

YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ  
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**MISIR-NİŞASTA SANAYİ ATIKSULARININ  
YUKARI AKIŞLI HAVASIZ ÇAMUR YATAKLI  
REAKTÖRLE ARITIMINDA PROSES VERİMİNE  
ETKİ EDEN FAKTÖRLERİN İNCELENMESİ**

34761

**İnş. Yük.Müh. Bülent ŞENGÖRÜR**

**Çevre Mühendisliği Anabilim Dalında  
hazırlanan**

**DOKTORA TEZİ**

**Tez Savunma Tarihi** : 20 Haziran 1994  
**Tez Danışmanı** : Prof. Dr. Necdet ARAL (Y.T.Ü)  
**Jüri Üyeleri** : Prof. Dr. Derin ORHON (İ.T.Ü)  
Prof. Dr. Veysel EROĞLU (İ.T.Ü)

**İSTANBUL, Haziran 1994**

## İÇİNDEKİLER LİSTELER

	SAYFA
İÇİNDEKİLER	i
SEMBOL LİSTESİ	iv
ŞEKİLLER LİSTESİ	v
TABLolar LİSTESİ	vii
TEŞEKKÜR	x
ÖZET	xi
ABSTRACT	xii

### BÖLÜM I

1. GİRİŞ	1
1.1. ÇALIŞMANIN ÖNEM VE ANLAMI	1
1.2. ÇALIŞMANIN AMAÇ VE KAPSAMI	2

### BÖLÜM II

2. MISIR VE MISIR İŞLEME SANAYİ	3
2.1. MISIR HAKKINDA GENEL BİLGİLER	3
2.2. MISIRIN DEĞERLENDİRİLMESİ	3
2.3. MISIR İŞLEME SANAYİ	3
2.3.1. Mısırdan Nişasta Üretim Prosesi	5
2.3.2. Mısır Nişastasının Kullanıldığı Yerler	7
2.3.3. Mısır-Nişasta Sanayi Atıksularının Özellikleri	9
2.3.4. Değerlendirme	12

### BÖLÜM III

3. HAVASIZ ARITMA	14
3.1. GİRİŞ	14
3.2. HAVASIZ ARITMANIN AVANTAJ VE DEZAVANTAJLARI	15
3.3. HAVASIZ ARITMANIN MİKROBİYOLOJİSİ VE BİYOKİMYASI	16
3.3.1. Havasız Arıtmanın Mikrobiyolojisi	16
3.3.1.1. Hidroliz Kademesi	18
3.3.1.2. Asit Oluşum Kademesi	19

3.3.1.3. Metan Üretim Kademesi	20
3.3.2. Havasız Arıtmanın Biyokimyası	21
3.3.3. Havasız Arıtmanın Kinetiği	26
3.4. HAVASIZ ARITMA SİSTEMLERİ	31
3.4.1. Klasik Havasız Çürütücü (KHÇ)	34
3.4.2. Havasız Aktif Çamur Reaktörü (HAÇR)	35
3.4.3. Havasız Filtre (HF)	36
3.4.4. Havasız Akışkan Yataklı Reaktörler (HAYR)	37
3.4.5. Yukarı Akışlı Havasız Çamur Yataklı Reaktör (YAHCYR)	39
3.4.6. Değerlendirmeler	43
3.5. YUKARI AKIŞLI HAVASIZ ÇAMUR YATAKLI (YAHCY) REAKTÖRLERİN TASARIMI	45
3.5.1. YAHCY Reaktörün Tasarımı	45
3.5.1.1. Atıksuyun Beslendiği Sistemler ve Karışım	46
3.5.1.2. Gaz - Katı Ayırıcısı	47
3.5.2. YAHCY Reaktörlerde Granülasyon ve İşletmeye Alma	48
3.5.2.1. Granül Oluşumu	48
3.5.2.2. Granüllerin Korunmasıyla İlgili Proses Parametreleri	51
3.5.2.3. İşletmeye Alma Devresinin İzahı	53
3.5.3. Besleme Özelliklerinin Proses Verimi Üzerine Etkisi	55
3.5.3.1. Atığın Tip ve Kompozisyonu	56
3.5.3.2. Atığın Kuvveti ve Kirlilik Yükü	59
3.5.3.3. Organik Yük ve Debi Değişimleri	59
3.5.3.4. Hidrolik Bekleme Süresi	60
3.5.3.5. Organik Yükleme	61
3.5.3.6. Çamur Yükleme ve Çamur Bekleme Süresi	62
3.5.4. Çevresel Faktörler	63
3.5.4.1. Sıcaklık	64
3.5.4.2. Besi Maddeleri	66
3.5.4.3. Zehirlilik ve Engelleme	67
3.5.4.4. pH, Alkalinite ve Uçucu Yağ Asitleri	73

#### BÖLÜM IV

4. DENEYSSEL ÇALIŞMALARIN PLANLANMASI VE KULLANILAN YÖNTEMLER	77
4.1. GİRİŞ	77
4.2. DENEYSSEL ÇALIŞMALAR	77
4.3. ÖLÇÜM VE ANALİZ YÖNTEMLERİ	81

#### BÖLÜM V

5. DENEY SONUÇLARI VE DEĞERLENDİRİLMESİ	82
5.1. DENEY SÜRESİ BOYUNCA ÖLÇÜLEN PARAMETRELER	82
5.2. ORGANİK YÜKLEME	88
5.3. ÇAMUR YÜKLEME VE ÇAMUR BEKLEME SÜRESİ	94
5.4. ÇEVRE FAKTÖRLERİ	97

#### BÖLÜM VI

6. SONUÇLAR VE ÖNERİLER	98
KAYNAKLAR	100
EKLER	110

## SEMBOL LİSTESİ

<u>SEMBOL</u>	<u>BİRİMİ</u>	<u>AÇIKLAMA</u>
E	%	KOI giderme verimi
Q	lt/gün	Atıksu debisi
V	lt	Reaktör hacmi
X	mg UAKM/lt	Reaktörde ortalama biyokütle konsantrasyonu
Y	mg UAKM/mg KOI <sub>g</sub>	Büyüme verimi
E <sub>m</sub>	%	Metan muhtevası
K <sub>s</sub>	mg KOI/lt	Yarı doygunluk sabiti
L <sub>ç</sub>	kg KOI/kg UAKM-gün	Çamur yükü
L <sub>o</sub>	kg KOI/m <sup>3</sup> - gün	Organik yük
Q <sub>g</sub>	lt/gün	biyogaz debisi
S <sub>e</sub>	mg KOI/lt	Çıkışta KOI konsantrasyonu
S <sub>o</sub>	mg KOI/lt	Girişte KOI konsantrasyonu
X <sub>e</sub>	mg UAKM/lt	Çıkışta biyokütle konsantrasyonu
k	(gün) <sup>-1</sup>	Organik madde tüketim hızı sabiti
t	gün	Hidrolik bekleme süresi
μ	(gün) <sup>-1</sup>	Özgül büyüme hızı
k <sub>d</sub>	(gün) <sup>-1</sup>	Biyokütle ölüm katsayısı
t <sub>ç</sub>	gün	Çamur bekleme süresi
μ <sub>max</sub>	(gün) <sup>-1</sup>	Maksimum özgül büyüme hızı

## ŞEKİLLER

<u>ŞEKİL</u>	<u>SAYFA</u>
2.1 Mısır tanesinin temsili şekli	4
2.2 Nişasta ve mamüllerin üretim şeması	8
2.3 Zafer Mısır Nişasta Fabrikası üretim ve atık şeması	11
3.1 İki kademeli havasız arıtma şeması	16
3.2 İki kademeli havasız arıtmanın şematik gösterimi	17
3.3 Havasız çürütmenin bütün kademelerini gösteren şema	18
3.4 Asit oluşturan bakteriler (asitojenik ve asetojenik) tarafından işletilen reaksiyonlar	20
3.5 Hidrojen kısmi basıncının serbest enerji değişimine etkisi	22
3.6 Havasız arıtma sistemleri	33
3.7 YAHÇY reaktörde giriş dağıtım sistemi örneği	46
3.8 Tablo 3.13 'de gösterilen şartlar tarafından karakterize edilen aşı çamurları kullanılarak, YAHÇY reaktörlerinin işletmeye alma süresinin tayini	54
4.1 Deneysel çalışmalarda kullanılan YAHÇY reaktörün şematik gösterimi	78
5.1 Askıda katı maddenin deney süresi boyunca değişimi	83
5.2 Uçucu askıda katı maddenin deney süresi boyunca değişimi	83
5.3 KOI' nın deney süresi boyunca değişimi	84
5.4 pH' nın deney süresi boyunca değişimi	84
5.5 Organik yüklemenin deney süresi boyunca değişimi	85
5.6 KOI giderme veriminin deney süresi boyunca değişimi	85
5.7 Biyogaz debisinin deney süresi boyunca değişimi	86
5.8 Metan muhtevasının deney süresi boyunca değişimi	86
5.9 Toplam uçucu asitin deney süresi boyunca değişimi	87
5.10 Organik yükleme ve hidrolik bekleme süresinin deney süresi boyunca değişimi	87
5.11 Çıkış KOI değerlerinin organik yüke göre değişimi	89
5.12 KOI giderme veriminin organik yüke göre değişimi	89
5.13 Hidrolik bekleme süresinin organik yüke göre değişimi	90
5.14 Çamur bekleme süresinin organik yüke göre değişimi	90

5.15 Çamur yüklemenin organik yüke göre değişimi	91
5.16 Toplam uçucu asitin organik yüke göre değişimi	91
5.17 Biyogaz debisinin organik yüke göre değişimi	92
5.18 Çamur yükleme ve KOI giderme veriminin organik yüke göre değişimi	92
5.19 Hidrolik bekleme süresi ve KOI giderme verimin organik yüke göre değişimi	93
5.20 Çıkış KOI değerleri ve KOI giderme veriminin organik yüke göre değişimi	93
5.21 Toplam uçucu asit ve KOI giderme veriminin organik yüke göre değişimi	94
5.22 Çamur bekleme süresinin çamur yüklemeye göre değişimi	95
5.23 Çıkış KOI değerlerinin çamur yüklemeye göre değişimi	96
5.24 KOI giderme veriminin çamur yüklemeye göre değişimi	96

## TABLÖLAR

<u>TABLO</u>	<u>SAYFA</u>
2.1 Bir nişasta fabrikası atıksu kompozisyonu	10
2.2 Zafer nişasta fabrikasına ait debi ve kirlilik yükleri	10
3.1 Havasız çürütücülerdeki seçilmiş biyolojik reaksiyonların serbest enerji değişimleri	23
3.2 Havasız atıksu arıtımında kullanılan reaktör tiplerinin mukayesesi	32
3.3 Klasik havasız reaktörlerde işletme parametreleri ve verim değerleri	34
3.4 Havasız aktif çamur reaktörlerinde işletme parametreleri ve verim değerleri	35
3.5 Havasız aktif çamur reaktörlerinde arıtılan mısır nişastası atıksularının işletme parametreleri	36
3.6 Havasız filtre ile ilgili işletme parametreleri ve verim değerleri	38
3.7 Havasız akışkan yataklı reaktörlerde işletme parametreleri ve verim değerleri	40
3.8 Yukarı akışlı havasız çamur yataklı reaktörlerle ilgili işletme parametreleri ve verim değerleri	41
3.9 Havasız çürütme sistemlerinin 35 <sup>0</sup> C' de hidrolik ve çamur bekleme süreleri	44
3.10 Değişik havasız reaktörlerde mezofilik aralıklardaki organik yükleme aralıkları	44
3.11 Aşı çamuru olarak evsel çamur kullanılarak granülasyonda bir YAHÇY reaktör için tecrübe edilmiş işletmeye alma stratejileri	50
3.12 YAHÇY reaktörlerde çamur tipine göre farklı uygulamalar	50
3.13 YAHÇY reaktörün işletmeye alma safhası için kullanılan alışmamış aşı çamurunun özellikleri	53
3.14 Havasız mikroorganizmalar için optimum çevre şartları	64



3.15 Havasız arıtma proseslerince farklı organik maddeler için optimum KOI/N/P oranları ve teorik biyokütle üretim katsayısı	66
3.16 Alkali ve Toprak alkali katyonların faydalı ve engelleyici konsantrasyonları	68
3.17 Havasız arıtma üzerine olumsuz etki yapan amonyak azot konsantrasyonları	70
4.1. Zafer Nişasta Fabrikasına ait atıksu karakteristikleri	80
4.2. Reaktörde uygulanan işletme parametreleri	81
5.1. Değişik organik yükleme ve hidrolik bekleme sürelerinde reaktördeki ortalama biyokütle konsantrasyonundan elde edilen sonuçlar	95
E.1 Hidrolik bekleme süresi 52 saat iken girişte ölçülen değerler	110
E.2 Hidrolik bekleme süresi 52 saat iken çıkışta ölçülen değerler	110
E.3 Hidrolik bekleme süresi 26 saat iken girişte ölçülen değerler	111
E.4 Hidrolik bekleme süresi 26 saat iken çıkışta ölçülen değerler	111
E.5 Hidrolik bekleme süresi 13 saat iken girişte ölçülen değerler	112
E.6 Hidrolik bekleme süresi 13 saat iken çıkışta ölçülen değerler	112
E.7 Hidrolik bekleme süresi 8.67 saat iken girişte ölçülen değerler	113
E.8 Hidrolik bekleme süresi 8,67 saat iken çıkışta ölçülen değerler	113
E.9 Hidrolik bekleme süresi 6,5 saat iken girişte ölçülen değerler	114
E.10 Hidrolik bekleme süresi 6,5 saat iken çıkışta ölçülen değerler	114
E.11 Hidrolik bekleme süresi 5,2 saat iken girişte ölçülen değerler	115
E.12 Hidrolik bekleme süresi 5,2 saat iken çıkışta ölçülen değerler	115

E.13 Hidrolik bekleme süresi 4,33 saat iken girişte ölçülen değerler	116
E.14 Hidrolik bekleme süresi 4,33 saat iken çıkışta ölçülen değerler	116



## TEŞEKKÜR

Tezin her aşamasında katkı ve desteğini gördüğüm tez hocam sayın Prof. Dr. Necdet ARAL' a en derin şükranlarımı sunarım.

Değerli fikir ve önerileri ile teze sağladıkları katkılardan dolayı hocam Prof.Dr. Derin ORHON ve Prof.Dr. Veysel EROĞLU'na teşekkür ederim.

Tezin düzenlenmesi, tetkiki ve tashihinde kıymetli vakitlerini esirgemiyen Doç.Dr. Talha GÖNÜLLÜ, Yrd.Doç.Dr. Recep İLERİ ve Yrd.Doç.Dr. Orhan TORKUL' a teşekkür ederim.

Bu çalışmanın deneysel aşamasında her türlü yardım ve desteklerini gördüğüm SA.Ü. Müh. Fak. Kazak Laboratuvarı teknisyenleri İsmail CANAYAKIN ve Recai ŞENYURT' a teşekkür ederim.

Tezin yazılmasındaki üstün gayret ve çalışmalarından dolayı Yük.Müh. Cemil ÖZ ve Kadir ÖZ'e teşekkür ederim.

Ayrıca, tezin başlanıgıcından son şeklini alıncaya kadar yardım ve katkılarını gördüğüm kişi ve kurumlara teşekkür ederim.

## ÖZET

Bu çalışmada, mısır-nişasta sanayi atıksularının yukarı akışlı havasız çamur yataklı reaktörlerle arıtılmasında, proses verimine etki eden faktörler tek tek incelenerek bu gibi sistemlerin tam ölçekli uygulamalarında dikkate alınması gereken işletme parametreleri belirlenmiştir.

Bu amaçla, 7 farklı debide çalışılmıştır. Reaktöre beslenen atıksu, endüstriyel ve evsel atıksuların karıştığı atıksu toplama havuzundan alınmıştır. Reaktörün giriş ve çıkışından alınan numuneler üzerinde gerekli ölçümler yapılmıştır. Her çalışma periyodu için ortalama işletme parametreleri bulunmuştur. Çalışma süresince reaktör sıcaklığı 35 °C' de muhafaza edilmiştir.

Reaktörü işletmeye almak için, benzer bir havasız atıksu arıtma tesisinden aşu çamuru alınmıştır. İşletmeye alma devresi bir haftada tamamlanmıştır.

13 saat hidrolik bekleme süresi, 11,35 kg KOI/m<sup>3</sup>-gün organik yük, 0.184 kg KOI/kg UAKM-gün çamur yükleme ve 304 gün çamur bekleme süresinde, maksimum % 88.9 KOI giderme verimi elde edilmiştir. Yine aynı organik yükte, 218 lt/gün biyogaz elde edilmiş ve bunun metan muhtevası % 72 olarak ölçülmüştür.

Atıksu kompozisyonunu ve kirlilik yükünü dengelemek için reaktör önüne bir tank yerleştirilmiştir. Ayrıca, atıksuyu reaktöre cazibe ile beslemek için reaktör üstüne de bir başka tank konulmuştur.

Atıksuyun pH'sı reaktöre girişte 4.5 olmasına karşın, reaktörün ilk musluğunda 6.5 ölçülmüştür. pH'daki bu değişime, reaktör üzerine yerleştirilen tank ve reaktörde üretilen alkalinite sebep olmuştur. Fabrikadaki proses atıksularına evsel nitelikli atıksuların karışmasından dolayı deneysel çalışma boyunca besi maddesi ihtiyacı olmadığı gözlenmiştir. Böylece işletme maliyetinde tasarruf sağlanmıştır.

## SUMMARY

In this study, the operational parameters that should be taken into account for the field-scale applications of such systems as determined by examining the effects of factors on process efficiency in the treatment of corn-starch industrial wastewaters with upflow anaerobic sludge blanket reactors

For this purpose, the experiments were carried out with seven different flow rates. The wastewater fed into the reactor was taken from wastewater collecting basin into which industrial wastewater and domestic sewage. The required measurements were done at the samples collected from the inlet and outlet of reactor. Then, for each running period the average operational parameters were found. The temperature of reactor was kept at 35 °C during all the running periods.

In order to start-up the reactor, the seed sludge were taken from a similar anaerobic wastewater treatment plant. The period of start-up was completed in a week

A maximum COD removal efficiency of 88.9% was obtained for 13 hours hydraulic retention time, 11.35 kg COD/m<sup>3</sup>-day organic loading, 0.184 kg COD/kg VSS-day sludge loading and 304 days sludge retention time. For the same organic loading, 218 lt/day biogas was obtained, of which methane content was measured as 72 %.

An equalization tank was placed in front of the reactor in order to equalize the waste composition and the pollution load. In addition, an another tank was placed above the reactor in order to feed the wastewater by gravity.

For the first sampling tap the pH of the wastewater was measured as 6.5 even though it was 4.5 in the reactor influent. This change in the pH was caused by the tank placed above the reactor and the alkalinity produced in the reactor. Due to the fact that industrial wastewater is mixed with domestic sewage, it was observed that nutrient requirements during all the running periods were not necessary. Thus, the operating cost was reduced.

## BÖLÜM I

### GİRİŞ

#### 1.1. ÇALIŞMANIN ÖNEM VE ANLAMI

Ülkemizde yetiştirilen mısırın yaklaşık dörtte biri Sakarya ilinde yetiştirilmektedir. Mısırdan elde edilen mısır nişastası ve onun daha ileri seviyede işlenmesiyle elde edilen mamüller pekçok sanayi kolu tarafından kullanılmaktadır. Ancak, bölgede üretilen mısır miktarına göre mısır işleme sanayinin pek fazla gelişmediği ifade edilebilir.

Bölgede hızla gelişen sanayi ve bölgenin sanayi şehirlerine yakınlığı düşünülecek olursa, mısır nişastası ürünlerine olan talebin artacağı tahmin edilmektedir. İlaç sanayinde özellikle penisilin, streptomisin ve diğer antibiyotiklerin hammaddesi, mısır nişastasının ilk yan ürünü olan masarasyon suyudur. Ayrıca, nişasta ürünü olan dekstroz ile serum üretimi yapılabilmektedir. Bölgede faaliyete geçme durumunda olan İlaç Fabrikalarının önemli miktarda antibiyotik ve serum üreteceği ve dolayısıyla bu fabrikaların ve bölgede kurulacak diğer sanayinin taleplerinin karşılanması durumu sözkonusu olmaktadır.

Hammadde bolluğu, yakınlığı ve suyun kolay temini gözönüne alındığında mısır nişastası sanayinin, bölgede hızla gelişeceğini söyleyebiliriz. Sanayileşme ile birlikte çevreyi koruma amacı ve geri kazanma yoluyla pozitif katkılı ve çevre uyumlu arıtma tesisi fikri, havasız arıtmayı cazip yapmaktadır.

Havasız arıtma sistemlerinden Yukarı Akışlı Havasız Çamur Yataklı (YAHÇY) reaktörler; basit dizayn, yüksek yükleme hızları, işletme giderlerinin havasız filtre ve akışkan yataklı reaktörlere göre daha az oluşu nedeniyle, uygun bir havasız arıtma sistemi olmaktadır.

Bu çalışmada, mısır nişastası atıksularının YAHÇY reaktörlerde arıtılması fikrinden hareketle hem ülke, hem de Sakarya İli bazında YAHÇY reaktörler ile uygun, ekonomik arıtmanın uygulanabilme şansı ve arıtma verimine etki eden faktörler araştırılmıştır.

## 1.2. ÇALIŞMANIN AMAÇ VE KAPSAMI

Çalışmanın amacı, mısır-nişasta sanayi atıksularının yukarı akışlı havasız çamur yataklı reaktörler ile arıtılmasında proses verimine etki eden faktörün araştırılmasıdır.

Bunun için, benzer bir havasız arıtma tesisinden temin edilen aşı çamurunun reaktörün işletmeye alınmasında gösterdiği davranış incelenmiştir. 7 farklı debide giriş ve çıkışta KOI, sadece çıkışta olmak üzere biyogaz debisi, gazın muhtevası, TUA (AS.A) ve her periyot sonunda çamur konsantrasyonu ölçülerek her periyot için KOI giderme verimi, organik yük, çamur yükü ve çamur bekleme süresi gibi tesis tasarımında önem arz eden işletme parametreleri hesaplanmıştır. Ayrıca, hidrolik bekleme süresi değiştirilerek organik yükleme, çamur yükleme, çamur bekleme süresi ve çevre faktörlerinin proses verimi üzerine etkileri incelenmiştir.

## BÖLÜM II

### MISIR VE MISIR İŞLEME SANAYİ

Mısır, çoğunlukla Karadeniz bölgesinde ve Marmara bölgesinin bir kısmında önemli ölçülerde yetiştirilen bir tarla bitkisidir. Mısır doğrudan veya işlenerek kullanıcıların faydasına sunulmaktadır. Bu bölümde, mısır hakkında genel bilgiler, mısırın değerlendirilmesi, işlenmesi ve mısır-nişasta fabrikası atıksularının özellikleri hakkında bilgiler verilmiştir.

#### 2.1. MISIR HAKKINDA GENEL BİLGİLER

Eski dünya denilen kıtalar mısırı ancak Amerika'nın 1492' deki keşfinden sonra tanımıştır. Mısır bu yeni kıtada "maiz" ismi ile tanınmaktaydı. Ayrıca, mısırın bu kıtada geniş bir dağılım gösterdiği ve değişik iklim ve toprak şartlarına uyum sağlamış tiplerinin bulunduğu görülmüştür (SDMMA Proje Gurubu, 1981). Mısır, Türkiye'ye yeni giren bitkilerden biri olmasına rağmen, yetiştirilmesinin kolaylığı ve besin değeri nedeniyle bir tarım bitkisi olarak büyük ölçüde kullanım sahası bulmuştur.

