu,

K = Birim mikroorganizma kütlesi başına max. besi maddesi kullanım hızıdır.

Monod ifadesi kullanılmak sureti ile mikroorganizma ve besi maddesi kütle korunumu yukarı akışlı bir reaktör için

$$\begin{array}{ccccc} \text{Sistemde} & & \text{Sistemde} & & \text{Biyokütlenin} \\ \text{biyokütlenin net} & = & \text{biyokütlenin oluşma} & - & \text{sistemi terk} \\ \text{değişimi} & & \text{hızı} & & \text{etme hızı} \end{array}$$

prensibinden hareketle

$$V \frac{dX}{dt} = X \cdot V - K_d \cdot X \cdot V - Q_w \cdot X_w - (Q - Q_w) \cdot X_e \quad (1.3)$$

olarak yazılmaktadır. Burada;

V : Reaktör hacmi,

X : Reaktördeki mikroorganizma konsantrasyonu,

K_d : İçsel solunum katsayısı,

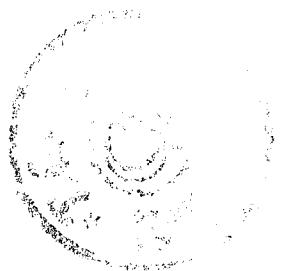
Q_w : Sistemden uzaklaştırılan fazla çamur debisi,

X_w : Fazla çamurdaki mikroorganizma konsantrasyonu,

X_e : Çıkıştaki UKM konsantrasyonu

Q : Sistem debisi'ni

göstermektedir.



Kararlı hal için $dx/dt = 0$ alınınca;

$$\mu = \frac{1}{\theta} + K_d \quad (1.4)$$

(1.1) ve (1.4) ifadeleri yeniden düzenlenirse;

$$\frac{X \cdot \theta}{S_0 - S} = \frac{K_s}{K} \cdot \frac{1}{S} + \frac{1}{K} \quad (1.5)$$

Burada,

θ = Hidrolik bekletme süresi (V/Q) dir.

Besi maddesi korunumu ise;

$$V \cdot (ds/dt) = Q \cdot S_0 - (\mu X V / Y) - (Q - Q_w) S - Q_w \cdot S \quad (1.6)$$

olmaktadır.

Kararlı halde elde edilen sonuç ifadesi

$$\mu = Q Y (S_0 - S) / (X \cdot V) \text{ ve} \quad (1.7)$$

$$1/\theta_c = (S_0 - S / X \cdot \theta) - K_d \quad (1.8)$$

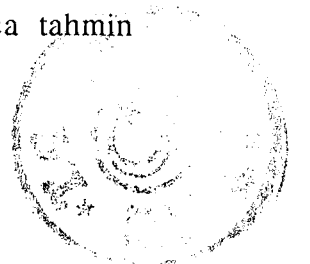
şeklinde olmaktadır.

Burada θ_c = Çamur yaşı

$$\theta_c = X V / (\theta X_e + Q_w X_w) \text{ 'dir.} \quad (1.9)$$

1.2.2.1. Stokiyometrik Enerji Akışı

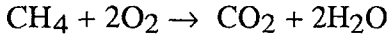
Kompleks organik maddelerin anaerobik şartlarda parçalanmasından meydana gelebilecek maksimum metan miktarı aşağıdaki denklemler uyarınca tahmin edilebilmektedir (Stronach et al.,1986).



$$C_n H_a O_b N_c + (n - a/4 - b/2 + 3c/4) H_2O =$$

$$(n/2 + a/8 - b/4 - 3c/8) CH_4 + ((n/2)(a/8) + b/4 + 3c/8) CO_2 + cNH_3 \quad (1.10)$$

Organik maddelerin parçalanması sonucunda meydana gelen metan gazının yakılması sonucu açığa çıkan enerji miktarının tahmini yapılabilmektedir.



denkleminde, standart şartlar altında (0°C ve 1 atm. basını altında) 1 mol metan gazının okside olması için 2 mol O₂ sarf olmaktadır. Bu da 64 gr. KOİ demektir. Bu duruma göre stabilize olmuş 1 kg.KOİ, standart şartlarda 0,35 m³ metana eşit olmaktadır.

1.3. ÇALIŞMANIN ANLAM VE GAYESİ

Organik madde muhtevası yüksek atıksuların biyolojik olarak arıtılmasında aerobik sistemler gün geçtikçe önem kazanmaktadır. Anaerobik mikroorganizmalar diğer bütün canlı türleri gibi ortama, çevreye kısacası işletme şartlarına karşı oldukça duyarlıdır. Bugüne kadar anaerobik arıtmada; dizayn, verimlilik, işletme parametreleri üzerinde birçok araştırmalar yapılmıştır. Ancak yinede hangi atıksuların, hangi anaerobik sistemlerde, hangi işletme şartlarında çalışılacağına dair bilgilere ihtiyaç duyulmaktadır. Birçok arıtma tipi için reaktör hidroliği çalışmaları yetersiz bulunmaktadır Buradan hareketle bu çalışmada, YAHÇY tipi reaktörlerde oluşan ölü bölgelerin incelenmesi hedeflenmiştir. Bekletme süresinin ve organik yüklemenin ölü bölge hacmini nasıl etkilediği araştırılmış, farklı işletme şartlarında dispersiyon sayıları bulunmuş ve reaktörün akım tipi, by-passlı gamma dağılımı uygulanarak tesbit edilmiştir. Ölü bölgenin bilinmesi ile atıksuyun reaktör içerisinde gerçek bekletme süresi bulunmakta, dolayısı ile şok yüklemelerin önüne geçilebilecektir. Bunların yanısıra diğer işletme parametrelerinin de değişimleri incelenmiştir.



BÖLÜM 2

2.1. Aerobik Ve Anaerobik Arıtma Arasındaki Farklar

Aerobik ve anaerobik proseste farklar çevre şartlarındaki değişikliklerden kaynaklanmaktadır. Aerobik şartlarda çözünmüş serbest oksijen son elektron alıcısıdır. Bu işlem çok yüksek verime sahip olmaktadır. Tüketilen besi maddesinin % 70'i hücre büyümesi ve % 30'u enerji temini maksadı için kullanılmaktadır.

Tablo 2.1 Aerobik ve Anaerobik Arıtım Arasındaki Farklar

PARAMETRE	ANAEROBİK	AEROBİK
Enerji İhtiyacı	Düşük	Yüksek
Arıtma Derecesi	Orta (%60-%90)	Yüksek (%95)
Çamur Artışı	Düşük	Yüksek
Toksik Bileşiklere ve Yükleme Oranı Değişimine Karşı İşlem Stabilitesi	Düşük - Orta	Orta - Yüksek
Alıştırma ve İlk Devreye Alma Süresi	2 - 4 ay	2 - 4 hafta
Nütrient İhtiyacı	Düşük	Yüksek
Koku	Meydana gelebilir	Az bir ihtimal
Alkalinite ihtiyacı	Bazı endüstri suları için çok yüksek	Düşük
Biyogaz üretimi	Var	Yok

Anaerobik şartlarda moleküler oksijen olmadığından reaksiyon ortamı, oksitleyen şartlardan indirgeyen şartlara dönüşmektedir. Organik bileşikler CO₂'e, uçucu asitlere indirgenmekte ve metan molekülü şeklinde yüksek miktarda enerji içeren ürünler oluşmaktadır. Anaerobik ve aerobik arıtım arasındaki farklar Tablo 2.1.'de özetlenmiştir.

2.2. Anaerobik Arıtma Uygulamaları

Anaerobik arıtım işlemlerinin verimliliği arıtılacak atıksuyun karakterine bağlı olmaktadır. Meydana gelen atıksu kaynakları arasında başlıca yiyecek, meyve suyu, kimyasal üretim, evsel atıklar sayılabilmektedir.

Anaerobik arıtım kolaylıkla ayrıştırılabilen ve yüksek oranda atık içeren sularda daha iyi sonuç vermektedir. Mesela, yiyecek ve içecek fabrikalarının atıksuları karbonhidrat içermekte ve anaerobik arıtım için uygun atık sınıfına girmektedirler.

Anaerobik arıtma , farklı KOİ yüklerine ve kullanılan reaktörün hacmine, tipine göre değişik yükleme oranlarında genellikle %50'nin üzerinde ve daha çok da % 85'in üzerinde giderme verimi elde ederek kimyasal endüstri atıksularında, patates atıklarında, bira, meyve suyu atıklarında, şeker fabrikası, mezbaha atıklarında, fasulye işleme sanayii atıklarında, süt endüstrisinde, balık unu fabrika atıklarında, barsak işleme fabrikaları atıklarında ve buna benzer bütün atıksularda rahatlıkla uygulanmaktadır (van den Berg and Kennedy, 1983), (Naehle, 1990), (Wiesman and Spies, 1987), (Lettinga et al., 1980).

2.2.1. Şeker Sanayi İşleme Prosesleri

Türkiye'nin en önde gelen endüstri kuruluşları arasına şeker sanayii' de girmektedir. Şeker fabrikalarında kampanya dönemi olarak adlandırılan Ağustos sonu - Ocak aylarında çok fazla miktarda su kullanılmaktadır. İşletmede kullanılan su miktarı bir ton pancar için 14-16 m³ olarak verilmektedir. Bu miktardaki suyun teminindeki zorluklar ve atıksu miktarlarının fazlalığı suyu geri kazanma yollarına sevk etmiştir. Geri kazanılan su miktarı bugünkü şartlarda 12-15 ton/ton pancardır. Suyun tekrar kullanılması kirlilik yükünü de arttırmaktadır. Atılan atıksu miktarı ise 0.3-2 ton/ton pancar olmaktadır (Taygun, 1988), (Ülkü, 1990), (Şentürk ve diğerleri, 1977). Türkiye'de halen toplam 27 adet şeker fabrikası mevcuttur.

2.2.2. Şeker Sanayi Atıksularının Anaerobik Arıtımı

Şeker Sanayii Tesislerinde meydana gelen kirli sular pancar yüzdürme ve yıkama suları ile çeşitli temizlik suları kaynaklı olmaktadır. Bunların haricinde kirlilik derecesi daha düşük olan kondense fazlalığı ve soğutma suları da diğer bir kaynağı teşkil etmektedir.

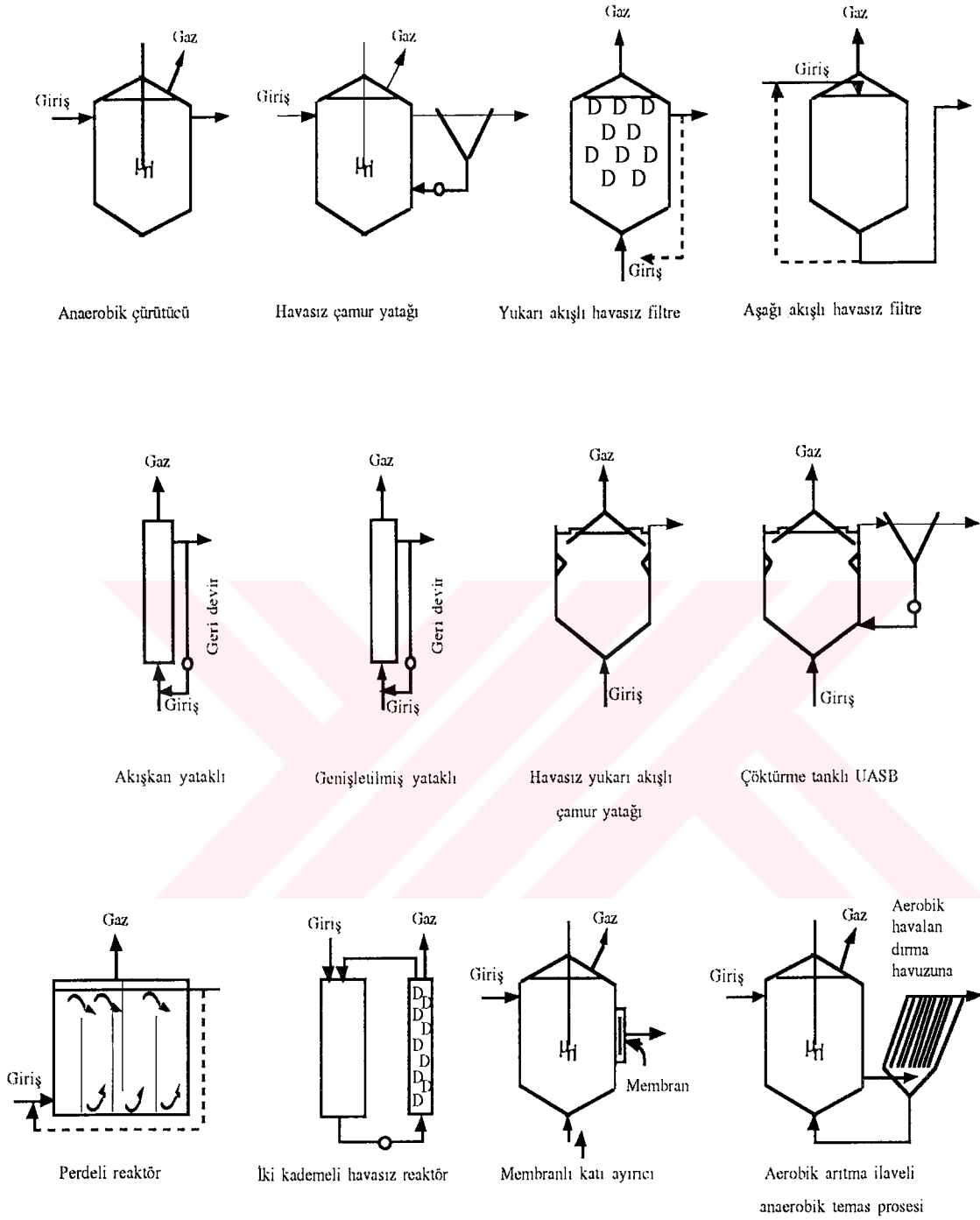
Ülkemizde şeker sanayii atıksuları henüz aerobik biyolojik arıtma metodları ile arıtılmaktadır. Almanya'da 1990 yılı itibariyle 16 adet şeker fabrikasında anaerobik arıtım metodları kullanılmaktadır (Naehle, 1990). Yine benzer olarak İspanya'da kullanılmakta olan anaerobik arıtma ile şeker sanayii atıksularında %90'dan fazla giderme verimi elde edilmiştir (Kusminski et.al, 1991).

Şeker sanayii atıksularının karakteri, biyolojik anaerobik arıtımı, aşağıda belirtilen hususlarda aerobik arıtmaya nazaran daha avantajlı kılmaktadır. Çok yüksek karbonhidrat içermesine rağmen çamur kabarma problemi meydana gelmemektedir. Enerji sarfı düşük olmaktadır. En önemli avantajı ise kampanya dönemlerinde kolaylıkla devreye alınması ve yeni çamur aşılmasına ihtiyaç göstermemesi olarak belirtilmesidir (Vonder and Kroiss, 1991).

2.3. Anaerobik Arıtmada Reaktör Tipleri

Çözünebilir organik atık içeren endüstriyel atıksuların arıtımında anaerobik sistemlerin kullanılması; biyolojik katı parçacıkların arıtılmış sudan ayrılması toksik bileşiklerin şok yüklemelere hassas oluşu ve devreye almada uzun sürenin gerekmesi gibi etkenlerden dolayı mümkün olamamıştır. Bu sıralanan problemlerden birini veya birkaçını gidermek maksadı ile çeşitli tipte sistemler ortaya çıkarılmıştır. Daha sonraları araştırmacılar reaktör hacmi, yatırım maliyetlerini ve hidrolik bekletme sürelerini azaltmak için değişik reaktör tipleri ile ilgili olarak araştırmalara devam etmişlerdir. Anaerobik arıtma teknolojisinde kullanılmakta olan reaktör tipleri Şekil 2.1.'de verilmiştir (Speece, 1983).





Şekil 2.1. Anaerobik Arıtmadaki Reaktör Tipleri

Yukarıda verilen reaktör tiplerinin karşılaştırılması oldukça zor olmaktadır. Bu mukayeseler yapılırken, arıtılacak atıksuyun gücü ve kompleksliği, giriş debisi, sıcaklık, pH gibi faktörler ve bunların günlük veya mevsimlik değişimleri gözönünde tutulmalıdır.



2.3.1. YAHÇY Reaktör Tipi

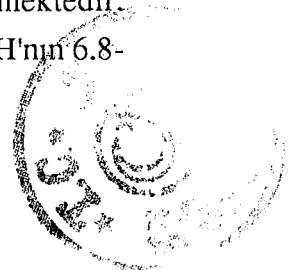
1970 'li yıllara kadar aerobik arıtma, biyolojik arıtmada kullanılan en geçerli metod olmaktadır. Bu yıllarda dünyada başgösteren enerji krizi ve ilerleyen teknoloji basitliği, yüksek verim elde edilmesi, düşük masrafları gibi yönlerden anaerobik arıtma teknolojisine yavaş yavaş girmeye başlamıştır. Yukarı akışlı anaerobik çamur yataklı reaktör tipleri de yine 1970'li yıllardan itibaren Lettinga ve arkadaşları tarafından geliştirilmiştir (Hickey, 1991), (Lettinga et.al., 1980).

YAHÇY reaktörlerinde işlemler iki bölgede meydana gelmektedir. Alt bölgede giriş suyu ile verilen organik atık maddeler reaksiyona girerek metana ve karbondioksit'e dönüşmektedir. Bu bölgede arıtımın iyi bir şekilde meydana gelmesi için yeterli miktarda biyolojik çamur bulunmaktadır. Bu çamurun çıkışa doğru yükselen akımla birlikte kaçmaması için iyi bir çökeltme özelliğini haiz olması ile hızlı ve yüksek bir verim elde edebilmek için metanojenik aktivitesinin yüksek olması gerekmektedir (Hullshof, 1989), (Henze and Harreous, 1983). İkinci bölgede ise meydana gelen gazla beraber yükselen çamur kaçıışının önlenmesi için çok iyi tasarlanmış katı-gaz ayırıcı bir perdeleme sistemi bulunmalıdır (Lettinga and et.al., 1983).

2.4. Anaerobik Arıtmada Devreye Alma

İlk işletmeye alma devresinin uzunluğu anaerobik arıtmanın yaygın bir şekilde kullanılmasını sınırlamaktadır. Anaerobik sistemlerde işletmeye almada karşılaşılan en önemli problem atılacak atığa uygun mikroorganizma topluluğunun yetiştirilmesi olmaktadır. Atıksu karakterine uygun bir mikroorganizma topluluğunun, yani aşı çamurunun mevcut olması halinde işletmeye alma süresi kısalmaktadır. Şayet atıksu karakterine uygun bir aşı çamuru bulunmazsa evsel atıksu arıtma tesisi çürütücülerinden, İmhoff tankından alınacak çamurla veya hayvan gübresi ile de aşılama yapılabilir. Devreye alma süresinin kısalmasına biyokütle kaybının minimum olmasının sağlanması da etkili olmaktadır. Bu da sistemde geri devir sağlanarak gerçekleşmektedir (Sutton et.al., 1982).

Anaerobik ayrışmayı sağlayan mezofilik mikroorganizmalardan en iyi şekilde yararlanmak için reaktörde optimum çevre şartlarının sağlanması gerekmektedir. Mikroorganizmalar için optimum olan bu şartlar KOİ/N/P oranının 300/5/1; pH'nın 6.8-



7.4; alkalinitenin 2000-2500 mg/lit CaCO_3 ve uçucu asit / alkalinite oranının < 0.1 olması olarak özetlenmektedir (Cook and Boening, 1987).

2.4.1. YAHÇY Tipi Reaktörlerin Devreye Alınması

YAHÇY reaktörlerinin devreye alınması işlemi; aşılama ile başlayıp yeterli miktarda , iyi çökelme özelliğini haiz ve atıksuya uyum sağlamış çamurun elde edilmesi olarak belirtilmiştir. Bu aşamada organik yükleme kademe kademe arttırılmaktadır. Şayet arıtmada metanojenik aktivitesi çok yüksek bir aşı çamuru kullanılıyor ise bir ay gibi kısa bir sürede devreye alma tamamlanabilmektedir. Bu tür yüksek metanojenik aktiviteye sahip çamurlarda başlangıçta 3 $\text{kgKOI/m}^3\text{gün}$ değeri gibi bir organik yükleme ile başlangıç yapılmaktadır. Metanojenik aktivitesi düşük çamur ile devreye alma ise iki kısımda gerçekleşmektedir. Birinci kısım metan bakterilerinin büyümesi ve çoğalması için geçen süre olmaktadır. Burada reaktöre giriş KOI'sinin 5000 mg/lit değerinden düşük olması gerekmektedir. Reaktör uzun bekleme sürelerinde (HBS) ve minimum 0.2 $\text{kgKOI/m}^3\text{gün}$ organik yüklemede çalıştırılmaktadır. İkinci kısımda ise yine aynı bekletme süresinde ve reaktördeki UYA, pH, alkalinite, gaz üretimi kontrol altında tutularak organik yükleme oranı % 30 arttırılarak ve herhangi bir problem oluşmadığı müddetçe de yavaş yavaş yükseltilerek sistem devreye alınmaktadır (deMan et.al., 1988), (Koster and Lettinga,1985), (Lettinga et.al., 1983). Kullanılan aşı çamurunun, arıtılacak atıksuyun içindeki organik maddeleri hızlı bir şekilde ayrıştırması ve iyi kalitede granüllerin oluşmasını sağlayacak bir yapıya sahip olması gerekmektedir. Bu ya granüle çamur aşılama veya floküle çamur aşılama olarak granüle çamur elde etmeyi beklemekle gerçekleşmektedir.

Granüle Çamur Aşılama : Reaktör hacminin % 10 - 30 'u kadarlık bir çamurla aşılama yapılmaktadır. Eğer aşı çamuru kullanılacak atıksu cinsine alışık ise devreye alma çok kolay olmakta, aksi takdirde ise daha uzun bekleme sürelerine ihtiyaç duyulmaktadır. Mesela; toplam reaktör hacminin % 10 'u kadarlık granüle çamur ilavesi ile bira atıksuları, % 30'u kadarlık bir granüle çamur ilavesi ile de süt endüstrisi atıksuları verimli bir şekilde artılmaktadır (Hickey, 1991).

Floküle Çamur Aşılama : Floküle bir çamurla başlangıçta granüle çamur oluşumu için mezofilik arıtma şartlarında 2-6 ay gibi bir süreye ihtiyaç duyulmaktadır. Organik yüklemenin yüksek tutulması ile daha iyi granüle çamur elde edilebilmektedir (Hickey, 1991).

2.5. Anaerobik Arıtmada Verime Etki Eden Faktörler

2.5.1. Sıcaklık

Sıcaklık anaerobik arıtmada önemli derecede etkili olan bir çevresel faktördür. Anaerobik proseslerde bakteriler üç farklı sıcaklık aralığında etkilidirler. Mezofilik bakterilerin faaliyet gösterdiği aralık (25-45°C); termofilik bakterilerin faaliyet gösterdiği aralık (55-80 °C) ve psikrofilik bakterilerin faaliyet aralığı (5-20 °C) dir (Zinder et.al., 1984), (Koster and Lettinga, 1985). Anaerobik mikroorganizmaların optimum büyüme sıcaklığı 35°C veya daha yukarıdadır. Her ne kadar anaerobik çürütücülerin düşük sıcaklıklarda, mesela; 20°C civarı gibi şartlarda işletildiği söylene de bu şartlar altında anaerobik büyümenin uzun zaman aldığı ve dolayısıyla reaktörün devreye girmesinin zor olduğu da belirtilmektedir (Switzenbaum, 1980). Bunun yanı sıra mezofilik metan oluşturuıcı mikroorganizmaların, kısa süreli sıcaklık değişimine çok çabuk adapte oldukları görülmektedir (Speece and Kem, 1990).. Anaerobik sistemlerde sıcaklık kontrol sistemleri, sıcaklık farkları meydana getirmeyecek, bakteri aktivitelerini sağlayacak ve dış çevre şartlarından oluşan sıcaklık kayıplarını telafi edecek şekilde yapılmaktadır. Reaktör sıcaklığındaki ani değişimler reaksiyon oluşumlarını büyük oranda etkilemektedirler. Ayrıca metanojenik bakteriler üzerindeki ısı değişimlerinin olumsuz etkileri gaz oluşumunu azaltmaktadır. İyi bir arıtma verimi sağlamak sıcaklığa ve sıcaklığa bağlı olarak ta yükleme hızına bağlıdır. Max. yükleme hızı 35°C'nin altındaki sıcaklıklarda tamamen lineer olarak azalır (van den Berg and Kennedy, 1982). Dolt ve arkadaşlarının 25° ve 30 °C de çalışan 2 adet YAHÇY tipi reaktörde giriş KOİ'si 2500 mg/l olan elma reçeli atıkları ile yapmış oldukları çalışmada yükleme hızındaki 0.6 kg KOİ/m³çamur-gün 'lük eşit artışlarla max. yükleme hızları sırasıyla 29 ve 44 kg KOİ/m³çamur-gün değerine ulaşılmış; yani sıcaklıktaki 5°C lik düşmede aynı verimi alabilmek için max. yükleme hızında % 4'lük bir düşme tesbit edilmiştir (Henze and Harremoes, 1983). YAHÇY'lı sistemlerde gıda endüstrisi atıksuları için reaktör hesap yüklerinin sıcaklığa bağlı olarak değişimleri Tablo 2.2. de verilmiştir (Lettinga et.al., 1983).

Tablo 2.2. UASB sistemlerde hesap yükünün sıcaklıkla değişimi

SICAKLIK °C	HESAP YÜKÜ KG KOİ/M ³ -GÜN
40	15-25
30	10-15
20	5-10
15	2-5
10	1-3

Endüstriyel atıksularla yapılan bazı araştırmalar da sıcaklık artışının KOİ giderimini ve metan üretimini arttırdığını göstermektedir (Viraraghavan and Kikkeri, 1990). 25-40 °C aralığında her ne kadar çeşitli mikrobiyal türler için optimum parçalama hızı değişiyorsa da, sıcaklık arttıkça parçalama hızında da tedrici artışlar olmaktadır. Eğer 43°C sıcaklıktan itibaren tedricen sıcaklık arttırılırsa gaz üretiminde düşüşler başlamaktadır. Ancak yinede en fazla gaz üretimi 45°C de elde edilmektedir. Mezofilik gelişme şartlarında 45°C 'nin üzerindeki değerlerde parçalama hızında ani bir düşme meydana gelmektedir. Daha hızlı sıcaklık değişimi eğer reaktörde max. yükleme hızında ve düşük bekletme süresinde çalışmıyorsa fazla bir etki yapmamaktadır (Boone, 1989). Termofilik çürümeye mikroorganizmaların en aktif aralığı 50-60°C olmaktadır. 60°C 'nin üzerinde fermentasyon hızı azalmakta ve uçucu asit konsantrasyonları da 60-65°C de daha fazla olmaktadır; fakat bazen stabil bir fermentasyon oluşmaktadır (Pfeffer, 1974).

2.5.2. pH, Alkalinite ve UYA

Anaerobik arıtma için en uygun pH aralığı 6.5-7.6 olarak verilmiştir (Moosbrugger et.al. 1993). Diğer araştırmacılar; pH'nın 6.6-7.0 (Mc Carty, 1964) ve 6.8-7.2 (Cook, Boening et.al., 1987) aralıklarında arıtmanın daha iyi sonuç vereceğini belirtmişlerdir. Bu pH sınırlarının üstünde gerçekleşen arıtmanın verimi düşük olmaktadır (Parkin and Owen, 1986). Anaerobik arıtmada uçucu organik asitler suda çözünebilir organik maddelerin asitogen bakterileri tarafından fermentasyonu ile meydana gelmektedir. Bu aşamadaki asitogen bakteriler pH'ya karşı duyarlı değildir. Ancak 6.2' nin altındaki pH değerlerinde verimlilik hızla düşmekte ve oluşan asetik şartlar metanojen bakteriler için toksik etki yapmaktadırlar (McCarty, 1964). Yani metanojenik bakteriler pH'ya karşı

çok hassastırlar. Organik, hidrolik yük değerlerindeki değişmeler, sıcaklık farklılıkları gibi özel durumlarda uçucu organik asitler, kendilerini indirgeyen asetojenler ve metanojenlerden daha hızlı bir şekilde fermentatif bakteriler tarafından üretilmektedirler. Böylece uçucu asitlerde artmalar meydana gelmektedir. Bu durumda pH'ya karşı çok duyarlı olan metanojenler engellenmektedir.

Ortamın pH'sı 5 civarında ise reaktörde iyileştirme sağlamak için min. 24 saat gibi bir zamana ihtiyaç duyulmaktadır. Şayet düşen bu pH değeri 3 günden uzun bir sürede artmazsa, reaktörü verimli bir şekilde tekrar çalıştırmak çok uzun zaman almaktadır. Eğer ortamın pH'sı ender olmakla birlikte 9 veya o civarda ise metan üretimi durmakta ve reaktör optimum pH'ya getirildiğinde kısa sürede iyi bir verim alınmaktadır.

Burada sisteme pH ayarlayıcı olarak seyreltik HCl ilave edilmektedir (Öztürk, 1994). Metanojen ve asitojen bakterilerinin aktivitesinin dengesi alt üst olduğu zaman uçucu yağ asitleri konsantrasyonunda ani bir artış olur ve müteakiben reaktördeki pH'nın düşmesi ile son bulur. pH kontrol ölçümü, pH'nın daha fazla düşmesini hesaba katmak için gereklidir (Anderson and Young, 1992). Çoğu endüstriyel atıksular normal olarak gerekli olan bir seviyede bikarbonat konsantrasyonuna sahiptir. Birçok endüstriyel atıksuların alkali ürün potansiyeli büyük ölçüde değişir. Organik azot içeren bir atıksuyun alkaliliği de NH_3 'ün serbest hale geçmesinden dolayı büyük ölçüde yükselmektedir. Karbonhidrat, uçucu yağ asidi ve lipid içeren atıksular herhangi bir alkalinite meydana getirmemektedirler. Bu tür atıksuların arıtımı pH kontrolü yapıldıktan sonra gerçekleşmektedir. Anaerobik arıtmada çeşitli faktörlerin etkisi ile alkalinitenin düşmesi, uçucu yağ asitlerinin yükselmesi ile baş gösteren dengesizlik sonucu pH'nın 6.4 veya daha aşağıya düşmesini engellemek için tamponlayıcı maddelere ihtiyaç duyulmaktadır. Bu tamponlayıcı maddeler NaOH, $\text{Ca}(\text{OH})_2$, NaHCO_3 , KOH gibi maddelerdir (Öztürk, 1993). pH'nın düşmesi ile dengesizlik başgösteren reaktörlerde pH'nın ayarlanması, organik yüklemenin azaltılması, beslemenin kesilmesi gibi alınan tedbirlere rağmen sistemdeki yükselmiş olan uçucu asit konsantrasyonları normal değerlere inemeyebilir. Bu, uçucu asidin propiyonik asit ağırlıklı olduğunu göstermektedir. Böyle durumlarda reaktöre iyice seyreltilmiş atıksu ve bazen de musluk suyu ile besleme yapılarak propiyonik asidin düşmesi sağlanmaktadır.