#### 2.2. MISIRIN DEĞERLENDİRİLMESİ

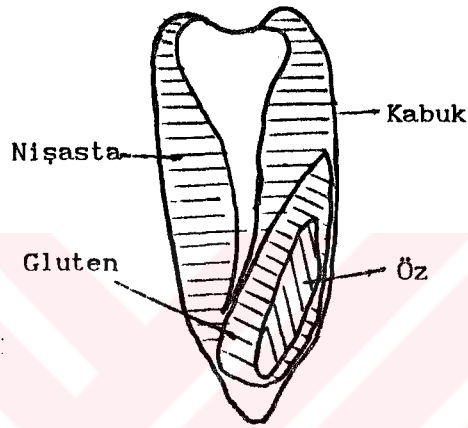
Mısır , bugün birçok ülkede, insan beslenmesinde, hayvan yemi olarak ve sanayide kullanılmaktadır. Çoğunlukla gerek dane, gerekse slaj yemi olarak hayvan beslenmesinde değerlendirilmektedir. İnsan beslenmesinde diğer bazı mamüllerle kullanıldığı gibi doğrudan çeşitli üretimler için, sanayide de sarfedilmektedir.

#### 2.3. MISIR İŞLEME SANAYİ

Mısır işleme sanayi, imal edilen yan ve ana ürünler düşünüldüğünde başlı başına bir endüstri kolunu oluşturmaktadır. Mısır işleme sanayinde eskiden sadece nişasta ayrılması öngörüldükçe, bugün mısırın



tamamı değerlendirilmektedir. Kimyevi olarak mısır tanesi % 10 - % 25 miktarlarında nem ihtiva etmektedir. Geri kalan kısmının yaklaşık % 77'si nişasta, % 10'u protein, % 4,5'u yağ, % 3,5'u kepek, % 2'si mineraller olup geriye kalan kısmı külden ibarettir. (SDMMA Proje Grubu, 1981). Nişasta büyük çapta sanayide kullanılan maddelerden biridir. Mısır işleme sürecinde, Şekil 2.1 'de şematik resmi görülen kısımlar birbirinden ayrılır (Hulshoff Pol, Zeevalkink, 1989).



Şekil 2.1. Mısır tanesinin temsili şekli

Mısır, genelde dört kısımla temsil edilir. Bunlar:

1. Dış kabuk (buna kepek ismi de verilir)
2. Öz (yağın büyük bir kısmını kapsar)
3. Gluten (yüksek proteinli bir kısımdır)
4. Nişasta

Dış kabuk ile öz birbirinden kolaylıkla ayrılabilen kısımlardır. Kabuğun hemen altında nişasta ve gluten karışımı bulunur. Ortakısımlarda ise daha ziyade nişasta, bir miktar protein ve çok az da yağ bulunur.

Mısır işleme sanayinde işletilen prosesler aşağıda verilmiştir.

1. Ayırma işleminde mısır; ana ürün nişasta olmak üzere, masarasyon suyu, yağ ve yemler olmak üzere muhtelif yan ürünlere ayrılmaktadır.

2. Hidroliz ameliyesinde nişasta, glikoz şuruplarına ve dekstroza dönüştürülmektedir.
3. Nişasta, fiziki ve kimyevi muameleye tabi tutularak orijinal vasıflarının değiştirildiği bir işlemde geçirilmektedir.

### 2.3.1. Mısırdan Nişasta Üretim Prosesi

Muhtelif vasıtalarla fabrikaya nakledilen mısır daneleri depolara boşaltılmaktadır. Tartım işlemine alınarak otomatik kantarlarla tartılmakta ve bu işlemde sonra tane mısır mekanik temizlenmeye tabi tutulmakta, koçan ve gövde parçacıklarından, taş ve benzeri yabancı maddelerden temizlenmektedir. Daha sonra mısır taneleri delikli metal elekler üzerine aktarılarak ve mısır tanelerinden küçük yabancı maddeler elenerek ayrılmış olur. Altından püskürtülen hava ile de toz, toprak ve kuru atıklar temizlenebilmektedir.

Bu şekilde temizlenen mısır esas depolardan çıkıp büyük masarasyon tanklarına gitmeden önce su ile temizlenmektedir. Temizlenmiş mısır masarasyon tankına alınıp, yumuşamayı kolaylaştırmak ve fermentasyonu kontrol altında tutmak için, içine % 0,1 SO<sub>2</sub> ilave edilerek 50°C' de su içerisinde 72 saat bekletilmektedir. Bu masarasyon işleminin nihayetinde mısır tanesinin ihtiva ettiği suda çözünen proteinlerin, karbonhidratların ve minerallerin büyük bir kısmı masarasyon suyunun bünyesine geçmektedir. Masarasyon suyu, mısır işleme ameliyesinin ilk yan ürününü teşkil etmektedir. Herhangi bir muameleye tutulsun veya tutulmasın, antibiyotik maddelerin, vitaminlerin, amino asitlerin ve fermentasyon neticesi elde edilen kimyevi maddelerin önemli bir hammaddesini teşkil etmektedir.

Yumuşamış mısır taneleri, masarasyon tanklarından öz ayırma değirmenlerine gönderilir. Bu ameliyeden maksat tanelerini tamamen öğütmek olmayıp, yumuşamış mısırı, kabuklarını yırtarak büyük parçalara ayırmak ve böylece yağ ihtiva eden özleri zedelemekten meydana çıkartmaktır. Bu işlem, öz ayırıcı değirmenlerle gerçekleştirilir.

Yumuşatılmış, kırılmış yaş mısır taneleri bundan sonra öz ayırıcısı adı verilen flotasyon tanklarına veya santrifüjli hidrosiklonlara yollanır. Özler, mısırın bünyesinde daha hafif olduğundan yüzeyde kalmakta veya ayrılmaktadırlar. Bu özden, yağ presleri veya solvent ekstraksiyon ile yağın hemen hemen tamamı ayrılır. Yağ, içindeki ağır ve yabancı maddelerin çöktürülmesinden sonra filtre edilir, rafinasyon ve diğer saflaştırma işlemlerine tabi tutulduktan sonra piyasaya arz edilir. Yağın temizlenmesi esnasında elde edilen ve "sop - stok" tabir edilen bir diğer yan ürün ise sabun imalatında kullanılmaktadır. Yağın alınmasından sonra özün geri kalan kısmı ise öğütülür ve küspe ismi ile hayvan yemi olarak piyasaya verilir veya gluten ve diğer yemlerle karıştırılarak satılır.

Özün ayrılmasından sonra geri kalan nişasta, gluten ve kepek karışımı ince öğütmeye tabi tutulmaktadır. Muhtelif elekler üzerinde yıkanarak kepek dediğimiz kabuk, nişasta ve glutenden tamamen ayrılarak yem olarak değerlendirilmektedir.

Kepek olarak isimlendirdiğimiz kabuk ayrıldıktan sonra elde edilen nişasta ve gluten karışımı, yüksek devirli santrifüjlere pompalanmaktadır. Bu makinelerde, nişasta özgül ağırlıklarındaki fark dolayısıyla nispeten daha ağır olan glutenden ayrılmaktadır. Diğer bazı ayırma işlemlerine de tabi tutulduktan sonra protein bakımından zengin olan gluten, ya olduğu gibi pazarlanır yada masarasyon suyu, küspe ve kepeklerle karıştırılarak mısır gluten yemi olarak piyasaya sürülür. Glutenden aynı zamanda; geniş kullanılış sahası olan zein (bir protein türü), glutamik asit, leucine, tyrosine gibi amino asitleri ve kütmes hayvanları için yapılan yemlerin önemli bir unsuru olan ksantofil yağı imal edilmektedir.

Mısır tanesinden ayrılan nişasta, yıkanarak kurutulmaktadır. Piyasaya ya bu haliyle paketlenerek yada daha ileri işlemlere tabi tutularak (dekstrin, glikoz şurubu, mısır şekeri, dekstroz gibi) sürülmektedir.

Yaklaşık olarak 100 kg mısır tanesinden, 60 kg nişasta, 25 kg yem, 3,5 kg mısırözü yağı imal edilebilmektedir.

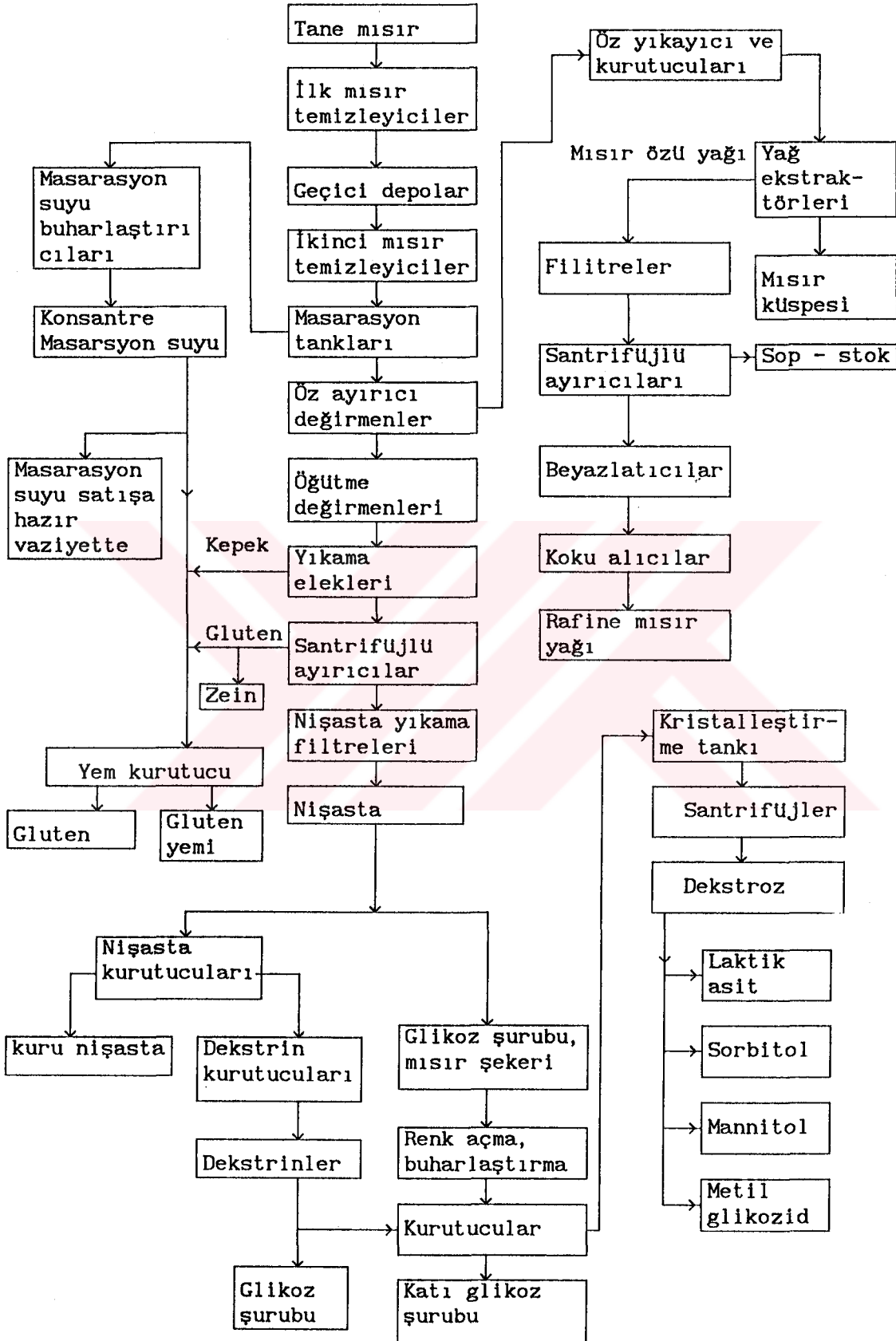
Mısırdan nişasta, glikoz ve nişasta türevlerinin elde edildiği üretim akım şeması Şekil 2.2.' de verilmiştir (SDMMA Proje Grubu, 1981).

### 2.3.2. Mısır Nişastasının Kullanıldığı Yerler

Mısır nişastası, mısır işleme sanayisinin ana mamulüdür. Nişasta gerek özel, gerek sınıai ve gerekse askeri alanlarda ülke ekonomisi için lüzumlu bir maddedir. Mısır nişastası ve mısır nişastası esaslı mamüllerin belli başlı önemli kullanım sahaları aşağıda sıralanmıştır.

(1) Alüminyum imalatında, (2) analitik laboratuvarlarda, (3)askeri yemekler ve kumanyalarda, (4) briket imalatı, (5) buhar kazanları temizleme mamülleri imalatı, (6) cam pamuğu ve elyafı imalatı, (7)cerrahi pansuman malzemesi imalatı, (8) çamaşır kolası imalatı, (9) deri sanayi, (10)deterjan imalatında, (11) döküm sanayi, (12) dinamit imalatı, (13) haşere mücadele ilaçları, (14) inşaat malzemeleri imalatı, (15) kağıt sanayi, (16) kibrit uçları ve kutu yanları, (17) kuru pil imalatı, (18) kurutucu toz ve pudra imalatı, (19) kurutulmuş yemekler, (20) astronot kumanyalarında, (21) madencilikte, (22) organik kimyevi maddeler ve potas ve potasyum hidroksit imalatında, (23) petrol ve tabii gaz kuyusu sondajlarında, (24) sabun imalatında, (25) sentetik reçinelerde, (26) yapıştırıcı ve zamlarda, (27) tablet, hap ve kapsül imalatında, (28) tekstil boyalarında, (29) tekstil sanayinde, (30) askeri sahadaki tekstil sanayinde, (31) toz halindeki ilaçlarda, vitaminlerde, (32) amyant esaslı mamüllerde, (33) boya imalatında, (34) conta imalatında, (35) ambalaj sanayinde, (36) gıda maddelerinde, (37) zımpara kağıt ve bandının imalinde yaygın olarak kullanılmaktadır (SDMMA Proje Grubu, 1981).

Masarasyon suyu, mısır işleme sanayinin ilk yan ürünüdür. Masarasyon suyu buharlaştırılıp konsantre hale getirilerek; penisilin, streptomisin ve diğer antibiyotik maddelerin üretiminde ve yem sanayinde kullanılmaktadır.



Şekil 2.2 Nişasta ve mamüllerin üretim şeması

Mısırözü yağı, mısır işleminin ikinci yan ürünü olan öz' den elde edilmektedir. 100 kg sarı melez mısırdan, 3,5 kg mısır özü yağı elde edilmektedir. Bu yağ; yemeklik yağ olarak, mayonez imalatında, margarin imalatında, sabun ve gliserin imalatında, unlu mamüllerde kullanılmaktadır.

Gluten ve kepek, mısır işleme sanayinde yem olarak kullanılmaktadır. Gluten, % 60 - 70 protein, kepek ise % 9 protein ihtiva etmektedir. Ayrıca hayvan yemi olarak kullanılan; mısır özü küspesi % 20 protein, masarasyon suyu ise kuru maddeler esası üzerine % 45 protein ve hidrol ise % 60 karbonhidrat ihtiva etmektedir.

Mısır işleme sanayi dünyada çok önemli sanayi kollarından biri olmaya namzet görülmektedir. Çünkü nişasta denildiği zaman; aklımıza pasta ve böreklerde kullanılan ve daha ziyade çocuklara verilen bir yiyecek maddesi gelmesine rağmen, yukarıda da zikredildiği gibi günlük hayatımızı etkileyen pek çok sanayi kolu için de elzem bir ürün olduğu görülmektedir. Netice olarak günümüz dünyasında nişasta ve nişasta mamülleri ile ilgili yapılan çalışmaların çok yoğun bir durumda olduğunu ifade edebiliriz.

### 2.3.3. Mısır-Nişasta Sanayi Atıksularının Özellikleri

Nişastanın son ürün olduğu fabrikalarda başlıca önemli atıksu kaynakları olarak;

- Ham mısırın yıkanmasında kullanılan su, masarasyon suyunun buharlaştırılmasından sonraki konsantre atıksular ve nişastayı kuruttuktan sonraki proses suyu
  - Nişasta fabrikada daha ileri kademedede işlenirse, bu atıksulara ilave olarak; çözülmüş glikozun deminerilizasyonundan ileri gelen atıksular ve nişasta türevlerinin üretilmesinden ileri gelen atıksular
- sayılabilir.

Mısır nişastası üretimi yapan aynı fabrikadaki atıksu kompozisyonu ise Tablo 2.1' de verilmiştir ( Zeevalkink, Maaskant, 1983).

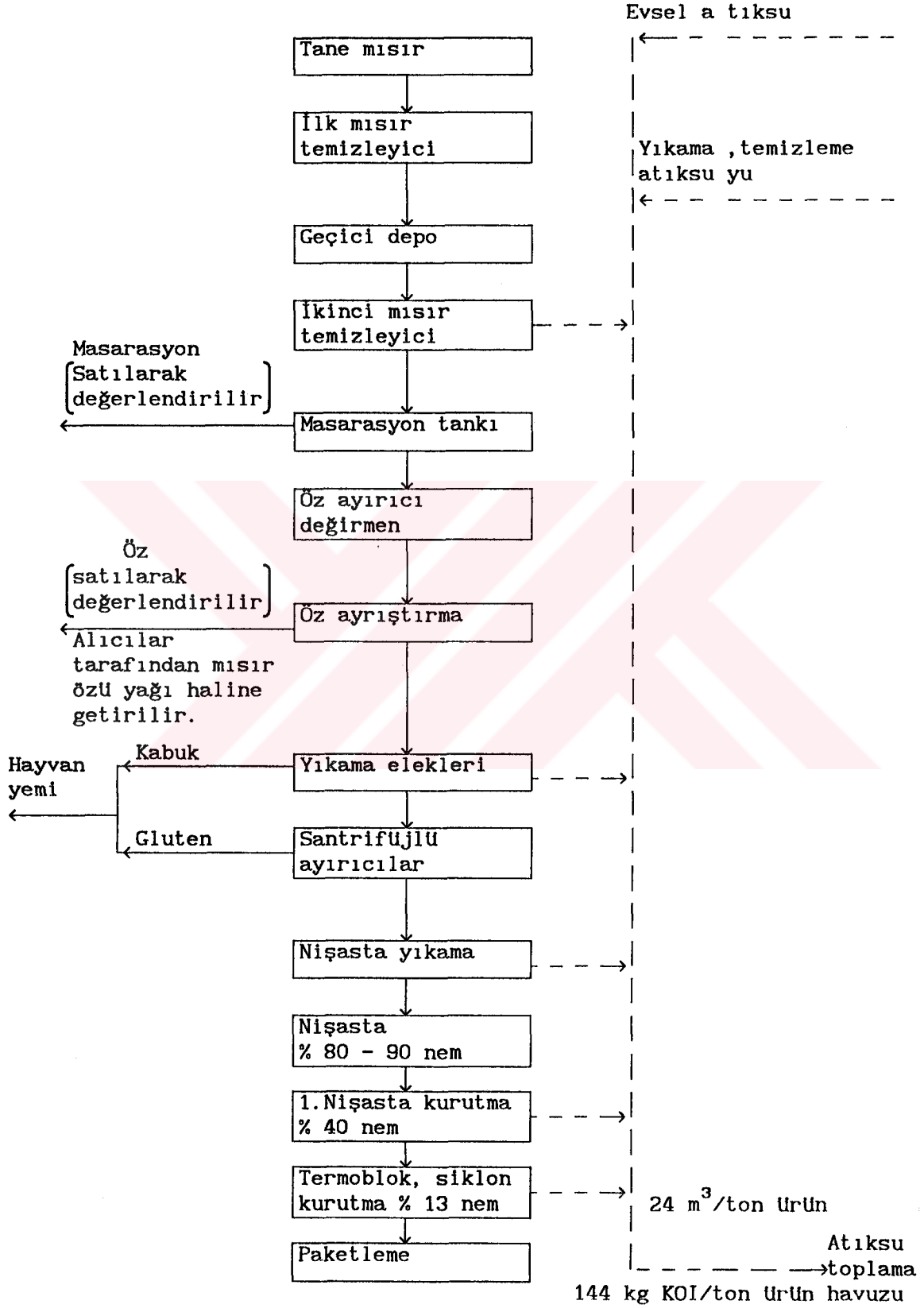
Tablo 2.1 Bir nişasta fabrikası atıksu kompozisyonu

Parametre	Değişim aralığı	Ortalama
KOI (mg/lt)	1500 - 11000	6500
Debi (m <sup>3</sup> /gün)	800 - 1500	1000
Sıcaklık (°C)	33 - 39	
N (mg/lt)		50
PO <sub>4</sub> (mg/lt)		75
Sülfat (mg/lt)		350

Bu çalışmanın deneysel kısmında kullanılan atıksuların temin edildiği Zafer Mısır Nişasta Fabrikası üretim şeması ve atıksu kaynakları Şekil 2.3 ' de verilmiştir (Zafer Nişasta Fabrikası, 1991). Fabrika günde yaklaşık 10 ton mısır işlemektedir. Ortalama günlük atıksu debisi 240 m<sup>3</sup>/gün dür. Ortalama KOI 6000 mg/lt bulunmuştur. Bu değer literatürde 6500 mg/lt verilmektedir. Zafer Nişasta Fabrikasına ait ortalama debi ve kirlilik yükleri Tablo 2.2' de verilmiştir.

Tablo 2.2 Zafer Nişasta Fabrikasına Ait debi ve kirlilik Yükleri

Debi yükü m <sup>3</sup> /ton ürün	24
KOI yükü kg KOI/ton ürün	144
BOI yükü kg BOI/ton ürün	96



Şekil 2.3 Zafer Mısır Nişasta Fabrikası Üretim ve atık şeması



#### 2.3.4. Değerlendirme

Türkiye genelindeki ekilebilir alanlar (çayır, mera ve ormanlar hariç) 27 milyon 763 bin hektar düzeyindedir. Tarımsal amaçla kullanılan bu arazinin % 87,1'i tarla arazisi olarak kullanılmaktadır. Sakarya İlinde ise ekilebilir alan 205 bin 281 hektar olup bunun % 68,8' i tarla arazisi olarak kullanılmaktadır.

Türkiye genelinde 1985 yılına kadar tarla bitkileri Üretimi % 7,9 ile % 21,6 arasında değişirken, Sakarya İlinde % 7,8 ile % 31,8 arasında değişiklik göstermektedir.

Türkiye genelinde tarla bitkisi olan mısır 1989 yılında 2 milyon ton üretilirken, 1990 yılında 2 milyon 100 bin ton üretilmiştir. 1989'dan 1990 yılına üretimdeki değişim % 5 civarında kalmıştır. Sakarya İlinde ise mısır 1989 yılında 450 bin 190 ton üretilirken, 1990 yılında 450 bin 510 ton üretilmiştir (ATSO, 1991).

İstatistiki bilgilerden görüldüğü gibi, Türkiye'de ortalama 2 milyon ton mısır üretilirken, Sakarya İlinde ortalama olarak, Türkiye üretiminin % 22,5 olan 450 bin ton mısır üretilmiştir. Daha pratik bir yaklaşımla, Türkiye'deki mısır üretiminin yaklaşık dörte birinin Sakarya İlinde üretildiği ifade edilebilir.

Mısır, herşeyden evvel bir hayvan yemidir. Yem fabrikalarının bir hammaddesidir. Mısır; yem fabrikalarının yanısıra, üreticiler tarafından ve iç pazarlarda da hayvan yemi olarak değerlendirilmektedir.

Mısır, özellikle Karadeniz Bölgesi başta olmak üzere, Sakarya İlinde de mısır ekmeği olarak üretilmektedir.

Hayvan yetiştiricileri, insan gıdası ve yem sanayinden sonra mısırın en fazla tüketimi mısır işleyicileri veya mısır rafine endüstrisi tarafından gerçekleştirilmektedir. Mısır rafine endüstrisi

her geçen yıl daha fazla mısır işleyerek glikoz şurubu, mısır şekeri, yağ, gluten yem ve diğeri mamüller elde etmektedirler.

Nişasta fabrikalarının kullandığı mısır Türkiye genelinde ortalama 150 bin ton civarındadır. Sakarya İlinde ise ortalama 10 bin ton mısır işlenmektedir (ATSO, 1992). Mısır üretiminin yaklaşık 1/4' ünü gerçekleştiren Sakarya İli mısırın işlenmesi açısından yetersiz kalmıştır. Ancak hammadde yakınlığı, kullanılacak suyun temin kolaylığı düşünüldüğünde mısır işleme sanayinin bölgede hızla gelişeceği tahmin edilmektedir.

Mısır nişasta fabrikası atıksuyundaki kirlilik ortalaması 4 g  $BOI_5$ /lt ve bir kişinin meydana getirdiği kirliliği 54 g  $BOI_5$ /günde olarak kabul ettiğimizde, 1 ton mısır işleme için 26 ton su kullanıldığından (SDMMA Proje Grubu, 1981), Türkiye genelinde ortalama olarak yılda 15 bin ton  $BOI_5$  yükü, Sakarya İli genelinde ise bin ton  $BOI_5$  yükü meydana gelecektir. Bu kirliliğin yükü, Türkiye genelinde yaklaşık 750 bin kişiye, Sakarya İli genelinde ise bin kişiye eşdeğer olmaktadır. Bu kirlilik yükünün, teknolojik ve sanayinin gelişmesi ile birlikte nişasta ve nişasta mamülleri ve yan ürünlerine olan talep ile hem ülke genelinde, hem de Sakarya İlinde artacağı ifade edilebilir.

## BÖLÜM 3

### HAVASIZ ARITMA

#### 3.1. GİRİŞ

Havasız arıtma organik maddeleri oksijensiz ortamda stabil hale getiren biyolojik bir metottur.

Organik maddeler değişik mikrobiyal ara etkiler yardımıyla oksijen, nitrat ve sülfat gibi elektron kabul ediciler yokluğunda,  $CH_4$  ve  $CO_2$ 'e dönüştürülebilmektedir. Havasız proseslerde, organik maddelerdeki kimyasal enerjinin çoğu metan olarak ayrılıp geri kazanılırken; havalı proseslerde ise bu organik maddelerdeki kimyasal enerjinin çoğu havalı bakteriyel metabolizma için kullanılır. Havalı sistemlerdeki, bu yüksek bakteriyel metabolizma faaliyeti nedeniyle, havasız sistemlere göre oldukça büyük miktarda bakteriyel hücre üretilmektedir.

Havalı dönüşümde, 1 kg KOİ 'yi gidermek için 2 kWs. elektrik sarfedilerek 0,5 kg biyokütle üretilmektedir. Havasız dönüşümde ise 1 kg KOİ 'yi giderirken, 0,5 m<sup>3</sup> biyogaz (yaklaşık 0,4 lt. sıvı yakıta eşdeğerdir) ve 0,1 kg biyokütle oluşmaktadır. Havasız prosesler sadece enerji bakımından zengin ürünlerle sonuçlanmayıp aynı zamanda daha az hücre malzemesi üretirler (havasız sistemlere göre yaklaşık 5 kat daha az). Bu nedenlerle havasız sistemle organik madde ayrışmasının çift taraflı bir fayda sağladığı belirtilebilir.

Havasız çürütme, önceleri yaygın olarak evsel çamurların stabilizasyonu için kullanılmıştır. Klasik çürütmenin bazı dezavantajları bunların evsel ve endüstriyel atıksulara uygulanmasını güçleştirmiş ve bu mahzurların giderilmesi için yeni havasız arıtma prosesleri geliştirilmiştir.

Atıksuların, havasız arıtılması ile ilgili çalışmalar 1950 'lerde başlamış ve bu çalışmalarla birlikte özel reaktör tipleri de

geliştirilmiştir. Bunlar arasında; havasız aktif çamur prosesleri (Schroepfer, et al, 1955), havasız filtreler (Young, McCarty, 1969), yukarı akışlı havasız çamur yataklı reaktörler (Lettinga, et al, 1980) değişik sabit film reaktör tipleri sayılabilir ( van den Berg, Lentz, 1979; Switzenbaum, Jewell, 1980; Heijnen, 1983).

### 3.2. HAVASIZ ARITMANIN AVANTAJ VE DEZAVANTAJLARI

Havasız arıtmanın havalı arıtmaya göre avantaj ve dezavantajları aşağıda sıralanmıştır (McCarty, 1964; Young, McCarty, 1969; Lettinga, 1981; Hulshoff Pol, Lettinga, 1986; Öztürk, 1987; Öztürk, 1993; ).

#### Avantajları

1. Havalandırma için enerji ihtiyacı olmaması,
2. Çamur üretiminin düşük olması,
3. Meydana gelen çamurun oldukça stabil olması,
4. Stabil olan çamurun koku probleminin olmaması,
5. Çıkan çamur miktarından dolayı çamur uzaklaştırma probleminin minimum olması,
6. Besi maddesi ihtiyacının düşük olması,
7. Aktif havasız biyokütlelerin uzun süre beslenmeden korunabilmesi,
8. Faydalı bir gaz olan metan gazının üretilmesi,
9. Prosesin çok yüksek organik yüklerde etkili olması,
10. Tropik iklimlerde kullanma imkanlarının üstün olması,
11. Tesisin kapladığı alanın az olması,
12. Mekanik ekipman maliyetinin düşük olması,

#### Dezavantajları

1. Havasız ortamdaki metan fermentasyon bakterilerinin çok hassas organizmalar olması,
2. Havasız bakterilerin düşük büyüme hızlarından dolayı prosesin alıştırma devresi için uzun bir süre gerekmesi,
3. Atıksuyun kompozisyonuna göre bir ön arıtım veya son arıtıma ihtiyaç duyulması,

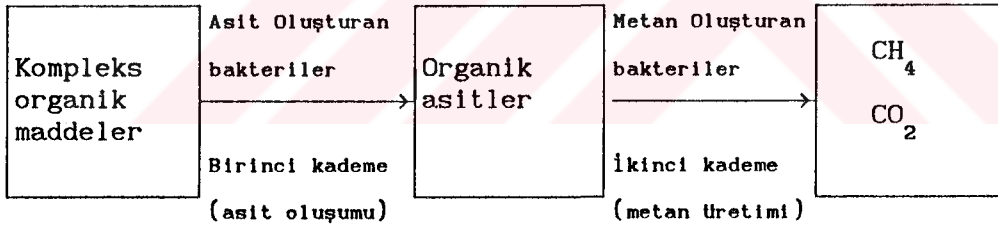
4. Sisteme dışarıdan ısı girdisi olması,
5. Bugüne kadar yapılan uygulamaların sınırlı sayıda olması

### 3.3. HAVASIZ ARITMANIN MİKROBİYOLOJİSİ VE BİYOKİMYASI

Kompleks organik maddelerin metan gazına dönüşümü, herbiri kendine özgü reaksiyonlara sahip olan çeşitli bakteri grupları tarafından yapılır. Havasız arıtmanın mikrobiyolojisi ve biyokimyasının çok karmaşık olduğu ve halen bilinmeyen pek çok yönlerinin bulunduğu kabul edilmektedir.

#### 3.3.1. Havasız Arıtmanın Mikrobiyolojisi

Son zamanlara kadar kompleks organik maddelerin havasız ortamda çürütülmesinin Şekil 3,1' deki gibi, iki bakteri gurubunun dahil olduğu iki kademedede gerçekleştiği sanılmaktadır (McCarty, 1964).

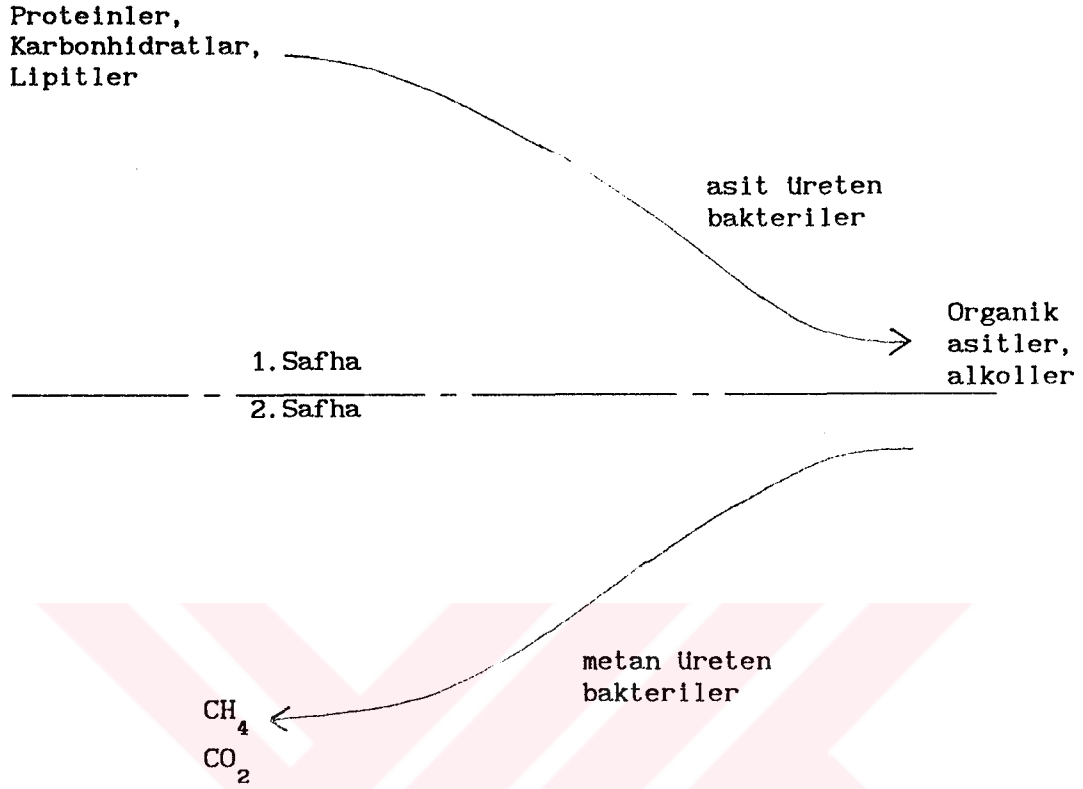


Şekil 3.1 İki kademeli havasız arıtma şeması

Birinci kademedede; kompleks organik maddeler (Karbonhidrat, yağ, lipit) fermentatik bakterilerce uçucu yağ asitlerine,

İkinci kademedede; uçucu yağ asitleri, metan bakterilerince  $\text{CO}_2$  ve  $\text{CH}_4$  e dönüşmektedir.

Ayrıca, bu iki kademeli sistem, Şekil 3.2 'deki gibi şematize edilerek gösterilmiştir (Aral, 1987).



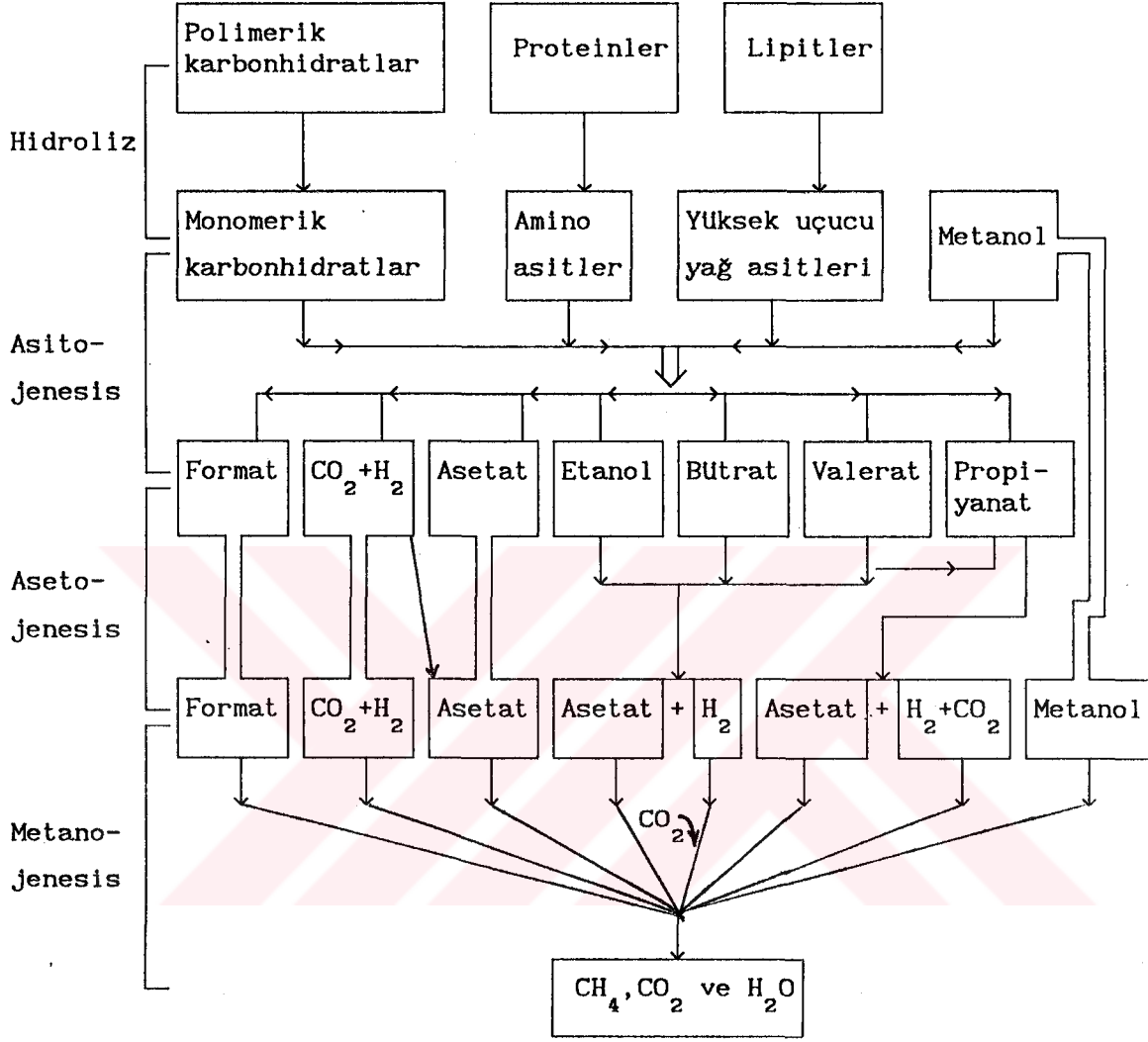
Şekil 3.2 İki kademeli havasız arıtmanın şematik gösterimi.

Günümüzde havasız arıtmanın mikrobiyolojisine en uygun şemanın Şekil 3.3'deki üç kademeli şema olduğu kabul edilmiştir (de Zeeuw, 1984).

Birinci kademede; kompleks organik maddeler fermente bakterilerince monomerik karbonhidratlar, amino asitler, yüksek uçucu yağ asitleri ve alkollere hidroliz olurlar,

İkinci kademede; hidroliz ürünleri fermente bakteriler tarafından uçucu yağ asitleri, CO<sub>2</sub> ve H<sub>2</sub> meydana getirirken, asetojenik bakteriler tarafından da bu ürünler asıl ürün asetat olmak üzere H<sub>2</sub>, çok sayılı karbon bileşikleri ve CO<sub>2</sub>'e dönüşür.

Üçüncü kademede; ikinci kademe ürünleri olan asetat veya H<sub>2</sub> ve CO<sub>2</sub> metan bakterilerince metana dönüşür.



Şekil 3.3 Havasız çürütmenin bütün kademelerini gösteren şema

### 3.3.1.1. Hidroliz Kademesi

Bu safhada; karbonhidrat, protein ve yağ gibi kompleks organik maddeler, fermente bakterilerce hidrolize olmaktadır. Burada, organik maddeler, hücre dışı enzimlerle hücre içine girebilecek basit bileşikler haline getirilmektedirler.

Hidrolitik reaksiyonlar; biyokütlenin anaerobik çürütülmesi

sirasında üretilen metan miktarını sınırladığı gibi, havasız arıtmadaki mikrobiyal proseslerin hepsinde hız sınırlayıcı adım olabilmektedir. Kompleks organik maddelerin havasız ortamda hidrolizinde değişik mikrobiyal türler mevcuttur. Bunların çoğu zorunlu anaerob olmakla birlikte *Streptococci* ve *Enterics* gibi türler fakültatif anaerobtur. *Bacteroides*, *Clostridium*, *Butyrivibrio*, *Eubacterium*, *Bifidobacterium*, *Lactobacillus* gibi mezofilik türler ve diğer pekçoğu üstün organizma şeklinde bulunmaktadır. (McInerney, Bryant, 1980)

Hidrolitik bakteri ve onların enzimleri üzerinde ve arapolimerik yapı ile onların kinetikleri ve faaliyetleri arasındaki ilişkilerle ilgili araştırmalar, polimerik bileşiklerin yüksek hızlı ayrışmasına yol açan biyoreaktör dizaynını sağlamıştır (Kosaric, Blaszczyk, 1990).

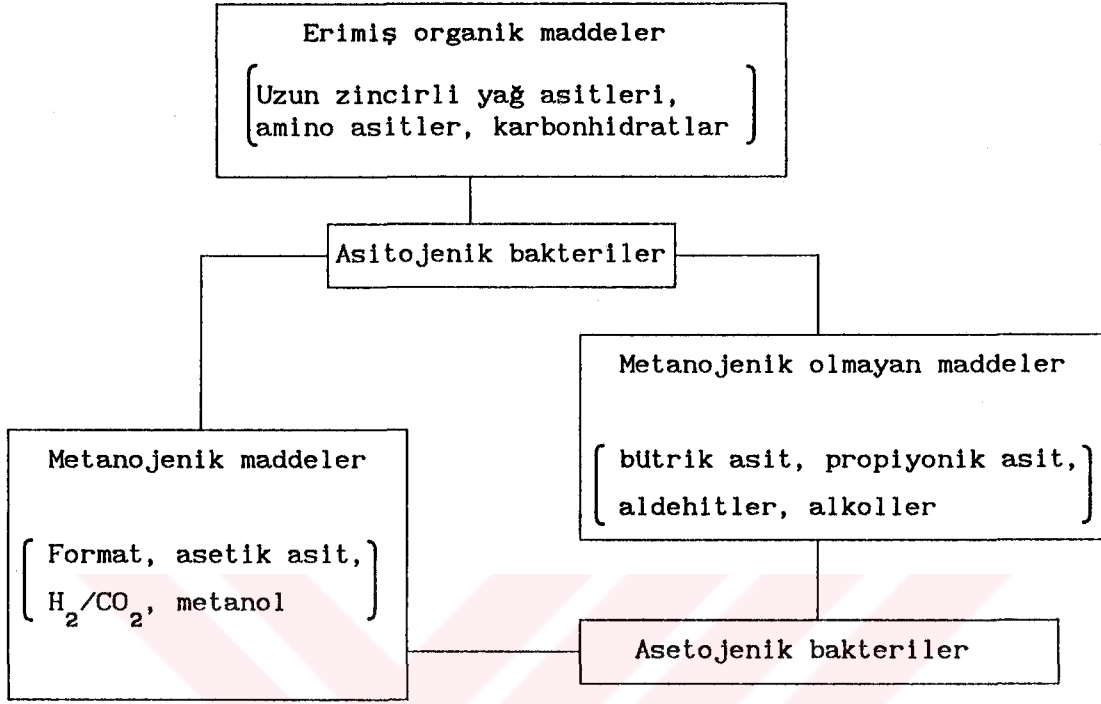
#### 3.3.1.2. Asit Oluşum Kademesi

Bu kademedede; basit bileşikler fermente bakterilerce, uçucu yağ asitleri,  $H_2$  ve  $CO_2$ 'e dönüştürülmektedir. Bu işlem fermente bakterilerinin uçucu yağ asiti üretiminden dolayı, asitleştirme yada asitojenezis safhası olarak tanımlanmaktadır. Asitojenezis adımı ürünlerinin asetojenik bakteriler tarafından başta asetat olmak üzere  $H_2$ , çok sayılı karbon bileşikleri ve  $CO_2$ 'i oluşturmaları kademesine de asetojenezis adı verilmektedir.

Asit oluşturan bakteriler; Şekil 3.4'de görüldüğü gibi erimiş organik maddeleri (asitojenik bakterilerce) ve propiyonik asit, bütrik asit, alkoller, aldehitler gibi metanojenik olmayan maddeleri (asetojenik bakterilerce); format, asetat,  $H_2/CO_2$ , metanol gibi metanojenik maddeler şekline dönüştürmektedir (Kosaric, Blaszczyk, 1990).

Havasız çürütme proseslerinde, çok az sayıda da olsa hidrojen kullanan asetojenik bakteri grubu mevcuttur. Bunlar  $CO_2$  ve  $H_2$ 'den asetat üretmektedirler. Ayrıca, ortamda sülfid ve sülfat ihtiva eden atıklar var ise, bunlarda hidrojen kullanarak, sülfat indirgeyen bakteriler tarafından sülfürlere indirgenmektedir.





Şekil 3.4 Asit oluşturan bakteriler (asitojenik ve asetojenik) tarafından işletilen reaksiyonlar

Asetik asit, organik maddelerin havasız çürütülmesi işleminde çok miktarda üretilen önemli bir bileşik olmaktadır. Propiyonik asit ise ikinci derecede önem arz etmektedir. Erimiş organik maddeleri asetik asit şekline getirilebilecek *Lactobacillus*, *Escherichia*, *Staphylococcus*, *Micrococcus*, *Bacillus*, *Pseudomonas*, *Desulfovibrio*, *Selemonas*, *Veillonella*, *Sarcina*, *Streptococcus*, *Desulfobacter* ve *Desulfomonas* gibi çok sayıda mikroorganizma mevcut olduğu belirtilmektedir (Kosaric, Blaszczyk, 1990).

### 3.3.1.3. Metan Üretim Kademesi

Bu kademede, metanojenik bakteriler asetat veya  $H_2$  ve  $CO_2$ 'i metana dönüştürmektedir. Havasız çürütme proseslerinde format, metanol, CO ve metilaminler gibi metanojenik organik maddeler daha az önemli olmaktadır.

Asetik asiti dönüştüren asetotropik bakteri, ve hidrojenotrofik bakteri diye adlandırılan, iki metanojen grubun olduğu belirtilmektedir (Zehnder, Koch, 1983).

Methanosarcina denilen küçük bir grup metanol kullanmakla beraber asetat ve hidrojeni de kullanmaktadır. Bazı hidrojenotrofik metanojenler de formatı metan haline getirmektedirler.