Reaktördeki uçucu asit konsantrasyonu asetik asit ağırlıklı ise organik yükün azaltılması veya beslemenin durdurulması ile birlikte mikroorganizmalarca süratle

tüketilerek normal seviyelere düşmektedir. Uçucu asit konsantrasyonu normale döndükten sonra organik yük tedricen artırılarak işletmeye devam edilmektedir (Öztürk, 1987).

2.5.3. Besi Maddesi İhtiyacı

Verimli bir arıtma yapmak için reaktörde artılacak atıksu karakterine bağlı olarak, yeterli miktarda besi maddesine ihtiyaç duyulmaktadır. Eğer reaktörde kâfi miktarda nütrient yoksa atıksu arıtılmadan ortamı terketmektedir. Anaerobik bakterilerin nütrient ihtiyacı, aerobik bakterilere nazaran oldukça az olmaktadır. Anaerobik mikroorganizmaların gelişmeleri için gerekli minimum azot, fosfor ve kükürt oranları;

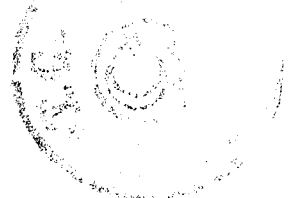
$$(KOİ/Y) : N : P : S = (50/Y) : 5 : 1 : 1 \quad (2.1)$$

denkleminde hesaplanmaktadır (Lettinga and Holl, 1989).

Burada Y bakteriyel ürün sabiti olup; asitleşen atıksular için 0.03; asitleşmeyen atıksular için ise 0.15 olarak kullanılmaktadır.

2.5.4. Karıştırmanın Etkisi

Anaerobik arıtmada karıştırma, reaktör içerisinde homojen bir ortam sağlayarak bütün hacımden en iyi şekilde yararlanmak gayesi ile yapılmaktadır. Karışımındaki sürekli madde değişimi için yüksek düzeydeki bir reaksiyon gücü ilk şart olup, bu da üretici ortamın sürekli karıştırılmasıyla, sınır alanlarının yenilenmesi ile sağlanmaktadır. Bu durumda mikroorganizma ile besi maddesi arasındaki temasın iyi bir şekilde karıştırılması ile sağlanmaktadır. (Baadler, 1978). İyi bir şekilde karıştırma yapılmazsa reaktör içerisinde tabakalaşmalar ve oluşan ölü bölgelerde sıcaklık düşüşleri meydana gelmektedir. Bunun yanı sıra köpük oluşumunu engellemek, metabolik artık ürünleri, çamur içerisindeki toksik maddeleri homojen bir şekilde dağıtmak için de iyi bir karıştırma gerekmektedir (Perkin and Owen, 1986). Verimli yapılmayan karıştırma reaktör hacminde ve buna bağlı olarak KBS'de meydana gelen (öğerecek = v/Q tek kademeli yüksek verimli reaktörlerde) düşüş reaktördeki başarısızlığa sebep olmaktadır. Full-Scale reaktörlerde yapılan çalışmalarda verimsiz karıştırma sonucunda



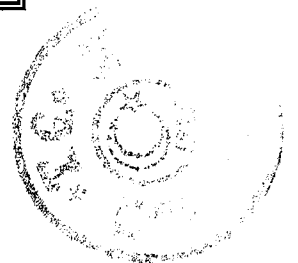
reaktör hacminin yaklaşık %70'inin çalışmadığı, sadece %30'luk bir hacimde arıtmanın gerçekleştiği izlenmiştir (Monteith and Stephenson,1981) ve (Torpey, 1955).

2.5.6. Organik Yükleme Oranı

Anaerobik reaktörlerde maksimum organik yükleme kapasiteleri kinetik model ve reaktör dizaynı geliştiren araştırmacılar için önemli bir parametre olmaktadır. Yapılmış olan araştırmaların çoğu aktif biyokütlenen gelişmesi ve biyokütle faaliyetinin oluşumu üzerinde yoğunlaşmaktadır. Anaerobik süreçlerin yükleme oranı, reaktör içinde tutulabilen aktif biyokütlenin ölçümü ve biyokütle besi maddesi arasındaki verimli ilişki tarafından sınırlandırılmaktadır. Anaerobik bir reaktörün maksimum hacimsel yükleme oranı, reaktörün dizaynı, atıksuların karakteri, biyokütlenin aktifliği gibi parametrelere bağlı olmaktadır. Yapılan çalışmalarda çok yüksek organik yükleme değerlerinde; tesisin KOİ giderme verimi düşmekte, çamur parçalanması ve "washout" hadisesi meydana gelmektedir (Fang and Chui, 1993). Çamur parçalanması ve "washout" hadisesi çok miktarda metan gazı oluşumunun sebep olduğu kuvvetli karışıma dayandırılmaktadır.

Tablo 2.3 Bazı atıksular için YAHÇY reaktörlerde uygulanan yükleme değerleri

ARITILAN ATIĞIN CİNSİ	KgKOİ/m ³ GÜN	KAYNAK
Şeker Kamışı melası	2.45-23.3	Sanchez,et.al 1985
Cane Juice	22.5	Bories et.al.1988
Patates işleme	25-45	de Zeeuw, Hobma1980
Elmasuyu işleme	max.44	Sam-Soon, et.al.1990
Bira atıksuları	9-29	Hashemian, James 1990
Kağıt	8-10	Baas 1988
Kabuklu Deniz hayv.	10	Baas 1988
Mısır, nişasta	5-15	Zeevalkink, Maaskant 1983



Yukarı akışlı havasız çamur yatağı (YAHÇY) reaktörlerde değişik atıksular için yapılmış olan çalışmalarda farklı yükleme oranları ile iyi sonuçlar tesbit edilmiştir. Tablo 2.3.'de bu değerler verilmektedir.

Değişik atıksulara bağlı olarak, organik yükleme oranlarında farklı değerlerde uygulanmaktadır. Çünkü her atıksuyun ayrışabilir madde konsantrasyonu ve kompozisyonları birbirinden farklı olmaktadır.

Organik yükleme oranı;

$$L_o = Q * S_o / V = S_o / t \quad (2.2)$$

formülü ile hesaplanabilmektedir. Burada ;

- L_o = Organik Yük (kg KOİ/m³ gün)
- S_o = Giriş KOİ'si (kg/m³)
- V = Reaktör Hacmi(m³)
- t = Hidrolik Bekletme Süresi (gün)
- Q = Reaktöre giren atıksu debisi (m³/gün)

Denklemden görüldüğü gibi arıtma süreci içerisinde organik yükleme oranını etkileyen parametreler hidrolik bekletme süresi ve giriş KOİ' si olmaktadır. Sisteme giriş KOİ' sinin sabit olduğu kabul edilecek olursa; giriş debisinin organik yükleme oranını belirlediği görülmektedir.

Yukarı akışlı havasız çamur yataklı reaktörlerde atıksuyun biyolojik çamur ile karşılaştığı ilk bölge çamur yatağı olarak adlandırılmaktadır. Biyolojik faaliyetler büyük bir nisbette bu bölgede cereyan etmektedir. Bu bölgenin üzerinde ise; çamur yatağında meydana gelen biyolojik reaksiyonlar neticesinde oluşan gazın bu tabakada meydana getirdiği karışımlar sebebi ile çökelme özelliği az olan bir çamur tabakası bulunmaktadır. Reaktörün en üst kısmında ise gaz, sıvı ve çamur ayırıcı bir çıkış yapısı bulunmaktadır. Yüksek organik yüklemelerde gaz üretiminin artması ile çamur yatağı bölgesi genişlemekte ve çamur yatağı karışmaktadır. Düşük organik yüklemelerde ise oluşan gaz kabarcıkları çamur yatağı tarafından engellenmekte, zaman içinde birikerek ani patlamalara sebep olmaktadır. Bu olaylar neticesinde de reaktör içerisinde aktif olmayan ölü bölgeler meydana gelmektedir (Bolle et.al., 1986), (Çiler, 1985).



2.5.7. Hidrolik Bekletme Süresi

Hidrolik bekletme süresi anaerobik çamur ile atıksuyun, arıtma işlemini gerçekleştirecek reaksiyona girmeleri için gerekli olan ortalama bekletme süresi olarak ifade edilmektedir. Hidrolik bekletme süresi;

$$t = V / Q \quad (2.3)$$

formülü ile hesaplanmaktadır. Burada;

t = hidrolik bekletme süresi (gün)

V = reaktör hacmi (lt)

Q = atıksu debisi (lt/gün)

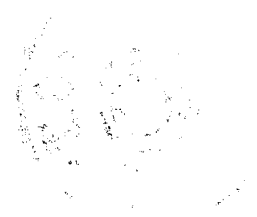
olmaktadır.

Hidrolik bekletme süresini (HBS) etkileyen faktör, reaktör hacmi sabit olduğundan atıksu debisi olmaktadır. Yüksek debilerde, yani kısa HBS'lerinde arıtma işleminin tamamlanamamasından dolayı yüksek KOİ giderme verimleri elde edilememektedir. Bu nedenle KOİ giderme verimi, dolayısı ile çıkış suyunun istenilen değerleri sağlayamaması gözönünde bulundurulduğundan en uygun bekletme süresinin tesbit edilmesi gerekmektedir.

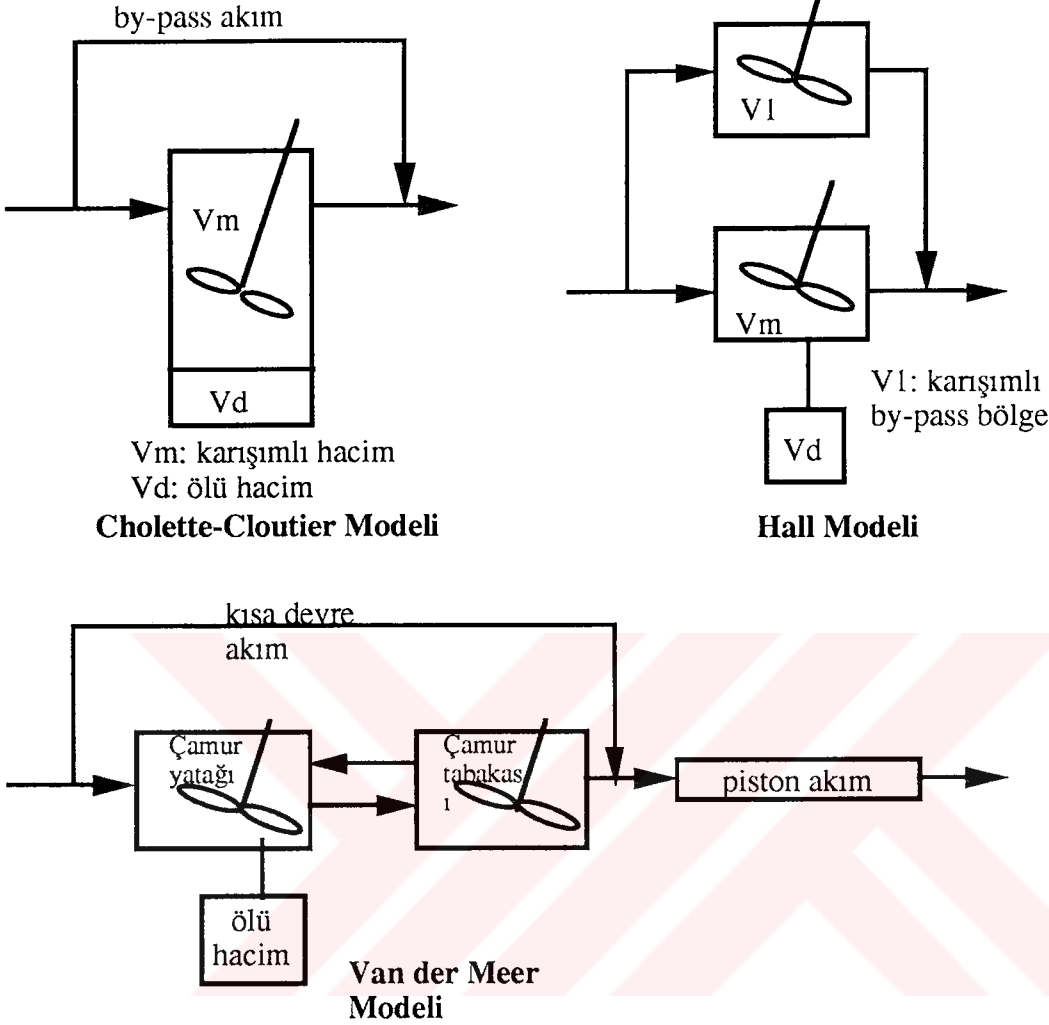
YAHÇY reaktörlerinin boyutlandırılmasında reaktör yüksekliği , yüzey yükleri ve HBS süresi arasında bir ilişki bulunmaktadır. Yine sıcaklığı bağlı olarak da özellikle 25°C' den büyük işletme sıcaklıklarında reaktör hacmi, genellikle HBS süresi ile tesbit edilmektedir (Hulshoff and Lettinga, 1989).

Hidrolik bekletme süresine bağlı olarak akım dağılımı, biyolojik reaktörlerin performansı üzerinde büyük etkilere sebep olmaktadır. Tıkanmanın meydana geldiği, atıksuyun geçiş süresinin, biyolojik aktiviteyi oluşturamayacak kadar kısa olması, reaktör geometrisindeki hatalar, (reaktör yüksekliği gibi) giriş ve çıkış yapılarının düzensizliği atıksuyun kısa devre yaparak arıtılmadan sistemi terk etmesine ve aktif kütlenin sürekli azalmasına sebep olmaktadır (De Lorme and Kapuscinski, 1990).

Biyolojik reaktörlerde sıvı akışının çamur yatağı ile karışımı üç bölgede izah edilmektedir: Efektif hacim, kısa devre ve piston akım bölgeleridir.



Şekil 2.2.' de sıvı akım modelleri verilmiştir (Wu et.al., 1992), (Bolle et.al.,1986).



Şekil 2.2. Sıvı Akım Modelleri

Bu modellerden de görüldüğü gibi reaktör içerisinde biyolojik artım esnasında aktif olmayan bir ölü bölge mevcut olmaktadır. Bu ölü bölgeler $t = V/Q$ ifadesi ile hesaplanan yani teorik hidrolik bekletme süresini azaltmaktadır. Çünkü bu ölü bölgelerde reaktöre giren atıksu biyolojik artıma tabii olmadan bir kanallama ile sistemi terk etmektedir. Sistemin tam karışım bir akım olması için $HBS = KBS$ (katı madde bekletme süresi) olması gerekmektedir. Kanallanmanın meydana geldiği durumlarda atıksu biyolojik aktif çamur ile tam temasa giremeyip reaksiyon gerçekleşemediğinden sistem, terk ederek hem gerçek hidrolik bekletme süresini kısaltmakta, hem de çıkış verimliliğini düşürmektedir.



2.5.8. Gaz Üretim Oranı

Anaerobik arıtmanın temelinde organik maddelerin parçalanması yatmaktadır. Anaerobik çürüme esnasında oluşan gaz üretim miktarı parçalanan organik maddelerin (KOİ veya TKM) miktarına bağlı olmaktadır.

Kurulacak organik madde kütle dengesi eşitliği, sistemin performansının belirlenmesinde yardımcı olmaktadır. Çıkan metan gazının miktarının belirlenmesi çok önem taşımaktadır. Bunun haricinde oluşan CO_2 ve H_2S gazlarında sistemdeki dengesizliğin habercisi olmaktadır. Sistemde oluşabilecek dengesizliklerde, toplam gaz üretimi düşmekte; metan yüzdesi azalarak, CO_2 yüzdesi artmaktadır. Bununla birlikte metan üretimi organik veya hidrolik yüklemelerde, günlük bazı parametrelerin değişimlerine (sıcaklık, alkalinite gibi) karşı oldukça fazla hassasiyet göstermektedir (Parkin and Owen, 1986).

Gaz ölçümleri endüstride kullanılan, bir borudan geçen gazın mekanik bir sayıcıyı hareket ettirmesi ile çalışan sürekli ölçüm cihazlarıyla yapılmaktadır. Sürekli çalışan tiplerin haricinde, yarı sürekli çalışan, kesikli çalışan ve Veiga ve arkadaşları tarafından geliştirilen hidrolik esaslara dayalı ve basit bir sayaçtan oluşmuş gaz ölçüm cihazlarında mevcut bulunmaktadır (Veiga et.al., 1990).

2.6. Kontrol Maksadı İle Parametreleri İzleme Periyotları

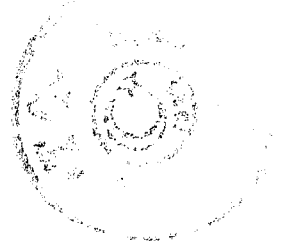
Anaerobik arıtmada, başlangıçta beklenen verimin sağlanması, metana dönüşüm oranının maksimum. olmasının sağlanması için arıtma sisteminin sürekli ve dikkatli bir şekilde izlenmesi gerekmektedir. Böyle sıkı bir takibin sonunda herhangi bir parametrenin değişikliği derhal tesbit edilecek ve buna karşı alınacak tedbir ile reaktörde meydana gelebilecek uzun süreli dengesizlikler engellenmiş olacaktır.

Tablo 2.4.' de izlenmesi gerekli parametreler ve izleme sıklıkları verilmiştir.



Tablo 2.4. Parametreler ve İzleme Sıklıkları

PARAMETRE	İZLEME ARALIKLARI
pH	Sürekli
Sıcaklık	Sürekli
Alkalinite	Günlük
Toplam Uçucu Asit	Haftada Üç gün
Gaz Debisi	Sürekli
Gaz Kompozisyonu	Haftada Üç gün
Organik Yük (KOİ)	Haftada Üç gün



BÖLÜM 3

3. ANAEROBİK REAKTÖRLERDE HİDROLİK KARAKTERLER

3.1. Reaktör Tipleri Ve Akım Özellikleri

Çevre Mühendisliğinde, kimyasal veya biyolojik arıtma esnasında işlemlerin gerçekleştiği tanklara veya havuzlara reaktör adı verilmektedir. Reaktör içerisinde, reaktörün hidrolik yapısı ve atıksuyun arıtılma işlemine göre değişik hidrolik akım tipleri meydana gelmektedir.

3.1.1. Doldur - Boşalt Tipi Reaktörler

Bu tür sistemlerde reaktör işlem görececek atıksu ile doldurulmakta, ve arıtma işleminin gerçekleşmesi için belli bir süre bekletilmektedir. Reaksiyon tamamlandıktan sonra reaktör boşaltılmaktadır. Burada bekletme süresi bu dolup boşaltılana kadar geçen süre olmaktadır. Arıtma bu şekilde devam ettirilmektedir.

3.1.2. Piston Akımlı Reaktörler

Enine bir kesit boyunca sıvı hızının bütün noktalarda eşit olduğu kabul edilen bir akım şeklidir. Böyle bir akım türü; pratikte mevcut olmayan, ancak hesap kolaylığı açısından kabul edilmekte olan bir akımdır. Bu tür reaktörlerde bekletme süresi reaktör hacminin geçen debiye oranlanması ile bulunmaktadır.



3.1.3. Tam Karışımli Reaktörler

Bu tür akımlar ; mekanik bir karıştırıcı ile sürekli karıştırılmak sureti ile reaktöre girip ani olarak karışan sıvı veya maddelerin reaktörün her noktasında eşit konsantrasyonda olduğu bir akım türü olmaktadır.

3.1.4. Rastgele Akımlı Reaktörler

Çevre Mühendisliğinde kullanılan reaktörlerde hakim olan bir akım türü olarak kabul edilmektedir. Piston akım ile tam karışımli akım hali arasında bir akım özelliğine sahip olmaktadır. Akımın rastgele cereyan etmesi giriş, çıkış yapısındaki düzensizliklerden oluşmaktadır. Bazı reaktörler piston akıma, bazıları ise tam karışımli akıma daha uygun düşmektedirler. Hesaplarda kolaylık sağlaması açısından piston akım veya tam karışımli akım modelleri kullanılmaktadır.

3.2. Reaktör Hidroliği Modelleri

3.2.1. Dispersiyonlu Akım Modeli

Dispersiyonlu akım şartlarının hakim olduğu reaktörlerde akım ideal şartlardan uzaklaşmaktadır. Reaktör içerisindeki akım ne tam karışımli, ne de piston akımlı olmaktadır. Pratikte de her iki akım şartını haiz reaktör bulunmamaktadır. Akım belirli bir dispersiyon (dağılma ve yayılma) hali içinde; tam karışım ve piston akım şartları arasında yer almaktadır (Muslu, 1985).

Bir kapalı reaktörde dispersiyonun rolünü karakterize eden boyutsuz bir parametre olan dispersiyon sayısı; reaktördeki akımın türünü belirlemektedir.

Dispersiyon sayısı Levenspiel tarafından (Levenspiel, 1965).

ortalama;

$$\mu_a = \frac{\int_0^{\infty} x \cdot f(x) \cdot dx}{\int_0^{\infty} f(x) \cdot dx} = \frac{\sum x \cdot f(x)}{\sum f(x)} = \frac{\sum t_i \cdot c_i}{\sum c_i} \quad (3.1)$$

varyans;

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^{\infty} (x - \mu_a)^2 \cdot f(x) \cdot dx}{\int_0^{\infty} f(x) \cdot dx} = \frac{\sum x^2 \cdot f(x)}{\sum f(x)} - \left[\frac{\sum x \cdot f(x)}{\sum f(x)} \right]^2$$

$$= \frac{\sum t_i^2 \cdot c_i}{\sum c_i} - \left[\frac{\sum t_i \cdot c_i}{\sum c_i} \right]^2 \quad (3.2)$$

denklemlerine ihtiyaç duyulmaktadır. Burada eşit zaman aralıklarında okunan bir "t_i" anındaki iz maddesine ait konsantrasyon "c_i" ile gösterilmektedir.

D / UL, dispersiyon sayısı olarak alındığında

$$\sigma_{\theta}^2 = 2 \cdot \left(\frac{D}{UL} \right) - 2 \cdot \left(\frac{D}{UL} \right)^2 \cdot \left(1 - \exp\left(-\frac{UL}{D}\right) \right) \quad (3.3)$$

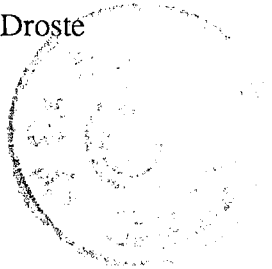
formülü ile dispersiyon sayısı bulunmaktadır. Burada σ_{θ}^2 ise σ^2 / t^2 ile bulunmaktadır.

Formülden de anlaşılacağı üzere reaktörde akım tipini belirlemek amacı ile iz maddesi deneylerine ihtiyaç duyulmaktadır.

3.2.2. İz Maddesi Deneyleri

Akımın türünü belirleyen dispersiyon sayısının bulunması için iz madde deneyleri yapılmaktadır. Bu deneylerde sistemin biyokimyasını etkilemeyecek kararlı bir yapıda; ve kolay izlenebilecek maddeler iz madde olarak kullanılmaktadırlar (Wen and Fan, 1975).

İz maddesi olarak Rodamin - B (İskender 1988); Lityum (Wu , et.al.,1992), (Bolle et.al. 1986), (Nachaiyasit and Stuckey 1994),(Wheatly et.al. 1988) ; (NaF) Sodyum Florür (Monteith and Stephenson 1981) ; Radyoaktif iz element (Jr.Zoltek and Gram 1975) ; Potasyum klorid (Weiland and Wulfert 1988) ; Tritium (Kennedy and Droste 1991), kullanılmış ve sonuçların başarılı olduğu belirtilmiştir.

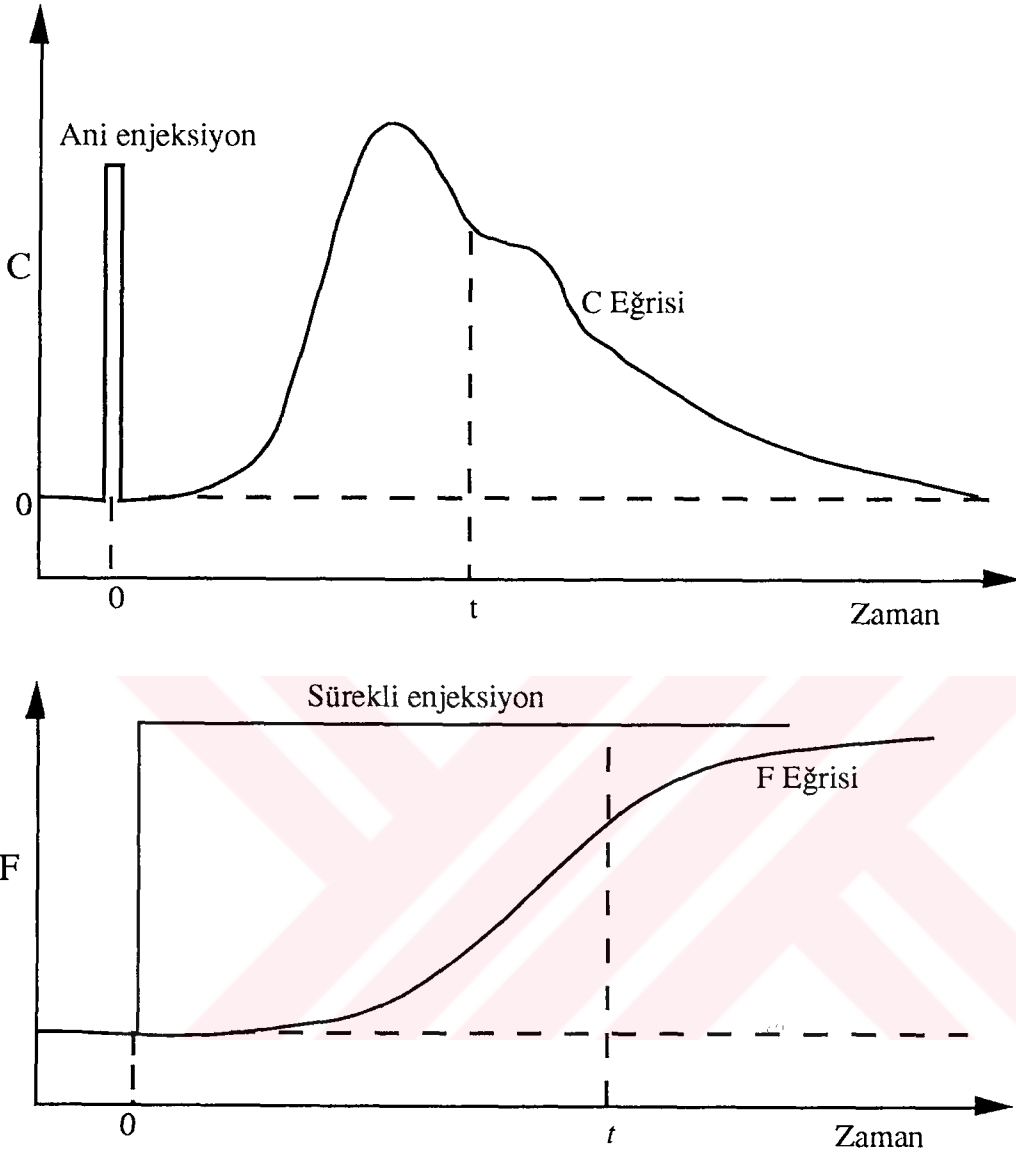


İz maddesi deneylerinde, kullanılacak olan iz maddesi sisteme ani veya sürekli bir şekilde enjekte edilmektedir. Biyolojik reaksiyona girmeyerek işleme tabi olan atıksu ile birlikte reaktör içerisinde kalmakta ve daha sonra sistemi terk etmektedir. Sistem çıkışında iz maddesi konsantrasyonları tesbit edilmektedir. İz maddesi konsantrasyonları ile zaman arasında çizilecek grafik reaktörde atıksuyun gerçek hidrolik bekletme süresini, buna bağlı olarakta sistem içerisindeki ölü bölgelerin bulunmasında temel oluşturmaktadır.

3.2.3. C ve F Eğrileri

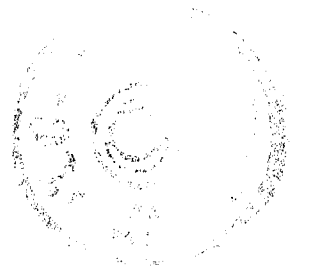
İz maddesi deneyleri, başlangıçta bünyesinde hiçbir iz maddesi bulundurmayan bir reaktöre üniform bir şekilde iz maddesi sürekli olarak enjekte edilerek; ve yine iz maddesinin çıkıştaki konsantrasyonu zamana bağlı olarak kaydedilirse ve zaman ile konsantrasyon arasında bir F - Eğrisi elde edilmektedir. Ancak iz maddesi reaktör içerisine ani enjeksiyon ile verilerek yine çıkış konsantrasyonları zamana bağlı olarak kaydedilerek; çıkış iz madde konsantrasyonu ile zaman arasında bir C -Eğrisi elde edilmektedir. Şekil 3.1. de C ve F eğrileri verilmektedir.

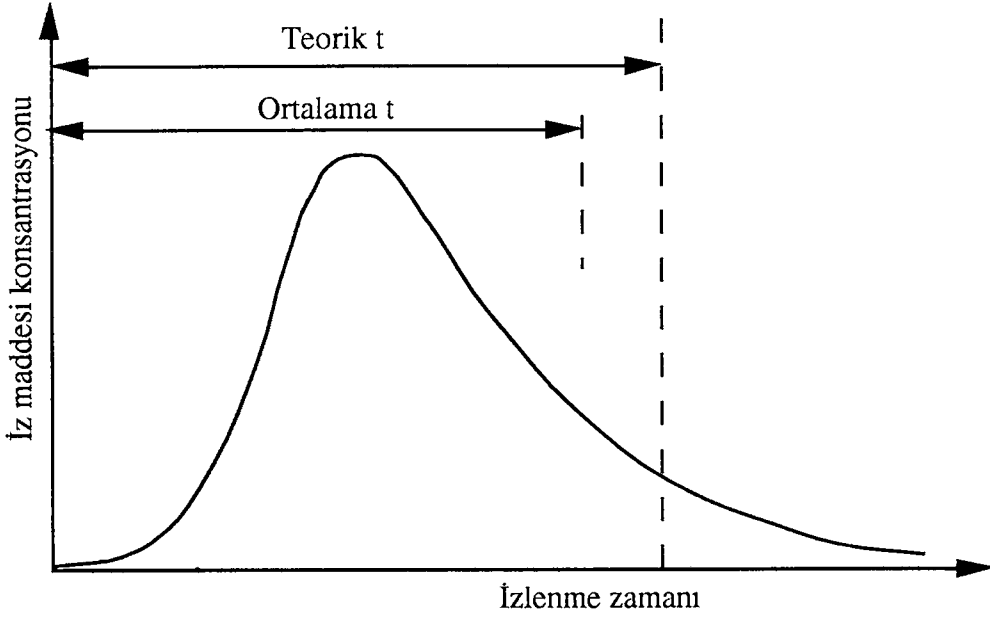




Şekil 3.1. C ve F Eğrileri

Şekil 3.2. de ani enjeksiyon halinde oluşan C eğrisi Üzerinde teorik ortalama bekletme süreleri gösterilmektedir (Reynold, 1988).