Bu kademedeki faaliyet gösteren bazı bakteri türlerinin bazıları şunlardır: *Methanobacterium*, *Formicicum*, *M.bryantic*, *M.thermoautotrophicum*, *Methanobrevibacter ruminantium*, *M.arboriphilus*, *M.Smithii*; *Methanococcus vannielli*, *M.voltae*; *Methanomicrobium mobile*, *Methanogenium cariaci*, *M.marinsnigri*, *Methanospirillum hungatei* ve *Methanosarcina barkei* olarak verilmektedir (Balch, et al, 1979).

Metan gazı suda çözünmemekte ve sistemi doğrudan terk etmektedir. Metan gazı yanında CO<sub>2</sub> gazı da üretilmektedir. CO<sub>2</sub> sistemde gaz formunda olduğu gibi, bikarbonat alkanitesine de dönüşebilmektedir.

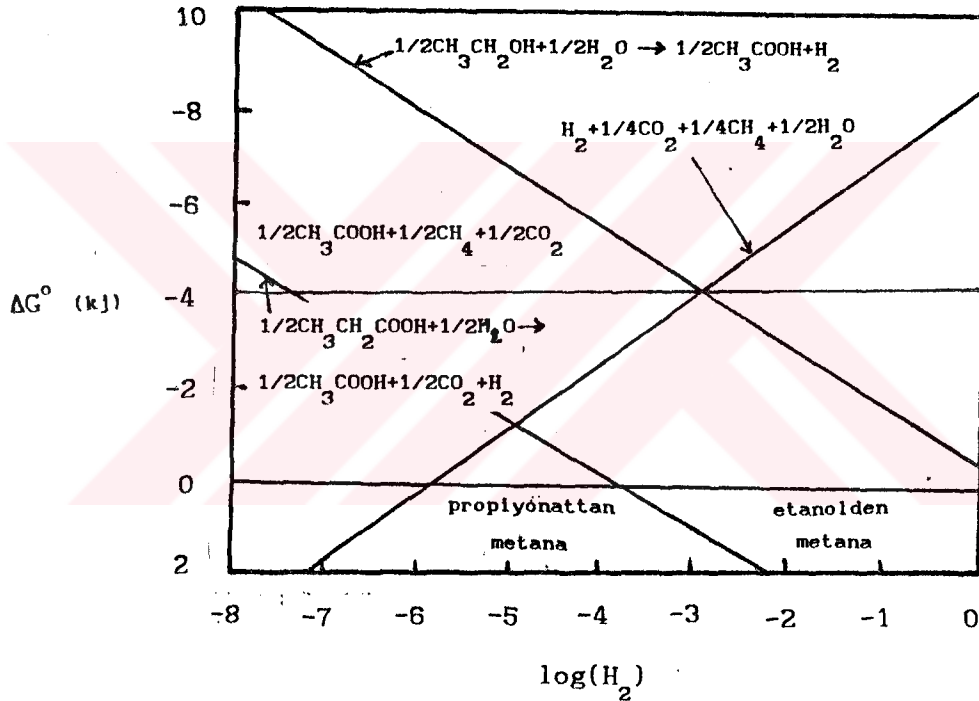
### 3.3.2 Havasız Arıtmanın Biyokimyası

Organik maddelerin uçucu asitlere oksidasyonu kademesinde açığa çıkan enerji hücre sentezinde kullanılırken, molekül yapısının bozulması ile ortaya çıkan hidrojen atomları taşıyıcı molekül NAD<sup>+</sup>'yi indirgemekte ve sistemden H<sub>2</sub> gazı olarak çıkmaktadır. (McInery; Bryant, 1981). Taşıyıcı molekül "nicotinamide adenine dinucleotide" nin indirgenmiş (NADH) ve yükseltgenmiş (NAD) şekilleri arasındaki oran, propiyonik ve bütrik asitin asetik asite dönüşümünü olduğu kadar, asitojenesis esnasında oluşan asitlerin karışım kompozisyonlarını ve dönüşüm hızlarını da kontrol etmektedir (Mosey, 1983). Tam olarak okside olmamış reaksiyonlarda, önemli bir ürün olan asetat oluşumu, düşük H<sub>2</sub> konsantrasyonlarında mümkün olmaktadır. CO<sub>2</sub> ile birlikte H<sub>2</sub>'nin sürekli giderimi önem arz etmektedir. Metanojenler tarafından H<sub>2</sub> giderme verimi düşük iken, H<sub>2</sub> kısmi basıncı artar ve sistemde biriken H<sub>2</sub> kullanılmadığından asetik asit yerine propiyonik asit, bütrik asit gibi yağ asitleri teşekkül

etmekte olup, bu durum özellikle aşırı organik yükleme değerlerinde meydana gelmektedir.

Asitojenik, asetojenik ve metanojenik bakteriler tarafından işletilen biyolojik reaksiyonların serbest enerji değişimleri Tablo 3.1 'de verilmiştir (Kosaric, Blaszczyk, 1990).

Hidrojen kısmi basıncı ile hidrojen üreten ve hidrojen kullanan mikroorganizmaların serbest enerji değişimleri arasındaki ilişki Şekil 3.5 'deki gibi verilmektedir (Öztürk, 1987).



Şekil 3.5 Hidrojen kısmi basıncının serbest enerji değişimine etkisi

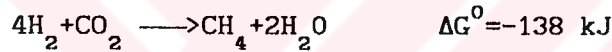
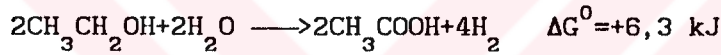
$H_2$  kısmi basıncı  $10^{-4}$  atmosferin altına düşmedikçe propiyonatin asetata dönüşmesi mümkün olmaktadır. Bu yüzden  $H_2$  kullanan metan bakterilerinin istenen şekilde faaliyet gösterebilmeleri için ortamdaki  $H_2$  kısmi basıncının son derece düşük tutulması gerekmektedir. Bu duruma hidrojenotrofik bakterilerin faaliyetleri sonucu ulaşılabilir. Aksi halde propiyonik ve bütrik asit gibi çok karbonlu uçucu asitlerin birikmesi sebebiyle metan bakterilerinin faaliyetleri engellenebilir

Tablo 3.1 Havasız çürütücülerdeki seçilmiş biyolojik reaksiyonların serbest enerji değişimleri

Reaksiyon	$\Delta G^0$ (kJ)
<b>Asitojenik bakteri:</b>	
$(C_6H_{10}O_5) + H_2O = C_6H_{12}O_6$	-17,7
$C_6H_{12}O_6 = 3CH_3CO_2 + 3H^+$	-311,0
$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O = CH_3CH_2^- + H^+ + 3CO_2 + 5H_2$	-192,0
$C_6H_{12}O_6 = CH_3CH_2CH_2CO_2 + H^+ + 2CO_2 + 2H_2$	-264,0
$C_6H_{12}O_6 + 6H_2O = 6CO_2 + 12H_2$	-25,9
<b>Asetojenik bakteri:</b>	
$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O = 2CH_3CO_2^- + 2H^+ + 2CO_2 + 4H_2$	-216,0
$CH_3CH_2CO_2^- + H^+ + 2H_2O = CH_3CO_2^- + H^+ + CO_2 + 3H_2$	+71,7
$CH_3CH_2CH_2CO_2^- + H^+ + 2H_2O = 2CH_3CO_2^- + 2H^+ + 2H_2$	+48,3
$CH_3CH_2OH + H_2O = CH_3CO_2^- + 2H_2$	+9,7
$2CO_2 + 4H_2 = CH_3CO_2^- + H^+ + 2H_2O$	+94,9
<b>Metanojenik bakteri:</b>	
$4H_2 + HCO_3^- + H^+ = CH_4 + 3H_2O$	-136
$CO_2 + 4H_2 = CH_4 + 2H_2O$	-131
$CH_3COO^- + H_2O = CH_4 + HCO_3^-$	-31
$4HCO_2^- + H_2O + H^+ = CH_4 + 3HCO_3^-$	-134
$4CH_3NH_3^+ + 3H_2O = 3CH_4 + 4NH_4^+ + HCO_3^- + H^+$	-225

Asetik asit birikiminden ziyade propiyonik asit birikiminin olduğu durumlarda çok zorlaşmaktadır. Propiyonik asitin artması sistemin pH'sını sürekli düşürmektedir. Şekerlerin ve nişastaların bozulması propiyonik asit oluşumu doğrultusundadır. Bu asitin birikimi fermentasyonun durmasına neden olabilmektedir. Reaktör işlevini yeniden kazandığında tekrar metan elde edilebilmektedir.

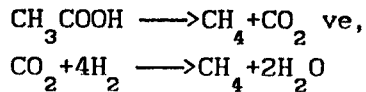
Etanolün ayrışmasında, önceleri *Methanobacillus omelienskii* tarafından gerçekleştirildiğine inanılan reaksiyonun daha sonra simbiyotik ilişki içinde yaşayan iki bakteri grubunca iki alt kademede gerçekleştirildiği aşağıdaki reaksiyonlarda verilmiştir. (McInery, Bryant, 1978).



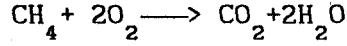
Metanojen bakterilerin hepsi, metanojenesis ve büyüme için sadece elektron verici olarak hidrojen kullanmaktadırlar.  $\text{CO}_2$ , hidrojeni substrat olarak kullanırken metana indirgenmektedir. Bazı metanojen bakteri türleri, metil karbonun dönüşümü ile, karbon ve enerji kaynağı olarak format kullanır. CO yalnız enerji kaynağı olarak kullanıldığında termofil *M. thermoautotrophicum* CO' in 4 molundan bir mol  $\text{CH}_4$ , 3 mol  $\text{CO}_2$  üretmektedir (Daniels, et al, 1977).

Hidrojen tüketen metan bakterileriyle ilgili olarak iki yeni enzim belirtilmektedir (Mosey, 1981). Bunlardan biri ko-enzim M (COM), diğeri ise, ko-enzim F420 olarak adlandırılmaktadır.

Meydana gelen metanın, yaklaşık % 70-75'i asetattan, geri kalanı ise  $\text{H}_2$  ve  $\text{CO}_2$ 'den meydana geldiği aşağıdaki reaksiyonlarla verilmektedir (Jeris, McCarty, 1965).

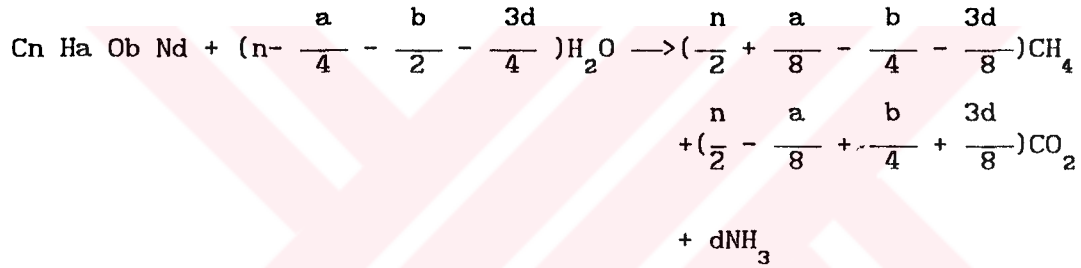


Sistemde meydana gelen metan gazının eşdeğeri cinsinden hesabında aşağıda verilen stokiometrik eşitlik kullanılmaktadır.



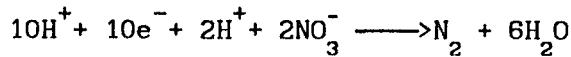
Bu denklemden görüldüğü gibi 16 gr.  $\text{CH}_4$  gazı (N.Ş.A 22.4 lt) 64 gr. oksijene (KOİ) eşdeğer olmaktadır. Bu durumda havasız proseslerde giderilen 1 gr. KOİ N.Ş.A (0 °C, 1 atm.) 0.35 lt  $\text{CH}_4$  gazına eşdeğer olmaktadır.

Organik maddenin bileşimi tam olarak bilinmiyorsa, teorik metan üretimi aşağıdaki reaksiyona göre gerçekleşmektedir (Lettinga, 1984).

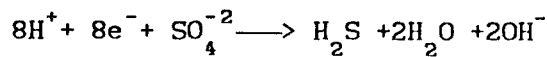


Genellikle,  $\text{CO}_2$ 'in çözünürlüğünün yüksek olmasından dolayı, reaktörde oluşan gazdaki  $\text{CO}_2$  miktarı teorik olarak hesaplanandan daha azalmaktadır.

$\text{NO}_3^-$  ve  $\text{NO}_2^-$  gibi elektron kabul edicilerin varlığı halinde, sistemdeki tüm organizmalar ilk olarak bu bileşikleri uzaklaştırmaktadır.



Havasız arıtma proseslerinde dikkat edilmesi gereken bir başka bileşik, okside edilmiş sülfür bileşikleridir. Havasız proseslerde arıtılan atıksuda  $\text{SO}_4^{-2}$  ve  $\text{SO}_3^{-2}$  bulunması durumunda aşağıdaki biyokimyasal reaksiyon meydana gelmektedir.



Burada, 96 gr  $SO_4^{-2}$ , 64 gr KOI organik maddeyi oksitler. Sülfatların indirgenmesi, zorunlu anaerobik mikroorganizmalar tarafından,  $H_2$  kullanılarak gerçekleştirilmektedir.

### 3.3.3. Havasız Arıtmanın Kinetiği

Havasız bir arıtma sistemini uygun olarak kontrol etmek ve dizaynını mümkün kılmak için çeşitli kademelerin hızını etkileyen faktörler gibi, çeşitli alt proseslerin kinetiklerinde yeterli fikir sahibi olmak gerekmektedir. Havasız sistemlerde, organik ve hidrolik yüklemenin ve çevresel faktörlerin değişimi ile prosesin kararlılığı geçici veya sürekli bozulabilmektedir. Örneğin, organik maddelerin çürütülmesinde, hidroliz hız sınırlayıcı adım olabilmektedir. proses veriminin korunması için, havasız arıtmanın kinetiği önem arz etmektedir. Bu bölümde, havasız arıtmanın temel kinetik ifadeleri verilmektedir.

Geri devirsiz, sürekli akışlı, karıştırıcılı bir tankta mikroorganizma kütle dengesi aşağıdaki gibi yazılabilmektedir.

Sistemde	Sistemde	Biyokütlenin
biyokütlenin	= biyokütlenin	- sistemi terketme hızı
net değişimi	oluşan hızı	

Bu denklemi formülize edersek

$$V \left[ \frac{dx}{dt} \right] = V \left[ \frac{dx}{dt} \right]_g - \left[ Q_w X + QX_e \right] \quad (3.1)$$

Burada;

$$\frac{dx}{dt} : \text{Biyokütle büyüme hızı, mg UAKM/lt - gün}$$

$$V : \text{Reaktör hacmi, lt}$$

$$Q : \text{Atıksu debisi, lt/gün}$$

$$Q_w : \text{Sistemden atılan, biyokütle ihtiva eden sıvı debisi, lt/gün}$$

$X_e$  : Çıkış biyokütle konsantrasyonu, mg UAKM/lt

$X$  : Reaktördeki mikroorganizma konsantrasyonu, mg UAKM/lt

$\left[ \frac{dx}{dt} \right]_g$  : Biyokütle net büyüme hızı, mg UAKM/lt - gün

diğer yandan,

$$\left[ \frac{dx}{dt} \right]_g = Y \left[ \frac{ds}{dt} \right]_u - k_d X \text{ olarak ifade edilebilir.} \quad (3.2)$$

Burada ;

$\left[ \frac{ds}{dt} \right]_u$  : Biyokütlenin sentez ve enerji için organik madde tüketim hızı, mg KOI/lt, mg UAKM/lt - gün

$k_d$  : Biyokütle ölüm katsayısı, (gün)<sup>-1</sup>

$Y$  : Büyüme verimi, mg UAKM/mg KOI<sub>giderilen</sub>

ayrıca,

$$t_c = \frac{XV}{Q_w X + Q X_e} \text{ dir.} \quad (3.3)$$

Denklemler 3.2 ve 3.3 denklemin 3.1 'de yerine konursa

$$V \left[ \frac{dx}{dt} \right] = \left[ Y \left[ \frac{ds}{dt} \right]_u - k_d X \right] V - \frac{XV}{t_c} \text{ olur.} \quad (3.4)$$

Kararlı halde,

$$\frac{dx}{dt} = 0 \text{ olduğundan, denklemin 3.4,}$$

$$\left[ Y \left[ \frac{ds}{dt} \right]_u - k_d X \right] V = \frac{XV}{t_c} \text{ şeklini alır. Bu denklem yeniden}$$

düzenlenirse,



$$\frac{Y \left( \frac{ds}{dt} \right)_u}{X} - k_d = \frac{1}{t_c} \quad \text{haline gelmektedir.} \quad (3.5)$$

Organik madde için denge denklemi yazılırsa,

$$V \left( \frac{ds}{dt} \right) = QS_o - QS_e - \left( \frac{ds}{dt} \right)_u V \quad (3.6)$$

kararlı halde,  $\frac{ds}{dt} = 0$  olduğundan, 3.6 denklemi düzenlenirse,

$$QS_o - QS_e = \left( \frac{ds}{dt} \right)_u V \quad \text{olur, bu eşitlik düzenlenirse,}$$

$$\left( \frac{ds}{dt} \right)_u = \frac{QS_o - QS_e}{V} = \frac{Q(S_o - S_e)}{V} = \frac{S_o - S_e}{t} \quad (3.7)$$

şeklını alır. Denklem 3.7, denklem 3.5 'de yerine konursa

$$Y \frac{(S_o - S_e)}{tX} - k_d = \frac{1}{t_c} \quad \text{şeklını almaktadır.} \quad (3.8)$$

$1/t_c$  'ye karşılık  $\frac{S_o - S_e}{Xt}$  çizilirse Y ve  $k_d$  kinetik

katsayıları elde edilebilir.

$$\text{Yine, } \frac{1}{t_c} = \frac{(S_o - S_e)}{Xt} Y - k_d \quad \text{Denklem 3.8 'den X çekilirse}$$

biyokütle konsantrasyonu,

$$X = \frac{Y (S_o - S_e)}{t \left( \frac{1}{t_c} + k_d \right)} \quad \text{olarak, elde edilmektedir.} \quad (3.9)$$

Biyokütle büyümesi ile organik madde tüketim hızı arasındaki ilişki,

$$\mu = \frac{Y}{X} \left( \frac{ds}{dt} \right)_u \quad \text{şeklinde ifade edilmektedir.} \quad (3.10)$$

Özgül büyüme hızı,  $\mu$

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_s + S} \quad (3.11)$$

Burada ;

$\mu$  : Özgül büyüme hızı,  $(\text{gün})^{-1}$

$\mu_{\max}$  : Maksimum özgül büyüme hızı,  $(\text{gün})^{-1}$

$S$  : Biyokütle çevresindeki organik madde konsantrasyonu, mg KOI/lt

$K_s$  : Yarı doygunluk sabiti, mg KOI/lt

Denklem 3.11, denklemi 3.10 'da yerine konursa,

$$\left( \frac{ds}{dt} \right)_u = \frac{\mu_{\max} SX}{Y (K_s + S)} \quad \text{şeklini almaktadır,} \quad (3.12)$$

$$\frac{\mu_{\max}}{Y} = k \quad \text{olduğundan} \quad (3.13)$$

Denklem 3.13 denklem 3.12 'de yerine konursa

$$\left( \frac{ds}{dt} \right)_u = \frac{kXS}{(K_s + S)} \quad \text{şeklinde ifade edilebilir.} \quad (3.14)$$

edilir.

Denklem 3.14 denklem 3.7 'de yerine yazılırsa

$$\frac{S_o - S_e}{tX} = \frac{k S_e}{K_s + S_e} \quad \text{şeklini almaktadır.} \quad (3.15).$$

Bu denklem ters çevrilip, düzenlenirse,

$$\frac{Xt}{S_o - S_e} = \frac{K_s}{k} \frac{1}{S_e} + \frac{1}{k} \quad \text{şeklini almaktadır.} \quad (3.16).$$

$\frac{Xt}{S_o - S_e}$  ye karşılık,  $1/S_e$  çizilirse,  $k$  ve  $K_s$  kinetik katsayıları elde edilebilir. denklem 3.14, denklem 3.5 'de yerine konup,  $S_e$  çekilirse,

$$S_e = \frac{K_s (1 + t_c k_d)}{t_c (Yk - k_d) - 1} \quad \text{elde edilir.} \quad (3.17)$$

Ayrıca, ideal karışımın sağlanamayışı, değişik giriş suyu konsantrasyonu, atıksuyun bileşimi gibi birçok sebepten tüketim hızı denklemi yetersiz kalabilmektedir. Organik madde tüketim hızı değişik araştırmacılar tarafından aşağıda verildiği şekilde formülize edilmektedir.

Örneğin, organik madde tüketim hızı,

$$\left( \frac{ds}{dt} \right)_u = K_1 S \quad (3.18).$$

olarak verilmektedir (McKinney, 1962; Eckenfelder, 1963).

Burada ;

$K_1$  : Sabit bir katsayı

$S$  : Organik madde konsantrasyonu, mg KOI/lit

Bu formül daha ziyade zirai atıkların havasız çürütülmesinde kullanılmaktadır.

Grau ve arkadaşları tarafından verilen denklem ise,

$$\left( \frac{ds}{dt} \right)_u = K_2 \frac{S_e}{S_o} \text{ şeklindedir (Grau, Dohanyos, Chudoba, 1975). (3.19)}$$

Burada ;

$K_2$  : Sabit bir katsayı

$S_e$  : Çıkış organik madde konsantrasyonu, mg KOI/lt

$S_o$  : Giriş organik madde konsantrasyonu, mg KOI/lt

Grady ve arkadaşları ise organik madde tüketim hızını,

$$\left( \frac{ds}{dt} \right)_u = K_3 \frac{S}{X} \text{ şeklinde ifade etmişlerdir (Grady, Harlow, ) (3.20)}$$

Riesing, 1972).

Burada ;

$K_3$  : Sabit bir katsayı

$S$  : Biyokütle etrafındaki organik madde konsantrasyonu, mg KOI/lt

$X$  : Biyokütle konsantrasyonu, mg UAKM/lt

Bu denklem daha ziyade düşük organik madde konsantrasyonlarında kullanılmaktadır.

### 3.4. HAVASIZ ARITMA SİSTEMLERİ

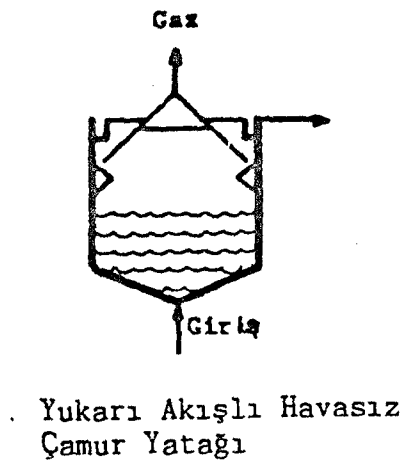
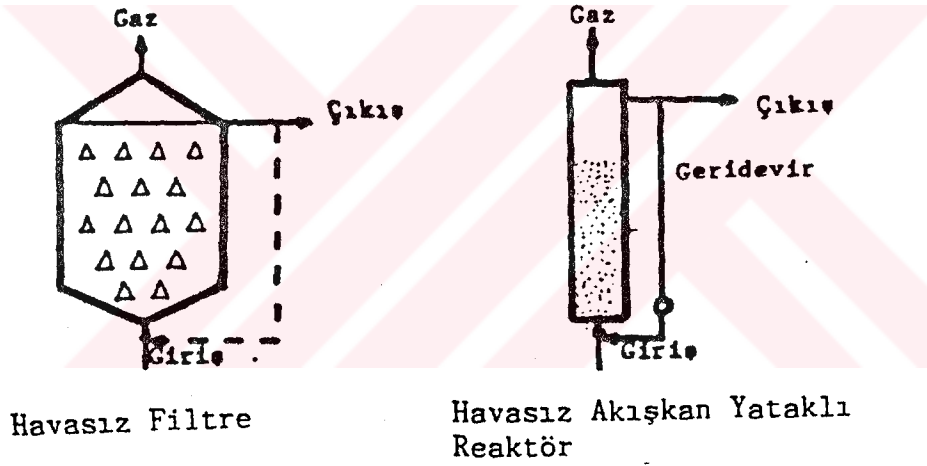
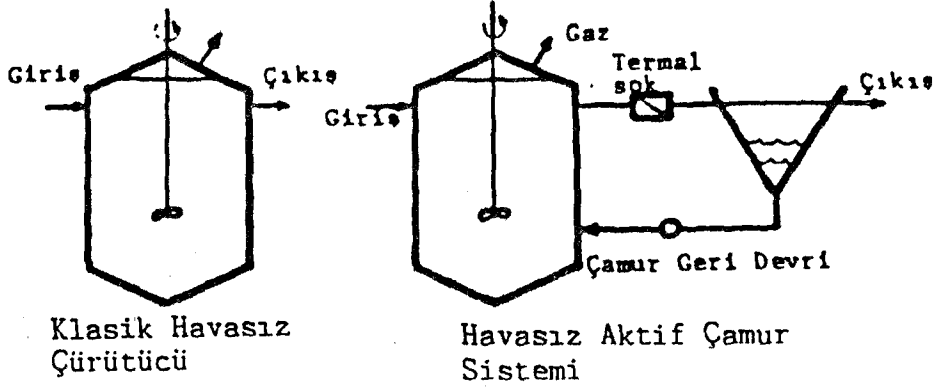
Havasız arıtma sistemleri, önceleri evsel arıtma çamurlarının çürütülmesinde kullanılırken, son yıllarda, özellikle evsel ve endüstriyel atıksuların arıtılmasında da kullanılmaktadır.

Düşük kuvvette atıksulara yüksek organik yüklerin uygulanabilmesi için çamur bekleme süresinin, hidrolik bekleme sürelerinden fazla olması gerekmektedir. Havasız arıtma sistemlerinin verileri, biyokütle bekleme süresiyle doğrudan ilgili olduğundan, bu sistemlerdeki çamur bekleme sürelerini geliştirmek için metodlar Tablo 3.2' deki gibi özetlenmiştir. Bu yükler % 80'den daha fazla giderme verimi sağlayan orta kuvvette (5-10 kg KOI/m<sup>3</sup>) atıksuların havasız arıtımı ile elde edilmektedir.

Tablo 3.2 Havasız atıksu arıtımında kullanılan reaktör tiplerinin mukayesesi

Reaktör tipi	Çamur bekleme metodu	Elde edilebilir organik yükleme kg KOI/m <sup>3</sup> -gün	Kaynaklar
Klasik havasız çürütücüler	Yok	1	van den Berg ve diğer., 1979
Havasız aktif çamur prosesi	çamur geridevirli ayrı çöktürme tankı	5	van den Berg ve diğer., 1979
Havasız filtre	Filtrede bekleyen çamur partikülleriyle birleşen filtre malzemesi üzerindeki bakteriyel tutunma	10-15	Lettinga ve diğer., 1982
Yukarı akışlı havasız çamur yatak	Bakteriyel kütlelenin granülasyonu ve dahili çöktürme bölümü	20-50	Lettinga ve diğer., 1982; Hulshoff Pol, ve diğer., 1982
Sabit film prosesleri	Statik yüzeyler üzerine bakteriyel tutunma [Yukarı akışlı veya aşağı akışlı metod] Partiküller üzerine bakteriyel tutunma [Genleşmiş veya akışkan yataklı metod]	20-40  20-50	Hall, Jovanovic, 1982  Switzenbaum, Jewell, 1980; Heijnen, 1983

Bu bölümde, yaygın olarak kullanılan havasız arıtma sistemleri ve özellikleri kısaca verilmiştir. Ayrıca, Şekil 3.6' da havasız arıtmada kullanılan değişik reaktör tipleri şematik olarak gösterilmiştir.



Şekil 3.6 Havasız arıtma sistemleri

### 3.4.1. Klasik Havasız Çürütücü (KHÇ)

Tam karışımli ve geri devirsiz bir reaktördür. Çamur bekleme süresi, hidrolik bekleme süresine eşit olmaktadır. Bu tip reaktörlerde atıklar hızlı bir şekilde ayrışmaktadır. Bu reaktörlerde, biyokütlenin yıkanmasının önlenmesi için, çamur yaşının 10 günden az olmaması gerekmekte olup, pratikte bu süre 15-20 gün olarak verilmektedir (Öztürk, 1987). Hacminin çok büyük olması ve çıkışta katı madde konsantrasyonunun yüksek oluşu gibi mahzurları dolayısıyla, bu reaktör tipleri endüstriyel atıksu arıtımından ziyade arıtma çamurlarının çürütülmesinde kullanılmaktadırlar. Bu tip sistemlerin işletme parametreleri ve verimleriyle ilgili literatür değerler Tablo 3.3' de verilmektedir (Henze, 1982).

Tablo 3.3 Klasik havasız reaktörlerde işletme parametreleri ve verim değerleri

Atık cinsi	Hidrolik bekleme süresi gün	Giriş sıcaklığı °C	Giriş BOI <sub>5</sub> mg/lt	Organik yükleme kg KOI/m <sup>3</sup> -gün	Verim (BOI <sub>5</sub> ) %
Butanol	10,0	35	17000	1,8	70
Asetik asit	30,0	35	620000	15,6	99
Bütrik asit	30,0	35	400000	16,0	98
Maya(Pilot T.)	3,8	-	-	1,7	70
Şeker Kamışı(")	4,0	-	-	0,6	60
Fasülye ağartma	3,0	35	-	6,6	80(KOI)
Peynir altısuyu	-	22-25	-	1,9	98(KOI)
Ispanak	3,2	33	-	0,8-1,2	70(KOI)
Hurma yağı atıksuları	30	35	28000 60000(KOI)	-	92 75(KOI)

### 3.4.2. Havasız Aktif Çamur Reaktörü (HAÇR)

Bu sistemin klasik havasız çürütme sisteminden tek farkı, çöktürme ve geri devir sistemlerinin ilave edilmiş olmasıdır. Bu suretle çamur yaşı artırılarak, sistemin arıtma verimi yükselebilmekte ve hacminin azalması sağlanabilmektedir. Bu sistemin en büyük dezavantajı havasız çamurların çöktürülmesindeki zorluk olmaktadır. Çöktürme verimini artırmak için; vakumla gaz tahliye, termal şok, plakalı çökelticiler, santrifüjleme veya yüzdürme gibi sistemler kullanılmaktadır (Öztürk, 1987). 5-10 gr UAKM/lt biyokütle, ve 5000 mg/lt KOI konsantrasyonlarında, 2-6 kg KOI/m<sup>3</sup>-gün organik yük uygulamak mümkün olmaktadır (Martenson, Frostell, 1982). Bu sistemlerle yapılan çalışmalarda elde edilen işletme parametreleri ve arıtma verimleriyle ilgili literatür değerleri Tablo 3.4'de verilmektedir (Steffan, Bedker, 1961; Henze, 1982).

Tablo 3.4 Havasız aktif çamur reaktörlerinde işletme parametreleri ve arıtma verimleri

Atık cinsi	Hidrolik bekleme süresi gün	Giriş sıcaklığı °C	Giriş BOI <sub>s</sub> mg/lt	Organik yük kgKOI/m <sup>3</sup> -gün	Verim (BOI <sub>s</sub> ) %
Mezbaha	1,25	33	-	1,68	96
Zeytin yağı	-	-	15000-70000	2-4	80-85
Bira (pilot tesis)	2,25	-	-	1,47	94
Maya (pilot tesis)	1,70	34	-	2,99	60
Et paketlenme	0,50	24	1100	2,09	91
Viski distilasyonu	6,20	33	25000	4,00	95
Meşrubat	1,30	33	4600	3,42	87
Melas	3,80	33	32800	8,73	69
Mısır nişastası	3,5	23	6300	1,80	88
			10000(KOI)	3,00(KOI)	80(KOI)



Tablo 3.5' de ise, 23 °C ve 3,5 gün hidrolik bekleme sürelerinde, havasız aktif çamur reaktörü ile arıtılan mısır nişastası atıksuları için işletme parametreleri verilmektedir (Mosey, 1981).

Tablo 3.5 Havasız aktif çamur reaktörlerinde arıtılan mısır nişastası atıksularının işletme parametreleri

Parametre	Giriş mg/lt	Çıkış mg/lt	Organik yük kg/m <sup>3</sup> -gün	Verim %
KOI	10000	2000	3,0	80
BOI <sub>5</sub>	6300	760	1,8	88
Organik karbon	3250	320	0,9	90
Uçucu asitler	-	200	-	-
Çözülmüş sülfür	-	35	-	-
Amonyum iyonları (Azot olarak)	-	300	-	-
pH	4,5	6,8	-	-

Tablo 3.5'de görüldüğü gibi mısır nişastası atıksularının havasız aktif çamur reaktörüyle arıtılmasında 3,00 kg KOI/m<sup>3</sup>-gün organik yükleme değerlerinde % 80 lik bir KOI verimi elde edilebilmektedir.

### 3.4.3. Havasız Filtre (HF)

Havasız ortamda, dolgu malzemesi üzerine bakteriyel tutunmayla arıtım sağlayan sistemlere havasız filtre olarak olarak adlandırılmaktadır (Young, McCarty, 1967). Bu sistemle, yüksek çamur bekleme süreleri elde edilmiştir. Aynı zamanda, askıdaki katı maddelerin filtre boşluklarında tutunmasıyla arıtma verimi de oldukça yükselebilmektedir. Havasız filtrenin ilk uygulamalarında boşluk hacmi 0,4 olan kırmataş kullanıldığı belirtilmektedir. Bu filtreler ile düşük ve orta kuvvette atıksularda (1000-6000 mg KOI/lt) % 70 'den büyük KOI dönüşümleri için 6 kg KOI/m<sup>3</sup>-gün'u geçmeyen organik yüklerde,

10-25 gr UAKM/lt biyokütle yoğunluğu elde edilebilmektedir. Daha ilerki çalışmalarda filtre boşluk oranı artırılarak (0,8-0,9), 10-20 kg KOI/m<sup>3</sup> gün kadar yüksek organik yükler elde edildiği ve sonuçta proses stabilitesinde de bir artma olduğu belirtilmektedir. (Kosaric, Blaszczyk, 1990).

Havasız filtrelerdeki mevcut biyokütlenin büyük bir kısmını filtre malzemesi boşluklarında biriken biyokütle oluşturmaktadır. Organik madde gideriminin büyük kısmı bu tür biyokütlerdeki mikroorganizmalar tarafından gerçekleşmektedir. Havasız filtrelerde çok yüksek değerlere varan (100000 mg/lt) biyokütle birikimi elde edilebilir. Çeşitli engelleyiciler karşısında biyokütle kaybı sınırlı olup, sistemin yeni şartlara uyumu daha rahat olabilmektedir. Buna karşın havasız filtrelerin, biyofilm teşekküllerinin zaman alması, yüksek oranda askıda katı madde ihtiva eden atıklarda kısa sürede tıkanma ihtimali ve özellikle sentetik dolgu malzemesinin pahalı oluşu gibi dezavantajları olabilmektedir.

Havasız filtredeki tıkanmanın aşağıdaki sebeplerden ileri geldiği açıklanmaktadır (Ehlinger, et al, 1987).

- Askıdaki katı maddeler,
- Kalsiyum karbonat çöktürmesinin sebep olduğu kimyasal tıkanma,
- Mikrobiyolojik tıkanma

Değişik atıksuların havasız filtrelerle arıtılmasında uygulanan işletme parametreleri ve verim değerleri Tablo 3.6'de verilmektedir (Kobayashi, Stenstrom, Mah, 1983; Mosey, 1981; Timur, 1986).

#### 3.4.4. Havasız Akışkan Yataklı Reaktörler (HAYR)

Bu reaktörlerde biyokütle; akışkan haldeki kum, karbon, plastik gibi gözeneksiz veya sünger, poliüretan köpük gibi gözenekli olabilen yatak malzemesindeki küçük partiküllere tutunmaktadır.

Akışkan yataklı reaktörlerde partiküller çok küçük (0,2-1mm)

Tablo 3.6 Havasız filtre ile ilgili işletme parametreleri ve verim değerleri

Atıksu	Reaktör boyutu	Giriş KOI mg/lt	Giriş sıcak. °C	Hidrolik bekleme süresi sa.	Organik yükleme kg KOI/m <sup>3</sup> -gün	Verim %
Gıda işleme	Lab. Ölçeği	8500	35	13-83	1,6-10,2	30-86
Zeytinyağı atıksuyu	Lab. Ölçeği	120000	-	-	3-4	80
Patates işleme	Lab. Ölçeği	3000	19-22	13-59	0,53-2,3	41-79
Buğday nişastası	Tam. Ölçek	8800	32	22	5,8	64
Petro kimya	Pilot tesis	2000-8000	34	72	0,64-2,3	10-13
Asetik asit	Lab. Ölçeği	6400	33	12	5,92	30-80
Bira endüstrisi	Lab. Ölçeği	6000-27000	35	15-33	0,8-6,4	30-97
Farmasotik endüstri	Lab. Ölçeği	1250-16000	37	12-48	0,2-3,5	94-98
Farmasotik endüstri	Lab. Ölçeği	2000 (BOI)	35	36	-	94(BOI) 70-80(KOI)
Peynir altı suyu	Lab. Ölçeği	8100	22-25	-	1,9	98
Peynir altı suyu	Lab. Ölçeği	66000	-	79,2	20	87-96
Melas fermantas.	Lab. Ölçeği	44800-55600	29-24	120	10	67,4
Evsel atıksu	Lab.Ö.	288	20-35	24	0,32	73
Meşrubat şişeleme	Lab. Ölçeği	6000	35	---	2,5-11,5	66-89
Asetik asit formik asit, 2-Bütan	Lab. Ölçeği	5000-10000	35	30-40	4-6	87-90
Asetik asit, asetaldehit, vinil asetat	Lab. Ölçeği	7000-10000	35	28-30	6-8	86-94
Seyreltik melas	Lab. Ölçeği	2500-12500	35	7,9-60	1,38-18,9	63-93

olabilir. Bundan dolayı yüzey alanı çok yüksek olmaktadır (2000 - 5000  $m^2/m^3$ ). Biyofilm kalınlığı çok küçük ve difüzyon mahsuru olmamaktadır. Partiküllerin çapını ve yoğunluğunu seçerken, biyofilmle kaplı partiküllerin çökme hızını 50 m/sa'e kadar alınabilmektedir. 10-30 m/sa. yüzeysel sıvı hızlarında, 30-40 gr UAKM/lt sabit bir biyokütle konsantrasyonu korunabilmektedir.

Yüksek yüzeysel sıvı hızlarında (geridevir sağlanarak) yatak genişlemektedir. Yatak genişmesi, reaktörün % 30'una kadar olan reaktöre "genleşmiş yataklı reaktör ", genişmesi % 30-100 olanlara ise akışkan yataklı reaktör denilmektedir (Kosaric, Blaszczyk, 1990).

Bu reaktörlerle yüksek organik yükler, (20-30 kg KOI/ $m^3$ -gün), orta ve yüksek kuvvette eriyebilir atıkların değişik çeşitlerine uygulanabilmektedir.

Reaktör performansı, sıvının akış şekline çok fazla bağlıdır ve bunun sonucu olarak sıvı dağıtım sistemleri önem arz etmektedir. Bu sistemin en büyük mahsuru, yatağı akışkan halde tutmak için yaptırılan geridevir sebebiyle terfi maliyetinin bir miktar yüksek olmasından ileri gelmektedir. Bununla birlikte, özellikle seyreltik atıkların arıtılmasında kullanılma şansı en yüksek havasız arıtma prosesi olmaktadır.

Değişik atıksuların havasız akışkan yataklı reaktörlerle arıtılmasında uygulanan işletme parametreleri ve verim değerleri Tablo 3.7' de verilmektedir (Hickey, Owens, 1981; Jeris, 1983, Garcia, İza, Fdz-Polanco, 1986; Toldra, et al, 1987).

#### 3.4.5. Yukarı Akışlı Havasız Çamur Yataklı Reaktör (YAHÇYR)

Havasız filtredeki sentetik dolgu malzemesinin pahalılığı ve katı maddelerle tıkanma, kanallanma, büyük debilerdeki aşırı yük ve biyokütle kaybı gibi olumsuzlukları taşımayan bir sistemdir.

Tablo 3.7 Havasız akışkan yataklı reaktörlerde işletme parametreleri ve verim değerleri

Atık cinsi	Reaktör boyutu	Giriş sıcak. °C	Giriş KOI mg/lt	Hidrolik bekleme süresi gün	Organik yük kg KOI/m <sup>3</sup> gün	Verim %
Kimyasal atıksular	Lab. ölçeği	-	12000	-	4,1-27,3	93-79
Gıda işleme atıksuları	Lab. ölçeği	35-37	7210	49,6(sa)	3,5	86
Süt işleme atıksuları	Lab. ölçeği	35	55510	1,5	37,1	73,9
Süt işleme atıksuları	Lab. ölçeği	24	52240	1,5	36,8	65,2
Süt işleme atıksuları	Lab. ölçeği	35	50890	4,9	13,4	83,6
Süt işleme atıksuları	Lab. ölçeği	24	52240	3,5	15,0	71,0
Meşrubat şişeleme atıksuları	Lab. ölçeği	-	6000	-	4,0-18,5	66-89
Şeker pancarı atıksuları	Lab. ölçeği	-	6000	1	100	90
Süt işleme atıksuları	Lab. ölçeği	35	200-500	8		80
Süt işleme atıksuları	Lab. ölçeği	20	200-500	8		40
Bira atıksuları	Lab. ölçeği	35	860-2500	8		50
Bira atıksuları	Lab. ölçeği	20	860-2500	8		38

Reaktörde, uygun işletme parametreleri kullanıldığında, farklı tiplerdeki bakterilerin birleşimiyle küresel şekilli kütleler geliştirilebilmektedir. Bu kütleler çok iyi çökelmektedir. Bu çökeltme hızları kütlelerin boyutuna bağlı olmakla birlikte, genellikle, 20-90 m/sa aralığında kalmaktadır. Bu değerler bize, düşük hidrolik bekleme süreleri verebilmektedir. Yükselen gaz, granülleri akışkan halde koruyabilmekte ve oluşan türbülans, reaktörün üstünde, granüllerden gaz kabarcıklarının ayrılmasına yardım etmektedir (Kosaric, Blaszczyk, 1990). Yukarı akışlı çamur yataklar için, reaktör şekilleri ve

granülasyon metodlarının geliştirilmesiyle ilgili pek çok çalışma verilmektedir. (de Zeew, Lettinga, 1980; Lettinga ve et al, 1980; 1981; 1982; 1983). Yukarı akışlı havasız çamur yataklı arıtma prosesleri, havasız çamurun yoğun bir bölgesi içinden giren atık akımının yukarı akışını içermektedir. Organik bileşikler bu çamur yatakta metabolize olurlar ve gaz-sıvı-katı ayırma aletinin yardımıyla reaktörü terketmektedir. Kuvvetli atıklarda çamur yatağı, seyreltik atıklarda ise çamur örtüsü, arıtmada ağırlıklı rol oynamaktadır. Biyopartiküllerin yıkanmasına sebep olan hidrolik bekleme süreleri aşılmadığı müddetce, yüksek bir arıtma verimi elde etmek mümkündür. Literatürde uygun işletme koşullarında, yüksek konsantrasyonlardaki askıda katı madde içeren atıksuların arıtılmasında da başarıyla uygulanmaktadır. Tablo 3.8' de yukarı akışlı havasız çamur yataklı reaktörlerle arıtılan atıksularla ilgili işletme parametreleri ve verim değerleri verilmiştir.

Tablo 3.8 Yukarı akışlı havasız çamur yataklı reaktörlerle ilgili işletme parametreleri ve verim değerleri

Atık cinsi	Reaktör boyutu	Giriş sıcak. °C	Giriş KOI mg/lt	Hidrolik bekleme süresi sa.	Organik yük kg KOI/m <sup>3</sup> -gün	Verim %	Kaynak (*)
Evsel atıksu	Lab ölçeği	15-20	120-950	-	2,0	56-72	1
Evsel atıksu	Lab ölçeği	8-13	"	-	2,0	54-65	1
Evsel atıksu	Lab ölçeği	21	700-860	1,2	0,05	50-78	2
Evsel atıksu	Lab ölçeği	13-17	450-730	1,6	0,12	50-68	2
Şeker pancarı atıksuyu	Lab ölçeği	30	5500	36	4,5	95	3
Şeker pancarı atıksuyu	Pilot T. (6 m <sup>3</sup> )	32	1000-2600	2,6	32	75	4
Şeker pancarı atıksuyu	Tam ölç. (200 m <sup>3</sup> )	30	1000-2600	7,1	14	90	4

Atık cinsi	Reaktör boyutu	Giriş sıcak. °C	Giriş KOI mg/lit	Hidrolik bekleme süresi sa.	Organik yük kg KOI/ m <sup>3</sup> -gün	Verim %	Kaynak (*)
Sıvı şeker atığı	Pilot T. (6 m <sup>3</sup> )	30	5000	6,0	22	92-95	3
Sıvı şeker atığı	Pilot T. (30 m <sup>3</sup> )	33	800-56000	9,0	11	93	4
Şeker pancarı atıksuyu (Kampanya)	Pilot T. (6 m <sup>3</sup> )	30	3750	5,0	31	80-95	3
Şeker pancarı atıksuyu (Kampanya)	Tam Ölç. (200 m <sup>3</sup> )	30	4600	7,0	15	85-95	3
Fasulye ağartma	Lab ölçüğü	30	5200	14	9	90-95	3
Patates suyu	Lab ölçüğü	14	1106	-	3	70-95	5
Patates işleme	Pilot T. (6 m <sup>3</sup> )	26	2000-5000	36	10-15	95	6
Patates işleme	Pilot T. (6 m <sup>3</sup> )	19	2000-5000	29	3-5	95	6
Kağıt ve kağıt hamuru atığı	Lab ölçüğü	-	1600-2000	2,5	19	70	7
Kağıt ve kağıt hamuru atığı	Lab ölçüğü	35	-	0,86	5,49	82	8
Mezbaha atıksuları	Lab ölçüğü	20	1500-2200	-	6-9	45-64	9
Mezbaha atıksuları	Lab ölçüğü	30	1500-2200	-	14-15	53-54	9
Mezbaha atıksuları	Lab ölçüğü	30	1925-11118	8	7,5	70	10
Mezbaha atıksuları	Lab ölçüğü	20	1546	5,5-6.0	7-9	55	11
Mezbaha atıksuları	Lab ölçüğü	30	2724	5,0	11-16	55	11

Atık cinsi	Reaktör boyutu	Giriş sıcak. °C	Giriş KOI mg/lt	Hidrolik bekleme süresi sa.	Organik yük kg KOI/m <sup>3</sup> -gün	Verim %	Kaynak (*)
Kaymağı alınmış süt	Lab ölçeği	30	1500	5,0	7,5	90	3
Süt ürünleri atıksuyu	Tam ölç. (400 m <sup>3</sup> )	-	-	2,5	6-13	60-67	12
Patates nişasta atıksuyu	Tam ölç. (800 m <sup>3</sup> )	-	-	2,5	11	85	13
Mısır nişasta atıksuyu	Lab ölçeği	35	6000	13	11.35	89	14
Mısır nişasta atıksuyu	Tam ölç. (800 m <sup>3</sup> )	30	1500-26000	6.0-12.8	15-21	91-88	15
Mezbahane atıksuyu							

### 3.4.6. Değerlendirmeler

Havasız ortamda kullanılan reaktör tiplerinin proses parametrelerinin çok önemli ortalama değerleri Tablo 3.9 ve Tablo 3.10' da verilmektedir (Kosaric, Blaszczyk, 1990). Bu parametrelerin gerçek değerleri arıtılacak atıksuyun tipine, pH'sına ve sıcaklığına önemli ölçüde bağlıdır.