Şekil 3.2. C Eğrisi Üzerinde Bekletme Süreleri

Yukarıdaki şekle göre;

Ortalama t / Teorik $t = 1$ ise ölü bölge meydana gelmemekte;

Ortalama t / Teorik $t < 1$ ise ölü bölge meydana gelmektedir.

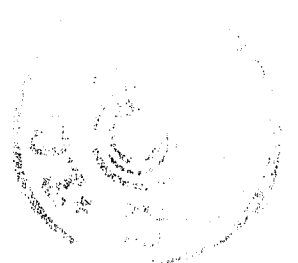
3.2.4. E Eğrisi

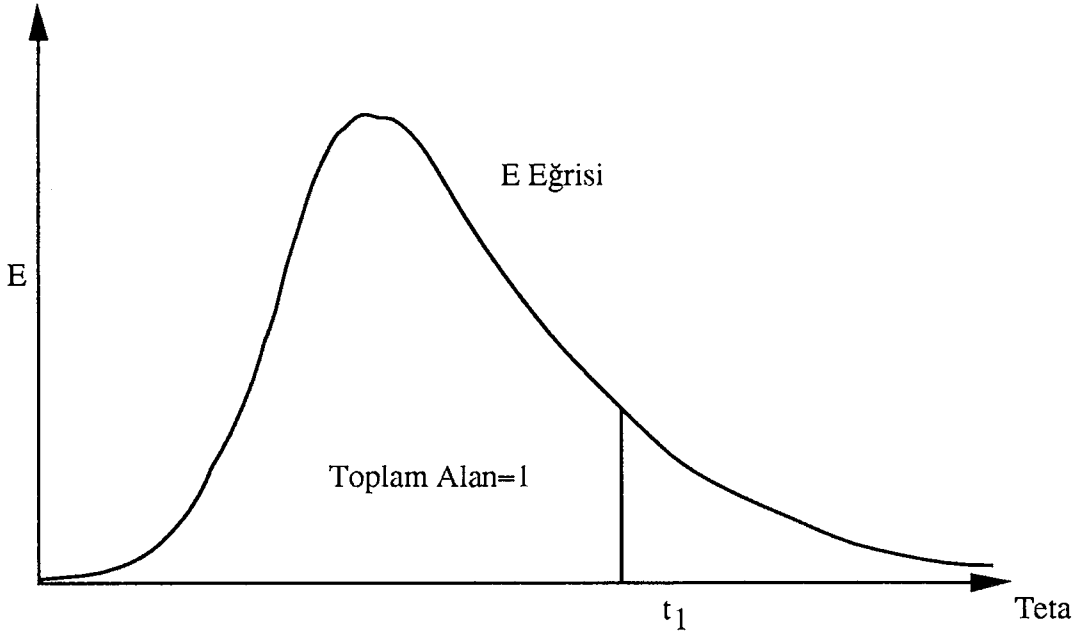
Reaktöre giren sıvı zerreciklerinin kalış süreleri farklı olmaktadır. Reaktörü terk eden sıvı içerisindeki iz maddenin, reaktördeki hidrolik bekletme süresinin zamana bağlı olarak göstermiş olduğu Şekil E Eğrisi olarak ifade edilmektedir. E Eğrisinin altındaki alanın hidrolik bekletme süresine eşit olması gerekmektedir (Levenspiel 1965).

$$\int_0^{\infty} E \cdot dt = 1 \quad (3.5)$$

Denklemleri ile hesaplanmaktadır.

Şekil 3.3' te dağılımın normalize edilmiş hali olan E Eğrisi verilmiştir.





Şekil 3.3. E Eğrisi

İz madde kalış süresi dağılım eğrisi E; reaktör boyunca akan sıvı için aynı zamanda hidrolik bekleme süresi dağılımı olarak da adlandırılmaktadır. E Eğrisi özellikle ideal olmayan akım şartlarının ifade edilmesinde ihtiyaç duyulan bir dağılımdır (Levenspiel 1965).

3.2.5. Ölü Bölge Oluşumu Ve Hesap Metodu

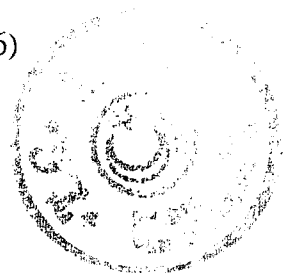
İdeal reaktörlerde belirli bir zamanda sıvı akımının geçtiği süre , $t = V / Q$ süresine eşit olmaktadır. Ancak akım şartlarındaki farklılıklar, vorteks oluşumu , sıcaklık farklarından meydana gelen termal akımlar, reaktörün giriş ve çıkış yapısındaki düzensizlikler veya biyolojik reaksiyonların oluşumunu olumsuz yönde etkileyen hadiseler sonunda , giren sıvı teorik geçiş süresinden daha kısa sürede reaktörü terk etmektedir. Bunun sonucu olarakda çalışan net hacim azalmakta yani ölü bölgeler oluşmaktadır.

Bir kapalı reaktörde oluşan ölü bölgeler,

$$V_d / V = 1 - (V_a / V) \cdot \mu_a$$

(3.6)

formülü ile hesaplanmaktadır (Levenspiel, 1965).



Burada;

V_d = Reaktördeki ölü bölge hacmi,

V_a = C eğrisinin altında kalan alan,

V = Teorik olarak hesaplanan reaktör hacmi,

μ_a = Bölüm 3.2.1'de verilen, (3.1) formülü ile hesaplanan dağılım ortalamasıdır.

3.2.6. Gama Dağılım Metodu

Gamma dağılımı birden fazla değişkene sahip matematiksel bir dağılım modelidir. Değişkenlerin birtanesini veya birkaçının belirli değerlere sahip olması ile fiziksel bir model olarak tanımlanmaktadır. Umumiyetle tam karışımli seri bağıli reaktörlerde uygulanmaktadır (Wen and Fan, 1975). Gama dağılım modelinde, boyutsuz zama kullanılarak çıkış konsantrasyon değişimi;

$$E(\theta) = \frac{p^p}{(1-\tau)^p \cdot \Gamma_p} \cdot (\theta - \tau)^{p-1} \cdot e^{-\frac{\theta - \tau}{1-\tau}} \quad (3.7)$$

şeklindedir. Burada;

p = Akım yönündeki boyuna karışım parametresi,

$\theta = (t / \bar{t})$, boyutsuz zaman,

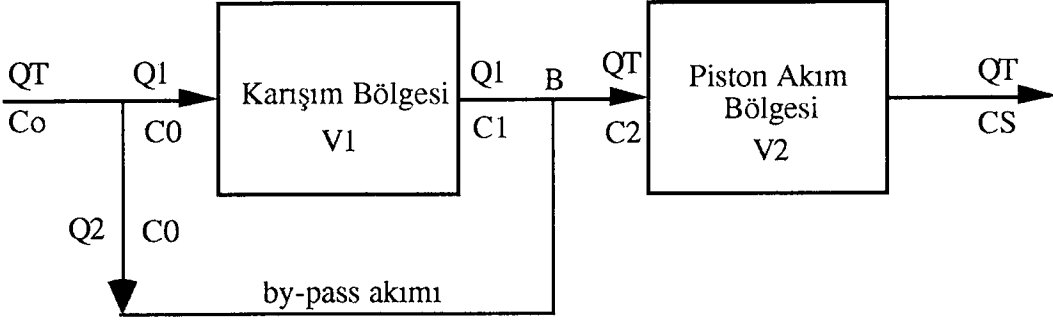
$\tau = (D / \bar{t})$, boyutsuz ölü zaman,

Γ_p = Tanımlanan gama fonksiyonu' nu ifade etmektedir.

Gama dağılımı bilindiğı gibi genellikle tam karışımli reaktörlere uygulanmaktadır. Piston akımın, by-paslı akımın da mevcut olduğı reaktör tipleri için ise gama dağılımının geliştirilmiş şekli olan By-paslı gama dağılım modeli kullanılmaktadır.

3.2.7. By-Pas'lı Gama Dağılım Modeli

Bu model gama dağılımının geliştirilmiş bir şekli olmaktadır. Bu kabulde bir gama karışım bölgesi ve onu takip eden bir piston akım bölgesi bulunmaktadır. Giriş akımı karışımli bölge ve piston akımlı bölgeden geçebileceğı gibi bir kısmı, direk piston akımlı bölgeye de geçebilmektedir.



Q_1 = Gama karışım bölgesindeki debi,

Q_2 = By-pass akımın debisi,

Q_T = Toplam debi ,

V_1 = Gama karışım bölgesinin hacmi,

V_2 = Piston akım bölgesinin hacmi,

V_T = Bütün sistemin hacmi,

C_1 = İz maddesi konsantrasyonu

By-paslı gama dağılım modelinde, boyutsuz zaman kullanılarak ani enjeksiyon halinde iz maddesi çıkış konsantrasyonu dağılımının, tanımlanan gama karışım bölgesindeki değişimi aşağıdaki formül ile izah edilmektedir.

$$E(\theta) = \frac{\beta \cdot (p\beta)^p}{(1-\tau)^p \cdot \Gamma(p)} \cdot (\theta-\tau)^{p-1} \cdot \exp\left(\frac{-p\beta \cdot (\theta-\tau)}{(1-\tau)}\right) + (1-\beta) \cdot \delta \cdot (\theta-\tau) \quad (3.8)$$

şeklinde. Burada;

$\beta = Q_1 / Q_T$, karışım bölgesine giren debinin oranı,

$\Gamma(p)$ = Tanımlanan gama fonksiyonu,

$\tau = V_2 / V_T$, piston akımdaki boyutsuz bekletme süresi,

$\bar{t} = V_T / Q_T$, bütün sistemdeki ortalama bekletme süresi,

$\theta = t / \bar{t}$, boyutsuz zaman,

p = Akım yönündeki boyuna karışım parametresi'ni ifade etmektedir.

Denklemlere göre β katsayısı arttıkça karışımın etkisi artmaktadır. P ' nin artışı dikey yöndeki karışımın azalışını ya da gama karışım bölümündeki transfer fonksiyonunun derecesinin artmasını göstermektedir (Wen and Fan 1975).

BÖLÜM 4

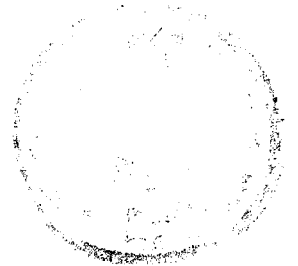
4. DENEYSEL ÇALIŞMA

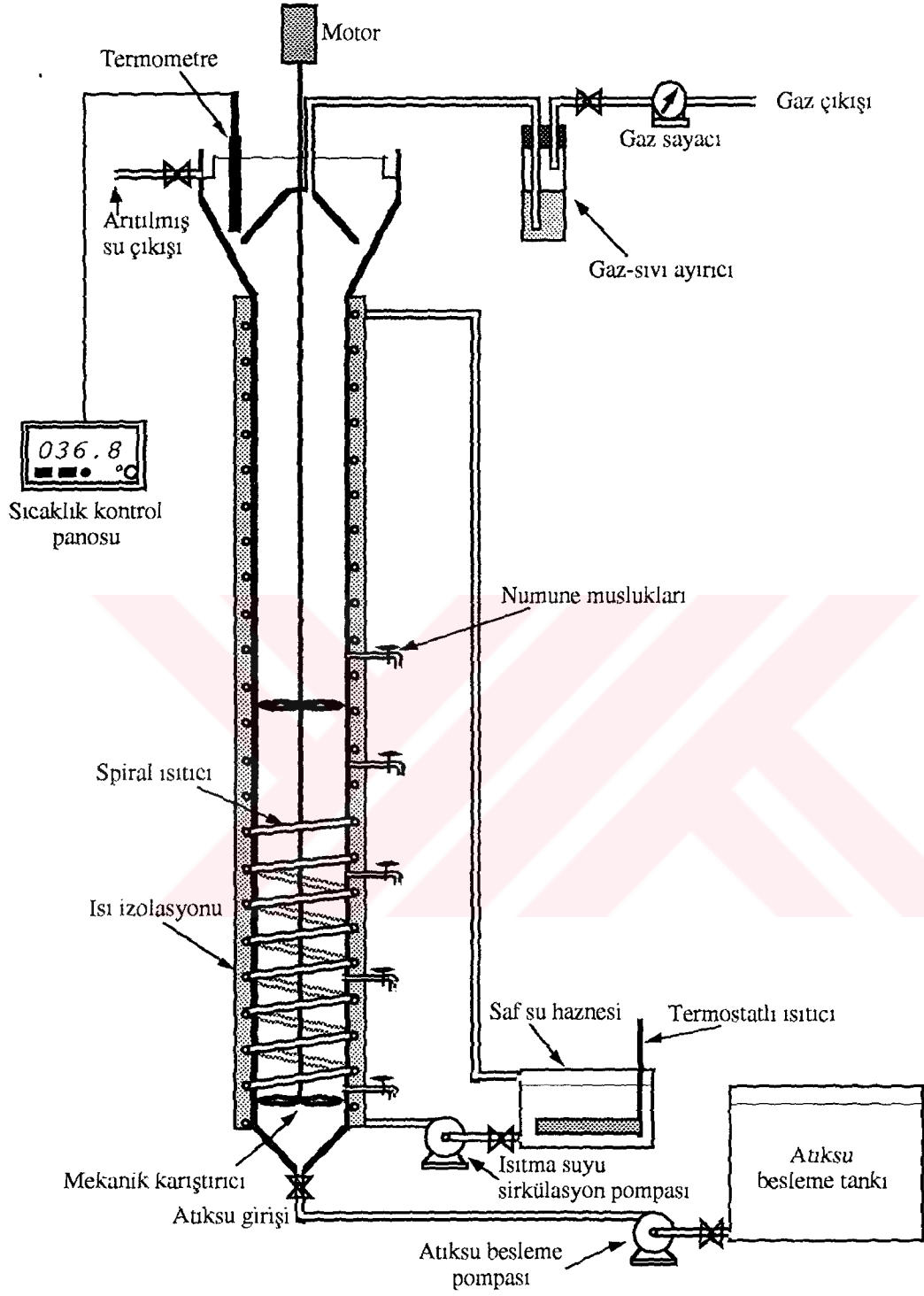
Bu çalışmada mezofilik YAHÇY reaktörlerde Şeker Sanayii Atıksuyunu temsilen melas kullanılarak; oluşan ölü bölgelerin HBS'ine, organik yükleme oranına , gaz üretim hızına göre değişimleri incelenmiştir. Literatür değerleri temel alınarak maksimum 15.66 kg KOİ/m³-gün' lük organik yükleme hızına kadar değişik değerlerde yüklemeler yapılmış; ve yine değişik hidrolik bekletme sürelerinde ölü bölgelerin oluşumu araştırılmıştır. Bunların yanısıra Şeker Sanayii kampanya dönemleri gözönünde bulundurularak, tesisin yeniden devreye alınmasındaki süreç; ve KOİ giderme verimine etki eden çevresel faktörler araştırılmıştır.

Ölü bölge oluşumu ve diğer çevresel faktörler açısından en optimum arıtma şeklinin belirlenmesi; şüphesiz ki şeker sanayii atıksularının arıtımında memleketimizin şartları çerçevesinde yapılacak olan teknolojik başlangıcın esasını oluşturacaktır.

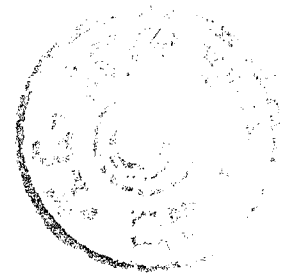
4.1. Deney Tesisinin Tanıtımı

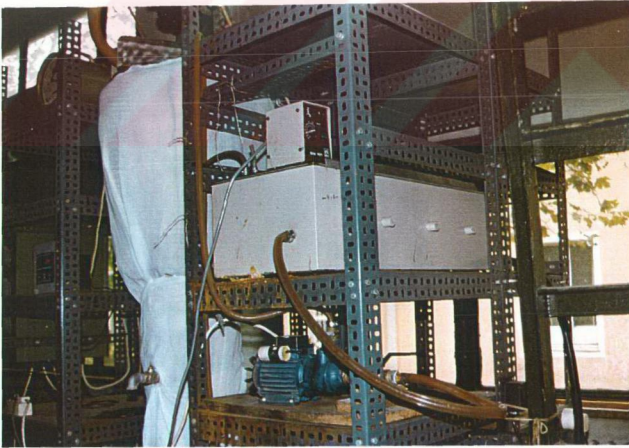
İki seneye yakın devam eden deneysel çalışmalar, YTÜ Çevre Mühendisliği Bölümü'nde bulunan 90 lt hacminde mezofilik şartlarda çalışan YAHÇY reaktör üzerinde yapılmıştır. Şekil 4.1. de ve Resim 4.1. de verilen sistemin şematik resminde görüldüğü gibi net gövde yüksekliği 150 cm.; çapı 20 cm. ve çöktürme bölgesinde toplam yükseklik 40 cm. olarak paslanmaz çelik malzemeden imal edilmiştir. Reaktörün çevresi sıcak su sirküle edecek olan bakır spiralli borularla sarılmış ve ısı yalıtımı için 5 cm, lik cam yünü ile muhafazaya alınmıştır.





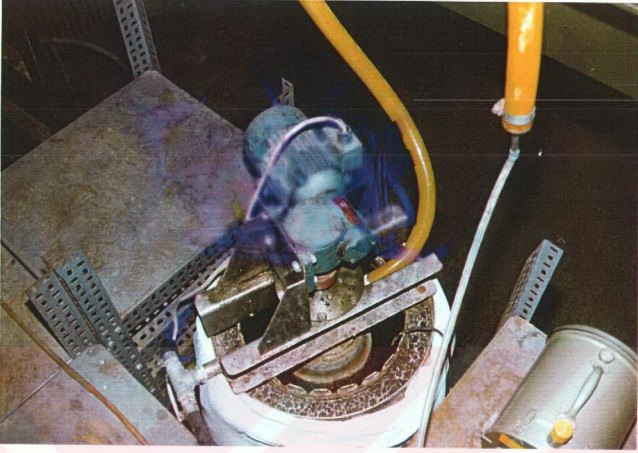
Şekil 4.1 Çalışmanın yapıldığı YAHÇY Reaktör





Resim4.1 Deney Tesisine Ait Resimler





Resim4.1 Deney TesisineAit Resimler (devam)



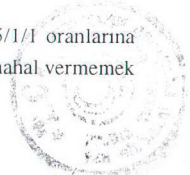
Reaktör etrafındaki sıcaksu devri daimi için termostatik tipte bir ısı banyosu kullanılmıştır. Atıksu beslemesi peristaltik pompa ile alttan verilerek sağlanmıştır. Reaktör gövdesinde çamur hacmini izlemek ve fazla çamuru ortamdan uzaklaştırmak amacı ile 5 adet numune alma muslukları monte edilmiştir. Reaktörün çıkış yapısında üçgen savaklar yardımı ile artılan su bir debi belirleyici tanka girmekte ve oradan bilahare uzaklaştırılmaktadır. Sistemden çıkan gazın miktarı ıslak sistemde çalışan bir gazometre ile ölçülmüş ve kümülatif olarak kaydedilmiştir. Reaktör içerisindeki sıcaklık dijital bir termometre, ve ona bağlı olan bir ekran vasıtasıyla sürekli gözlenebilmiştir. Reaktör içerisindeki çamurun ihtiyaç hasıl olduğu zaman karıştırmak için kullanmak ve arıtmada önemini tesbit etmek geyesi ile bir motora bağlı olarak mekanik karıştırıcı da monte edilmiştir.

Reaktörde besleme suyu; karbon kaynağı olarak melasın, seyreltilmek sureti ile şeker sanayii atıksularını temsil etmesi düşünülmüştür. Şeker Sanayiinde, atıksuların kampanya döneminde meydana geldiği noktasından hareket ederek belirli bir dönem çalışmayan reaktörün kampanya ile birlikte devreye girmesi ve başlangıç anında doğabilecek problemler de gözlenmiştir. Tablo 4.1 de kullanılan atığın özellikleri verilmiştir.

Tablo 4.1 Melas'a ait genel özellikler

PARAMETRE	DEĞER
KOI	500 - 700 gr/lt
ŞEKER (toplam)	52 % ağırlık
AZOTLU MADDELER	11 % ağırlık
ANORGANİK MADDELER (sülfat, fosfat, potasyum, sodyum gibi)	31 % ağırlık
AZOTSUZ ORGANİK ASİTLER	6 % ağırlık

Kullanılan atık asitleşen özellik gösterdiğinden $KOI/N/P/S = 1667/5/1/1$ oranlarına istinaden ve bakterilerin ihtiyacını karşılamak, herhangi bir probleme mahal vermemek



gayesi ile Tablo 4.2.'de verilen miktarlarda besi maddesi ve iz elementler besleme suyuna ilave edilmiştir.

Tablo 4.2 Reaktöre İlave Edilen Besi Maddeleri ve İz Element Miktarları

	MADDE	MİKTAR
BESİ MADDELERİ	NH ₄ Cl	170 g/lt
	KH ₂ PO ₄	37 g/lt
	CaCl ₂ 2H ₂ O	8 g/lt
	MgSO ₄ 4H ₂ O	9 g/lt
İZ MADDELERİ	FeCl ₃ 4H ₂ O	2 g/lt
	CoCl ₂ 6H ₂ O	2 g/lt
	MnCl ₂ 4H ₂ O	0.5 g/lt
	CuCl ₂ 2H ₂ O	0.03 g/lt
	ZnCl ₂	0.05 g/lt
	H ₃ BO ₃	0.05 g/lt
	(NH ₄) ₆ MO ₇ O ₂₄ 4H ₂ O	0.09 g/lt
	NiCl ₂ 6H ₂ O	0.05 g/lt
	EDTA	1 g/lt
	HCl %36	1 ml/lt
	Resazurin	0.5 mg/lt
	Na ₂ SeO ₃ 5H ₂ O	0.1 g/lt

Tablo 4.1 de verilen bu miktarlardan 1lt suya hazırlanan çözeltilerden; KOİ'nın 5000 mg/lt değerine kadar seyreltilmiş besleme suyunun 1 lt' sine 1ml besi ve 1 ml iz maddesi ; KOİ' nin 5000 mg/lt'yi aştığı durumlarda da 2 ml besi ve 1ml iz maddesi ilave edilmiştir.

4.2. Reaktörün Devreye Alınması

Maya atıksularını arıtan anaerobik bir tesisten alınan aşı çamuru reaktöre konularak melas ile hazırlanan atıksuyla beslenmişve bir ay gibi bir süre içerisinde mezofilik şartlarda adaptasyonu sağlanmıştır. Daha sonra yaklaşık iki aylık bir ara verilmiş, bu süre zarfında çamur 13-14 °C sıcaklıkta korunmuş ve çamurun sıkışmaması için aralıklar ile bir mekanik karıştırıcı vasıtası ile karışımı sağlanmıştır. Başlangıçta HBS,

3 gün ve OYH, 0.35 kg KOİ/m³gün civarlarında tutularak devreye alma işlemlerine başlanılmıştır. Gaz oluşumu başladıktan sonra debi ve OYH ; UYA, alkalinite, pH, AKM ve gaz miktarları günlük olarak sürekli takip altına alınarak problem olmadığı müddetçe tedricen arttırılmıştır. Daha önce melas atıksuyuna adapte olmuş bu çamurun yeniden devreye girmesi 2-3 günlük bir zaman almıştır.

4.3. İzlenen Parametreler Ve Analiz Metodları

4.3.1. Sıcaklık

Reaktör içerisindeki dijital bir termometre ve buna bağlı olarak bir ekran vasıtası ile sürekli tesbit edilmiştir. Sıcaklık özel durumlar (elektrik kesilmesi, sıcaksu sirkülasyon pompasının arızalanması vs.) haricinde deney süresince 35 ± 2 °C civarında sabit tutulmuştur.

4.3.2. Gaz Miktarı Ve Bileşenleri

Islak sistemde çalışan bir gazometre vasıtası ile, oluşan gaz miktarı kümülatif olarak kaydedilmiştir. Çalışma boyunca günlük üretilen gaz miktarları tesbit edilmiştir. Çıkan gazın bir miktarı teflon torbalarda toplanmak sureti ile Orsat Cihazı kullanılarak hergün CH₄, CO₂ ve H₂S yüzdeleri tesbit edilmiştir. Zaman zaman köpüklenmeden meydana gelen tıkanıklıklarda gaz kabarcıkları sistemden dışarı çıkmış; ancak tıkanıklık problemleri halledilerek işlem normal seyrine kavuşturulmuştur.

4.3.3. pH Ve Alkalinite

Reaktörde besleme girişinden ve çıkışından alınan numuneler ile hergün WTW-Dijital pH metre vasıtasıyla pH ölçümleri yapılmıştır. Alkalinite deneyleri de yine hergün giriş ve çıkıştan alınan numunelerle standart metod'lara (Standart Methods, 1989) göre yapılmıştır.

Besleme suyu asitleşebilen özellik gösterdiğinden pH girişini 5'in üzerinde ve çıkış alkalinitesini de 1500-2000 mgCaCO₃/lt civarında tutabilmek için giriş KOİ yüküne göre 2 gr NaHCO₃ /1 lt veya 3 gr NaHCO₃ /1 lt tamponlayıcı madde ilave edilmiştir.

4.3.4. Askıdaki Katı Madde (A.K.M.)

Askıdaki Katı Madde analizleri reaktör çıkışından alınan numuneler ile hergün standart metotlara (Standart Methods, 1989) göre uygulanmıştır.

4.3.5. Uçucu Yağ Asitleri

Laboratuvarımızda gaz kromatografisi bulunmadığından UYA deneyleri titrimetrik metod (Standart Methods, 1989) ile toplam asit cinsinden bulunmuştur. Deneyler hergün çıkış suyundan alınan numuneler ile yapılmıştır. Santrifüjlenen veya filtre edilen numunenin pH'sı 1+1' lik H_2SO_4 ile 3' e ayarlanıp, soğutucu altında kaynatılarak ve belirli bir hacim destilant olarak toplanıp, 0.1 N NaOH ile fenolftaleyn indikatörü yardımıyla titre edilerek ve daha evvelce bulunmuş olan faktörleri kullanarak aşağıdaki formülden bulunmuştur.

$$UYA = \text{ml NaOH} * N * 60000 / \text{ml numune} * f \quad (\text{mgHAc/L}) \quad (4.1)$$

Burada;

N = NaOH' in Normalitesi,

60000 sayısı = Asetik asitin mol ağırlığı (mg/mol),

f = Düzeltme faktörü

4.3.6. Kimyasal Oksijen İhtiyacı

Kimyasal organik ihtiyacı hergün reaktör giriş ve çıkışından alınan numunelerle yapılmıştır. Deney boyunca atıksu seyreltilerek, 2500- 20150 mg/lt arasındaki giriş KOİ' lerinde çalışılmıştır. KOİ giderme verimi ve verime etkili olan parametreler çalışma süresince araştırılmıştır. KOİ deneylerinde Kapalı Reflux (Standart Methods 1989) metodu kullanılmıştır.

4.3.7. İz Madde Deneyleri

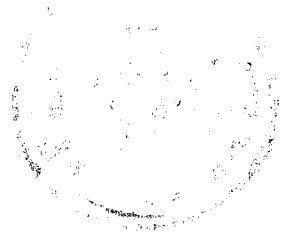
İz madde deneyleri her bir değişik OYH, HBS periyotları için ayrı ayrı yapılmıştır. İz madde olarak LiCl kullanılıp, sisteme ani besleme yapılmak sureti ile verilmiştir.

Reaktör çıkışında belirli zaman aralıklarında numuneler alınarak toplanmıştır. Filtreleme işlemi yapıldıktan sonra Elvi 650 tipi flame fotometre cihazı ile 1 kademesinde, önceden hazırlanmış 1-5 mg/lt aralığına tekabül eden kalibrasyon eğrisi yardımı ile herbir numunedeki Lityum miktarları tesbit edilmiştir (Standart Methods, 1989).

Anderson ve arkadaşlarının yapmış oldukları bir çalışmada Li^+ miktarının artması ile spesifik metanojenik aktivitenin azaldığı görülmektedir (Anderson et.al., 1991).

Metanojenik aktiviteyi bozmayarak ve toksik etki yapmayarak, ve emniyetli tarafta kalmayı sağlayarak reaktörde, ortalama 2 mg/lt Li^+ olacak şekilde besleme yapılmıştır.

Numune izleme süresi; teorik olarak hesaplanan bekletme süresinin iki katı veya çıkış konsantrasyonlarının uzun süre aynı değeri vermesi sağlanıncaya kadar devam edilmiştir. Bölüm 5.'de verilen iz madde deneyleri sonucunda elde edilen E eğrilerinde; bilindiği gibi $E(\theta)$ değeri , çıkışta okunan lityum konsantrasyonun, giriş lityum konsantrasyonuna oranı ile (C/Co) ; θ (teta) yani boyutsuz konsantrasyon değeri ise 3. bölümde verildiği gibi $t / \bar{t}$ ile hesaplanmaktadır. Yapılmış olan iz madde deneyleri farklı çalışma şartlarında gerçekleştiği için, reaktörün şok tesirlere maruz kalmaması amacıyla organik yükleme veya hidrolik bekletme süresi tedricen arttırılmıştır. Dolayısı ile ikinci bir iz madde deneyi uzun bir aradan sonra uygulanabilmektedir. Her bir deney için geri kazanılan Lityum miktarları hesaplanmış, çok büyük oranda lityumun geri kazanıldığı belirlenmiştir. Bölüm 5.4.'de maksimum ve minimum ölü bölgeyi veren çalışma şartları için hesaplanan geri kazanılan lityum miktarları verilmiştir.



BÖLÜM 5

5. DENEY SONUÇLARININ DEĞERLENDİRİLMESİ

İki yıl süren çalışmada değerlendirmeye temel oluşturan deneysel sonuçlar Ek 1.'de toplu halde verilmiştir.

5.1. pH Ve Alkalinite

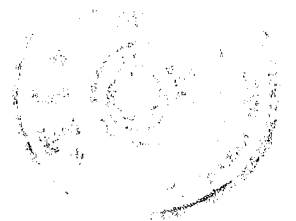
Çalışma süresi boyunca sistemde sıcaklık, alkalinite ve pH' ın sabit tutulmasına dikkat edilmiştir. pH ve alkalinitenin dengeli durumda kalabilmesi için sisteme tamponlayıcı olarak sodyum bikarbonat (NaHCO_3) ilave edilmiştir. Giriş KOI 'sine bağlı olarak ilave edilen tamponlayıcı madde ile 45, 30 ve 15 saatlik hidrolik bekletme süresinde de pH'nın yaklaşık olarak 6.6-7. arasında kalması sağlanmıştır. Şekil 5.1, 5.2 ve 5.3 den de görüldüğü gibi pH ve alkalinite değerleri birbirine uyum sağlamaktadır. Formül 5.1.' den de görüldüğü gibi bikarbonat alkalinitesinin artması ile pH da artmaktadır .

$$\text{Bikarbonat alk.} = 6.3 \cdot 10^{-4} (\text{PCO}_2 / 10^{-\text{pH}}) \quad (5.1)$$

Burada ;

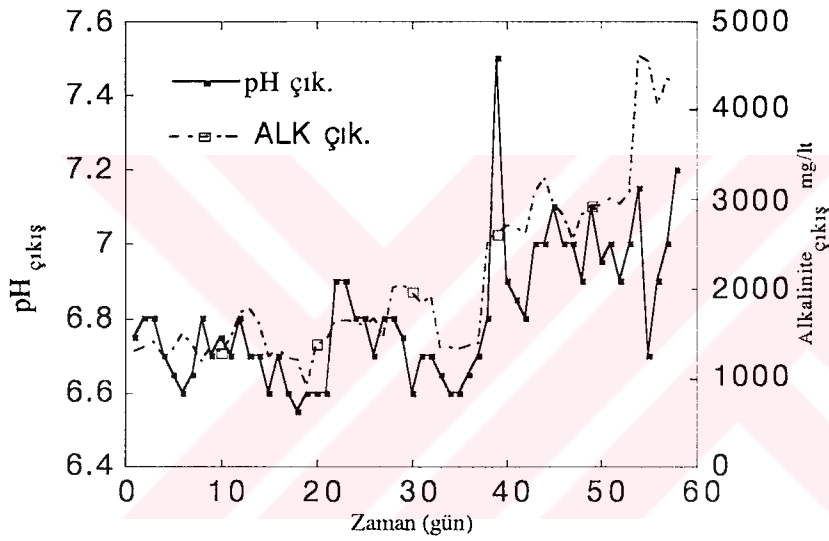
$\text{PCO}_2 = \text{CO}_2$ Gazının Kısmi Basıncı ve $6.3 \cdot 10^{-4}$ değeri ise hesaplanmış bir katsayıdır (Parkin and Owen, 1986).

Herhangi bir çalışma gününe ait sonuçlara bakıldığında, giriş pH' sı 6.9; CO_2 yüzdesi %28 çıkış alkalinitesi de $1940 \text{ mgCaCO}_3/\text{lt}$ olduğunda, (5.1) no.lu formül uygulanmış ve alkalinite çıkış değeri $1800 \text{ mgCaCO}_3/\text{lt}$ olarak bulunmuştur. Bu sonuçta alkalinite ile pH'nın deneyler boyunca uyumlu gittiğini göstermektedir.

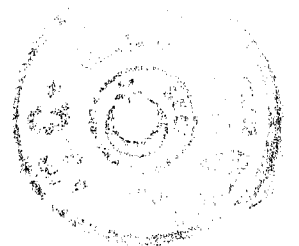


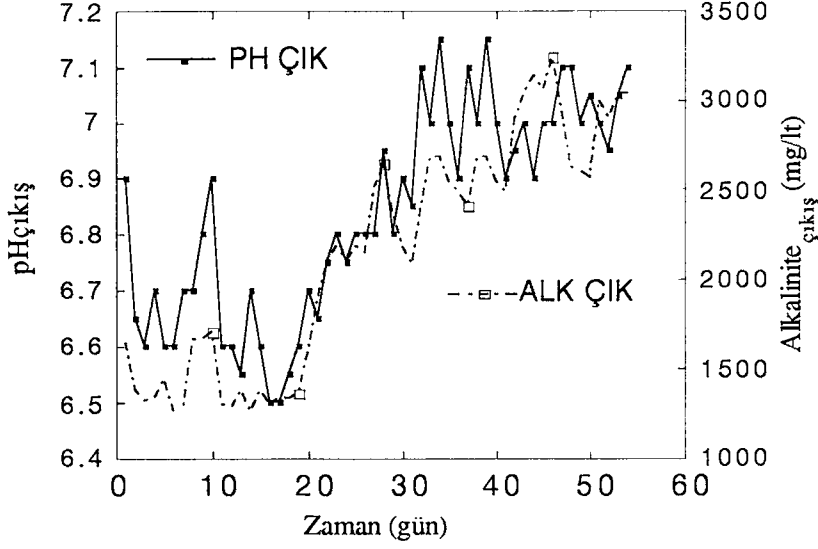
5.2. Organik Yükleme Hızı - Askıdaki Katı Madde ve pH

Şekil 5.4 , 5.5 ve 5.6 da üç farklı HBS'inde OYH ile AKM zamana bağlı olarak verilmiştir. Bu şekillerden de görüldüğü gibi OYH 'nin artması üç farklı bekletme süresinde de çıkış AKM miktarlarını fazla etkilememektedir. 45 saatlik beklemede AKM ortalama 404 mg/l dür. 30 saatlik bekletme süresinde de AKM ortalama 340 mg/l, 15 saatlik bekletme süresinde de AKM ortalaması 385 mg/l olarak bulunmuştur.

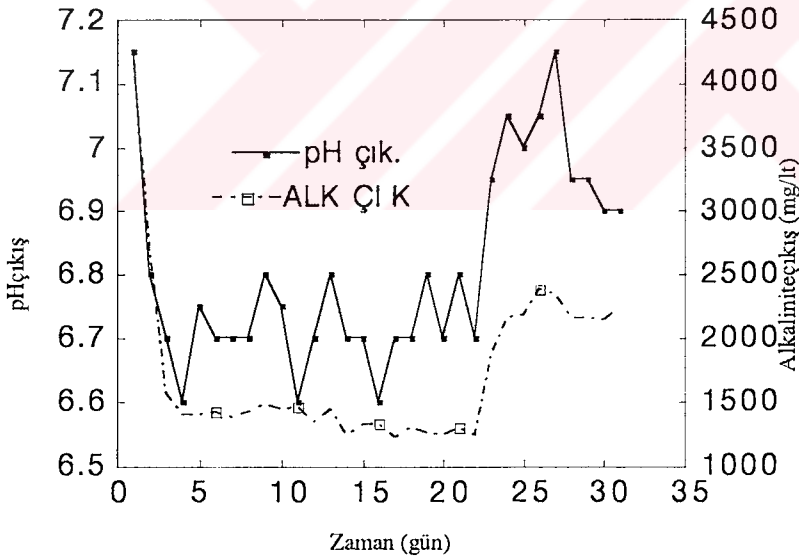


Şekil 5.1. 45 Saat bekletme süresindeki pH_{çıkış} ve Alkalinite_{çıkış} değerleri





Şekil 5.2. 30 saat bekletme süresindeki pH çıkış ve Alkalinite çıkış değerleri

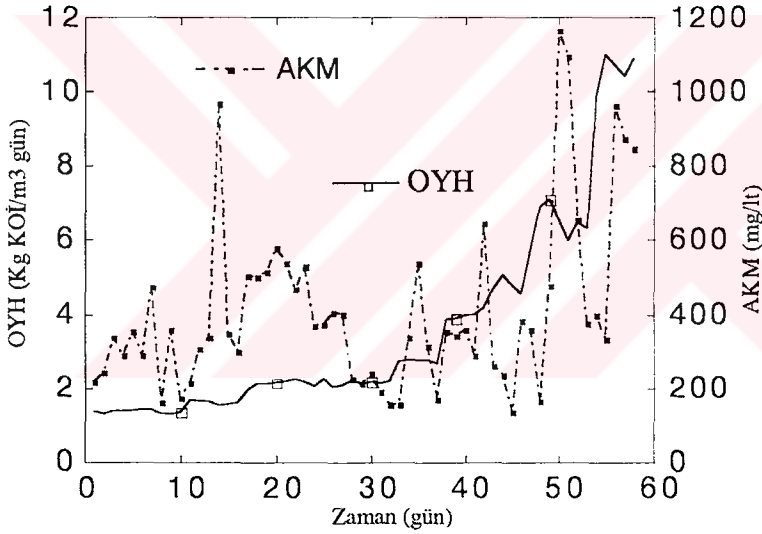


Şekil 5.3. 15 saat bekletme süresinde pH çıkış ve Alkalinite çıkış değerleri

Şekil 5.7, 5.8 ve 5.9 da da sırası ile 45; 30; ve 15 saatlik HBS sürelerinde OYH'nın yaklaşık 3 kg KOİ/m³gün olduğu günlerde pH genellikle 6.6-6.8 arasında salınım göstermektedir. Çok nadir olarak 6.5'e inmiştir. OYH'nı 4 kg KOİ/m³ gün ve daha yukarı değerlerinde ise pH çıkış 7 civarında bulunmuş, ancak 40. gün civarında 7.6 değerine çıkmış ve 58. gün civarında ise 6.7 değerine inmiştir. Bu ekstrem noktalar çok kısa sürelerde gerçekleşmiş ve tamponlayıcı madde kontrolü ile dengelenmiştir. Şekil

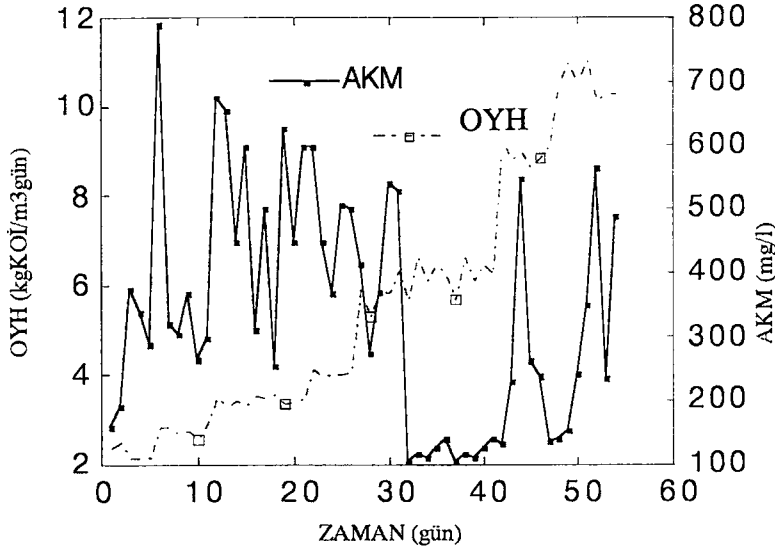
5.8' de de 30 saatlik bekletme süresinde OYH ve pH çıkış arasındaki ilişkiyi göstermektedir. OYH'nın artışına bağlı olarak pH çıkış da artmaktadır. Bunun nedeni ise giriş KOİ'sinin yüksek olduğu durumlarda tamponlayıcı madde ilavesinin de belli oranlarda arttırılmasıdır. Böylelikle pH 7.0 civarında kalmıştır.

Şekil 5.9' da 15 saatlik HBS şartlarındaki pH çıkış ve OYH değerlerinin zamana bağlı olarak değişimi verilmiştir. Bu şekilde yine OYH'nın 5-8 kgKOİ/m³ gün seviyelerinde pH 6.6-6.8 arasında salınım göstermektedir. Daha yüksek değerlerde ise pH umumiyetle 7 civarında kalmıştır. Bu üç grafiğin ortak sonucu olarak her ne kadar giriş KOİ'na bağlı olarak tamponlayıcı madde ilavesi yapılsa da OYH'nın artması pH çıkışını olumsuz yönde etkileyecek parametrelerin etkilemediğinden tamponlayıcı madde ilavesi ile pH fazla değişiklik göstermemektedir.

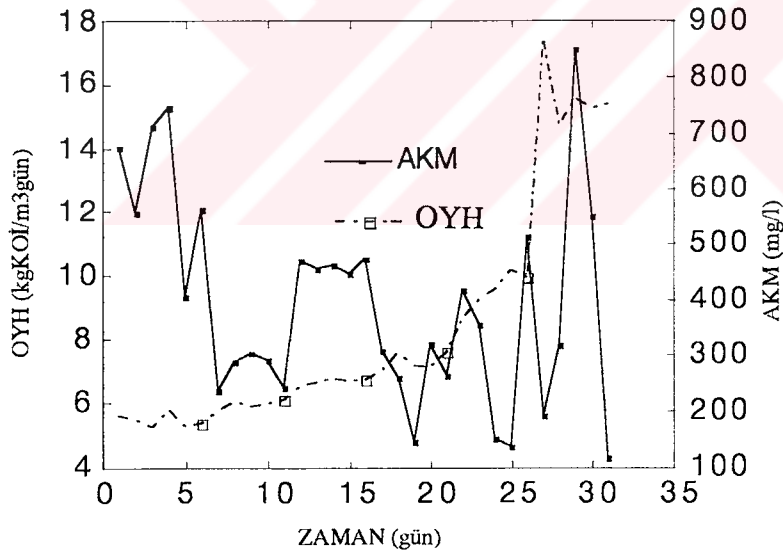


Şekil 5.4. 45 saat bekletme süresindeki OYH ve AKM değerleri

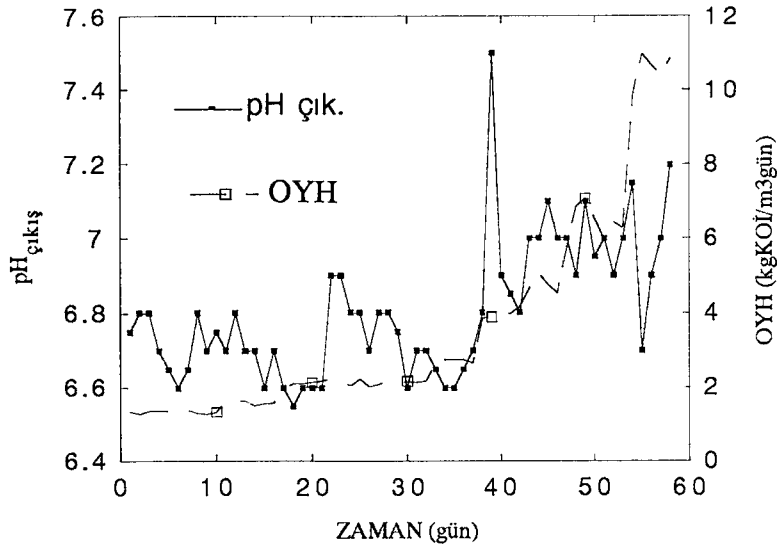




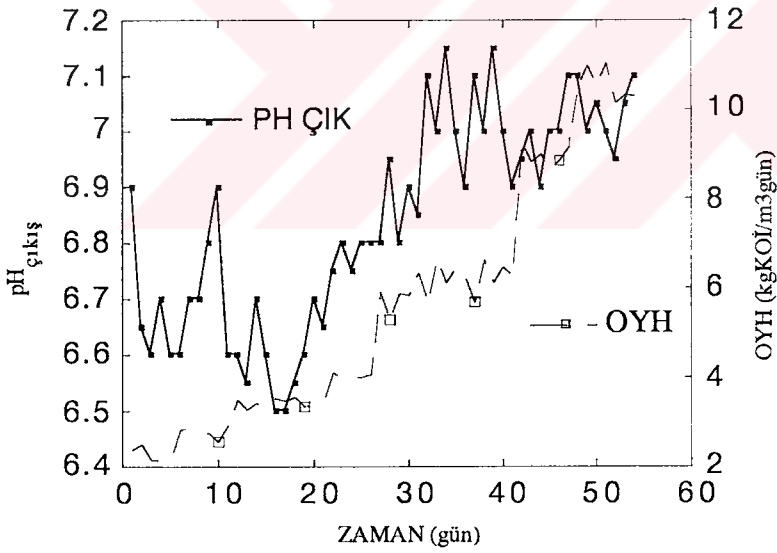
Şekil 5.5. 30 saat bekletme süresindeki OYH ve AKM değerleri



Şekil 5.6. 15 saat bekletme süresindeki OYH ve AKM değerleri

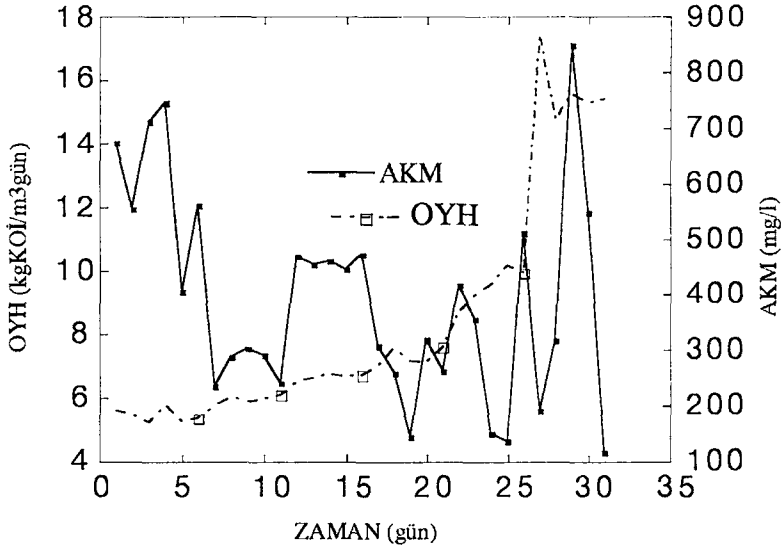


Şekil 5.7. 45 Saat bekletme süresindeki OYH ve pH değerleri



Şekil 5.8. 30 saat bekletme süresindeki OYH ve pH değerleri

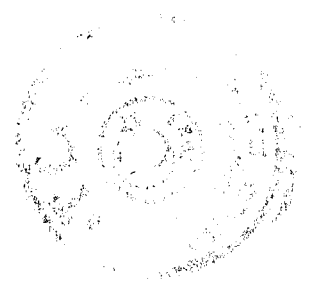


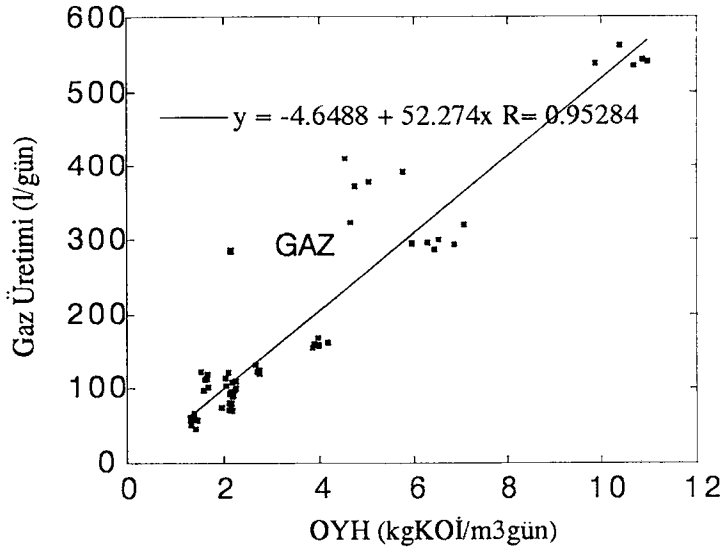


Şekil 5.9 15 saat bekletme süresindeki OYH ve pH değerleri

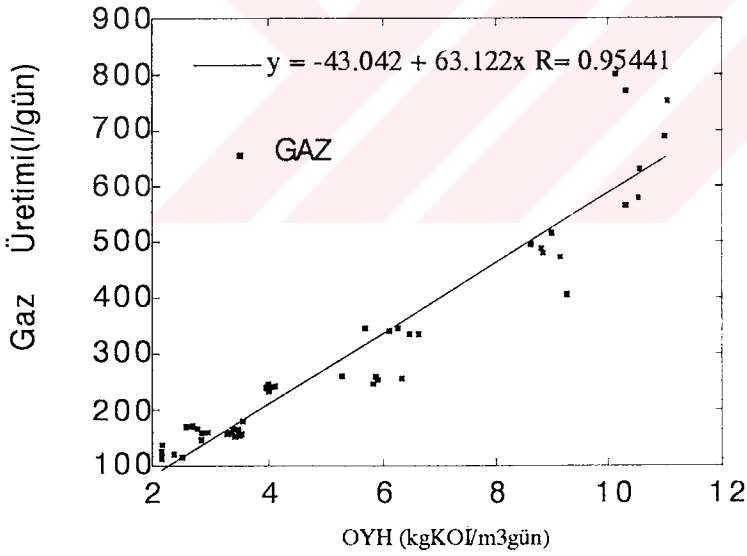
5.3. Organik Yükleme Hızı Ve Gaz Üretimi

Deneysel çalışmalar süresince gaz miktarları günlük olarak belirlenmiştir. Orsat cihazı yardımı ile örneklenen gazlarda bileşenler tespit edilmiştir. OYH bilindiği gibi birim zamanda, birim hacimdeki organik madde miktarıdır. Buradan hareketle debinin veya atık maddenin kirlilik konsantrasyonu arttıkça OYH artmaktadır. OYH'nın artması ile arıtma anında meydana gelen biyogaz üretimi de artmaktadır. Literatürdeki çalışmalar incelendiğinde OYH'nın artması ile gaz üretiminin lineer olarak arttığı görülmektedir (Riera et.al., 1985). Şekil 5.10, 45 saatlik HBS, Şekil 5.11, 30 saatlik HBS, ve Şekil 5.12 ise 15 saatlik HBS şartlarındaki OYH-Gaz üretimi arasındaki ilişkiyi göstermektedir. Bu şekillerden de görüldüğü gibi OYH'nın artması ile gaz üretiminde doğrusal olarak artmaktadır.

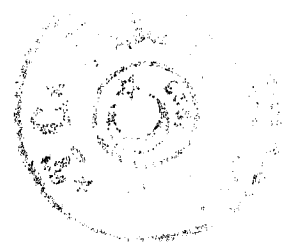


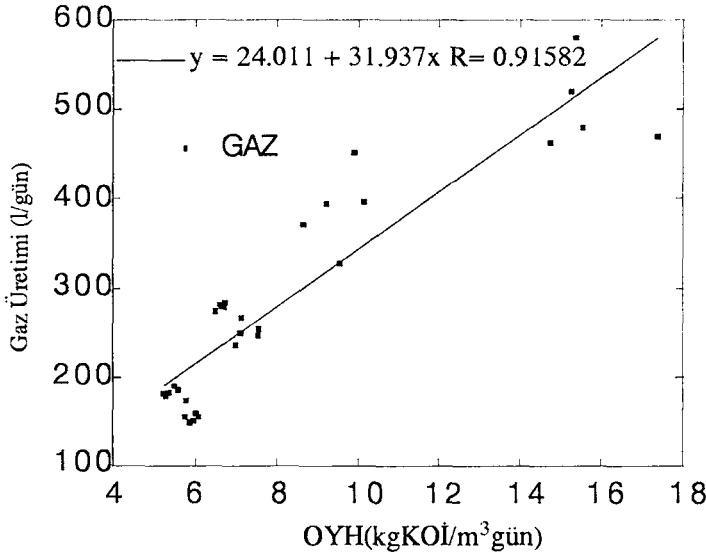


Şekil 5.10. 45 saatlık HBS'inde OYH ve Gaz Üretimi



Şekil 5.11. 30 saatlık HBS'inde OYH ve Gaz Üretimi

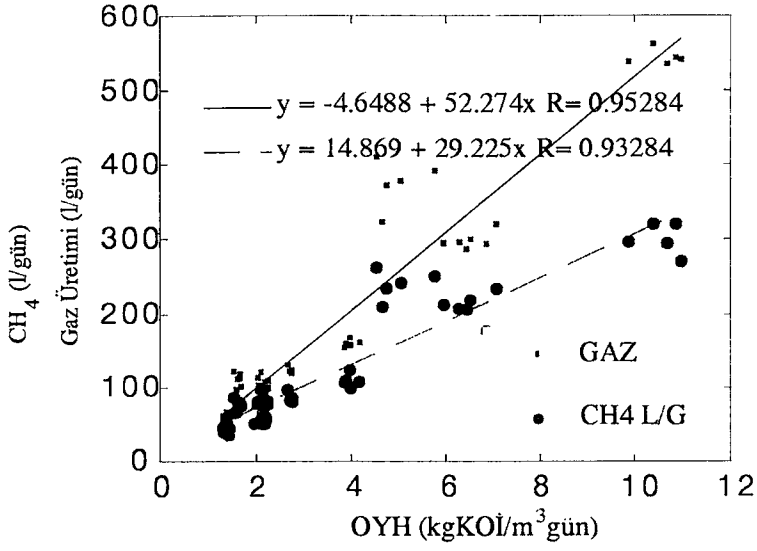




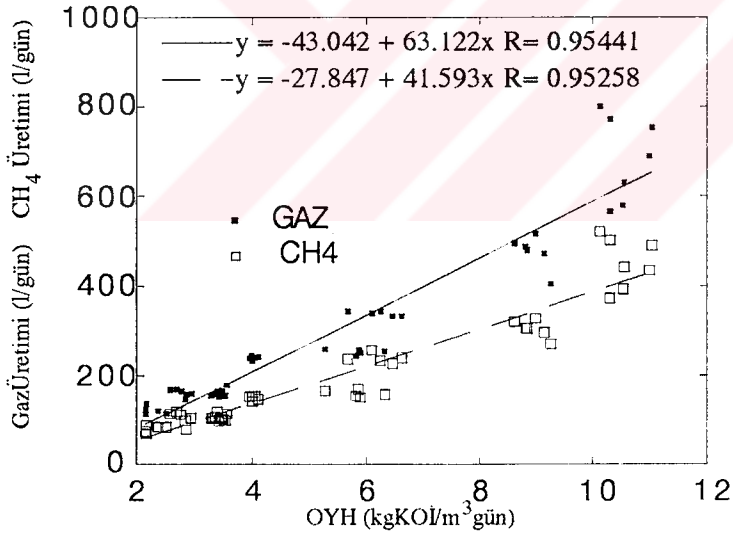
Şekil 5.12. 15 saatlık HBS'inde OYH ve Gaz Üretimi

Deneyssel çalışmalar boyunca çıkan biyogazın metan yüzdesi ölçülerek, OYH'nın değişimine karşı, toplam gaz miktarının gösterdiği değişimle uygunluk içinde olduğu belirlenmiştir. van Lier, ve arkadaşları' nın YAHÇ yataklı reaktörlerde değişik sıcaklıklarda (46°, 55° ve 64° C) yapmış oldukları çalışmalarda; günlük metan üretimi, OYH değerine bağlı olarak doğru orantılı bir değişim göstermektedir (van Lier et.al., 1992). Bu durum 5.13 (45 saatlık HBS), 5.14 (30 saatlık HBS), ve 5.15 (15 saatlık HBS) deki şekillerde görülmektedir. Yine 5.13, 5.14 ve 5.15 deki şekillere bakıldığında OYH'nın artması ile toplam gaz artışı ile CH₄ artışı arasındaki fark büyümektedir. Yani düşük OYH aralıklarında toplam gaz ve CH₄ farkı ; yüksek OYH aralıklarındaki toplam gaz ve CH₄ farkından az olmaktadır. Yüksek OYH değerlerinde toplam gaz içerisindeki CH₄ yüzdesi giderek azalmaktadır. Bu durum da OYH' nın yükselmesinin metan üreten bakteriler üzerinde olumlu bir etkisinin olmadığını göstermektedir.