(\*) 1: Lettinga, et al, 1983; 2: Koster, Lettinga, 1985; 3: Mosey, 1981; 4: Pette, et al, 1981; 5: Henze, 1982; 6: Lettinga, et al, 1980; 7: Habets, Knelissen, 1985; 8: Chang, Jue-En, et al, 1987; 9: Lettinga, G., 1989; 10: Sayed, et al, 1988; 11: Sayed, et al, 1987; 12: Hanson, et al, 1984; 13: Joseph Oat Corporation; 14: Bu çalışma, 1993; 15: Zeevalkink, Maaskant, 1983.



Tablo 3.9 Havasız çürütme sistemlerinin 35<sup>0</sup>C'de hidrolik ve çamur bekleme süreleri

Reaktör tipi	Hidrolik bekleme süresi gün	Çamur bekleme süresi gün	Uygulanan organik besleme
KHÇ	10-60	10-60	Yüksek AKM; yüksek kuvvette atıklara düşük değerler
HAÇR	12-15	20	Küçük fakat yeterli miktar AKM; orta kuvvette atıklara düşük değer
HF	0,5-12	20	Düşük AKM; Orta kuvvette atıklar
HAYR	0,2-5,0	30	Düşük AKM; Çok kuvvetli atıklara orta değerler
YAÇYR	0,5-7,0	20	Düşük AKM; Kuvvetli atıklara düşük değerler

Tablo 3.10 Değişik havasız reaktörlerde mezofilik aralıklardaki organik yükleme aralıkları.

Reaktör tipi	Tipik organik yükler kgKOI/m <sup>3</sup> gün
KHÇ	0,25-3,0
HAÇR	0,25-4,0
HF	1-40
HAYR	1-100
YAÇYR	10-30

Havasız arıtma sistemlerinin karşılaştırılmasında görüldüğü gibi YAÇYR, atıksu arıtımı için uygun bir reaktör olmaktadır. Dizaynının basitliği diğer havasız sistemlere göre bir avantaj teşkil etmektedir.

İşlem bir tek reaktörde gerçekleştirilebilmektedir. Biyokütlenin tutulması için HF ve HAYR gibi dolgu malzemesi ihtiyacı olmadığından yatırım maliyeti düşük ve tıkanma şansı azdır. Çıkış akımının geri devredildiği akışkan yataklı sistemlerde olduğu gibi, geridevir ihtiyacı olmamaktadır. Havasız aktif çamur sistemi gibi ayrı çamur çöktürme bölümü ve çamur geridevir ihtiyacı olmayan sistemlerde reaktör içinde mekanik bir karıştırma olmamaktadır. Geridevir ve karışım olmadığından enerji ihtiyaçları da çok azdır. Reaktör içindeki hidrolik şartlardan emin olmak için ve çok kuvvetli atıkları seyreltmek için, çıkış akımının az bir geridevri gerekebilmektedir. YAHÇY reaktörün en önemli avantajlarından biri de havasız granüllerin özelliklerinden ileri gelmektedir.

### 3.5. YUKARI AKIŞLI HAVASIZ ÇAMUR YATAKLI (YAHÇY) REAKTÖRLERİN TASARIMI

YAHÇY reaktörleri evsel ve endüstriyel atıksu arıtımında oldukça başarılı sonuçlar vermektedir. YAHÇYR presibi, üstün çökeltme özelliğine sahip ve özgül aktivitesi yüksek çamurun gelişmesini sağlamaktadır. reaktörün en alt kısmında mevcut olan bu havasız çamur, organik maddeleri etkili bir şekilde ayrıştırmakta, askıdaki katı madde ve kolloidal maddenin tutunarak çökmesini sağlamaktadır. Bu reaktör ile ilgili bütün özellikleri daha iyi anlamak için bu bölümde, YAHÇY Reaktörlerin atıksu arıtımında, yükleme potansiyeline etkili olan dizaynı, granülasyon olayı, besleme özellikleri ve çevre faktörleri anlatılmıştır.

#### 3.5.1. YAHÇY Reaktörün Tasarımı

YAHÇYR çürütme ve çöktürme işleminin aynı tankta yapıldığı altta giriş dağıtım sisteminin, üstte ise bir gaz toplayıcısının olduğu reaktördür. Arıtılacak atıksu, reaktör tabanından Uniform olarak girmekte ve reaktörün alt kısmındaki organik maddelerin gaz şekline dönüştürüldüğü yoğun çamur örtüsünden geçerek en üstteki gaz - katı madde ayırıcısına gelmektedir. Burada katı maddeler çöktürülerek, çürütme bölümüne geri dönerken, gaz ise katı ve sıvıdan ayrılmaktadır (Lettinga et al, 1980).

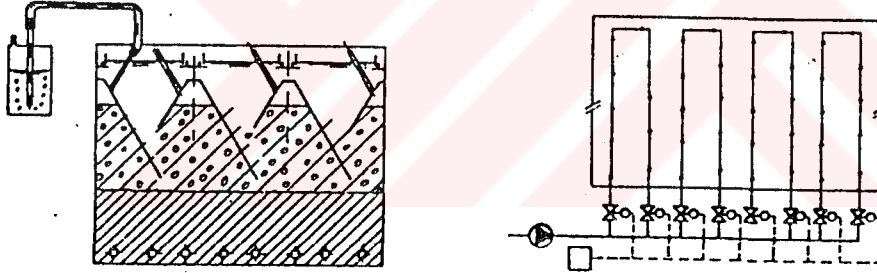
YAHÇY reaktörlerinde iyi bir işletme verimi için

- Atıksuyun tabandan Uniform dağılımı,
- Biyogazın çamur ve sıvıdan etkili ayırımı,
- Kolay çökebilir havasız çamur elde edilmesi

sağlanmalıdır.

### 3.5.1.1 Atıksuyun Beslendiği Sistemler ve Karışım

YAHÇY reaktörlerinin en önemli özelliklerinden birisi reaktör tabanındaki giriş dağıtım sistemi olmaktadır. Mısır - nişasta sanayi atıksularının arıtıldığı tam ölçekli bir YAHÇY reaktörünün giriş dağıtım sistemi Şekil 3.7' de verilmektedir (Zeevalkink, Maaskant, 1983).



düşey enkesit

yatay enkesit

Şekil 3.7 YAHÇY reaktörde giriş dağıtım sistemi örneği

Yüksek organik yükleme değerleri elde edebilmenin şartı, gelen atıksu ile bekleyen çamurun arasında uygun bir temas sağlamaktır. Bunun için genellikle mekanik karışım sistemi kullanılmaktadır. Bu karışım üretilen gazla veya sıvı hızıyla gerçekleştirilebilmektedir. Karışımın fazlası yumak veya granüllerin dağılımına ve sistem verimine etki edebilmektedir.

Organik madde ile çamur arasında uygun temas sağlanmadığı takdirde kanallanma problemi olmaktadır. Kanallanma problemine sebep olan durumlar aşağıda verilmektedir.

1. Düşük organik yüklerle çalışılırken,
2. Çamur yatak yüksekliği düşük iken,
3. Enine kesit alanına düşen giriş deliği sayısı düşük iken,
4. Çamur çöktürülebilirliği çok yüksek iken

meydana gelen kanallanmayı azaltacak en doğru yol uygun giriş dağıtım sistemi olduğu verilmektedir (Lettinga et al, 1983).

Çok konsantre atıklarda yüksek gaz üretiminden dolayı iyi bir karışım elde edilebilmektedir. 7 - 10 m<sup>2</sup>, ye 1 dağıtım noktası yeterli olabilir. Ancak seyreltik atıklarda üretilen gaz karışıma yardım edeceğinden organik madde çamur temasını arttırmak için 1 - 2 m<sup>2</sup>, ye bir dağıtım noktası kullanılmalıdır (Souza, 1986). 1 - 5 kg KOI/m<sup>3</sup>- gün organik yüklerde, 5 - 10 m<sup>2</sup>, ye bir giriş noktası ; 1 - 2 kg KOI/m<sup>3</sup>- gün organik yüklerde ise 2m<sup>2</sup>, ye bir giriş noktası önerilmektedir (Lettinga, 1981). Şeker pancarı atıksularının arıtıldığı bir YAHÇY reaktör girişinde ise 5 - 10m<sup>2</sup>, ye bir giriş noktası uygulayarak, hidrolik bekleme süresi 4 sa., 30<sup>0</sup>C ve 16 kg/m<sup>3</sup>- gün organik yükü % 90 KOI giderimi elde edilmektedir (Pette, et al, 1981).

### 3.5.1.2. Gaz - Katı Ayırıcısı

Reaktörün üst kısmı, çamur örtüsünden ayrılan partiküllerin yıkanmasını en aza indirmek için gaz - katı ayırıcısı ile teçhiz edilmektedir. Bu ayırıcının amaçları aşağıdaki gibi sıralanabilmektedir (Lettinga, 1981 ; Lettinga, et al, Souza, 1986).

1. Biyogazı yüzen partiküllerden ve sıvıdan ayırmak,
2. Çamur yumaklaşması için elverişli şartlar meydana getirmek ve reaktörün en üstünde çöktürme,
3. Herhangi bir mekanik alet kullanmaksızın çamurun çürütücü bölümüne dönmesine imkan vermektir.

Gaz toplayıcılardaki gaz-sıvı ara yüzey alanı; çamur partiküllerinden ve sıvıdan gazın ayrılmasını sağlayacak yeterli büyüklükte, ancak, köpük tabakasının oluşumunu önlemek için yeterli küçüklükte olmalıdır. Çamurun geri dönüşüne izin verebilecek çöktürücü duvarının eğimi  $50 - 60^{\circ}$  olmalıdır. Gazın toplandığı yüzey alanı, yüzey yükü  $2 - 3 \text{ m/sa.}$  i geçmeyecek şekilde hesaplanmaktadır.

Çok yüksek yükleme hızlarında çamurun önemli bir kısmı yükselen gaz kabarcıklarına karışmış veya artan yüzme eğiliminden dolayı çamur yatağının üstündeki sıvı tabakasına yayılabilmektedir. Gaz-katı madde ayırıcısı olmadığı zaman bu yüzen ve yayılan çamur partikülleri dışarı kaçabilmektedir.

### 3.5.2. YAHÇY Reaktörlerde Granülasyon ve İşletmeye Alma

Bu bölümde, YAHÇY reaktörlerde KOI gideriminin % 80 - 90 'nın yapıldığı çamur yataktaki granül oluşumu, granüllerin korunması ile ilgili parametreler, işletmeye alma devresinin izahı ve işletmeye alma devresine etki eden faktörler anlatılmıştır.

#### 3.5.2.1. Granül Oluşumu

İşletmeye alma safhasının başında asitojenik, asetojenik ve metanojenik organizmaların büyümesi, yerini tutunmuş ve yayılmış biyokütleyle bırakmaktadır, hidrolik yükleme hızı ve gaz yükleme hızına bağlı olarak reaktörde, ya birbirine tutunmuş organizma içeren biyokütle birikeceği, yada dağılmış şekilde büyüyen mikroorganizmalar reaktörden yıkanabileceği ifade edilmektedir.

İşletmeye alma safhasının ilk günlerinde, granül oluşumu için yukarı akış hızları laboratuvar ve pilot tesislerde  $0,1 - 1,0 \text{ m/gün}$  alınmasına karşın, tam ölçekli tesislerde  $30 - 50 \text{ m/gün}$  de korunabilmelidir.

Yukarı hareket eden sıvı ve bakteriyle üretilen gaz kabarcıkları, işletmeye alma safhasından sonra çamur yatağın genleşmesine neden olmaktadır.

(de Zeeuw, 1984). Böylece askıdaki maddeler gibi çürütülmesi zayıf hafif maddeler ve dağılmış şekilde büyüyen biyokütle çok geçmeden reaktörden yıkanmaktadır. Reaktörün üst kısmında boşluklu çamur birikirken en düşük kısmında ise çamur konsantrasyonu artma eğilimi gstermektedir. Reaktörün alt kısmında ağır bakteriyel topluluk birikirken, yayılmış ve boşluklu bakteriler yıkanmaktadırlar.

Hücre yüzeyi üzerindeki negatif yüklü gruplar arasında köprü olarak etki eden iki değerli metal iyonları mevcudiyetinin yumaklaştırma prosesindeki önemi araştırılarak, 40 - 100 mg/lt arasındaki  $Ca^{+2}$  konsantrasyonlarının yumaklaşmayı teşvik ettiği belirtilmektedir (de Zeeuw, 1984).

Yaklaşık 1000 mg/lt amonyum azotuna sahip atıkların çamur granülasyonuna veya yumaklaşmaya çok fazla etki ettiği verilmektedir. Yüksek amonyum azotu konsantrasyonlarının metanojenik aktiviteyi engellemesine karşın, amonyum iyonu şeklindeki tek değerli katyonların granüllerle birleşen biyolojik askıdaki maddelerin elektrik yüklerini arttırdığı belirtilmektedir (Hulshoff Pol, et al, 1982).

Granülasyon, metanojenik bakteri için uygun olan sıcaklık aralığında meydana geldiği ifade edilmektedir(de Zeeuw, 1984). Ayrıca, termofilik sıcaklık aralıkları da granül oluşumu için uygun olmaktadır. 54 °C 'de granüle olmuş havasız çamur için kabul edilebilir yük 38°C 'dekine göre 2,4 kat daha yüksek olduğu gösterilmektedir (Hulshoff Pol, et al, 1987).

Havasız bakterilerin yetişmesi ve gelişmesi için tavsiye edilen pH aralığı 6,6 - 7,6 ' olduğu verilmektedir. Termofilik bakterilerde pH için 5,7 - 6 gibi çok düşük değerler kaydedilmiştir(McCarty, 1964).

Sıcaklık ve pH uygun aralıklarda sabit iken, YAHÇY reaktörün granülasyonu organik yükleme ( $kg\ KOI/m^3 - gün$ ), çamur yükü ( $kg\ KOI/kg\ UAKM - gün$ ) yukarı akış hızı ( $m/sa.$ ) ve aşı çamurunun tip ve miktarı gibi proses parametrelerine bağlı olmaktadır.

Aşı çamuru olarak çürütülmüş evsel çamur kullanılarak granülasyon gerçekleştirilmede gözlenen tecrübe edilmiş değerler Tablo 3.11' de verilmektedir (de Zeeuw, 1984).

Tablo 3.11 Aşı çamuru olarak evsel çamur kullanılarak granülasyonda bir YAÇY reaktör için tecrübe edilmiş işletmeye alma stratejileri.

1. Aşı çamurundaki UAKM konsantrasyonu 10 - 20 kgUAKM/m <sup>3</sup> olmalıdır.
2. Başlangıç çamur yükü 0,05 - 0,1 kg KOI/kg UAKM - gün olmalıdır.
3. Uçucu yağ asitleri % 80' den fazla ayrılmadıkca organik yüklemeye arttırılmamalıdır.
4. Boşluklu çamurun yıkanmasına izin verilmeli, aşı çamurunun ağır kısmı reaktörde kalmalıdır.
5. Uzun süreli düşük ve yüksek organik yüklemelerden kaçınılmalıdır.

YAÇY reaktörlerde çamur tipine göre dört farklı uygulama olduğu Tablo 3.12' de gösterilmiştir (de Zeeuw, 1984).

Tablo 3.12 YAÇY reaktörlerde çamur tipine göre farklı uygulamalar

Uygulama	Çamur tipi
Denitrifikasyon	granül
Havasız asidifikasyon	granül
Metan çürütme	
- düşük hızlarda	yumaklaşmış
- yüksek hızlarda	granül

Evsel çamurların denitrifikasyonu için kullanılan YAÇY reaktördeki granüllerin (5 mm çaplı) yüksek yukarı akış hızlarında oluştuğu, granül çamurunun % 50 ' ye kadar CaCO<sub>3</sub> ihtiva ettiği, ortalama konsantrasyonlarının 20 kg/m<sup>3</sup> olduğu, ancak granüllerin kararlı olmadığı gösterilmektedir (Klapwijk, et al, 1981).

Glikoz çözeltilerinin havasız asidifikasyonu için kullanılan, YAHÇY reaktörde geliştirilen granül çamurlarında, 1 mm çaplı granüllerinin oluştuğu, 25 kg/m<sup>3</sup> çamur konsantrasyonunda, 0,43 saat hidrolik bekleme sürelerinde, 440 kg KOI/m<sup>3</sup> maksimum organik yük değerinin elde edildiği ve granüllerin stabil olmadığı gösterilmiştir (Zoetemeyer, 1982).

Metanojenik granülasyonda oluşan granüller, denitrifikasyon ve asidifikasyon bakterilerinin oluşturduğu granüllere göre daha stabil ve daha yüksek bekleme sürelerine sahip olmaktadır.

Atık özelliklerine bağlı olarak granüllerin uçucu olmayan kısmıyla ilgili çok büyük farklar bulunmaktadır. Uçucu yağ asitleri üzerinde yapılan çalışmada, oluşan granüllerde UAKM % 90 iken, mısır nişastası üzerinde oluşan granüllerde ise granül boşluklarındaki CaCO<sub>3</sub> çöktürmesinden dolayı % 40 civarında bulunduğu belirtilmektedir (Lettinga et al, 1983).

### 3.5.2.2. Granüllerin Korunmasıyla İlgili Proses Parametreleri

Granüller, havasız arıtma sistemlerinin aktivitesi ve proses performansını düzenleyen akışkan bir yatakta korunurlar. Askıda bulunan granüllere proses parametreleri ve çevrenin çok fazla etkisi bulunmaktadır.

30 - 50<sup>0</sup>C sıcaklık aralığının, granüllerin oluşumu için faydalı olacağı ve ayrıca onların optimum korunacağı aralıklar olduğu ifade edilmektedir.

Organik ve çamur yükleme, granül sistemi ve onun performansı üzerine oldukça etkili olmaktadır. Bu yüzden YAHÇY reaktörlerde yüksek bir verimin korunabilmesinde optimum ve maksimum yükleme hızları elde etmek önem arz edmektedir.

Aktif granüler biyokütle, 1,5 kg KOI/kg UAKM - gün ve 1,8 kg KOI/kg UAKM - gün kadar korunabilen işletme çamur yüklerinde elde



edildiği gösterilmiştir (Dubourguier, Buisson, Tissier, Prensier, Albagnac, 1987).

Sistemin kısa bir süre için 2,4 kg KOI/kg UAKM - gün gibi bir yüke izin verdiği gözlenmektedir. Granüllerin, çamur yüklerinin tedrici arttırılarak alıştırıldığı ve 1,5 kg KOI/kg UAKM - gün bir çamur yüküyle % 90' ın üzerinde bir KOI dönüşümünün çok uzun bir süre korunabilmekte olduğu bulunmuştur. Granüllerin, 24000 mg/lt başlangıç KOI konsantrasyonlarında atıkları çürütmesine rağmen, çok yüksek başlangıç KOI konsantrasyonlarının granüllerin aktivitesini engelleyici ve onların dağılmasına sebep olduğu gözlenmiştir (Kosaric, Blaszczyk, 1990).

Düşük yükleme hızları ve sürekli beslemede, granüllerin içinde onları ilk halinden daha az yoğun yapan bir boşluk gelişmektedir. Bu yüzden granüller, reaktörde yüzerler ve kolayca yıkanırılar. (Kosaric, Blaszczyk, 1990). Bu hadise çamur yatağın büyük bir kısmında gelişmekte ve onun etkisini bir hayli azaltmaktadır.

Granüllerinin renklerindeki farklarla ilgili bilgi çok azdır. Granüllerin renginin aktivite değişimi hakkında ilk işareti verdiği ileri sürülmüştür (Kosaric, Blaszczyk, 1990).

Reaktörden granüllerin kaybının bir başka sebebi, granüllerin reaktör içindeki kesme kuvvetiyle parçalanmasıdır. Bu durumda granüller reaktörden yıkanabilecektir. YAHÇY reaktörlerde iyi oluşmuş granüller genellikle çok hızlı çöktüğü ifade edilmektedir (Hulshoff Pol, et al, 1983). Granüllerin çökme hızı aralığı 2 - 90 m/sa. arasında kaydedilmiştir (Lettinga, 1983).

Granüller, mekanik gerilmeye maruz kaldıklarında ayrışmaktadırlar. Karıştırıcılı bir reaktörde yapılan deneyde mekanik gerilmedeki artışla, granüllerin ayrışmasında bir artış meydana geldiği gösterilmiştir (Tramper, et al, 1984).

Granül boyutu ve çökme özellikleri üzerine yukarı akış hızının etkisi çok kuvvetli olmaktadır. Granüller, genelde 0,25 - 1,5 m/sa. yukarı akış hızlarının etkisi altında kalmaktadır. Çok yüksek hızlarda granül birikimi olmadığı gözlenmiştir. Ancak yeni araştırmalar, YAHÇY reaktörlerde, sadece yukarı akış hızlarının değil, aynı zamanda giriş dağıtım kısmı ve onun düzenlenmesinde çok büyük rolü olduğu göstermektedir. YAHÇY reaktörlerde düşük yukarı akış hızlarında (1 m/sa.) küçük granüller oluşurken, büyük yukarı akış hızlarında (2 m/sa.) büyük granüllerin oluştuğu kaydedilmektedir (Kosaric, Blaszczyk, 1990).

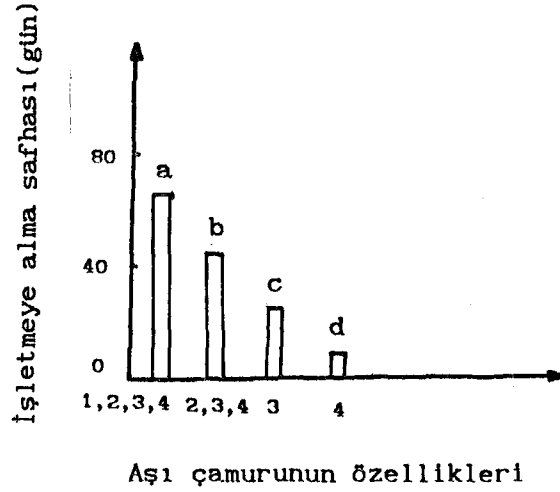
### 3.5.2.3. İşletmeye Alma Devresinin İzahı

Alışmamış aşı çamuru, Tablo 3.13. bahsedilen özellikleriyle havasız çamur olarak düşünülür (Lettinga, 1981; de Zeeuw, 1984).