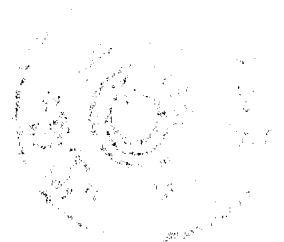


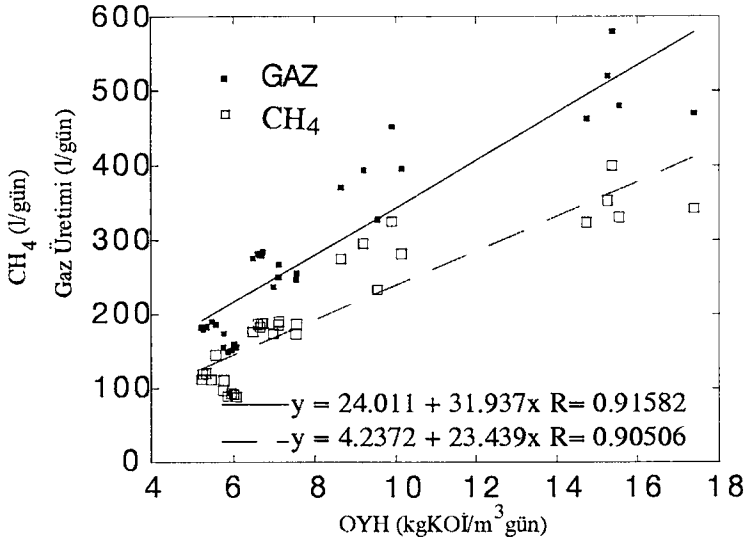


Şekil 5.13. 45 saatlık HBS'inde OYH ve CH₄ üretimi



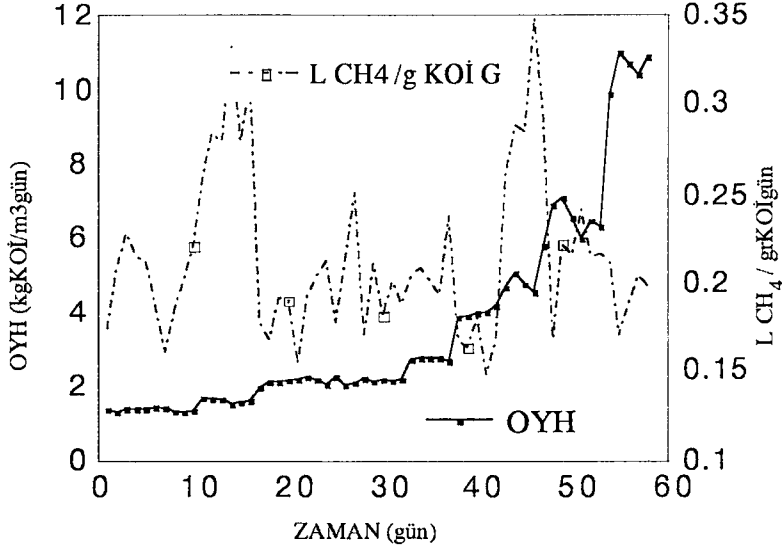
Şekil 5.14. 30 saatlık HBS'inde OYH ve CH₄ üretimi



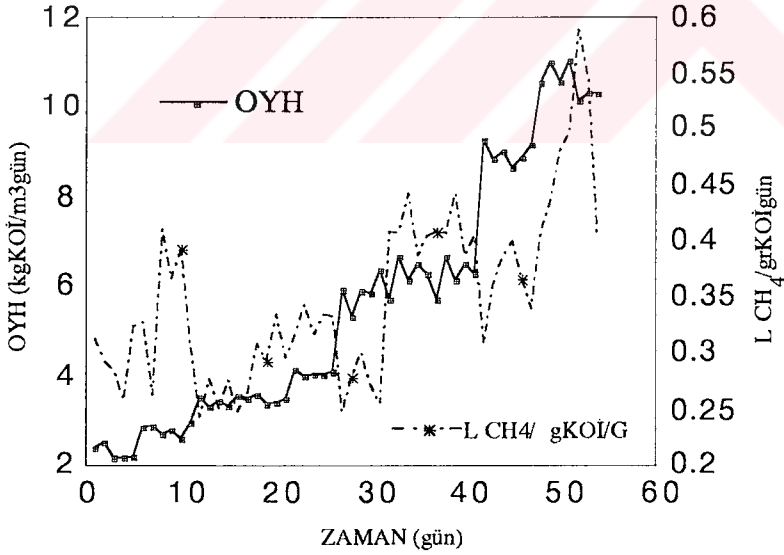


Şekil 5.15. 15 saatlik HBS'inde OYH ve CH₄ üretimi

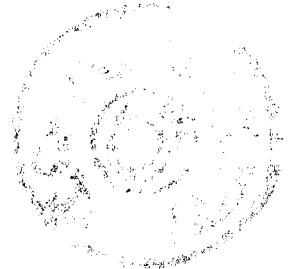
Şekil 5.16; 5.17 ve 5.18'de reaktörde bir günde birim hacimde giderilen KOİ başına üretilen CH₄ miktarı; zaman ve OYH'na göre incelenmiştir. 5.18 ve 5.17 numaralı şekillerden de görüldüğü gibi OYH'nın artması ile birim biyokütle hacmine daha fazla miktarda KOİ girişi olmakta dolayısıyla faaliyet artarak CH₄ üretimi de fazlaşmaktadır. Ancak Şekil 5.16.'da 45 saatlik HBS'inde bir günde giderilen KOİ başına üretilen CH₄ miktarında belirgin bir artış kaydedilememiştir. Bu durum bekletme süresinin uzun olmasından kaynaklanmaktadır. Debinin düşük olduğu bu gibi durumlarda giderilen KOİ başına üretilen CH₄ miktarı OYH'nın artmasından fazla etkilenmemektedir.

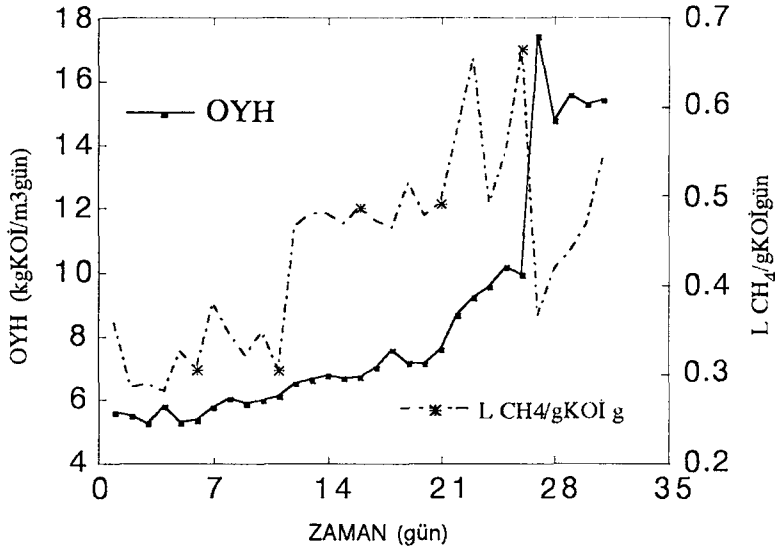


Şekil 5.16. 45 saat lık HBS de üretilen metan ve OYH'nın zamana göre değişimi



Şekil 5.17. 30 saatlık HBS de üretilen metan ve OYH'nın zamana göre değişimi





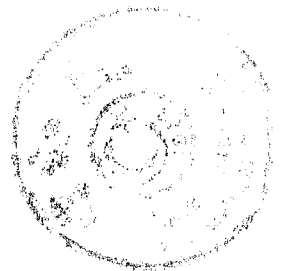
Şekil 5.18 15 saatlik HBS'inde üretilen metan ve OYH'nın zamana göre değişimi

5.4. İz Madde Deneyleri

İz madde deneyleri Tablo 5.1'de verilen üç değişik bekletme süresinde (yaklaşık 45 saat, 30 saat ve 15 saat olacak şekilde) değişik organik yükleme hızlarında yapılmıştır. Çalışma süresince toplam 27 adet iz madde deneyi yapılmıştır. mEn büyük ölü bölge yüzdesini veren Lityum 2, Lityum 13, ve Lityum 22 deneyleri örnek alınıp σ_0^2 değerlerinin bulunuşu Tablo 5.1.'de verilmiştir.

Tablo 5.1. Boyutsuz varyansın hesabına ait bazı değerler

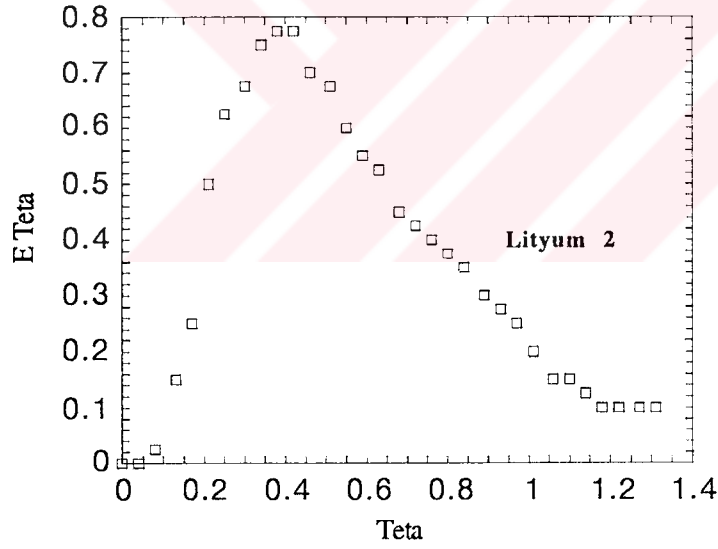
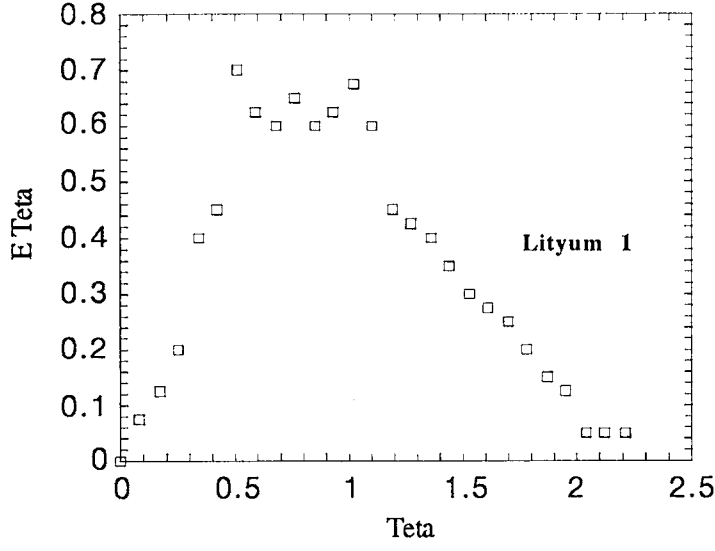
Deney No.	Σci	$\Sigma ci * ti$	$\Sigma ci * ti^2$	σ_0^2
Lityum 2	22.85 mg/l	36924	73778400	0.236
Lityum 13	10.625	9171	10602360	0.33
Lityum 22	6.375	4554	3965760	0.219



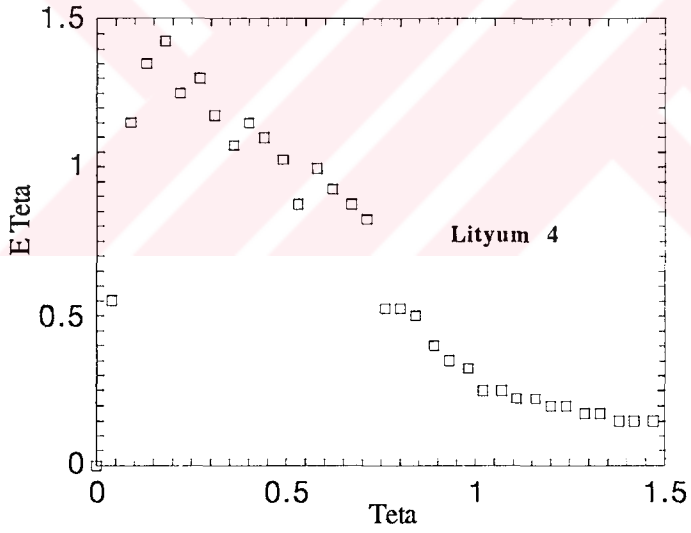
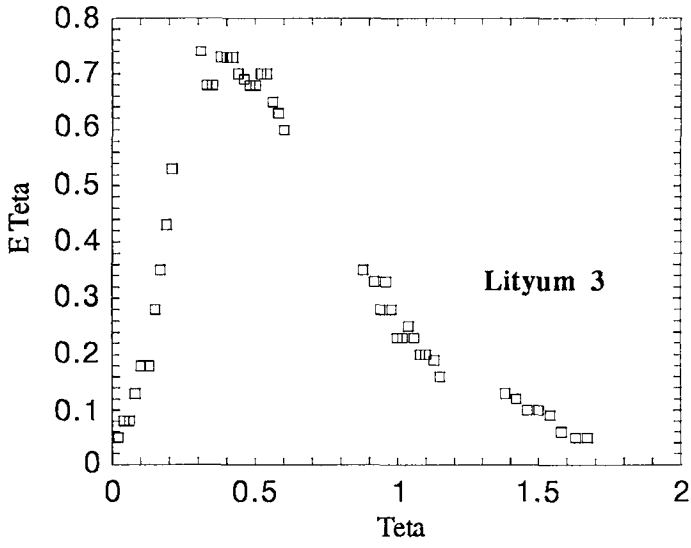
Tablo 5.2. İz Madde Deneyleri

Lityum Deney No	HBS (saat)	OYH (kgKOl/m ³ gün)	σ_{θ}^2	% Ölü Bölge
Lityum 1	45	1.348	0.22	47
Lityum 2	45	1.356	0.236	59
Lityum 3	45	1.6	0.29	44
Lityum 4	45	2.1	0.302	49
Lityum 5	45	2.14	0.32	43
Lityum 6	45	2.16	0.31	45
Lityum 7	45	2.74	0.33	43
Lityum 8	45	3.97	0.34	41
Lityum 9	45	4.94	0.35	37
Lityum10	45	6.52	0.418	33
Lityum 11	45	10.55	0.41	32
Lityum 12	30	2.3	0.26	41
Lityum 13	30	2.74	0.33	43
Lityum 14	30	3.3	0.34	32
Lityum 15	30	3.4	0.34	41
Lityum 16	30	4.0	0.43	27
Lityum 17	30	5.84	0.35	24
Lityum 18	30	6.23	0.4	26
Lityum 19	30	8.72	0.33	19
Lityum 20	30	8.94	0.39	18.5
Lityum 21	30	10.5	0.4	13
Lityum 22	15	5.44	0.219	26
Lityum 23	15	5.9	0.27	21
Lityum 24	15	6.7	0.34	17
Lityum 25	15	7.27	0.61	7
Lityum 26	15	9.5	0.67	6
Lityum 27	15	15.66	0.71	-5

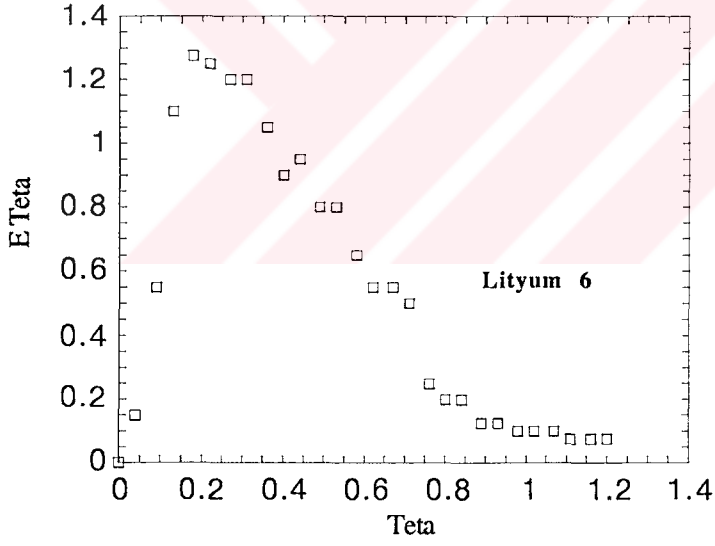
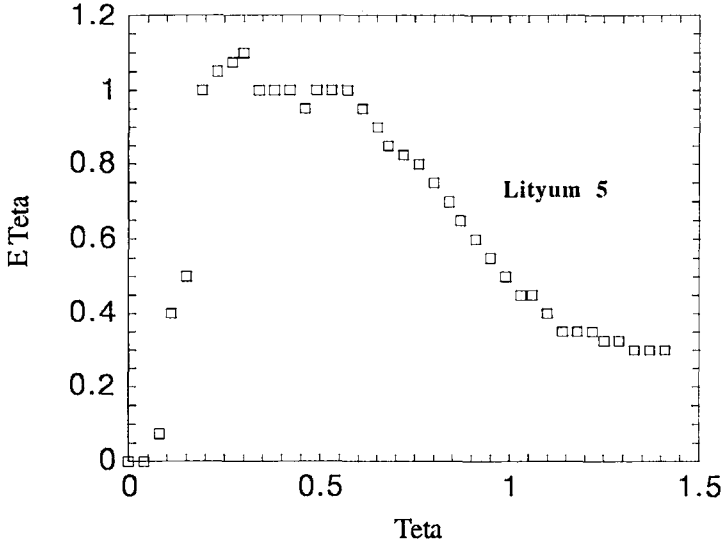




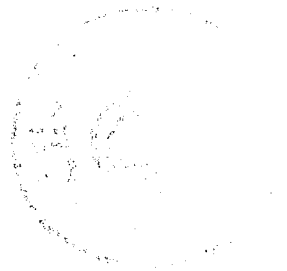
Şekil 5.19. 27 adet iz madde dağılım eğrileri

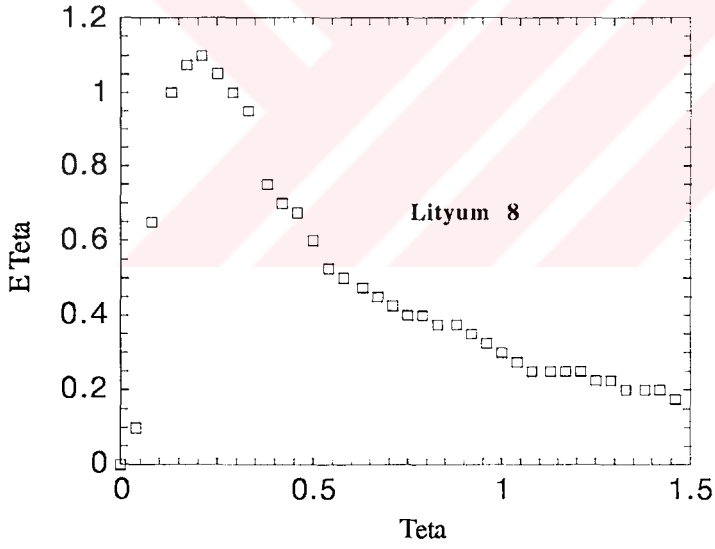
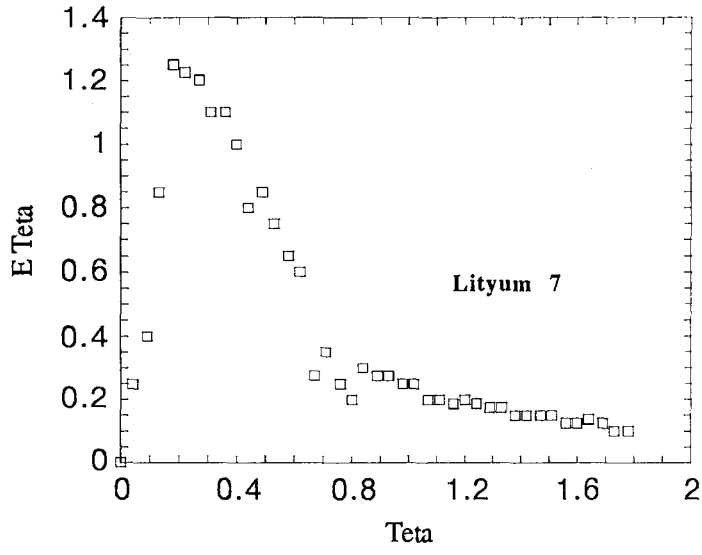


Şekil 5.19 (devam)

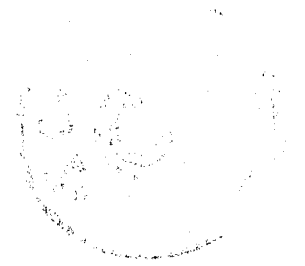


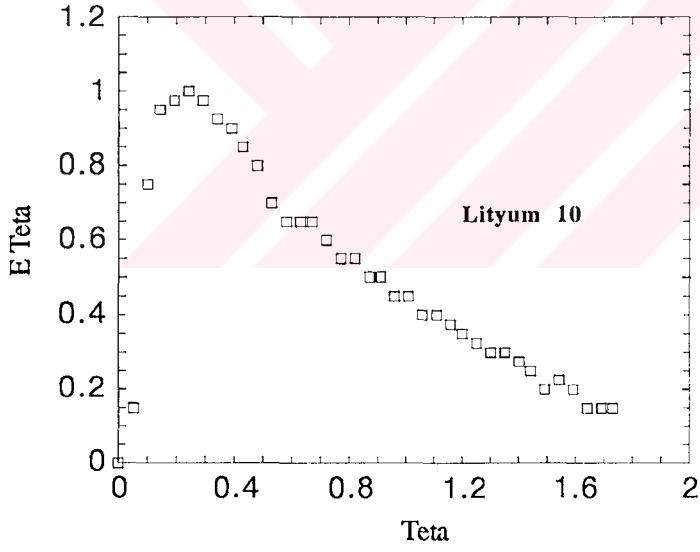
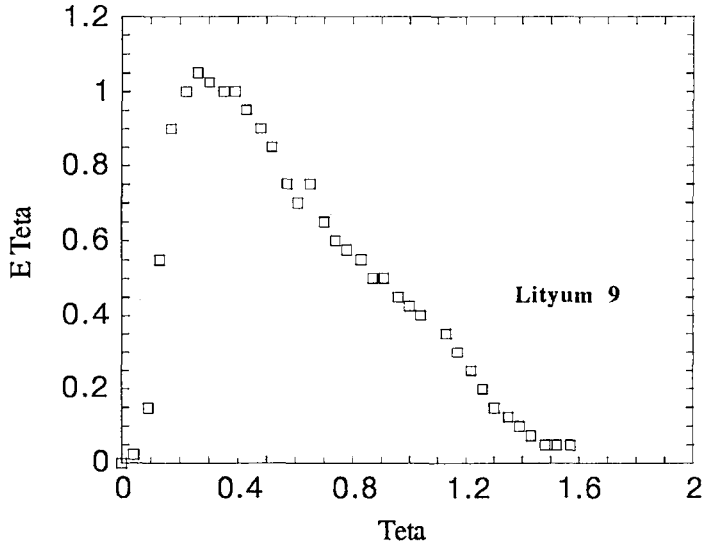
Şekil 5.19 (devam)



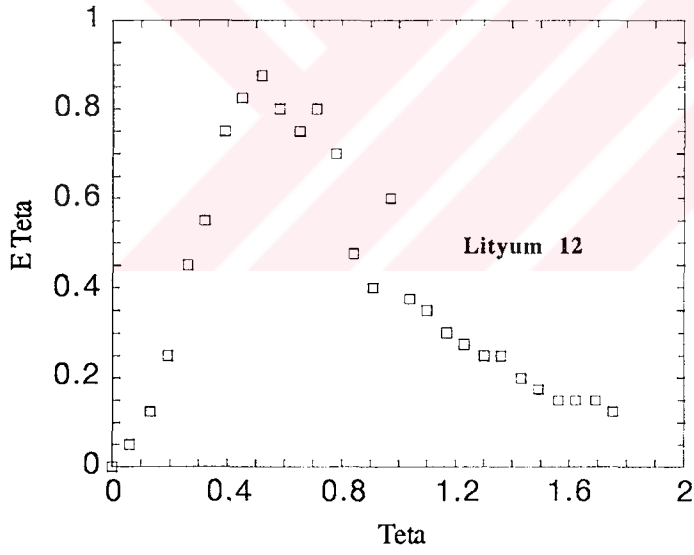
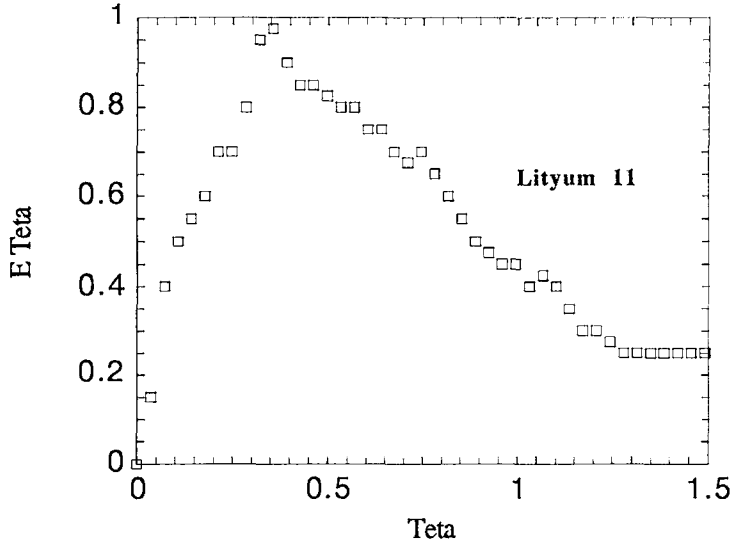


Şekil 5.19 (devam)



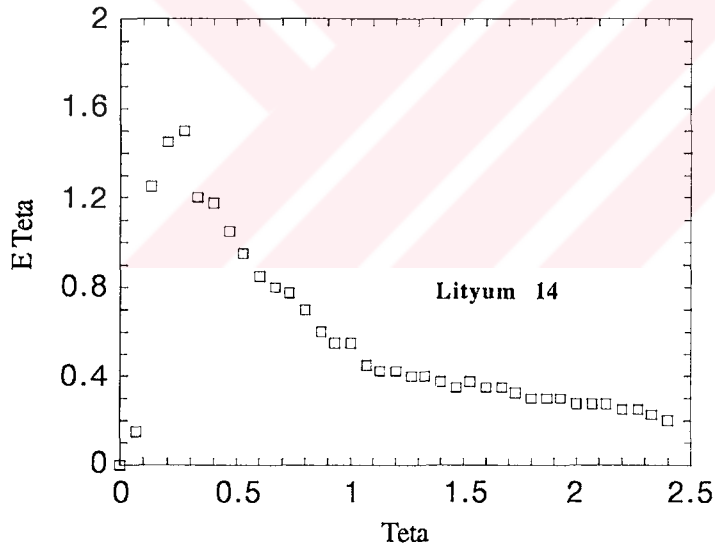
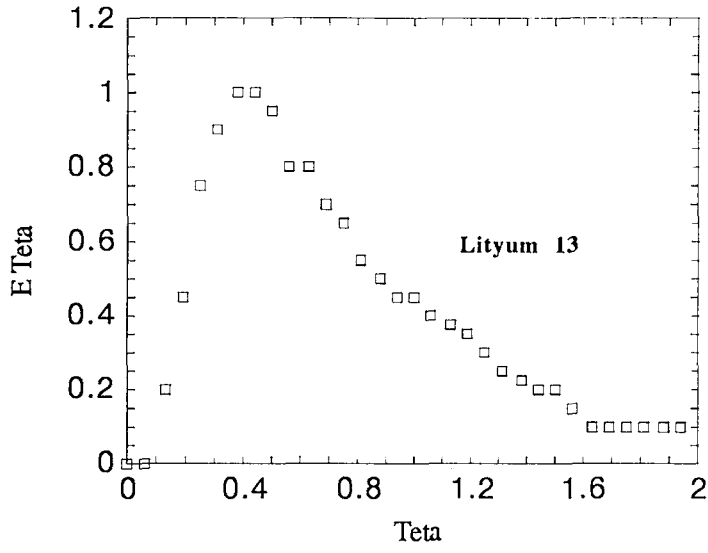


Şekil 5.19 (devam)

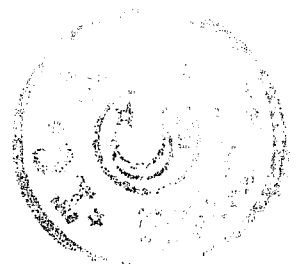


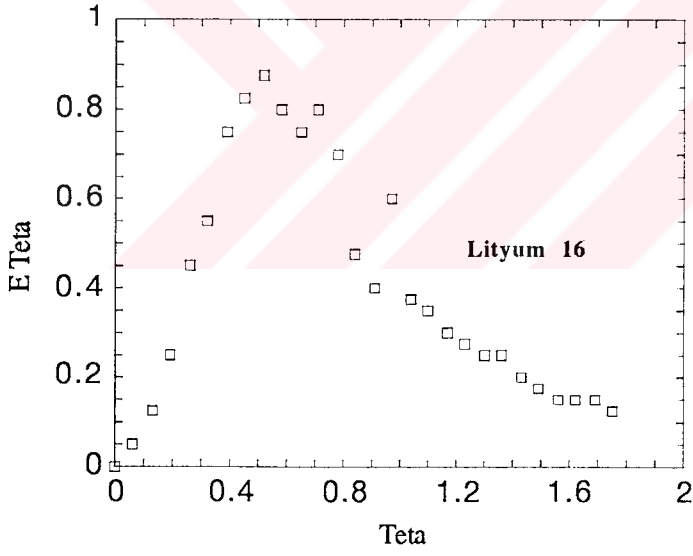
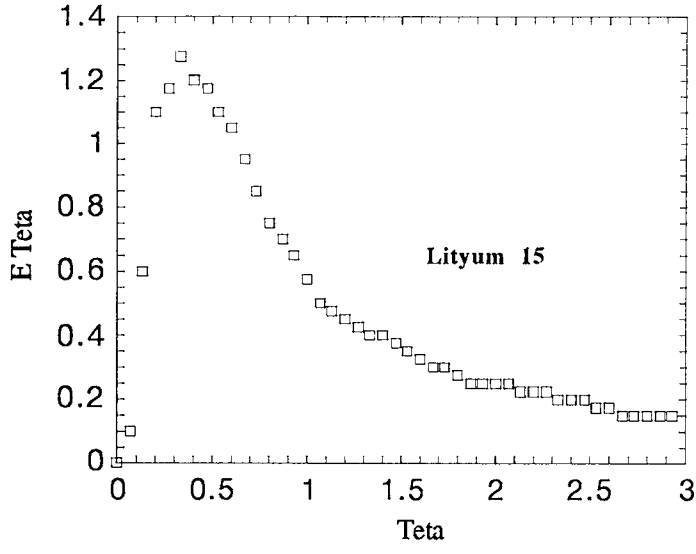
Şekil 5.19 (devam)





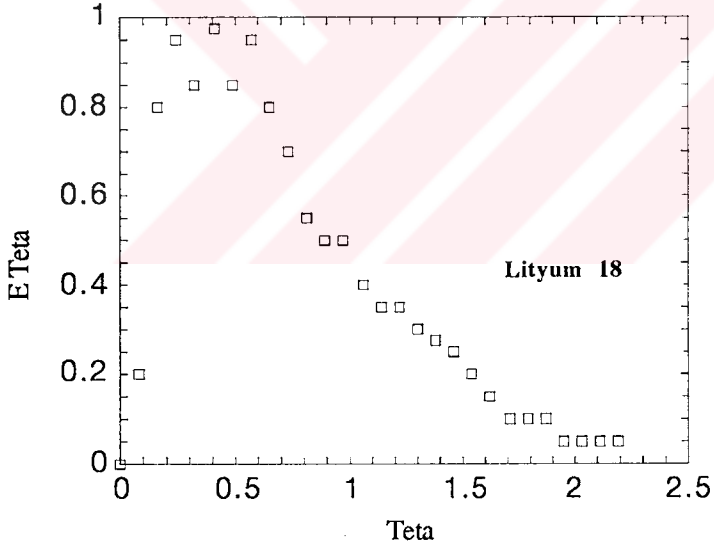
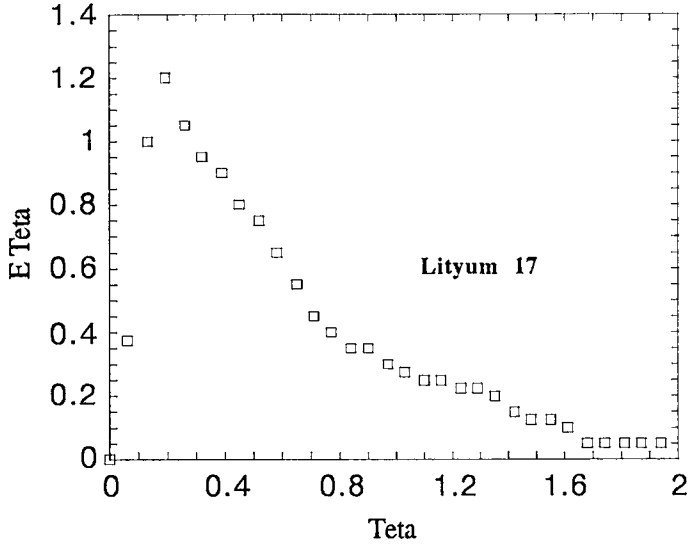
Şekil 5.19 (devam)



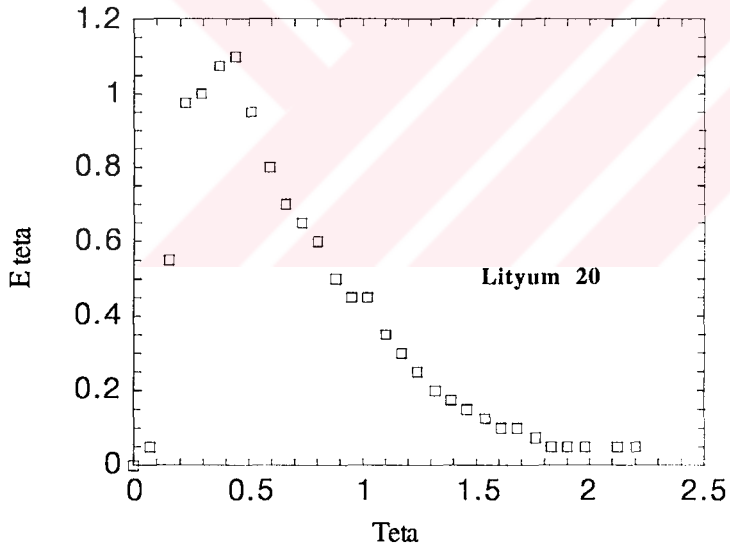
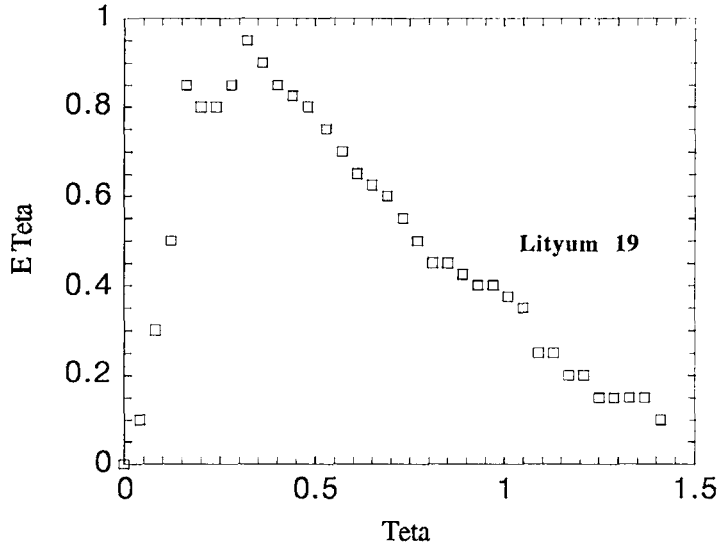


Şekil 5.19 (devam)

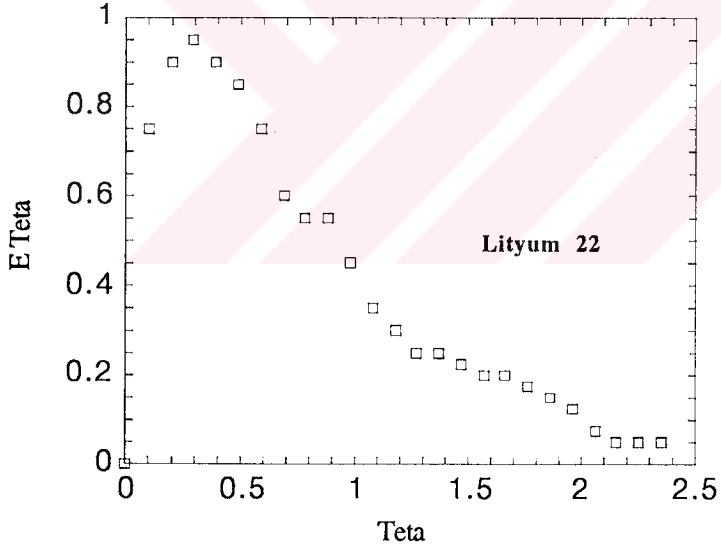
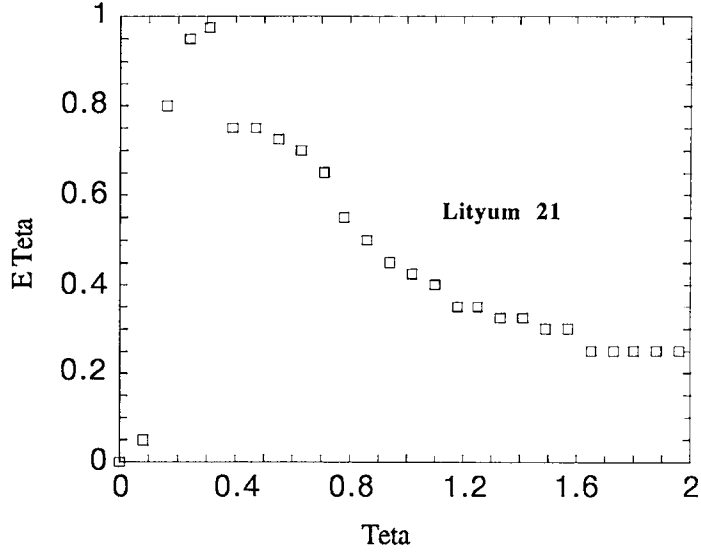




Şekil 5.19 (devam)

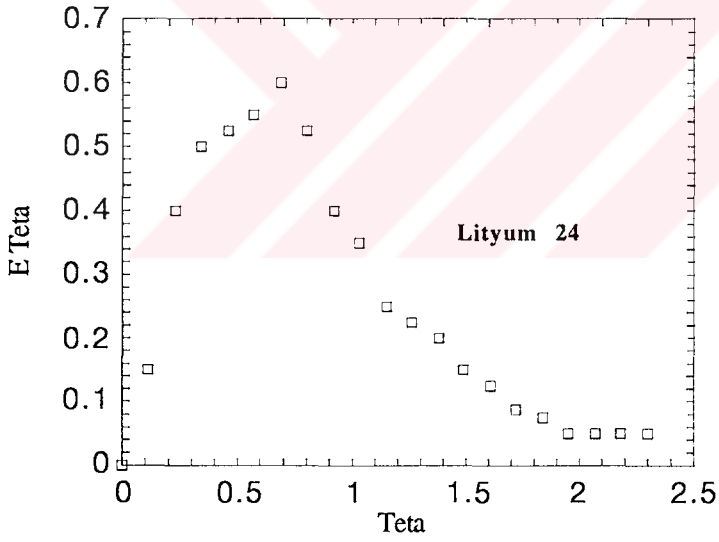
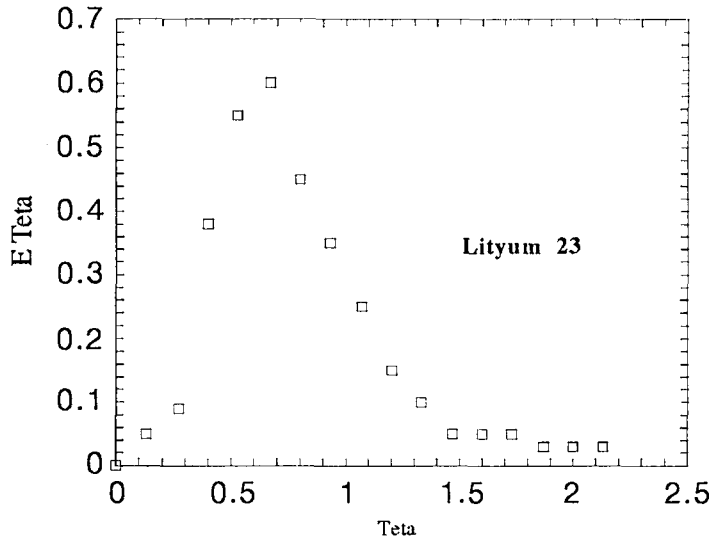


Şekil 5.19 (devam)

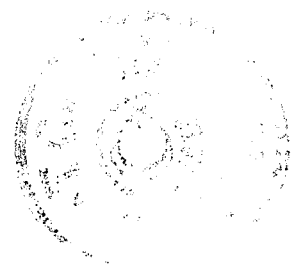


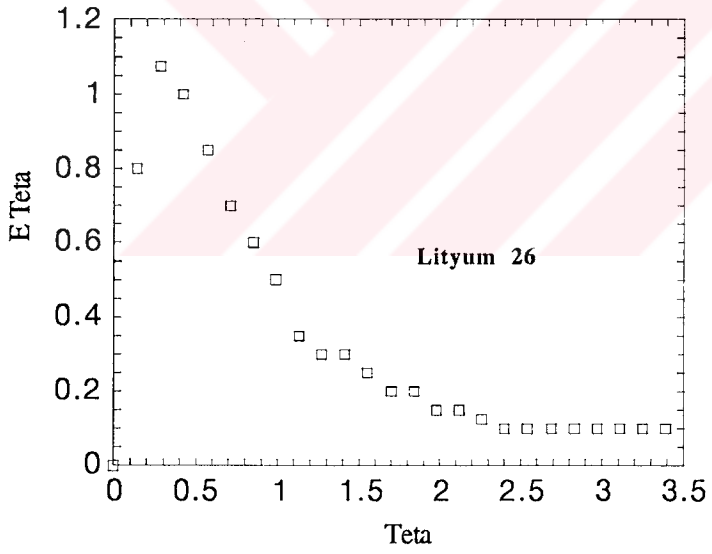
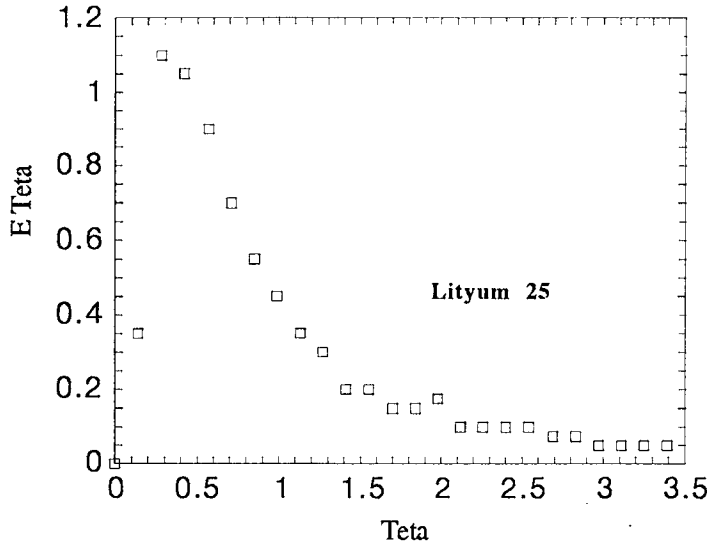
Şekil 5.19 (devam)



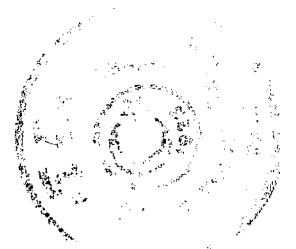


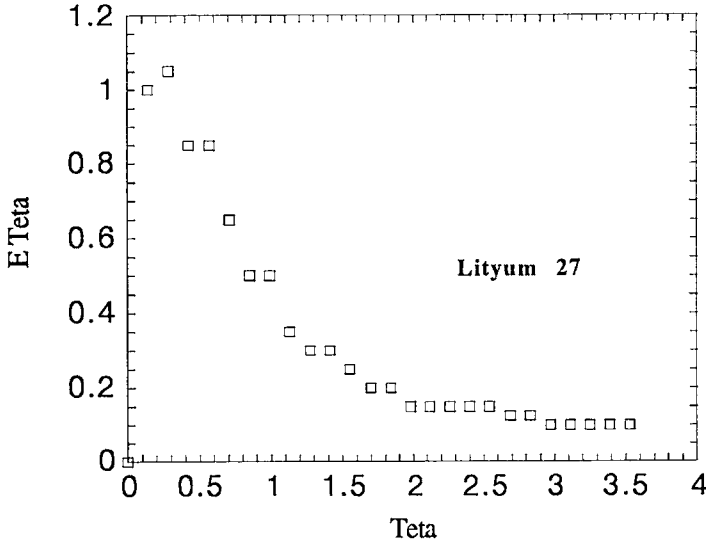
Şekil 5.19 (devam)





Şekil 5.19 (devam)





Şekil 5.19 (devam)

Yapılmış olan iz madde deneyleri sonucunda hidrolik bekletme süresi dağılımı olarak adlandırılan E eğrileri çizilmiştir. Şekil 5.19.' da yapılan 27 adet Lityum deneyleri sonucunda elde edilen E eğrileri verilmiştir.

Lityum deneylerinde geri kazanılan miktar $\sum C \cdot Q \cdot dt$ formülü ile hesaplanmaktadır. Maksimum ve minimum ölü bölgeyi veren deneyler için geri kazanılan Lityum miktarları

Li 2 için 170.69 mg ; Li 13 için 126.99 mg ; Li 22 için 163.27 mg;
 Li 11 için 178.16 mg ; Li 21 için 168.56 mg ; Li 27 için 171.85 mg
 olarak bulunmuştur.

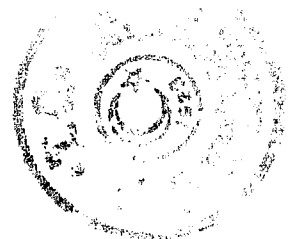
Elde edilen bu sonuçlar Bölüm 3.' de verilen (3.1) ve (3.6) no.'lu formüller yardımı ile herbir çalışma şartlarında oluşan ölü bölge hacimleri hesaplanmıştır.

Söz konusu formüller ile örnek olarak Lityum 2' ye ait ölü bölgenin bulunuşu;

$$V_a = 32.88 \text{ lt}$$

$$V = 90 \text{ lt,}$$

$$\mu_a = 36924 / 22.85 = 1615.93 \text{ (Tablo 5.1.'den)}$$



$$V_d / V = 1 - (32.88 / 90) * (1615.93 / 24*60) = 0.59$$

şeklindedir.

Elde edilen E eğrilerine by passlı gama dağılımı uygulanarak dispersiyonlu akım modellerine uygunluğu araştırılmıştır. Dispersiyon sayıları da; yine Bölüm 3. de verilen (3.3) no.'lu formülde daha önceden bulunmuş olan σ_θ^2 yerine konularak hesaplanmış, bütün sonuçlar Tablo 5.3 de verilmiştir.

Samson ve arkadaşları (1985) aşağı akışlı sabit yataklı reaktörlerde 10-15 kgKOİ/m³ gün'lük organik yüklemde geri devirsiz yaptıkları çalışmada reaktörlerinin dispersiyon katsayılarını 0.18-0.30 olarak dispersiyonlu piston akımlı olduğunu gözlemişlerdir (Samson et.al., 1985).

Van der Meer ve arkadaşları (1975) havasız çamur yataklı reaktörlerde yapmış oldukları iz maddesi deneyleri sonunda reaktörün tam karışımli 'iki bölge ve bunları takip eden piston akımlı bir bölgeden müteşekkil olduğunu gözlemişlerdir.

Wu ve arkadaşları; granüle çamur ile yukarı akışlı havasız çamur yataklı reaktörde bekletme süresini düşürerek organik yükleme hızını arttırmışlar ve dispersiyon sayısını 0.045-0.11 arasında bulmuşlardır. Ayrıca Cholette-Cloutier modelini uygulayarak V reaktör hacmi olmak üzere ölü hacmi 0.35·V ; Hall modeli uygulayarak 0.1·V ölü hacim ve Van der Meer modelini uygulayarak ta 0.15·V ölü hacim olduğunu belirlemişlerdir (Wu et.al.,1992).

Çiler'in havasız çamur yatağı ile yapmış olduğu çalışmada ise reaktörün dispersiyonlu piston akıma sahip olduğu ve organik yükleme ve gaz miktarının artması ile dispersiyon sayısının da arttığını belirlemiştir (Çiler ,1985).

Nachaiyasit ve Stuckey' in perdeli anaerobik reaktörlerde yapmış oldukları bir çalışmada da ölü bölgenin artması ile dispersiyon sayısında artmaktadır (Nachaiyasit and Stuckey, 1994).

Yapılmış olan bu çalışmada üç farklı bekletme sürelerine ait Tablo 5.3 de topluca verilen dispersiyon sonuçlarına bakıldığında 15 saatlik bekletmede OYH'nın artması ile dispersiyon sayısının arttığı; yani ölü bölgenin azalması ile dispersiyon sayısı artmaktadır. Dolayısı ile tam karışımli akım oluşmaktadır. Aynı ilişkiyi 30 saatlik ve 45 saatlik bekletme süreleri için de söyleyebiliriz.

Tablo 5.3 Dispersiyon Sayıları , Ölü Bölge ve OYH

a) 45 Saatlık Bekletme Süresi İçin

d/UL	0.12 6	0.16 9	0.17 6	0.18 5	0.20	0.19 5	0.21	0.21 6	0.22	0.29	0.28 .
Ölü Bölge %'si	47	59	44	49	43	45	43	41	37	33	32
OYH	1.35	1.36	1.6	2.1	2.14	2.16	2.74	3.97	4.94	6.52	10.6

b) 30 Saatlık Bekletme Süresi İçin

d/UL	0.15	0.21	0.21 5	0.21 6	0.30 4	0.22	0.27 2	0.20 8	0.26 2	0.27 3
Ölü Bölge %'si	41	43	32	41	27	24	26	19	18,5	13
OYH	2.3	2.74	3.3	3.4	4	5.84	6.23	8.72	8.94	10.5

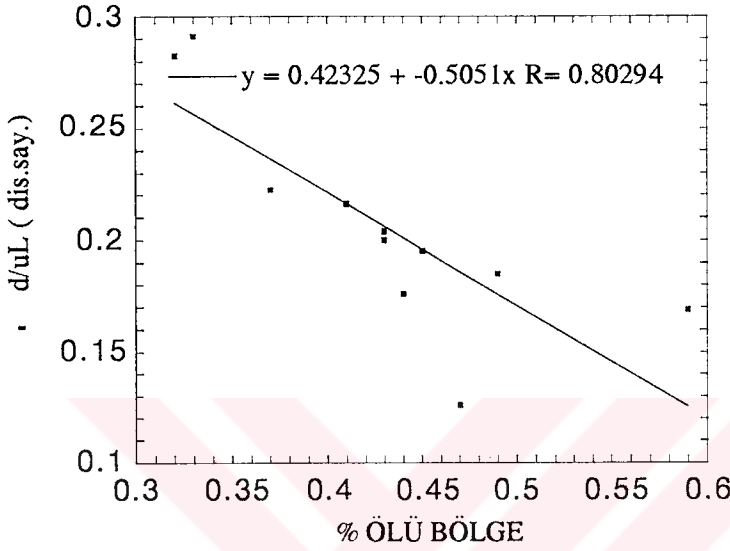
c) 15 Saatlık Bekletme Süresi İçin

d/UL	0.125	0.4010	0.2155	0.5650	0.6251	0.6651
Ölü Bölge %'si	26	21	17	7	6	-5
OYH	5.44	5.9	6.7	7.27	9.5	15.66

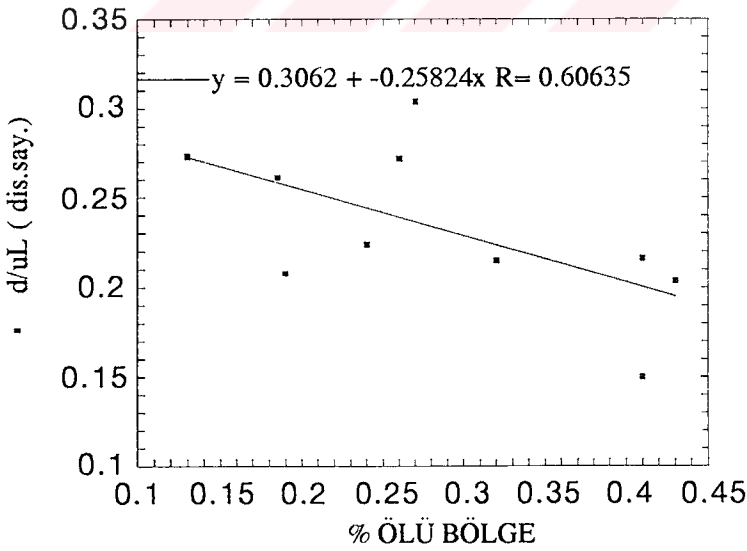
45 saatlık HBS'inde ise dispersiyon sayısı, 0.126 ile 0.2825 arasında değişmiştir. Fazla dereceli dispersiyon halini gösteren bu değerlerin değişimi, Şekil 5.20.'de görülmektedir.

30 saatlık HBS' nin de dispersiyon sayısı 0.15-0.273 arasında değişmekte ve fazla dispersiyon halini korumaktadır. Dispersiyon sayılarının ölü bölge yüzdesine bağlı olarak gösterdiği değişim Şekil 5.21.' de görülmektedir.

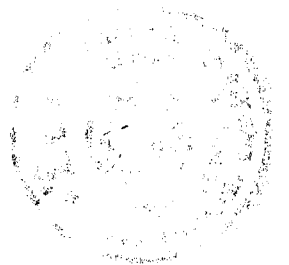
15 saatlik HBS'inde dispersiyon katsayısı Şekil 5.22.'den de görüldüğü gibi 0.125 ile 0.6651 arasında; ve fazla dispersiyon halini göstermektedir. Bu durum karışımın etkisinin arttığını ve ölü bölge hacminin azaldığını göstermektedir.

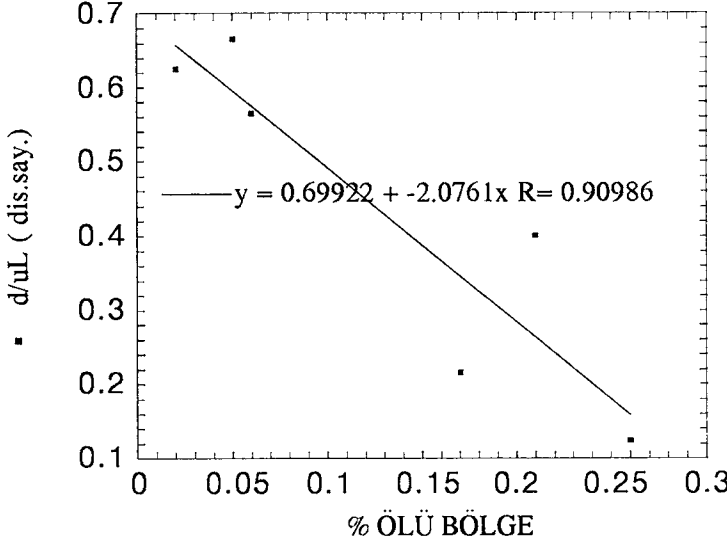


Şekil 5.20. 45 saatlik HBS' inde ölü bölge ve dispersiyon sayısı



Şekil 5.21. 30 saatlik HBS' inde ölü bölge ve dispersiyon sayısı



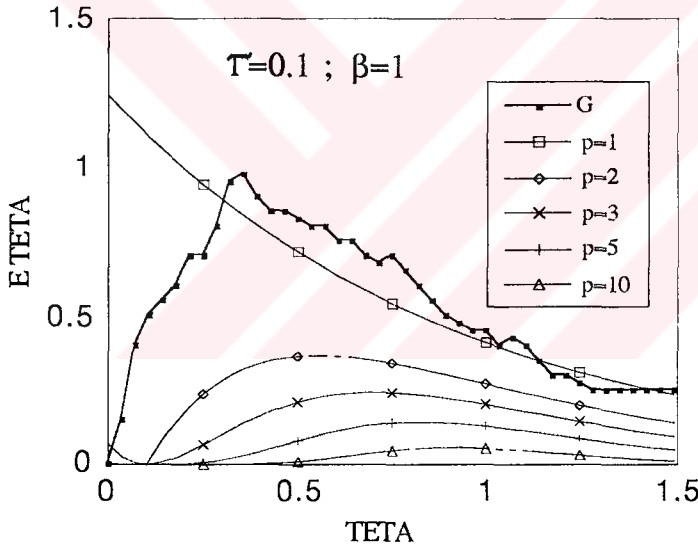


Şekil 5.22. 15 saatlik HBS' inde ölü bölge ve dispersiyon sayısı

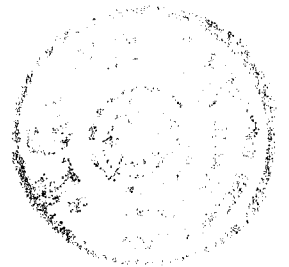
5.5. Gama Dağılımı Uygulaması

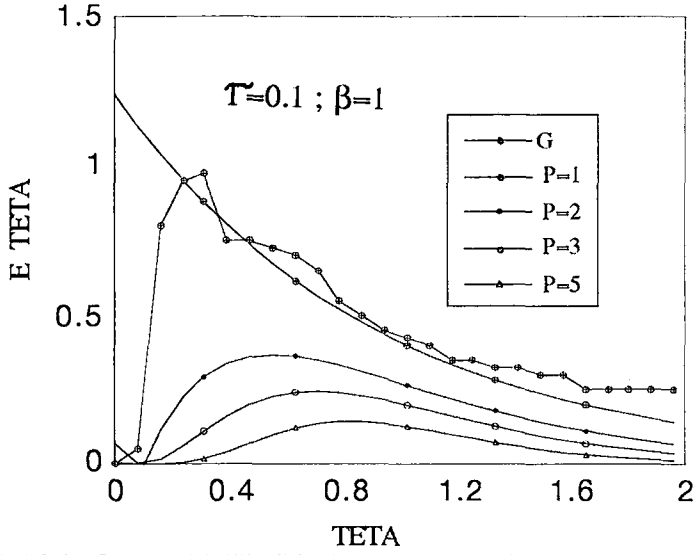
Yapılan iz maddesi deneyleri sonucunda, reaktörün dispersiyonlu akım modellerine uygunluluğunun tesbiti açısından 3.Bölüm'de verilen (3.7) no.lu eşitlik yardımı ile gama dağılımı uygulanmıştır. Elde edilen E eğrilerindeki boyutsuz konsantrasyon ve zaman değerleri By-paslı gama dağılımına ait standart eğrilerle aynı eksen takımı üzerinde çizilmiştir. Bu standart eğrilerde τ ve β değerleri kabul edilmiş, ve ayrı kabul için p'nin sırası ile 1, 2, 3, 5, ve 10 değerleri için iz madde deneylerinden elde edilen boyutsuz zamanlar kullanılarak elde edilen eğriler E eğrileri ile karşılaştırılmıştır. Değişik denemelerden sonra uygun olan dağılım katsayıları tesbit edilmiştir. Bu uygulama ölü bölgenin minimum olduğu şartlar için yapılmıştır. 45 saatlik , 30 saatlik ve 15 saatlik HBS'leri için en düşük ölü bölgeyi veren çalışma şartlarındaki izlenen dağılım deneylerinde uygulanan gama dağılımları aşağıdaki şekillerde verilmiştir. Bu şekillerden de görüldüğü gibi, reaktördeki hidrolik bekleme süreleri dağılımlarının değişimi, belirli hacimde ölü bölgeye sahip olan reaktörlerin, tipik eğrilerine uygunluk göstermektedir. Şekil 5.23.'te 45 saatlik HBS'inde gama dağılım fonksiyonları $\tau=0.1$; $\beta=1$ ve $p=1$ olarak bulunmuştur. Bu değerler reaktörün tam karışımli bir reaktör ile, bunu takip eden bir piston akımlı çökeltme bölgesinin bulunduğu reaktörlerden oluştuğu düşünülmektedir. Şekil 5.24.' de 30 saatlik HBS'inde iz maddesi deneyi sonucunda elde edilen E eğrisine uygulanan gama dağılımı sonucunda katsayılar $\tau=0.1$; $\beta=1$ ve $p=1$

olarak bulunmuştur. Bu durumda da reaktörün yine bir adet tam karışım ve bir adet piston akımlı reaktörden müteşekkil olduğu kabul edilmektedir. Şekil 5.25.' de ise 15 saatlık HBS için elde edilen E eğrisine uygulanan gama dağılımı sonucunda fonksiyon katsayıları $\tau=0.1$; $\beta=1$ ve $p=1$ 'e uygunluk göstermiştir. Bu sonuçlara göre reaktör yine bir tam karışım ve bunu takip eden piston akımlı bir hacimden oluşmaktadır. Şeker Sanayii Atıksularının havasız çamur yataklı reaktörlerde arıtılması durumunda, by-passlı gama dağılımının uygulanması sonucunda, her üç değişik bekletme süresinde ve ölü bölge hacminin en düşük bulunduğu çalışma şartlarında; ölü bölgenin de bulunduğu reaktör bir adet tam karışım , bir adet te piston akımlı bölgeden oluşmaktadır. Bu durumda reaktör içerisindeki çamur yatağı ve çamur örtüsünün tam karışım bir akım; ve çamur örtüsünün üzerinde, çökeltme bölgesinin altında kalan bölgenin de, piston akım özelliğinde olduğu söylenebilir.