Tablo 3.13. YAHÇY reaktörün işletmeye alma safhası için kullanılan alışmamış aşı çamurunun özellikleri.

1. Aşı çamuru, klasik havasız çürütücü, septik tank ve taze su sedimentleri gibi biyokütlenin bekletilmediği bir havasız arıtmadan elde edilir.
2. Çamurun özgül metanojenik aktivitesi  $0,2 \text{ kg CH}_4/\text{kgUAKM} - \text{gün}'$  den daha azdır.
3. Çamurun organik kısmının çökebilirliği zayıftır.
4. Çamurun bakteriyel topluluğu dengesizdir.
5. Çamur, atıksudaki özel engelleyicilere (sülfür, amonyak gibi) alışmış değildir.

Şekil 3.8' de de görüldüğü gibi, YAHÇY reaktörünü işletmeye alma safhası; Tablo 3.13'de belirtilen aşı çamuru vasfını bir veya daha fazla sebepten sağlaması halinde, daha kolay ve daha hızlı işletilmektedir (de Zeeuw, 1984).



Şekil 3.8 Tablo 3.13 'de gösterilen şartlar tarafından karakterize edilen aşı çamurları kullanılarak, YAHCY reaktörlerinin işletmeye alma süresinin tayini

- a - Çürütülmüş evsel çamur ; uçucu yağ asiti karışımı arıtıldığında
- b - % 5, aktivitesi yüksek yumaklaşmış YAHCY reaktör çamuruyla zenginleştirilmiş, çürütülmüş evsel çamur; uçucu yağ asitleri arıtıldığında
- c - Laboratuvardaki YAHCY reaktör için aşı çamuru olarak kullanılan tam ölçekli YAHCY reaktörden elde edilen yumaklaşmış çamur ; her ikisinde de patates nişasta fabrikası atıksuları arıtılırken
- d - Şeker pancarı atıksuyu ile alışmış granüller çamur; yağ eritme atıksuları arıtılırken

Burada işletmeye alma süresi  $10 \text{ kg CH}_4\text{-KOl/m}^3$  - gün metan üretimi hızlarına ulaşmak için geçen gerekli süre olarak belirtilmektedir.

YAHCY reaktörlerin alıştırmaya safhasının pratik ifadesi, sistemin dizayn kriterlerine uygunluk sağlayan gerekli zaman olarak

açıklanabilmektedir. Ancak, işletmeye almada geçen süre için daha bilimsel izahı çamur özelliklerinde herhangi bir değişme olmadan sabit şartlar altında sabit kompozisyonlu bir atık arıtılırken gerekli süre olarak açıklamak daha uygun olmaktadır.

Çok az bir miktarda da olsa iyi alışan bir çamur oluştuğunda, sistemin performansı değişmektedir. Bu durum, çamur vasfı ve tabiatındaki değişimlerle pek ilgili olmamaktadır. Ancak, bir değişiklikle işletmeye alma devresindeki alıştırmayı arttırılabilmektedir. Böylece alttaki çamur yatakta granüler çamur oluşmaktadır. Yumaklaşmış çamur, düşük yükleme hızlarında büyürken, yüksek yükleme hızlarında ise sistemden yıkanacaktır. Bu durumda çamurun toplam miktarındaki granüler çamur da değişecektir.

İşletmeye alma safhası bu yüzden ilk makroskopik çamur granüllerinin gelişmesi için gerekli zaman olarak ifade edilmektedir.

Aşırı çamuru olarak granüler çamurun, benzer bir atığın arıtıldığı iyi işleyen bir YAHÇY reaktörden uygun miktarları kullanıldığında, işletmeye alma safhası çok hızlı (1 hafta - 10 gün kadar) geçilebileceği ifade edilmiştir (Öztürk, 1987). Ayrıca mısır-nişasta fabrikası atıksularının tek başına arıtıldığı bir fabrikada, evsel çamur ile yapılan alıştırmaların, atık kompozisyonundaki değişikliklerden dolayı bir yıl kadar uzun bir süre aldığı belirtilmiştir (Zeevalkink, Maaskant, 1983).

Alışmış çamur kullanarak ikinci defa işletmeye almada 0,3 kg KOI/kg UAKM - gün 'den fazla çamur yüklerinde, sistem 6 - 9 ay gibi uzun periyotlar beslenmese dahi herhangi bir zorlukla karşılaşmadan işletilebilmektedir (Lettinga, et al, 1983).

### 3.5.3. Besleme Özelliklerinin Proses Verimi Üzerine Etkisi

YAHÇY reaktörlerde, arıtılacak atığın tipi ve kompozisyonu, atığın kuvveti ve kirlilik yükü, organik yük ve debi değişimleri organik yükleme çamur ve hidrolik bekleme süreleri gibi beslemeyle ilgili pek çok faktör proses performansına etki etmektedir. Bu bölümde, bu faktörler tek tek incelenmiştir.

### 3.5.3.1. Atığın Tipi ve Kompozisyonu

YAHÇY reaktörler önceleri kompleks olmayan çözünmüş atıkların arıtılması için geliştirilmesine rağmen, çok kısa zaman içinde zayıf ayrışan ve çözünmemiş maddelerin önemli bir kısmını ihtiva eden daha kompleks atıkların arıtılmasında da başarıyla uygulanmaktadır.

Kompleks atıkların arıtılmasında en önemli faktör beslenen atıklardaki inert askıdaki maddelerin çamurda tutulmasından dolayı çürümüş çamurun özgül aktivitesi azalmaktadır. Bu aktivitenin düşmesiyle birlikte ancak düşük yükleme potansiyellerine izin verilebilmektedir. Örneğin % 40 - 60 askıda madde ihtiva eden mezbaha atıksuları, % 30' a kadar askıda madde ihtiva eden evsel atıksuların tek adımlı YAHÇY reaktördeki yumaklaşmış çamur yatakta arıtılmasında 1 - 4 kg KOI /m<sup>3</sup>- gün kadar düşük organik yüklemelerde başarılı sonuçlar alındığı gösterilmiştir (Lettinga, et al, 1983). Aynı atıksuların granüler çamur yataklı YAHÇY reaktörlerde, arıtılması halinde AKM gideriminin daha zayıf olduğu gözlenmektedir. 20 °C, 8 saat hidrolik bekleme sürelerinde AKM' si yüksek mezbaha atıksularının arıtıldığı YAHÇY reaktörlerde, yüksek AKM ve KOI giderimi elde edildiği ortaya konmuştur (Sayed, 1982). Evsel çamurlar gibi kompleks organik maddelerin havasız arıtılmasında, uçucu yağ asitlerinin metan fermantasyonu hız kontrol etme adımı olduğu ifade edilmiştir(O'Rourke, 1968). Bu tür kompleks atıklarda, çamurun özgül aktivitesinin azalmasını önlemek ve diğer sakıncaları ortadan kaldırmak için iki kademeli havasız arıtma sistemi düşünülebilir. Ancak, sistem seçimine karar vermeden önce, tek ve iki adımlı sistemlerin yatırım ve işletme maliyetleri ve verimlerinin iyi değerlendirilmesi, avantaj ve dezavantajlarının açık bir şekilde gösterilmesi gerekmektedir.

Karbonhidratlı atıkların tek başına arıtılmasında besi maddesi ve alkalinite eksikliği olmaktadır. Mısır nişasta fabrikası atıksuları gibi daha kompleks atıklar bazen erimez karbonhidratların (nişasta gibi) yüksek kısmını ihtiva ederler ve atık kompozisyonunda ( $SO_3^{-2}$  ve tuz gibi) büyük değişikliklere sahip olmaktadır (Hulshoff Pol, Zeevalkink, 1989). Bu tür atıkların ana reaktör YAHÇY olmak üzere iki kademeli

olarak arıtılması uygun olabilmektedir. Ancak, düşük maliyetli tek kademeli sistemler üzerinde verimi etkileyen mahsurların giderilmesi için, yeterli bilimsel çalışmaların yapılmadığı görülmektedir.

Çözünmüş atıkların arıtılmasında tek kademeli YAHCY reaktör uygulaması, ekonomik sebepler kadar proses stabilitesi ve performansında da iyi sonuçlar vermektedir. Bu atıklara çok yüksek organik yükler uygulanabilmektedir. Yüksek çökelebilen granül çamur bu atıklarla daha iyi gelişmektedir. Bozulmuş şeker çözeltileriyle ilgili yapılan deneyler, aynı oranda KOI konsantrasyonu içeren uçucu yağ asitleri ile karşılaştırıldığında, bozulmuş şeker çözeltilerinde çamur yükü (0,5 kg KOI/kg UAKM - gün), uçucu yağ asitleri ile işletilen reaktördeki çamur yükünden (1,45 kg KOI/kg UAKM - gün) üç kat daha düşük olduğu gösterilmektedir. Tek ve iki adımlı performans için asıl nokta YAHCY reaktörün uygun işletimi olmaktadır. Eriyebilir atıkların tek veya iki adımlı arıtılmasında bazı yeni detaylı araştırmalarda ayrı bir asidifikasyon kademesinin gerekli olmadığı çünkü bekletme tanklarının bu işlemi görebileceği durumu ortaya konmuştur (Cohen, 1980).

Besin işleme endüstrisinde olduğu gibi eriyebilir karbonhidrat ihtiva eden atıksularda hidroliz/asidifikasyon kademesi, metanojenesis kademesinden hızlı işlemektedir. Hidrojen ve asitik son ürünlerin (asetik asit, propiyonik asit, bütrik asit ve etanol) birikiminden dolayı pH düşmekte ve metanojenik fazın engellenmesi durumu ortaya çıkmaktadır. Bu durumda, asidifikasyon ve metan oluşumu kademelerinin ayrı olarak işletildiği iki kademeli prosesler avantaj teşkil etmektedir. Bu iki kademeli sistemlerin, proses kontrolü ve dönüşüm hızları açısından tek kademeli sistemlere göre daha avantajlı olduğu hususlar aşağıda verilmiştir (McInery, Bryant, 1980; Cohen, 1982; Zoetemeyer, 1982).

- Zehirli ve engelleyici bileşiklerin mevcudiyetinde, bunların yok edilmesi için,
- $SO_4^{-2}$  giderilmesi için,

- Yüksek konsantrasyonlarda  $\text{NO}_3^-$  ihtiva eden atıklarda, bunların giderilmesi için (biyogazın azot gazı ile seyrelmesi önlenmiş olur)

Konsantre atıksularda 1 gr KOI için üretilen gaz, 0,30 Nlt  $\text{CH}_4$  ve biyogazdaki metan % 55 - 65 iken, seyreltik atıklarda ise üretilen gaz 0,15 Nlt  $\text{CH}_4$  ve biyogazdaki metan muhtevası, % 75 olduğu belirtilmektedir (Souza, 1986).

Proseslerin ısı ihtiyaçlarının hesaplanmasında esas faktörlerden biri beslenen atığın sıcaklığı olmaktadır. Ilıman iklimler için YAHÇY reaktör uygulamalarında metan üretimi pozitif olabilmektedir.

Formaldehit özel öneme sahip bir bileşiktir. Çünkü bu bileşik bakterileri öldürmektedir. Bu yüzden, formaldehit ihtiva eden atıklar, bakterilerin büyümesinden çok, onları öldürecektir. Kompleks atıklardaki formaldehit ile ilgili problemlerden kaçmak için iki kademeli arıtım düşünülse dahi, formaldehit konsantrasyonları; asitojenik bakterilerin büyüme verimlerine ve proses verimi üzerine etki edeceği ortaya konmuştur (Jans, 1979).

$\text{SO}_3^{-2}$  ve  $\text{SO}_4^{-2}$  engelleyicileri,  $\text{SO}_3^{-2}$  ve  $\text{S}^{-2}$  şeklinde sonuçlanacağından ham atıksudaki çok yüksek  $\text{SO}_3^{-2}$  konsantrasyonları, engelleyici konsantrasyondan daha fazla bulunabilmektedir,  $\text{SO}_3/\text{SO}_4$  indirgenmesi sonucu olarak, reaktördeki sıvı  $\text{SO}_3^{-2}$  konsantrasyonu, ham beslemedeki konsantrasyondan önemli ölçüde düşük gerçekleşebilmektedir. Bu durum organik kirliliğin konsantrasyonu ve tipine, ayrıca  $\text{SO}_3^{-2} + \text{SO}_4^{-2}$  toplam miktarına bağlı olmaktadır.

KOI = 6500 mg/lt, 1 - 5 g  $\text{SO}_4^{-2}$ /lt ihtiva eden maya atıksularının YAHÇY reaktörlerde arıtılmasında, 30°C ' de 14 kg KOI/m<sup>3</sup> - gün organik yüklerde  $\text{SO}_4^{-2}$  % 70 - 90 ' a kadar indirgenebildiği gösterilmiştir (Mulder, 1982). Ayrıca, 800 mg/lt  $\text{SO}_3^{-2}$  ihtiva eden patates nişastası atıklarının iki kademeli arıtılmasında da  $\text{SO}_3^{-2}$  indirgenmesiyle ilgili olarak başarılı sonuçlar elde edildiği gösterilmiştir (Lettinga et al, 1983).

### 3.5.3.2. Atığın Kuvveti ve Kirlilik Yüğü

YAHÇY reaktörlerinin önceleri düşük kuvvette ( $KOI < 3000$  mg/lt) ve orta kuvvette ( $KOI = 3000 - 20000$  mg/lt) atıklarda gelişmesine karşın, yüksek kuvvette atıklarda da başarıyla uygulandığı görülmektedir.

YAHÇY reaktörü granül çamurun oluşumu ve kullanımından dolayı, diğer havasız sistemlerle karşılaştırıldığında yüksek yükleme potansiyeline izin verilebilmektedir.

Atığın kuvvetindeki büyük değişimlerin proses stabilitesine etkisi çok fazladır. Yüksek uçucu yağ asitli atıklarda, yüksek KOI değerlerinde çıkış geridevri uygulanmalı ve aşırı organik yüklerden kaçınmak gerektiği ifade edilmektedir.

Giriş KOI' daki değişimlerden dolayı mezbaha atıksularının arıtıldığı YAHÇY 'de kirlilik yükünün günlük ve/veya haftalık değişimleri gözlenmektedir. YAHÇY reaktörlerinin, kirlilik yükündeki bu değişimleri başarılı bir şekilde karşıladığı ortaya konmuştur (Sayed, 1982).

Mısır nişastası atıksuları, orta kuvvette atıksular olarak kabul edilebilir. Mısır nişastası ve türevlerinin de imal edildiği fabrikada atıksuların üç farklı kirlilik yükü verdiği ve fabrikadaki proses değişimlerinin kirlilik yükünü sürekli etkilediği gösterilmiştir (Hulshoff Pol, Zeevalkink, 1989).

### 3.5.3.3. Organik Yük ve Debi Değişimleri

YAHÇY reaktörler, organik madde ve debide önemli değişikliklere sahip atıklara başarıyla uygulanabilmektedir. Bu durumda YAHÇY önüne bir dengeleme tankı (ön asidifikasyon / tamponlama) koymak gibi bir ilave tedbir ile proses performansı oldukça arttırılabilmektedir. Bu tank en uç hidrolik yükleri, en uç organik yükleri ve sıcaklıkları tamponlamak ve aynı zamanda depolamak ihtiyacı için kullanılabilir. Bu ön tankın maliyeti, asıl reaktördeki



stabilite, verim ve emniyet artışıyla birlikte kısa sürede karşılanabilmektedir.

YAHÇY reaktörlerinin bir diğer avantajı mevsimlik üretilen atıklara son derece uygun olmasıdır. Beslenme ve işletim olmayan bazı devrelerden sonra mısır nişastası atıksuyunun arıtıldığı YAHÇY reaktörünün tekrar başarıyla işletmeye alındığı gösterilmiştir (Zeevalkink, Maaskant, 1983). Bu ara verme sırasında reaktörün sıcaklığını kontrol etmeye ve onu beslemeye ihtiyacı olmamaktadır.

Üç farklı debinin olduğu mısır nişastası fabrikası atıksularının arıtıldığı YAHÇY reaktör önüne bir dengeleme tankı konularak organik yükteki değişimler başarıyla karşılanmaktadır (Zeevalkink, Maaskant, 1983).

#### 3.5.3.4. Hidrolik Bekleme Süresi

İyi yumaklaşmış veya granüler çamur ihtiva eden YAHÇY reaktörlerde çok düşük hidrolik bekleme süreleri elde edilebilmektedir. Bu düşük hidrolik bekleme sürelerinde yüksek organik yükler uygulanmaktadır. Hidrolik bekleme süresi, aşağıdaki gibi ifade edilebilir.

$$t = \frac{V}{Q}$$

Burada;

t : Hidrolik bekleme süresi, gün

V : Reaktör hacmi, lt

Q : Atıksu debisi, lt/gün

Görüldüğü gibi hacim sabit iken, debinin artmasıyla birlikte, hidrolik bekleme süresi azalmaktadır. Kompleks atıksuların YAHÇY reaktörlerde çürütülmesinde, hidroliz adımı engelleyici olabileceğinden, atıksuların hidroliz adımının tamamlanmasını sağlayacak yeterli bir süre reaktörde kalmaları gerekmektedir. Ayrıca, hidrolik bekleme süresinin düşmesiyle birlikte, hacmin ve dolayısıyla yatırım maliyetinin düşmesine karşın, organik yüklemenin artmasıyla

reaktörde ucucu asit birikimi olacağı ve/veya verimin düşeceği ifade edilebilir. Bu yüzden KOI giderme verimi ve çıkış kalitesi de göz önüne alınarak en uygun bekleme sürelerine karar verilebilir.

### 3.5.3.5. Organik Yükleme

Havasız arıtma, farklı mikroorganizmaların farklı tiplerine bağlı olduğundan giriş parametrelerinin mümkün olduğunca sabit olması arzu edilmektedir. Beslenen atıksudaki ayrışabilir maddenin kompozisyonu ve konsantrasyonları nispeten sabittir. Bu durumda sadece debiyi kontrol etmek yeterli olmaktadır. Ancak, atıksu özellikleri zamanla sabit değilse, reaktörde giriş organik yükün kontrol edilmesi tercih edilmektedir. Organik yük, aşağıdaki gibi ifade edilebilmektedir.

$$L_0 = \frac{Q \cdot S_0}{V} = \frac{S_0}{t}$$

Burada ;

$L_0$  : Organik yük, kg KOI/m<sup>3</sup>- gün

$S_0$  : Giriş KOI, mg/lt

$V$  : Reaktör hacmi, lt

$t$  : Hidrolik bekleme süresi, gün' dür.

$S_0$  sabit olması durumunda, organik yükün debiyle orantılı olduğu açıkça görülmektedir. Çok konsantre atıklar için, sınırlayıcı parametre organik yüküdür. Organik yük, denklemden de görüldüğü gibi birim hacim başına düşen KOI yüküdür. Hacmin azalması KOI yükünün artması demektir. Birim hacmi başına düşen yükseklik, gerekli alan düşürülerek arttırılabilir. Tam ölçekli tesislerde bu faydalı yükseklik 6 m civarındadır. Bunun üstündeki yükseklikler katı - gaz ayırımında zorluk ve köpüklenme meydana getirebilmektedir. Bu yükseklikteki bir reaktörde maksimum yüzeysel hız uygulanması durumunda 90 kgKOI/m<sup>3</sup>- gün kadar bir organik yüke ulaşılabilir (Souza, 1986).

Bileşiklerin ayrışabilirliğini geliştirecek giriş besleme sistemleri, havasız arıtma proseslerini yükleme potansiyelini arttırmada etkili olmaktadır.

Düşük sıcaklıklarda havasız çamurun aktivitesi düştüğünden YAHCY reaktörler, bu sıcaklıklarda daha düşük yüklerle dizayn edilmelidir.

KOI yükü 8500 kg KOI/gün ve organik yükün 10.6 kg KOI/m<sup>3</sup>-gün olarak tasarlanmış mısır-nişasta fabrikası atıksularının arıtıldığı tam ölçekli YAHÇY reaktörde, kirlilik yükü ve debi değişimlerinden dolayı organik yükün 5-15 kg KOI/m<sup>3</sup>-gün arasında değiştiği gözlenmiştir. Organik yükün 7.5 kg KOI/m<sup>3</sup>-gün'den 13.8 kg KOI/m<sup>3</sup>-gün'e çıkması durumunda, KOI giderme verimi %91.1'den %87.6'ya düşmüştür. Bu tesiste, organik yüke bağlı olarak gaz üretimi 80-160 m<sup>3</sup>/gün arasında değişmiş, gazdaki metan muhtevası ise %70 civarında kalmıştır(Zeevalkink, Maaskant, 1983).

### 3.5.3.6. Çamur Yükü ve Çamur Bekleme Süresi

Çamur yükü, ifadesi aşağıdaki denklemle verilebilir.

$$L_c = \frac{QS_0}{VX} = \frac{S_0}{tX} = \frac{L_0}{X}$$

Burada;

$L_c$  : Çamur yükü, kg KOI/kg UAKM-gün

$S_0$  : Giriş KOI, kg KOI/m<sup>3</sup>

$V$  : Reaktör hacmi, m<sup>3</sup>

$X$  : Reaktörlerde ortalama biyokütle konsantrasyonu, kg UAKM/m<sup>3</sup>

Bu oran, KOI yükünün sistemdeki biyokütle miktarına göre ifade etmek demektir. Bir başka deyişle günlük BOI<sub>5</sub> yükünün reaktördeki uçucu askıda katı madde konsantrasyonuna oranını ifade etmektedir. YAHÇY reaktörlerde çok yüksek çamur konsantrasyonları korunabilmektedir. Bu çamur, KOI giderimi ve konsantre atıklarda gaz üretimini oldukça arttırmaktadır. Arıtma verimi ve çıkış kalitesi açısından dizayn ve işletme için uygun bir çamur yükü ile çalışılması gerektiği ifade edilmiştir.

Çamur bekleme süresi havasız arıtmada dikkatle kontrol edilmesi gereken bir parametre olmaktadır. Çamur bekleme süresi aşağıdaki gibi formülize edilebilir.

$$t_c = \frac{V.X}{Q.X_e} = t \frac{X}{X_e}$$

Burada ;

$t_c$  : Çamur bekleme süresi, gün

- t : Hidrolik bekleme süresi, gün  
 X : Reaktördeki ortalama biyokütle konsantrasyonu, mg/lt  
 X<sub>e</sub> : Çıkıştaki ortalama biyokütle konsantrasyonu, mg/lt

Arzu edilen mikrobiyal aktiviteyi korumak için, ÇBS (çamur bekleme süresi) daima bir  $\text{CBS}_{\min}$  üstünde korunmalıdır.  $\text{CBS}_{\min}$  optimal büyüme hızına bağlı olmaktadır. Mikroorganizmalar, atıksu beslenmesiyle zenginleşir ve biyokütle dönmekte ve bu dönüşüm aşağıdaki parametrelere bağlı olmaktadır.