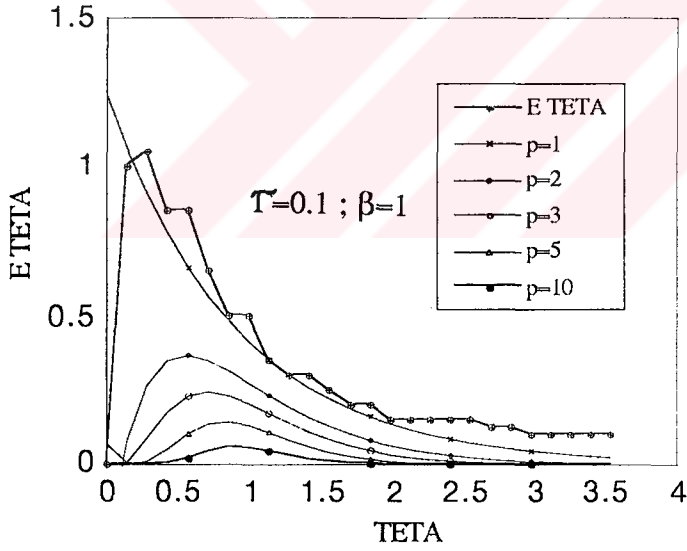


Şekil 5.23. 45 saatlık HBS'inde minimum ölü bölge şartlarına ait Gama Dağılımı





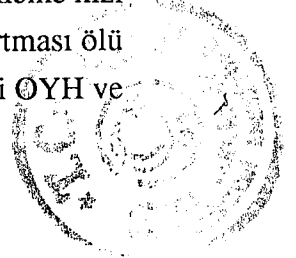
Şekil 5.24. 30 saatlik HBS'inde minimum ölü bölge şartlarına ait Gama Dağılımı



Şekil 5.25. 15 saatlik HBS'inde minimum ölü bölge şartlarına ait Gama Dağılımı

5.6. Organik Yükleme Hızı Ve Ölü Bölge

Tablo 5.2.' den görüldüğü gibi hesaplanan ölü bölge yüzdeleri ve organik yükleme hızı arasında bir ilişki mevcuttur. Farklı hidrolik bekletme sürelerinde OYH'nın artması ölü bölge oluşumunu azaltmaktadır. Şekil 5.26.'da 45 saat'lık bekletme süresindeki OYH ve



ölü bölge ; Şekil 5.27, ' de 30 saat'lık bekletme süresindeki OYH ve ölü bölge Şekil 5.28, ' de 15 saatlık bekletme süresindeki OYH ve ölü bölge arasındaki ilişkileri göstermektedir. OYH'ları maksimum olarak; 15 saatlık HBS'de $15.66 \text{ kgKOİ/m}^3 \text{ gün}$; 30 saatlık HBS de $10.5 \text{ kgKOİ/m}^3 \text{ gün}$; ve 45 saatlık HBS 'inde ise $10.55 \text{ kg KOİ/m}^3 \text{ gün}$ değerlerini almıştır. Organik yükleme hızları yukarıda verilen değerlerden daha fazlası için (giriş KOİ'sinin yaklaşık $20.000 \text{ mg/l't'nin üstü}$) hedeflenmemiştir. Ancak mevcut değerlerden elde ettiğimiz sonuç; ölü bölge yüzdesinin organik yükleme hızının artması ile azaldığı ve azalışında ikinci dereceden polinom ifadesine uygunluğudur. Bu OYH'ları ölü bölgelerin minimum olduğu değerlere karşılık gelmiştir. Bu minimum ölü bölge yüzdeleri sırası ile (- % 5) , (% 13) ve (%32) olarak bulunmuştur.

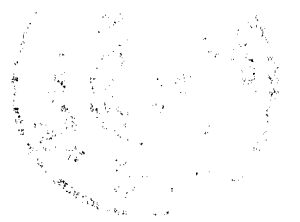
Bolle ve arkadaşları, 30 m^3 hacminde 3.5-4 m çamur yatağı yüksekliğinde YAHÇY reaktörde şeker fabrikası atıkları ile HBS'ni 4 saat civarında tutarak ve sürekli iz maddesi vererek yapmış oldukları çalışmada ölü bölgeleri %16 ila %3 arasında bulmuşlardır (Bolle et.al., 1986).

Nachaiyasit ve Stuckey'in anaerobik perdeli reaktörlerde yapmış oldukları çalışmada; ölü bölge hacmi %18.8 ila %39.4 arasında geri devir oranına bağlı olarak değişmektedir (Nachaiyasit and Stuckey, 1994).

Young ve Young' in anaerobik filtrelerde yapmış oldukları çalışmada da ölü bölge %50-93 arasında bulunmuştur (Young and Young, 1988) .

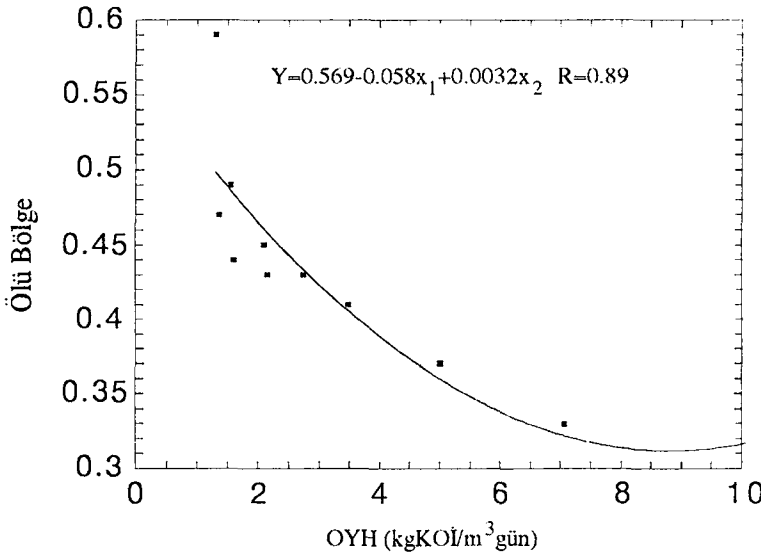
Grobicki ve Stuckey'in anaerobik perdeli reaktörlerde yapmış oldukları çalışmada ölü bölge hacmi %22 ila %9.8 arasında değişmiş, bir noktada da (-10.81) olarak bulunmuştur (Grobicki and Stuckey, 1989).

Ölü bölgenin hesaplanmasında izleme deneyleri sonucunda numune alma aralıkları büyük bir önem taşımaktadır. Oluşan C eğrisinde bu noktaların sıklığı enterpolasyon yapılmasına gerek bırakmaz. Böylelikle ölü bölge hacmi daha az hata ile bulunmuş olur. Bu hassasiyet ise otomatik örnekleme cihazları ile sağlanmaktadır. Ayrıca izleme süresinin uzunluğuda önem taşımaktadır. Levenspiel modelinde izleme süresi, C eğrisinin "kuyruk" kısmının yataylaşmaya başlayıp uzun zaman yatay gitmesi veya boyutsuz zaman θ nın 2 veya 3 değerine kadar ulaşmış olması istenmektedir. C eğrisinin altında kalan alan ölü bölgenin bir fonksiyonu olduğu için bu hususlara dikkat etmek ölü bölge hacmini hesaplamakta önemlidir.

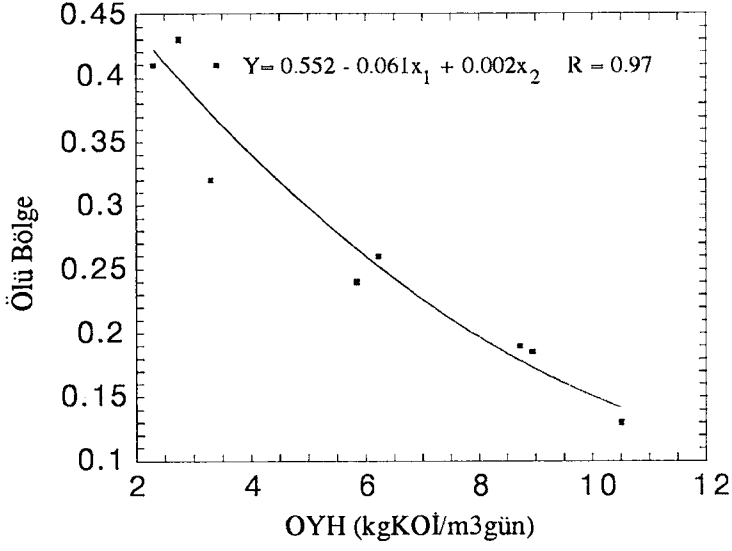


Ölü bölgeler fiziksel olarak Young ve Young tarafından iki kısımda incelenmiştir. Bunlar hidrolik ve biyolojik ölü bölgelerdir. Reaktör içindeki hidrolik ölü bölgeler giriş ve çıkış yapılarının iyi projelendirilememesinden ve akımın ulaşamadığı köşe noktalarda meydana gelmektedir (Choi and Burkhead, 1983); ve (Young and Young, 1988). HBS'nin hidrolik ölü bölgelerin oluşumunda bir katkısının olduğu Grobicki ve Stuckey (1991) 'in biomassız olarak yapmış oldukları çalışmalarda belirlenmiştir.

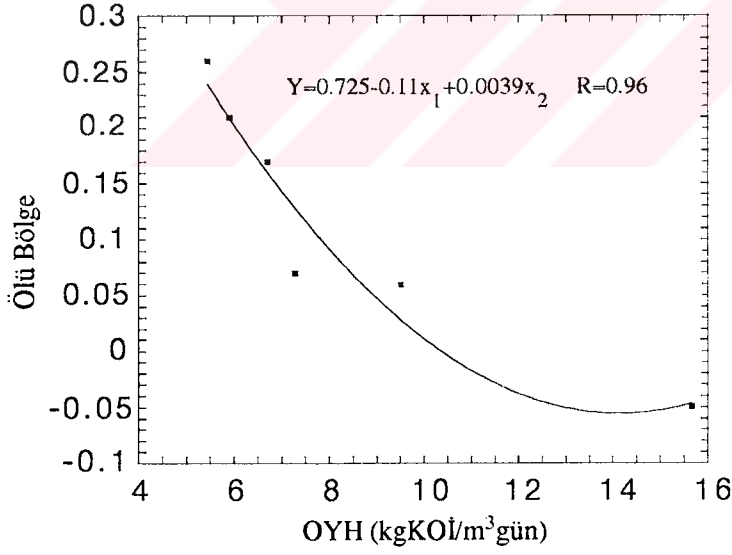
Biyolojik ölü bölgeler biyomasın oluşturduğu hacimle, hareket halindeki partiküllerin çevresindeki durgun sıvı katmanının oluşturduğu hacimlerdir. Biyolojik ölü bölgeler genellikle gaz oluşumuna ve HBS'sine bağlı olarak incelenebilir. Özellikle büyük HBS'lerinde meydana gelen ölü bölgeler daha ziyade biyolojik ölü bölgelerdir. Zira HBS'nin düşmesi ve OYH'nın artması ile gaz kabarcıkları hızlı gelişmekte ve granül akışının fazla olması kanalları bozmakta ve ölü bölgeleri karıştırarak ortadan kaldırmaktadır. Bu durumda, organik madde ile mikroorganizmalar rahatlıkla karşılaşmakta ve reaksiyonlar hemen hemen her noktada cereyan etmektedir. Biyolojik ölü bölgeler durgun bir alan oluştururken; hidrolik ölü bölgelerde ise sıvı akımı pas geçmektedir. Hidrolik ölü bölgeler reaktör hacminin nisbeten küçük bir bölümünü temsil etmekte ve düşük HBS'de de daha az meydana gelmektedir (Grobicki and Stuckey, 1991). Ancak çalışmalarda bu iki bölge miktarlarını birbirlerinden ayrı bir şekilde belirlemek mümkün olamamıştır. Çünkü, bu iki olayı birbirinden tamamen ayırmak çok zordur. Şekil 5.29.'da çalışmada kullanılan üç farklı bekletme süresindeki OYH- Ölü Bölge ilişkisi gösterilmiştir.



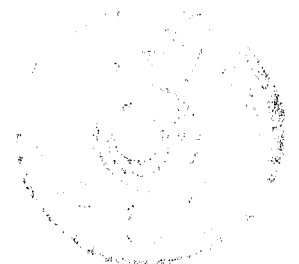
Şekil 5.26.45 saatlik HBS' inde OYH ve ölü bölge

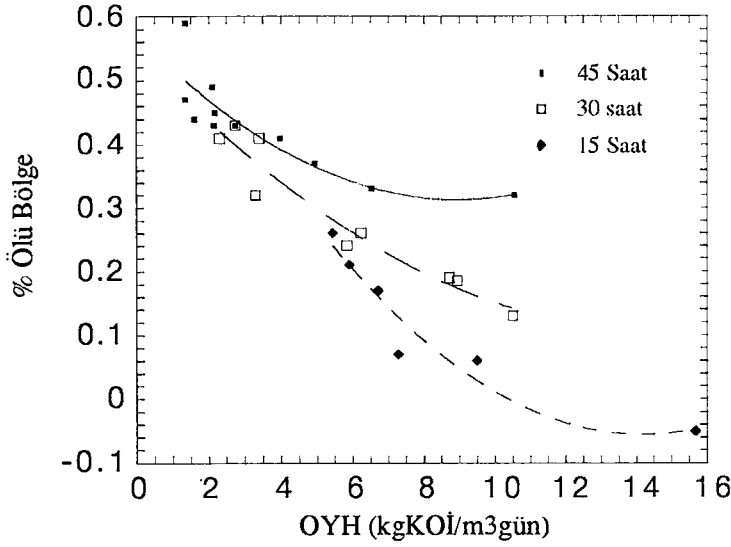


Şekil 5.27. 30 saatlik HBS'inde OYH ve ölü bölge



Şekil 5.28. 15 saatlik HBS'inde OYH ve ölü bölge

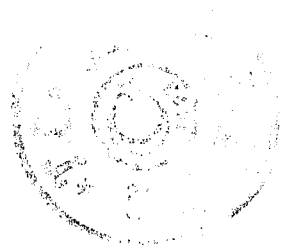


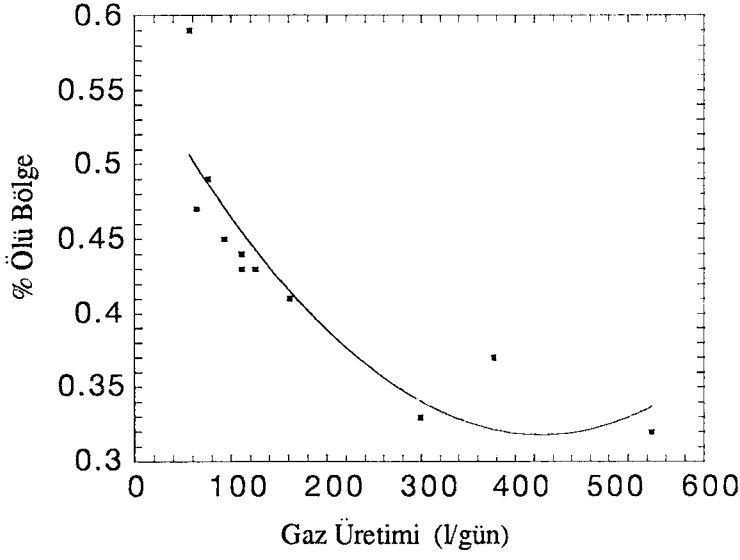


Şekil 5.29. 45, 30 ve 15 saatlik HBS'lerinde OYH ve ölü bölge

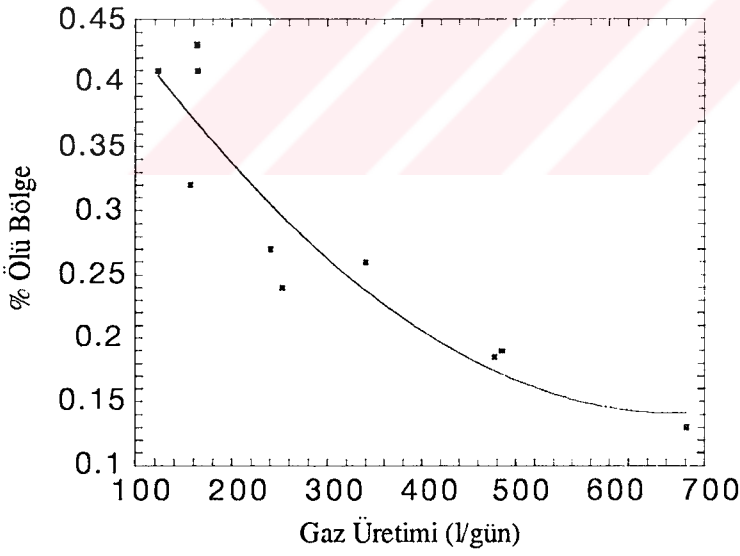
5.3. Gaz Üretimi Ve Ölü Bölge

Hidrolik bekletme süresinin kısılması reaktöre giren debiyi arttırmakta; böylelikle hem sıvı akışı artmakta; hem de organik madde konsantrasyonu artarak gaz oluşumu çoğalmaktadır. Uzun bekletme sürelerinde, birim biyokütle başına giren debi daha az olduğu için gaz üretimi de azalmaktadır. Gaz üretiminin artması ile oluşan gaz kabarcıkları, reaktör içerisindeki çamur yatağının sürekli hareketli olmasını; ve atık suyun her noktaya kolaylıkla yayılmasını sağlamaktadır. Böylelikle reaktör içerisindeki biyolojik ölü bölgeler minimuma inmektedir. Düşük veya yüksek hidrolik bekletme sürelerinde OYH yüksek tutularak gaz oluşumları arttırılmak sureti ile ölü bölgeler azaltılabilmektedir. Şekil 5.30.'da 45 saatlik HBS'ndeki ölü bölge gaz üretimi arasındaki ilişki verilmektedir. Görüldüğü gibi gaz üretiminin artması ölü bölge yüzdesinde bir azalma meydana getirmektedir. Aynı ilişki şekil 5.31.ve 5.32.'de sırası ile 30 ve 15 saatlik HBS şartlarında da görülmektedir.

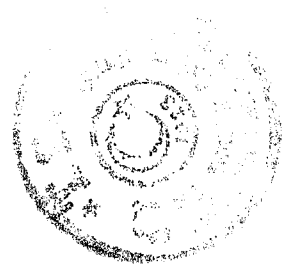


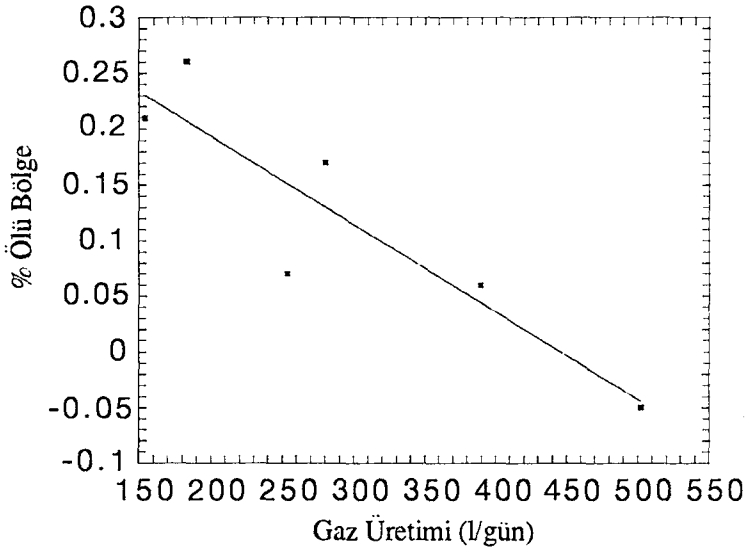


Şekil 5.30. 45 saatlık HBS'inde gaz üretimi ve ölü bölge

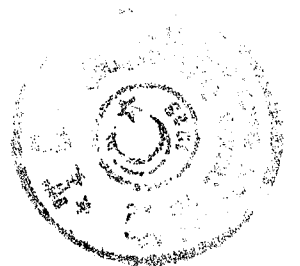


Şekil 5.31. 30 saatlık HBS'inde gaz üretimi ve ölü bölge





Şekil 5.32. 15 saatlik HBS'inde gaz üretimi ve ölü bölge



BÖLÜM 6

SONUÇLAR

Melas kullanılarak hazırlanan atıksuların, 90 lt. hacminde Yukarı Akışlı Havasız Çamur Yataklı reaktörde arıtıldığı bu çalışmadan, elde edilen sonuçları aşağıdaki başlıklar altında toplayabiliriz.

- Bir maya fabrikasına ait anaerobik tesisten alınan çamur ile reaktör kısa bir sürede yaklaşık bir ay gibi bir zamanda melas atıklarına adapte edilmiş ve gaz oluşumu sağlanmıştır. Çalışma sırasınca bazı uzun tatil dönemlerinde kapatılan tesisin yeniden devreye girmesi ise bir iki gün içerisinde gerçekleşmiştir.

-Çalışma esnasında üç farklı bekletme süresinde çalışılmış her değişik hal için de sıcaklık 35 ± 1 °C civarında tutularak; 15 saat bekletme şartlarında AKM genellikle 300 mg/lt; UYA genellikle 150-200 mg asetik asit/lt civarında kalmıştır. 30 saat bekletme süresinde de AKM 300 mg/lt ortalamada; UYA genellikle 100 mg asetik asit/lt değerlerinde kalmıştır. 45 saat bekletme süresinde ise genellikle AKM 350-400 mg/lt OYH değerinin değiştiği bazı durumlarda kısa süreli olarak daha fazla değerlerde ; UYA ortalama olarak 150 mg/lt; çevresel şartların değiştiği bazı durumlarda da yine kısa süreli artışlar göstermektedir.

- Üç farklı bekletme süresinde de pH_{çıkış}ve Alkalinite_{çıkış} değeri tamponlayıcı madde ilavesi ile istenilen değerlerde tutulmuştur. Organik yükleme hızının ve bekletme süresinin değişimi bu değerleri olumsuz yönde etkilememiştir.

- OYH'nın arttırılması ile değişik bekletme sürelerinin herbirinde gaz üretimi lineer bir artış göstermiştir. Böylelikle hangi organik yüklemelerde ne kadar gaz elde edilebileceği önceden tahmin edilebilmektedir. Ancak toplam gaz içerisindeki metan gazının yüzdesi; OYH'nın yüksek değerleri için gaz miktarına bağlı olarak artmakta, ve metan üreten bakteriler olumlu yönde etkilenmektedir.

- Üç farklı bekletme süresinde minimum ölü bölge hacimleri 45 saatlık bekletme süresinde 10.55 kgKOİ/m³gün yükünde ölü bölge %32; 30 saatlık bekletme süresinde 10.5 kgKOİ/m³gün yükünde ölü bölge %13 ve 15 saatlık bekletme süresinde 15.66 kgKOİ/m³gün yükünde ölü bölge % -5 olarak bulunmuştur.

- OYH değerinin artması ile üç farklı bekletme süresinde de ölü bölge miktarında azalmalar görülmektedir. Ölü bölgenin mevcudiyeti teorik hidrolik bekletme süresini ölü bölge yüzdesine bağlı olarak düşürmektedir. Önceden hesaplanan bekletme süresine göre yapılan beslemelerde ölü bölgenin mevcudiyeti ile bekletme süresi daha azalacak , dolayısı ile işletmede şok yüklemelerle karşılaşılacaktır. Bu durum da arıtmayı olumsuz yönde etkileyecektir.

- OYH'nın artmasına bağlı olarak ölü bölge miktarlarındaki azalmalar ikinci dereceden polinom eğrileriyle uygun bir korelasyon göstermektedir.

$$45 \text{ saatlık HBS'de} \quad Y = 0569 - 0.058x_1 + 0.0032x_2 \quad R = 0.89$$

$$30 \text{ saatlık HBS'de} \quad Y = 0.552 - 0.061x_1 + 0.002x_2 \quad R = 0.97$$

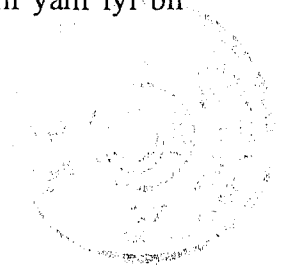
$$15 \text{ saatlık HBS' de} \quad Y = 0.725 - 0.110x_1 + 0.0039x_2 \quad R = 0.96$$

- Çalışmada üç değişik bekletme süresine bakıldığında aynı organik yüklemelerde kısa bekletme sürelerinde ölü bölge miktarları uzun bekletme süresindeki ölü bölge miktarlarından daha düşük olmaktadır. Bu durum da kısa bekletme sürelerinde reaktörde daha fazla hacmin arıtma işlemini gerçekleştireceğini göstermektedir.

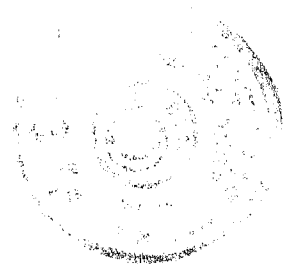
- Gaz üretiminin artması ile reaktörde bir karışımın meydana geldiği, bu karışımında ölü bölge hacmini azalttığı tespit edilmiştir.

- Çalışma boyunca reaktördeki dispersiyon sayıları bulunmuş ve hemen hepsi kuvvetli derecede dispersiyon olduğunu göstermiştir. Şeker sanayii atıksularının yukarı akışlı havasız çamur yatağında arıtımı reaktör hidroliği açısından da araştırılarak iyi bir dağılımın olduğu görülmektedir..

-Dispersiyon sayısının artması ile ölü bölgenin azaldığı üç farklı bekletme süresinde de görülmüştür. Ölü bölgenin azalması, reaktörde dispersiyonun artmasını yani iyi bir karışımın olduğunu göstermektedir.



-İz madde deneyleri sonucunda elde edilen E eğrilerine gama dağılımı uygulanmış, ve herbirinin bir tam karışımı ve onu takip eden piston akımlı bir bölgeden oluştuğu görülmüştür. Reaktörde çamur yatağının tam karışımı bölge; çamur örtüsünün hemen üst kısmında piston akımlı bölge olduğu söylenebilmektedir.



KAYNAKLAR

- 1- Anderson G.K., Campos C.M.M., Chernicharo C.A.L. and Smith L.C. 1991. Evaluation of the Inhibitory Effects of Lithium When Used as a Tracer for Anaerobic Digesters, Water Researches Vol. 25 No 7 755 -760
- 2- Anderson G.K. and Young G. 1992. pH Control in Anaerobic Treatment of Industrial Wastewater Journal of Environmental Eng. vol.8 551-567
- 3- Andrews, J.F. 1969. Dynamic Model of the Anaerobic Digestion Process, J. Sanitary Eng. Div. Am.Soc. Civ.Eng. 95
- 4- Baadler, W. 1978. Biogas Theorie und Praxis, 229 KTBL Schriften Vertrieb im Landwirtschafts Verlag GmbH. Darmstadt
- 5- Baas K. 1988. The UASB Reactor as Low-Cost , on-site Wastewater Treatment System in Bandung-Indonesia, Department of Water Pollution Control, Agricultural Universty, Wageningen, The Netherlands
- 6- Bolle W.L. et.al. 1986. Modeling the Liquid Flow in UASB Reactors, Biotechnology and Bioengineering 28 (11)
- 7- Boone D. 1989. Fermentation Reactions of Anaerobic Digestion International Course in Anaerobic Wastewater Treatment, IHE Delft, The Netherlands
- 8- Bories A., Raynal J. and Bazile F. 1988. Anaerobic Digestion of High - Strength Distillery Wastewater (Cane Molasses Stillage) in a Fixed - Film Reactor, Biological Wastes
- 9- Breure A.M. and von Andel, J.G. 1989. Microbiological Impact on Anaerobic Wastewater Treatment IHE Delft, The Netherlands
- 10- Choi E. , Burkenhead C.E. 1983. The Hydrodynamic Evaluation of a Fixed Media Biological Process, In Fixed Film Biological Process for Wastewater Treatment, Edited by Wu Y.C. and Smith E.D., Noyes Data Corp., N.J.



11- Çiler M. 1986. Kuvvetli Atıksuların YAHÇ Yatağında Arıtım ve Tasarım Esasları, Doktora Tezi İ.TÜ Fen Bilimleri Enstitüsü

12- Cook, J.E. and Boening P. and et.al. 1987. Anaerobic Sludge Digestion Manual of Practice No.16 Second Edition

13- De Lorme A.J. and Kapuscinski R.B. 1990. On Performing Experimental Studies on Transient States of Continuous- Flow Methanogenic Reactors, Biotechnology and Bioengineering Vol 35 746-750

14- De Man A.W., van der Last A. and Lettinga G. 1988. IAWPRC 5. International Sym, on Anaerobic Digestion May, Bologna Italy

15- Fang H.P. and Chui H.K. 1993. Maximum COD Loading Capacity in UASB Reactors at 37°C, Journal of Environmental Engineering Vol. 119 No.1 103-119

16- Fannin K.F., Conrad J.R., Srivastava V. Jerger D.E. and Chynoweth D.P. 1984. Anaerobic Process, Journal WPCF Volume 56 Number 6 587-593

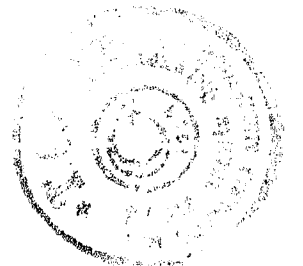
17- Field J. and Sierra R. 1989. Biodegradability and Toxicity Lectures Series Dept., Water Pollution Control, Agricultural Univ. Wageningen, The Netherlands

18- Graef, S.P. 1974. Automatic Control of the Anaerobic Digester, American Institute of Chemical Engineers Symposium Series, Water 1974- Municipal Waste Treatment, No 145 Vol.71 343-348

19- Grau, P. et.al. 1975. Kinetics of Multicomponent Substrate Removal by Activated Sludge, Water Research Vol.9 337-342

20- Grobicki A.M.W. 1989. Hydrodynamic Characteristic and Performance of the Anaerobic Baffled Reactor PhD Thesis Imperial College University of London

21- Hashemian S.J. and James A. 1990. Research Note, Gas-Solid-Liquid Separator in Anaerobic Treat. of Wastewater



22- Henze M. and Harremoes P. 1983. Anaerobic Treatment of Wastewaters in Fixed Film Reactors Rewiewpaper Wat. Sci. Tech. 15, 1-101

23- Henze M. Horremoes P. 1983. Anaerobic Treatment of Wastewater in Fixed Film Reactors, Water Science Technology 15, 1-101

24-Hickey R.F. 1991. Start-Up Operation, Monitoring and Control of High Rate Anaerobic Treatment Systems . Anaerobic Treatment Technology for Municipal and Industrial Wastewaters, Water Science Technology Volume 24 No.8 207-257

25- Hulshoff P.L. 1989. The Phenomen of Granulation of Anaerobic Sludge , pHD Thesis Agricultural Univ. Wageningen, The Netherlands

26- Hulshoff Pol L.W. and Lettinga G. 1989. Treatment of Soluble Non-Complex Wastewaters, Anaerobic Reactor Tech. Lectures Series, International Course on Ana. Wastewater Trea., Department of Water Pollution Control, Agricultural Universty of Wageningen, The Netherlands

27- İskender G. 1988. Yukarı Akışlı Reaktörlerde Boyuna Dispersiyon üzerine Bir Araştırma, Yüksek Lisans Tezi Fen Bilimleri Enistitüsü İ.T.Ü.

28- Cook, J.E. et. al. 1987. Anaerobic Sludge Digestion Manual of Practice, No.16 2. Edition

29- Jr. Zoltek J. and Gram A.L. 1975. High-Rate Digester Mixing Study Using Radioisotope Tracer, Journal W.P.C.F. Vol. 47 No.1 79-84

30- Koster I.W. and Lettinga G. 1985. Application of the UASB Process for Treatment of Complex Wastewater at low Temperatures, Biotechnology and Bioengineering 27, 1411-1417

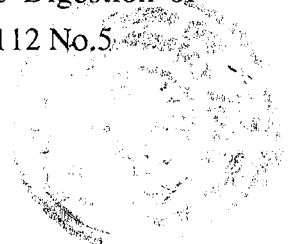
31- Koster, I.W. and Lettinga G. 1985. Application of the Upflow Anaerobic Sludge Bed (UASB) Process for Treatment of Complex Wastewaters at Low Temperatures Biotechnology and Bioeng. vol.XXVII 1411-1417



- 32- Kroiss H. 1986. Besondere Probleme der Anaeroben Reinigung von Industriebwasser, Wiener Mitteilungen Wasser-Abwasser-Gewasser Planung Betrieb von Behandlungsanlagen für Industrieabwasser Band 65
- 33- Kusminski, C. Palecia, J.I., Fernandez-Polonca, F., Garcia, P. and Iza J. 1991. Wastewater Reclamation and Reuse at the Sugarbmeet Factory Acor 1. Water Science Technology Vol.24 No. 9
- 34- Lettinga G. and Holl P 1989. Anaerobic Treatment of Strong Wastewater, Lectures Series , Dept. Water Pollution Control , Agricultural Univ. Wageningen The Netherlands
- 35- Lettinga G., Hobma W., Hulshoff P.W., de Zeeuw W., de Jong P. 1983. Design Operation and Economy of Anaerobic Treatment , Water Science Technology, 15, 177-195
- 36- Lettinga G., van Velsen L., de Zeeuw W. and Hobma S.W. 1980. Anaerobic Digestion, Ed. by D.A. Stafford B.I. Wheslley and D.E. Hughes, College of Cardif, Wales
- 37- Lettinga G., Velsen A., Hobma S., de Zeeuw W. 1980. Use of Ubflow Sludge Blanket Reactor Concept for Biol. Treat.Biotechnology and Bioengineering 22 699-734
- 38- Lettinga G., Velsen L.Van, de Zeeuw W. and Hosma S.W. , 1980. The Application of Anaerobic Digestion to Industrial Pollution Treatment, Ed. by Stafford D.A., Wheslley and Hughes D.E., College of Cardif, Wales.
- 39- Levenspiel O. 1965. Chemical Reaction Engineering John Wiley and Sons. Thrd Prntung
- 40- Mc Carty P.L. 1964. Anaerobic Waste Treatment Fundamentals Part One Public Works
- 41- Mc. Carty P.L. 1981. History and Overwiev of Anaerobic Digestion, Second Int. Sym. on Anaerobic Digestion Travemünde, Germany



- 42- Mc.Carty P.L. 1964. Anaerobic Waste Treatment Fundamentals Part two Enviromental Requirements and Control, Public Works 123
- 43- Monod, J. 1949. The Growth of Bacterial Cultures, Annual Rev. Microbiol. Vol.3 371-394
- 44- Monteith H.D. and Stephenson J.P.,1981. Mixing Efficiencies in Full-Scale Anaerobic Digesters by Tracer Methods, Journal of Water Pollution Control Federation Vol. 53 , Number 1 , 78 - 84
- 45- Moosbrugger, R.E. Wentzel, M.C. Ekama, G.A. and Marais, G.R. 1993. Weak Acids, Bases and pH Control in Anaerobic Systems, Water SA 19(1),1-10
- 46- Mosey F.E. 1983. Mathematical Modelling of the Anaerobic Digestion process Regulatory Mechanisms for the Formation of Short-Chain Volatile Acids from Glucose Water Science Technology Vol.1 209-232
- 47- Muslu Y. 1985. Su Temini ve Çevre Sağlığı Cilt III
- 48- Nachaiyasit S. and Stuckey D.C. 1994. The Anaerobic Baffled Reactor: Influence of Process Parameters on System Performance, 7.International Symposium on Anaerobic Digestion, Cape Town, South Africa
- 49- Naehle C. 1990. Wastewater Treatment in a Sugar Factory, International Sugar Jnl. Vol.92 No 1095.
- 50- Öztürk M. 1994. Anaerobik Arıtma Ders Notları YTÜ. Fen Bilimleri Enstitüsü
- 51- Öztürk M. 1993. Termofilik Şartlarda Çalışan Anaerobik Reaktörlerde Asetat, Propiyonat ve Bütiratın Şok Sıcaklık ve pH'ya Göre Değişimlerinin incelenmesi TÜBİTAK Araştırma Projesi Nihai Raporu
- 52- Öztürk İ. (1987) Bioenergy Process Lectures , ITU
- 53- Parkin G.F. and Owen W.F. 1986. Fundamentals of Anaerobic Digestion of wastewater Sludges Journal of Enviromental Engineering ASCE Vol. 112 No.5



54- Pfeffer, J.T. 1974. Temperature Effects on Anaerobic Fermentation of Domestic Refuse Biotecnol. Bioeng. 16 771-787

55- Quasim S.R. 1985. Wastewater Treatment Plants Part 17 LBS. Publishing Ltd. Japon Met Calf-Eddy

56- Reynolds T.D. 1982 Unit Operations and Process in Environmental Engineering, Brooks/Cole Engineering Division Monterey, California, A Division of Wadsworth, Inc. Belmont, California

57- Sam-Soon, P. Loewenthal R.E. Wentzel M.C. and Marais GvR. 1990. Growth of Biopellets on Glucose in Upflow Anaerobic Sludge Bed (UASB) Systems, Water S.A. vol.16 No.3

58- Samson R.; Van den Berg L. and Kennedy K.J. 1985. Mixing Characteristics and Startup of Anaerobic Downflow Stationary Fixed Film (DSFF) Reactors, Biotechnology and Bioengineering Vol. XXVII pp 10-19

59- Sanchez F.R., Cordoba P. and Sineriz F. 1985. Use of the UASB Reactor for the Anaerobic Treatment of Stillage from Sugar Cane Molasses, Biotchnology and Bioengineering Vol.XXVII, 1710 - 1716

60- Speece R.E. 1983. Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewater Treatment, Enviromental Science Technology Vol.19 No.9

61- Speece R.E. and Kem J.A. 1990. The Effect of Short-Term Temperature Variation on Methane Production , Water Pollution Control Federation Vol.42 No.11 1990-1997

62- Stams F. 1989. Microbiology of Anaerobic Digestion, International Course on Anaerobic Wastewater Treatment IHE Delft, Netherlands

63- Standart Methods 1989. For the Examination of Water and Wastewater, Edited by Clesceri L.S., Greenberg A.E., and Trusell R.R.

64- Stronach, P.M. Rudd, T. and Lester J.N. 1986. Digestion in Industrial Wastewater Treatment Springer, London

- 65- Sutton P.M., Li A. Evans R.R. and Korchin S.R. 1982. Dorr-Oliver's Fixed-Film, Suspended-Growth Anaerobic System for Industrial Wastewater Treatment and Energy Recovery , Industrial Waste Conference In Purdue
- 66- Switzenbaum, M.S. Jewell W.J. 1980. J. Water Pollution Control Federation 52,1953
- 67- Şakar S. 1994. Havasız Çamur Yataklı Reaktörlerde Besi Maddesi Giderme Hızlarının Araştırılması Doktora Tezi ,YTÜ.
- 68- Şentürk, F. Sayman, Y., Yalçın, H. ve Dumlu, G. 1977. Şeker Fabrikası Artıkları, Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı, D.S.İ. Genel Müdürlüğü, Ankara
- 69- Taygun N. 1980. Şeker Fabrikalarında Kullanılan Suların Cinsleri ve Atıksuların Biyolojik Arıtımı T.Ş.F.A.Ş. Şeker Enstitüsü Etimesgut - Ankara
- 70- Tchobanoglous G. and Burton F.L. 1991. Wastewater Engineering Treatment Disposal 3.Edition Metcalf & Eddy, Inc. Mc.Graw-Hill, NewYork N.Y.
- 71- Thauer, R.K. Jungerman, K.O. Decter K. 1977. Bacteriol. Rev., 41, 514-524
- 72- Torpey W.N. 1955. Loading to failure of a Pilot High-Rate Digester, Sewage and Industrial Wastes, Vol. 27,121
- 73- Ubay,G. 1993. Evsel Atıksuların Havasız Biyolojik Arıtımı Üzerine Bir Araştırma, Doktora Tezi İ.T.Ü. Fen Bilimleri Enistitüsü
- 74- Ülkü G, 1990. Water Used In Sugar Factory and the Sugar Factory Wastewater Treatment Methods, Şeker Enistitüsü
- 75- Van den Berg, L. and Kennedy K.J. 1982. Comparsion of Advanced Anaerobik Reactors 3. International Sym. on Anaerobic Digestion Boston, USA
- 76-Van Lier,J.B.;Lettinga G.;Macario A.J.L.;and de Macario E.C.,1992.49. Permanenet Increase of the Process Temperature of Mesophilic Upflow Anaerobic Sludge Bed (UASB) Reactors to 46,55,64 and 75 oC, 47th Purdue Industrial Waste Conference Proceedings 445-459.

- 77- Veiga M.C., Soto M., Mendez R. and Lema J.M. 1990. A New Device for Measurement and Control of Gas Production by Bench Scale Anaerobic Digesters, Water Researches Vol 24, No 12 1551 - 1554
- 78- Viraraghavan, T. and Kikkeri S.R. 1990. Effect of Temperature on Anaerobic Filter Treatment of Dairy Wastewater Wat. Sci. Tech. Vol.22 No.9 191-198
- 79- Vonder, W. and Kroiss H. 1991. A Low - Cost and High - Efficiency Solution for Sugar Factory Wastewater Treatment , Water Science Tech. Vol.24 No 1
- 80- Wan C.Y., Fan L.T. 1975. Models for Flow Systems an Chemical Reactors, Marcel Deccer Inc. New York
- 81- Weiland P. and Wulfert K. 1988. Anaerobic Treatment of Stillage Using Different Pilot Scale Fixed Bed Reactors in Up and Downflow Mode of Operation, Anaerobic Digestion, Proocedings of the 5th international Symposium on Anaerobic Digestion Held in Bologna Italy 22-26 May
- 82- Wen C.Y. and Fan L.T. 1975. Models for Flow Systems and Chemical Reactors, Dekker, New-York
- 83- Wheatley A.D., Johnson K.A. and Winstanley C.I. 1988 The Reliability of Anaerobic Digestion for the Treatment of Food Processing Effluents, Anaerobic Digestion, Proocedings of the 5th International Symposium on Anaerobic Digestion Held in Bologna Italy ,22-26 May
- 84- Wiegant, W.M. Hennik M. and Lettinga G. 1986. Seperation of the Propionate Degradation to Improve the Efficiency of Thermophilic Anaerobic Treatment of Acidified Wastewater, Water Researches 20 (4) 517-524
- 85- Wiesman, U. Spiess A. , 1987. Organik Olarak çok Kirli Atıksuların Anaerobik Tasfiyesi, Türk-Alman Çevre Teknolojisi Semineri, İstanbul
- 86- Wu, M.M. Voice T.C., Hickey R.F. 1992. Hydraulic Characteristics of UASB Reactor With Granular Sludge, 47.th Purdue Industrial Waste Conference Proceedings

87- Young H.W. , Young J.C.,1988. Hydraulic Characteristics of Upflow Anaerobic Filters, Journal Enviromental Engineering 114, pp.621-638

88- Zeevalinj J.A., and Maskant W. 1983. Biogas from Effluents of Starch Industries by Anaerobic Treatments, 34th Strach Convention of the Association of Cereal Research, Detmold, 20-22

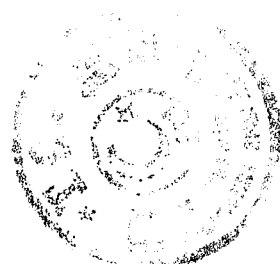
89- Zehnder A.J.B., 1978. Ecology of Methane Formation, In Water Pollution Microbiology Vol. 2, R.Mitchell (ED.) Wiley Interscience N.Y., 349

90- Zinder, S.H. Anguish, T. Cardwell S.C. 1984. Applied Environmental Microbiol. 47,808

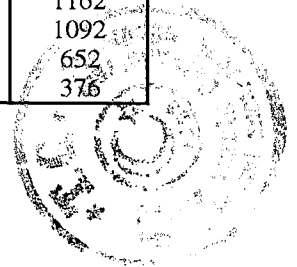




EK 1.

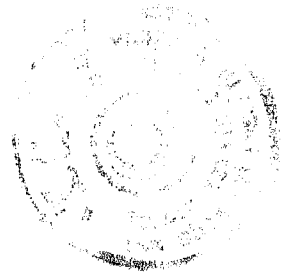


Zaman (gün)	Sıcaklık °C	pHgir	pHçık	Gaz (L/G)	% H2S	% CO2	% CH4	AKM (mg/l)
0	35	5.9	6.75	59	4	29	67	216
2	34.8	6.2	6.8	62	3	23	74	242
3	34	6.2	6.8	64	3	19	78	336
4	34.9	5.5	6.7	68	5	25	70	288
5	35.5	4.9	6.65	65	4	22	74	352
6	34.8	6.5	6.6	58	3	21	76	288
7	34.5	4.95	6.65	46	3	18	79	472
8	35.1	5.1	6.8	52	4	20	76	162
9	35.5	4.9	6.7	59	4	21	75	358
10	35.6	4.7	6.75	63	3	19	78	172
11	34.3	6.1	6.7	102	5	21	74	214
12	37.2	5.9	6.8	119	6	27	67	306
13	35.8	5.4	6.7	113	5	25	70	336
14	34.6	4.5	6.7	123	6	23	71	964
15	35.3	4.45	6.6	98	7	25	68	348
16	34.3	4.5	6.7	112	6	23	71	298
17	33.5	4.6	6.6	75	5	27	68	502
18	34	4.5	6.55	71	4	24	72	498
19	36.4	4.5	6.6	81	5	22	73	512
20	34.7	4.8	6.6	80	5	20	75	576
21	36	4.7	6.6	70	4	23	73	536
22	35.5	4	6.9	110	4	22	74	466
23	35.4	4.1	6.9	109	4	21	75	526
24	35.4	4.4	6.8	104	4	19	77	368
25	35.3	4.4	6.8	100	4	19	77	372
26	35.5	4.2	6.7	114	5	23	72	404
27	35.7	4.2	6.8	122	4	16	80	398
28	35.4	6.6	6.8	91	6	31	63	224
29	35.1	6.5	6.75	93	5	24	71	212
30	34.9	5	6.6	89	6	30	64	240
31	35.2	4.8	6.7	96	5	28	67	190
32	35.1	4.7	6.7	92	5	29	66	156
33	34.4	4.6	6.65	123	5	27	68	156
34	34.8	4.5	6.6	125	5	26	69	336
35	35	4.5	6.6	120	5	28	67	536
36	34.9	4.5	6.65	124	7	28	65	314
37	34.9	4.5	6.7	132	4	22	74	170
38	35.5	7.1	6.8	155	7	24	69	352
39	34.5	7	7.5	160	8	23	69	342
40	35.1	6	6.9	168	6	20	74	358
41	36.1	6.1	6.85	158	8	29	63	288
42	35.1	5.1	6.8	162	8	25	67	642
43	35.1	7.4	7	323	5	30	65	260
44	35.1	6.9	7	378	4	32	64	236
45	36.6	5.2	7.1	372	5	32	63	136
46	35.7	4.4	7	410	6	30	64	382
47	36	4.5	7	392	4	32	64	358
48	35.7	5.8	6.9	294	9	31	60	164
49	35.7	5.2	7.1	320	7	20	73	476
50	35.4	4.4	6.95	300	7	20	73	1162
51	35.5	4.5	7	295	3	25	72	1092
52	35.2	4.3	6.9	287	7	21	72	652
53	35.5	4.6	7	296	3	27	70	376



Zaman (gün)	Sıcaklık °C	pHgir	pHçık	Gaz (L/G)	% H2S	% CO2	% CH4	AKM (mg/l)
54	35.5	4	7.15	538	5	40	55	397
55	35.3	4	6.7	540	6	44	50	333
56	34.9	4.1	6.9	535	6	39	55	960
57	35	4	7	562	5	38	57	870
58	35.1	4.2	7.2	543	4	37	59	845
59	34.5	5.7	6.9	121	5	25	70	158
60	34	4.9	6.65	115	5	22	73	190
61	35.5	4.7	6.6	125	6	34	60	374
62	35.3	4.5	6.7	113	9	29	62	336
63	35.5	4.5	6.6	137	6	29	65	286
64	35.1	4.9	6.6	146	4	28	68	788
65	35.5	4.7	6.7	158	7	43	50	318
66	36	4.6	6.7	170	4	26	70	302
67	36	4.7	6.8	166	4	28	68	366
68	36.1	4.7	6.9	169	4	28	68	262
69	35.3	5.5	6.6	159	5	29	66	296
70	35.2	4.4	6.6	154	5	30	65	674
71	34.9	4.3	6.55	156	3	30	67	654
72	35.3	4.4	6.7	152	5	30	65	446
73	35.1	4.4	6.6	157	4	29	67	596
74	35.1	4.1	6.5	156	5	31	64	308
75	34.8	4.1	6.5	162	7	30	63	498
76	34.6	4.1	6.55	179	6	30	64	252
77	34	4.5	6.6	159	5	27	68	626
78	34.5	4.5	6.7	166	4	25	71	446
79	34.7	4.4	6.65	165	6	29	65	596
80	35.2	4.7	6.75	242	7	32	61	596
81	35.6	4.6	6.8	239	6	30	64	446
82	35.3	4.5	6.75	233	7	32	61	366
83	34.8	4.3	6.8	245	7	30	63	504
84	35.1	4.4	6.8	241	6	30	64	498
85	34.1	6.5	6.8	252	10	30	60	412
86	34.8	5.1	6.95	260	7	29	64	272
87	35.1	4.6	6.8	258	6	28	66	368
88	34.8	4.6	6.9	245	10	27	63	538
89	34.6	5	6.85	255	8	30	62	526
90	35.4	4.9	7.1	345	4	27	69	104
91	35.6	5	7	335	3	25	72	116
92	36.3	5	7.15	340	3	21	76	110
93	36.4	4.9	7	335	4	28	68	126
94	36	5	6.9	345	4	28	68	140
95	35.4	5.17	7.45	476	3	23	74	122
96	35.9	5.88	7.45	488	4	23	73	155
97	35.9	5.2	7.4	480	3	25	72	131
98	35.7	5	7.3	495	3	20	77	165
99	35.5	5.1	7.35	483	3	18	79	151
100	35.8	7.4	6.95	405	6	27	67	132
101	35.8	7.2	7	487	6	31	63	228
102	36.3	5.4	6.9	515	5	31	64	546
103	35.9	5.3	7	495	5	30	65	260
104	35.1	5.3	7	479	4	32	64	236
105	36.6	5.2	7.1	472	5	32	63	136
106	36.5	7.7	7.1	579	4	28	68	140
107	36.4	5.5	7	690	5	32	63	152
108	36.1	4.2	7.05	631	4	26	70	240

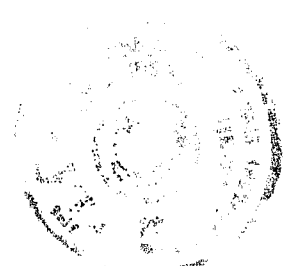
Zaman (gün)	Sıcaklık °C	pHgir	pHçık	Gaz (L/G)	% H2S	% CO2	% CH4	AKM (mg/l)
109	36.4	4	7	753	4	31	65	348
110	36.2	4	6.95	800	5	30	65	562
111	36.2	4.1	7.05	771	4	31	65	232
112	36.3	4	7.1	565	5	29	66	487
113	35.1	7.4	7.15	186	3	19	78	672
114	35.5	6.4	6.8	190	9	32	59	554
115	34	5	6.7	182	8	30	62	710
116	35	5	6.6	174	8	28	64	744
117	34.9	5	6.75	179	8	25	67	404
118	34.8	5	6.7	183	9	25	66	560
119	34.5	4.5	6.7	155	6	31	63	234
120	33.1	4.5	6.7	159	7	35	58	286
121	34.4	4.6	6.8	149	6	34	60	302
122	35.1	4.4	6.75	151	6	32	62	290
123	34.8	4.5	6.6	155	7	36	57	240
124	34.5	4.7	6.7	275	6	30	64	468
125	33.8	4.7	6.8	282	5	29	66	453
126	34.8	4.6	6.7	284	7	27	66	460
127	35.2	4.5	6.7	280	6	29	65	444
128	35.2	4.6	6.6	279	6	27	67	472
129	35.6	4.9	6.7	237	3	24	73	306
130	34.9	5.3	6.7	247	3	27	70	258
131	35.2	5.6	6.8	267	4	25	71	144
132	34.5	5.7	6.7	250	3	23	74	318
133	35.2	5.5	6.8	255	3	24	73	262
134	34.5	7.7	6.7	371	3	23	74	416
135	35.1	5.65	6.95	394	3	22	75	354
136	33.7	5.3	7.05	328	4	25	71	150
137	35.4	5.6	7	396	4	25	71	136
138	35.5	5.55	7.05	452	4	24	72	510
139	35.5	7.45	7.15	470	3	24	73	190
140	34.4	4.95	6.95	463	3	27	70	316
141	34.6	4.2	6.95	480	4	27	69	848
142	34.7	4.15	6.9	520	4	28	68	548
143	27.5	4.55	6.9	580	4	27	69	116



Zaman	Alkgir mgCaCO ₃ /l	Alkçık mgCaCO ₃ /l	KOİgir mg/l	KOİçık mg/l	% Verim	UYA mgHAc/l	Debi (l/g)
0	1060	1300	2690	174	93.73	127.06	46
2	1020	1340	2581	131	94.92	70.59	45.4
3	980	1400	2657	218	91.8	112.94	46.8
4	786	1246	2680	204	92.39	112.94	46.4
5	884	1320	2720	198	92.72	98.82	45.8
6	840	1500	2790	174	93.76	282.35	46
7	460	1360	2685	174	93.52	144.89	46.8
8	580	1180	2542	161	93.67	141.18	46.5
9	820	1360	2572	131	94.91	126.34	45.6
10	763	1280	2620	138	94.73	133.33	46.2
11	920	1440	3378	144	95.74	70.59	44.57
12	860	1720	3226	109	96.62	75.88	45.95
13	660	1780	3308	153	95.37	117.76	44.6
14	360	1600	3052	133	95.64	101.47	44.8
15	380	1240	2921	272	90.69	80.47	48.4
16	442	1320	3090	249	91.94	84.7	46.5
17	360	1220	3533	331	90.63	70.59	49.8
18	400	1200	3772	384	89.82	338.82	50.31
19	300	900	3842	403	89.51	296.47	49.5
20	560	1380	3902	384	90.16	282.35	49.6
21	583	1400	3947	269	93.18	307.06	49.61
22	300	1640	4985	279	94.4	338.82	40.5
23	420	1640	4646	186	96	141.18	42
24	560	1620	4390	186	95.76	465.88	42
25	520	1580	4985	167	96.65	98.82	40.5
26	860	1660	4390	93	97.88	70.59	41.59
27	380	1460	4538	205	95.48	70.59	41.5
28	1100	2000	3990	230	94.24	254.12	49.61
29	1020	2040	3840	350	90.89	423.53	49.8
30	440	1960	3879	384	90.1	169.4	50.41
31	460	1820	3860	298	92.28	197.65	49.86
32	480	1920	3920	324	91.73	141.18	50.12
33	460	1340	4840	269	94.44	84.7	50.41
34	440	1340	4992	384	92.31	211.76	49.6
35	360	1320	4915	461	90.62	197.65	50.41
36	480	1360	4992	346	93.07	141.18	49.61
37	520	1380	4840	254	94.75	70.59	49.5
38	1750	2550	7450	335	95.5	183.53	46.5
39	1700	2600	7845	329	95.81	197.65	44.5
40	1840	2700	7974	310	96.11	112.94	44.7
41	1600	2680	7974	503	93.69	127.06	44.9
42	1160	2600	7510	348	95.37	352.94	50
43	1340	3060	9672	707	92.69	127.06	43.28
44	1220	3240	9750	428	95.61	141.18	46.5
45	720	2940	9374	223	97.62	437.65	45.5
46	480	2820	8854	465	94.75	70.59	46
47	720	2540	9970	391	96.08	240	52
48	1280	2820	12239	561	95.42	310.59	50.45
49	1080	2920	12232	484	96.04	141.18	52
50	520	2920	11768	426	96.38	324.71	49.85
51	1020	3000	10452	639	93.89	169.41	51.2
52	980	2940	11234	484	95.69	127.06	51.6
53	840	3060	11383	707	93.79	141.18	49.65

Zaman	Alkgir mgCaCO ₃ /l	Alkçık mgCaCO ₃ /l	KOİgir	KOİçık	% Verim	UYA mgHAc/l	Debi (l/g)
54	270	4600	18404	2914	84.17	1764.7	48.2
55	260	4540	20150	2500	87.59	3529.4	49
56	240	4040	19800	2400	87.88	4470.59	48.5
57	270	4340	19500	2020	89.64	2192.5	47.9
58	265	4280	20100	2100	89.55	1854.5	48.6
59	520	1640	3320	308	90.72	98.82	64.33
60	540	1380	3447	249	92.78	112.94	65.4
61	740	1320	3192	252	92.11	264.71	60.52
62	620	1340	3276	246	92.49	395.29	59.45
63	680	1440	3360	294	91.25	169.41	58.25
64	1280	1260	3667	304	91.71	98.82	69.4
65	1240	1300	3667	315	91.41	748.24	70
66	960	1660	3583	350	90.23	282.35	67.2
67	1120	1660	3786	355	90.62	56.47	65.59
68	1240	1700	3500	245	93	141.18	66
69	320	1300	4224	422	90.01	352.94	62.34
70	320	1280	5069	468	90.77	282.35	62.2
71	360	1380	4531	325	92.83	240	65.2
72	346	1260	4752	362	92.38	211.76	64.85
73	340	1380	4650	398	91.44	169.41	63.87
74	340	1300	4685	192	95.9	169.41	67.85
75	300	1340	4608	307	93.34	211.76	67.85
76	320	1330	4531	384	91.53	98.82	70.68
77	520	1360	4490	377	91.6	70.59	67.1
78	1360	1600	4501	576	87.2	70.59	67.86
79	1380	1890	4378	330	92.46	141.18	71.23
80	540	2100	5700	501	91.21	98.82	64.86
81	580	2180	5450	483	91.14	70.59	65.32
82	660	2100	5500	499	90.93	98.82	65.68
83	520	2180	5606	461	91.78	112.94	64.22
84	540	2140	5580	420	92.47	70.59	65.54
85	1130	2500	7355	542	92.63	183.53	72.2
86	780	2640	6890	232	96.63	141.18	69
87	560	2360	6736	426	93.68	578.82	78.4
88	520	2180	6503	155	97.62	197.65	80.55
89	920	2080	7200	252	96.5	70.59	79.15
90	1200	2400	6700	205	96.94	141.18	76.34
91	1120	2680	6810	215	96.84	98.82	87.65
92	1040	2680	6700	202	96.99	183.53	82
93	1300	2540	6890	330	95.21	141.18	84.5
94	1240	2480	6750	290	95.7	84.71	83.3
95	1840	5080	10702	1499	85.99	420	71.6
96	1920	4070	10900	1350	87.61	282.35	72
97	1840	4060	10922	1356	87.58	370	71.8
98	1750	3950	11020	1420	87.11	282.35	72.5
99	1810	4040	10950	1390	87.31	176.41	72
100	1920	2900	10118	316	96.88	112.94	82.39
101	1940	3040	9895	446	95.49	592.94	80.13
102	1180	3140	9820	335	96.59	112.94	82.39
103	1340	3060	9672	707	92.69	127.06	80.24
104	1220	3240	9750	428	95.61	141.18	81.62
105	720	2940	9974	223	97.76	437.65	82.5
106	2040	2620	11215	467	95.84	352.94	84.5
107	1080	2600	11500	357	96.9	183.94	86
108	560	2560	10950	730	93.33	70.59	86.7

Zaman	Alkgir mgCaCO ₃ /l	Alkçık mgCaCO ₃ /l	KOİgir	KOİçık	% Verim	UYA mgHAc/l	Debi (l/g)
109	860	3000	11690	733	93.73	98.82	85
110	540	2900	10702	880	91.78	98.82	85.2
111	520	3040	10848	623	94.26	70.59	85.5
112	480	3040	10775	476	95.58	84.71	86
113	1020	4260	4800	288	94	98.82	104.45
114	940	2700	4512	144	96.81	42.35	109.06
115	480	1560	4512	164	96.37	70.59	104.15
116	620	1400	4800	384	92	155.29	108.15
117	480	1400	4512	416	90.78	141.18	105
118	560	1420	4720	324	93.14	254.12	101.78
119	486	1380	3190	330	89.66	254.11	162.14
120	540	1420	3280	315	90.4	352.94	165.1
121	520	1480	3300	200	93.94	169.41	159.85
122	544	1440	3320	325	90.21	254.11	161.55
123	530	1460	3500	275	92.14	282.35	156.28
124	420	1340	4790	576	87.97	282.35	121.98
125	400	1440	4820	502	89.59	324.71	123.45
126	435	1240	4880	532	89.1	409.41	124.32
127	406	1320	4887	561	88.52	338.82	122.65
128	412	1330	4815	540	88.79	304.65	125.21
129	620	1220	4390	308	92.98	56.47	143.27
130	880	1300	4450	300	93.26	367.06	152.68
131	960	1260	4280	176	95.89	183.53	149.85
132	860	1240	4510	200	95.57	98.82	142.17
133	720	1300	4440	225	94.93	141.18	153.42
134	1460	1240	5600	264	95.29	211.76	139
135	1220	1860	5400	374	93.07	56.47	153.42
136	1020	2160	5632	352	93.75	152.68	152.68
137	1320	2180	5984	276	95.39	98.82	152.68
138	1280	2380	5840	396	93.22	141.18	152.68
139	2120	2340	10648	242	97.73	262.35	147
140	560	2160	9152	528	94.23	352.94	145
141	620	2160	8800	396	95.5	276.47	159.04
142	560	2140	8976	550	93.87	282.35	153
143	880	2240	9064	836	90.78	465.88	152.68



ÖZGEÇMİŞ

Adı Soyadı : F.İlter TÜRKDOĞAN AYDINOL
Doğum Tarihi : 20.05.1963
Doğum Yeri : MUŞ
Medeni Hali : Evli

ÖĞRENİM DURUMU

<u>Bitirdiği Okul</u>	<u>Bölüm</u>	<u>Öğrenim Yılı</u>
Pınarhisar Lisesi	Lise	1977 - 1980
Yıldız Teknik Üniversitesi	İnşaat Müh. (Lisans)	1980 - 1985
Yıldız Teknik Üniversitesi	İnşaat Müh. (Y.Lisans)	1985 - 1988
Yıldız Teknik Üniversitesi	Çevre Müh. (Doktora)	1989 -

MESLEKİ TECRÜBESİ

<u>Çalıştığı Yer</u>	<u>İşin Türü</u>	<u>Başlama Tarihi</u>
İnra İnşaat ve Sanayi Tic.A.Ş.	Teknik Eleman	1983 - 1984
Y.T.Ü İnşaat Müh. Bölümü	Araştırma Görevlisi	Aralık 1985