- Mikroorganizma tipi,
- Atıksuyun konsantrasyonu,
- Atıksuyun kompozisyonu,
- Sıcaklık

Çamur bekleme süresi, proses dizaynında yeni bir parametre olmakla birlikte, işletme koşullarının değişiminin sistem performansını nasıl etkilediğini belirlemek açısından çok önem arzedecektir. Çamur bekleme süresi öyle seçilmelidir; hem verim, hem de yüksek atık kullanma kapasitesi arasında bir denge olmalıdır. Böylece daha ekonomik ve verimli arıtma sistemleri elde edilebilir.

Organik madde dönüşüm hızı üzerine ÇBS' nin çok büyük etkisi olmaktadır. ÇBS, organik madde miktarı başına mikroorganizma miktarı olarak ifade edebilir. Organik madde miktarı düşükçe biyokütle miktarı artmakta dolayısıyla çamur bekleme süresi artmaktadır. Artan ÇBS' ler düşük sıcaklıklara izin vererek gayet başarılı bir arıtım sağlamaktadır.

#### 3.5.4 Çevresel Faktörler

Havasız proseslerde çevre faktörleri, sürekli izleme ve kontrolü gerektirdiğinden dolayı oldukça önem arzedecektir. Arıtmayı gerçekleştiren mikroorganizma topluluğunun kapasitesinden azami yararlanabilmek için reaktörde Tablo 3.14'deki optimum çevre şartlarının sağlanması gerekmektedir (Öztürk, 1987).

Bu bölümde, YAHÇY reaktörlerle arıtmaya etki eden çevre faktörleri olarak, sıcaklık, besi maddeleri, zehirlilik ve engelleme, pH, alkalinite ve uçucu yağ asitleri incelenmiştir.

Tablo 3.14 Havasız mikroorganizmalar için optimum çevre şartları

Parametre	Optimum şartlar
Arıtılan atığın bileşimi	Karbon, temel(N,P) ve iz elementleri bakımından dengeli olmalı; $O_2$ , $NO_3$ , $H_2O_2$ , $SO_4$ gibi oksitleyici maddeler, zehirli ve engelleyici elementler ihtiva etmemeli.
KOI/N/P	300/5/1
pH	6.8-7.4
Sıcaklık(Mezofilik;Termofilik)	30-40 (35-37); 50-65 (55) °C
Alkalinite	1000-4000(2000) mg/lt $CaCO_3$
TUA	<1000-1500 mg/l Asetik asit
TUA/Alkalinite	<0.1

#### 3.5.4.1. Sıcaklık

Havasız arıtma proseslerinde; termofilik (50-65 °C), mezofilik (20-45 °C), psikrofilik (<20 °C) olmak üzere üç farklı sıcaklık aralığı mevcut olmaktadır. Mezofilik çürütme için bilgi ve deneyim diğerlerine göre daha fazladır. Mezofilik çürütmenin uygulandığı proseslerde metanojen bakterilerin zarar görebileceği 42°C'in üstüne çıkılmamalıdır. Mezofilik çürütme proseslerinin 20-40°C sıcaklık aralıklarında işletilmesine müsaade edildiği gösterilmiştir(Lettinga, 1981). Mezofilik çürütme proseslerin optimum sıcaklık 35-37°C aralığında olmaktadır. Azalan sıcaklıkla metanojenik aktivitenin oldukça düşmesine karşın, çözülmüş atıkların çürütüldüğü, havasız proseslerde 8-10°C gibi düşük sıcaklıklarda bile yeterli faaliyetin olduğu gösterilmiştir (Lettinga, et el, 1983).

YAHÇY reaktörlerde, termofilik çürütme ile ilgili halen çok az bilgi ve deneyim olduğu ifade edilmiştir. Termofilik havasız çürütmenin; daha yüksek organik madde giderme hızları, daha fazla patojen organizma giderimi, daha kısa bekleme süreleri, günde birim hacim başına daha fazla gaz üretimi, daha hijyenik ve suyu alınmış çamur gibi avantajları yanında; atığı ısıtmak için ve reaktör ısını korumak için gerekli enerji, zayıf proses kararlılığı ve çıkışta yüksek KOI gibi dezavantajları olduğu ortaya konmuştur (Kandler, et al, 1980). Termofilik proseslerde organik yükün, 12 gün içinde 14'ten 80 kg KOI/m<sup>3</sup>-gün'e çok hızlı artırılabilmesine rağmen çıkış kalitesinin bozulmadığı ancak, 95 kg KOI/m<sup>3</sup>-gün organik yüklemeye bazen çamur yıkanması olduğu gösterilmiştir (Lettinga et al, 1983).

1 - 3 mm çaplı çamur granüllerine sahip termofilik granüller çamur organik madde olarak sakroz ve aşı çamuru olarak inek gübresi kullanılması durumunda kolayca alıştıırılabilir. 45 kg KOI / m<sup>3</sup>-gün organik yüklerde bile % 85 - 90 giderme verimi elde edilmiştir (Lettinga, et al, 1983).

Arıtma esnasında sıcaklığın nispeten sabit olması gerekmektedir. Reaktörde sıcaklık, günde 2<sup>0</sup>C'den daha fazla değişmemesi ifade edilmektedir.

Tropik iklime sahip bölgelerde havasız arıtma için çevre sıcaklığı yeterli olmaktadır. Sıcaklığın otomatik kontrolü ve hatta ısı yalıtımı ihtiyacı olmamaktadır. Bu durum maliyeti önemli ölçüde düşüreceğinden böyle bölgelerde, YAHÇY reaktör kullanımı uygundur. Mezofilik aralıklarda üretilen atığı ısıtarak termofilik aralıklara getirme gereksiz yere maliyeti arttırmaktadır.

Mısır nişastası atıksuları sıcaklığı proses çıkışlarında 33 - 39 C arasında olduğu tesbit edilmiştir (Zeevalkink, Maaskant, 1983). Bu atıksular, ısı kaybı olmadan üretimdeki sıcaklıklarıyla havasız reaktörlere verildiklerinde, ilave bir ısıtmaya gerek olmadan mezofilik aralıklarda arıtılabilirler.

### 3.5.4.2. Besi Maddeleri

Havasız arıtma proseslerinde, N ve P gibi temel besi maddeleri ve iz elementleri daima sağlanabilir şekilde ve yeterli miktarda mevcut olmalıdır. Azot; proteinlerin, enzimlerin, RNA ve DNA'nın sentezinde kullanılmaktadır. Fosfor ise, enerji depolayan bileşiklerin sentezinde kullanılmaktadır. Havasız proseslerde oluşan biyokütlenin yaklaşık % 10,5'i N ve % 1,5'i P olarak hesaplanmıştır (Speece, McCarty, 1982). Toplam KOI'nın % 10'nunun hücre sentezinde kullanıldığını varsayarak toplam KOI'nın % 1'i kadar azot ve % 0,15'i kadar fosforun yeterli olacağı öngörülmektedir. Bu yönde yapılan çalışmalar sonucu Tablo 3.15'de KOI /N/P oranıyla ilgili değerler verilmiştir (Lettinga, 1983). Azot ve fosfor için gerekli miktar, biyokütle üretim katsayısından tahmin edilebilmektedir.

Tablo 3.15 Havasız arıtma proseslerince farklı organik maddeler için optimum KOI /N/P oranları ve teorik biyokütle üretim katsayısı

Organik maddeler	biyokütle üretim katsayısı, g UAKM/g KOI	KOI:N:P
Asetik asit	0.038	1420/6.7/1
Propiyonik asit	0.12	451/6.7/1
Bütrik asit	0.16	338/6.7/1
Uzun zincirli yağ asitleri	0.14	386/6.7/1
Karbonhidratlar	0.22	246/6.7/1
Yağlar	0.14	386/6.7/1
Proteinler	0.13*	-----

Değişik çalışmalarda KOI/N/P oranı; 300/7/1(Speece, McCarty, 1982); KOI/N<70, KOI/P<350 (Souza, 1986); 200/5/1(Huster, Wuhrmann, Zehnder, 1982); uçucu yağ asitleri ihtiva eden atıklarda 1000/5/1, kompleks atık ihtiva eden atıklarda 330/5/1 (Lettinga, 1981) olarak verilmektedir.

\* g/g organik madde

Havasız arıtma sistemlerinde N ve P'nin dışında Na, K, Mg, Fe, S, Ni, Co, Mo, Se ve W gibi iz elementler bakteriyel faaliyeti arttırmaktadır (Öztürk 1987).

Evsel atıksular N,P gibi temel besi maddelerini normal olarak ihtiva ettiğinden büyüme için ideal çevre oluşturmaktadırlar. Ancak endüstriyel atıklar daha özel bileşime sahip olduğundan optimum işletme için bu besin maddelerini ilave etmek gerekmektedir. Demir ve nikel gibi iz elementlerinin çözeltide bulunması faydalı olmaktadır. Sülfür, yüksek kontrasyonlarda mevcut ise veya sülfatlardan ötürü meydana geliyorsa, bu metaller tarafından çöktürülerek sorun yaratmayacak seviyelere indirilebilir. Ayrıca, S'de azda olsa ihtiyacı duyulan bir besi maddesidir. Reaktörlerde besi maddesi olarak; Ure,  $\text{KH}_2\text{PO}_4$ , amonyum dibazik fosfat gibi kimyasal maddeler kullanılabilir.

Mısır nişastası atıksuları tek başına arıtıldığında ortalama olarak  $\text{KOI/N} = 130$ ,  $\text{KOI/P} = 87$  civarındadır (Zeevalkink, Maaskant, 1983). Bu tür atıksuların havasız arıtılmasında  $\text{KOI/N/P}$  oranı olarak 330/5/1 (kompleks atıklar için) kullanılabilir. Bu orandan da görüleceği gibi bu atıksuların tek başına havasız reaktörlerde arıtılması durumunda, sisteme azot ilavesi gerekmektedir.

Mısır nişastası atıksularının başka atıklarla birleşerek (özellikle evsel atıksularla) temel besi maddesi ihtiyaçları karşılanabilmektedir. Böylece kimyasal madde sarfı ve dolayısıyla reaktörlerin işletme maliyetlerinin düşeceği ifade edilebilir.

#### 3.5.4.3. Zehirlilik ve Engelleme

Havasız arıtma proseslerinde, zehirli ve engelleyici pekçok organik ve inorganik madde mevcuttur. Zehirlilik terimi nispi olup zehirli ve engelleyici madde konsantrasyonu bir mg/lt'den birkaç mg/lt'ye kadar değişebilmektedir.

Mikroorganizmalar genellikle bazı maddelerin bazı değerlerine alışma eğilimine sahiptir. Alışmanın derecesi nispidir. Bazı durumlarda



engelleyici maddenin varlığına rağmen, işletmeye alma devresi geçilebilmektedir. Bazende engelleyici maddelere, işletmeye alma devresinden daha kısa sürede uyum sağlanabilmektedir. Katı madde bekleme süresinin uygun bir şekilde kontrol edildiği durumlarda, zehirli bir madde, zehirli olmayan madde haline dönüştürülebilmekte veya sistemde bazı organik maddelerin mevcut olması durumunda biyolojik olarak ayrışabilir şekle getirilebilmektedir. Bu olaya alıştırma adı verilir ve katı madde bekleme süresiyle doğrudan ilişkili olmaktadır.

Havasız arıtma proseslerinde zehirliliğe ve engellemeye; alkali ve toprak alkali metaller, ağır metaller, amonyak azotu, sülfür ve geniş bir aralıktaki organik bileşikler neden olmaktadır.

#### Alkali ve Toprak Alkali Metallerin Zehirliliği ve Engelleme

Alkali ve toprak alkali katyonların faydalı ve engelleyici konsantrasyonları Tablo 3.16'da verilmiştir (Lettinga, 1980; Speece, McCarty, 1982).

Tablo 3.16 Alkali ve toprak alkali katyonların faydalı ve engelleyici konsantrasyonları

Katyon	Faydalı konsantrasyon (mg/lt)	Orta derecede engelleyici konsantrasyon (mg/lt)	Kuvvetli engelleyici konsantrasyon (mg/lt)
Na <sup>+</sup>	100-200	3500-5500	8000
K <sup>+</sup>	200-400	2500-4500	12000
Ca <sup>+2</sup>	100-200	2500-4500	8000
Mg <sup>+2</sup>	75-150	1000-1500	3000

Metal iyonlarının sistemde aynı anda birlikte bulunmaları durumunda, engelleyici etkinin azalması (antagonistik) veya artması (sinerjistik) söz konusu olabilmektedir (McCarty, 1964).

Sodyum, potasyum, kalsiyum, magnezyum gibi alkali ve toprak alkali katyonların konsantrasyonları; endüstriyel atıksuların havasız arıtılmasında, bu proseslerin zaafına ve verimsizliğine yol açacak kadar yüksek olmasına karşın, evsel atıksuların havasız arıtılmasında ise konsantrasyonları sorun olacak kadar yüksek olmamaktadır.

Mısır nişastası atıksularında bu katyonlardan sadece 800 mg/lt konsantrasyonlara kadar  $Ca^+$  tesbit edilmiştir (Zeevalkink, Maaskant, 1983).Görüldüğü gibi bu konsantrasyonlar hiçbir zaman engelleyici olmamaktadır. Sadece proses kontrolü için kireç ileve edildiği takdirde YAHCY reaktördeki granül çamur içerisindeki  $CaCO_3$  çökelti miktarını arttırmaktadır. Ayrıca kalsiyum, ortamda mevcut sülfatları çötürerek sülfatların engelleyici özelliklerini ortadan kaldırabilmektedir.

#### Ağır Metallerin Zehirliliği ve Engelemesi

Bakır, çinko, nikel tuzları gibi ağır metal tuzlarının düşük konsantrasyonları bile çok fazla zehirlidir. Havasız arıtma proseslerinde ağır metal zehirliliğinin büyük bir kısmını bu tuzlar oluşturmaktadır. Eriyebilirliği düşük olduğundan, demir ve alüminyum tuzları zehirli değildir. Ağır metaller, sülfürlerle birleşerek erimez sülfür tuzlarını meydana getirmektedir. Hem sülfür hemde ağır metaller havasız proseslerde zehirli olmasına karşın, birleşimiyle meydana gelen sülfür tuzlarının zehirlilik etkisi olmamaktadır. Çöktürülecek sülfürün bir molüne karşılık 1 mol sülfür gerekeceğinden litrede 1 gr çöktürülecek ağır metallere litrede 0.5 gr sülfür gerekmektedir. Havasız arıtma sırasında yeterli sülfür oluşmazsa, sülfüre indirgenecek  $Na_2S$  veya bir sülfat tuzu ilave edilebilir. Bu yöntem ağır metal zehirliliğini kontrol etmede en etkili yöntem olmaktadır.

Mısır nişastası atıksularında, ağır metal tuzları gözlenmemiştir. Bu tür atıksuların, başka atıksularla karıştırılmasıyla atıksuya geçseler dahi, bu tuzlar, ortamda mevcut sülfürle, zehirlilik etkisi olmayan sülfat tuzları şeklinde çöktürülebilmektedir.

### Organik Maddelerin Zehirliliği ve Engellemesi

Havasız prosesleri engelleyici pekçok organik madde bulunmaktadır. Bunlar arasında; organik solventler, alkoller ve uzun zincirli yağ asitleri sayılabilir. Organik maddeler, yüksek konsantrasyonlarda zehirli olmasına karşın, düşük konsantrasyonlarda havasız olarak arıtılabilmektedir. Sodyum oleate gibi organik maddeler 500 mg/lt'nin üzerindeki konsantrasyonlarda engelleyici olmasına karşın,  $\text{CaCl}_2$  ilave edilerek meydana getirilen erimez kalsiyum oleate tuzunun 2000-3000 mg/lt'den fazla konsantrasyonlarında bile havasız arıtma başarıyla devam etmektedir (McCarty, 1964). Yağ asitleri, evsel atık çamurlarında erimez kalsiyum tuzu olarak bulunur ve havasız arıtmaya olumsuz bir etki yapmaktadır.

Mısır nişastası atıksularında, 500 mg/lt kadar nişasta taneleri olduğu tespit edilmiştir (Zeevalkink, Maaskant, 1983). Bu nişasta tanelerinin havasız arıtmaya etkilerini azaltmak ve atık kompozisyonunu dengelemek için YAHCY reaktör önüne bir tank yerleştirmek uygun olabilmektedir.

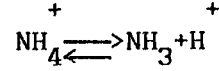
### Amonyakın Zehirliliği ve Engellemesi

Amonyak, havasız proseslerde üre, veya protein ihtiva eden atıkların ayrışmasından meydana gelmektedir. Engelleyici konsantrasyonlar, bu maddeleri içeren endüstriyel atıksular veya evsel atıksulardan gelebilir. Tablo 3.17'de havasız arıtma üzerine olumsuz etki yapan amonyak azot konsantrasyonları verilmiştir (McCarty 1964).

Tablo 3.17 Havasız arıtma üzerine olumsuz etki yapan amonyak azot konsantrasyonları

Amonyak azot konsantrasyonu (mg/lt)	Havasız arıtma üzerine etkisi
50-200	Faydalı
200-1000	Olumsuz etkisi yok
1500-3000	Yüksek pH'larda engelleyici
>3000	Zehirli

Organik maddenin, havasız reaksiyonlar sonucu ayrışmasında yapısında bulunan azot, amonyağa dönüşmektedir. Amonyak sistemin pH'ına bağlı olarak sistemde  $\text{NH}_4^+$  iyonu halinde veya iyonlaşmamış yapıda bulunmaktadır.



Özellikle düşük ( $\text{H}^+$ ) iyonu konsantrasyonlarında yukarıda verilen denge ( $\text{NH}_3$ ) lehinde değişmektedir. Böylece amonyak gazı, konsantrasyonu engelleyici olmaktadır. Amonyak azotu, amonyak iyonu ile amonyak gazının toplamından oluşmaktadır.

Mısır nişastası atıksularında amonyak azotu konsantrasyonu düşük olduğundan, havasız arıtma proseslerini engelleyici olmamaktadır.

#### Sülfürün Zehirliliği ve Engellemesi

Sülfür, ham atıksudaki sülfür girişinden veya sülfat ve sülfid ihtiva eden inorganik bileşiklerin ayrışmasından oluşmaktadır. Endüstriyel atıklarda sülfürün en önemli kaynağı sülfat tuzları olmaktadır. Sistemde mevcut toplam  $\text{S}^{-2}$  ( $\text{H}_2\text{S} + \text{HS}^- + \text{S}^{-2}$ ) 100 mg/lt değeri literatürde kritik deger olarak verilmektedir (Lettinga et al, 1983). Sürekli işletme ve bazı alıştırmalarda 200 mg/lt ye kadar erimiş sülfüre müsaade edilebilmektedir. 200 mg/lt den büyük değerler ise zehirlilik etkisi yapmaktadır. Sistem pH'sının 6,5 değerinin altında olması  $\text{S}^{-2}$  engellemesini arttırmaktadır. Ağır metal sülfürleri çözüldükten çöktürülmektedir. Bunlar mikroorganizmalara zararsızdır. Geri kalan eriyebilir sülfürler iyonize olan kuvvetli asit şeklinde bulunmaktadır.  $\text{H}_2\text{S}$ 'in eriyebilirliği sınırlı olduğundan, çürütücü gazıyla sistemden uzaklaşmaktadır.

Teorik olarak sülfatın ayrışması  $\text{SO}_4^{-2}/\text{KOI}$  değerinin 1,5'den düşük değerlerinde gerçekleşmektedir. Ancak pratikte  $\text{SO}_4^{-2}/\text{KOI}$  oranının 0,1-0,14'ten daha yüksek olması metanojenik bakterileri engelleyebilmektedir.  $\text{SO}_4^{-2}/\text{KOI}$ 'nin düşük oranlarında  $\text{H}_2\text{S}$  hissedilir bir şekilde sıvı fazdan ayrılmaktadır. Nötral pH'da, çözünmüş sülfürün

yaklaşık % 50'si  $H_2S$  çoğunluğu da  $HS^-$  şeklinde olmaktadır. Ayrıca sülfürün oluşumu çevrede kötü kokulara sebebiyet vermektedir. Bu durum meydana gelen biyogazın yanma motorlarında veya buhar jeneratörlerinde kullanılmasıyla önlenebilmektedir.

Havasız arıtma proseslerinde sülfürlerin çevreye verebileceği zararları önlemek için aşağıdaki tedbirler alınmalıdır.

- Üretim tesislerinde,  $H_2SO_4$  kullanımını önlemek,
- $SO_4^{-2}$ 'in büyük kısmını  $CaSO_4$  olarak çöktürerek gidermek,
- $SO_4^{-2}$  indirgeyen mikroorganizmaların büyümesini önlemek,
- Çıkiştan FeS çöktürmesiyle sülfürü gidermek,
- pH = 5,5 - 6,0'da, çözeltiyi karıştırarak  $H_2S$ 'i  $S^{-2}$  veya  $SO_2$  'ye dönüştürmek, ancak,  $SO_2$  için de ayrıca ilave bir tedbir düşünölmelidir.

Mısır nişastası atıksularında;  $SO_4^{-2}$  ortalama 200 mg/lt,  $SO_3^{-2}$  nin ise 75 mg/lt olduğu bulunmuştur (Zeevalkink, Maaskant, 1983).

#### Zehirliliğin ve Engellemenin Kontrolü

Havasız arıtma sistemlerinde, daha ekonomik işletme ve yüksek verim elde etmek için, engelleyici ve zehirli maddelerin kontrolü gerekir. Bunun için şu metodlar önerilmektedir (McCarty, 1964):

- Zehirli maddelerin havasız arıtmadan önce giderilmesi,
- Atıksuyun, zehirlilik limitinin alt sınırına kadar seyreltilmesi,
- Zehirliliğe neden olan maddelerin, çökeltilmesi veya kompleks halde tutulması,
- Sisteme zehirli maddenin etkisini azaltıcı başka madde ilavesi,
- Biyokütlenin zehirli maddeye alıştıırılması.

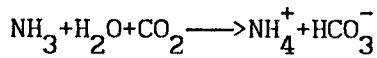
Zehirlilikle ilgili olarak yapılan çalışmalarda, zehirli maddenin etkisi altında kalan metanojenik bakterilerin çok uzun süre sonra bile tamamen yok olmadıkları ve zehirliliğin etkisinin kaldırılabilceği sonucuna varılmaktadır. Bu durum, reaktörde zehirlilik etkisini meydana getiren maddenin ortadan kaldırılmasıyla birlikte, reaktördeki faaliyetin yeniden başlatılmasına imkan vermektedir.

Reaktörde, uygun çamur bekleme sürelerinin sağlanmasıyla, sistemde hız sınırlayıcı ve hassas olan metanojenlerin zehirli maddelere karşı alışması gerçekleştirilmiş olmaktadır. Metanojenler yavaş büyüyen organizmalar olduğundan, zehirli maddeler bunların büyüme kinetiğini değiştirerek bakteriyel jenerasyon süresinin uzamasına neden olmaktadır. Çamur bekleme sürelerinin çok az olduğu bir durumda ise, engelleme etkisindeki metan bakterileri alışmak için gerekli süreyi bulamadan sistemden kaçabilirler. Yeteri kadar uzun bekleme süreleri, 20-50 kat kadar fazla zehirli madde konsantrasyonlarına izin verebildiği gösterilmiştir (Lawrence, McCarty, 1965).

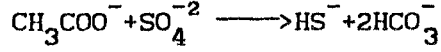
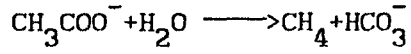
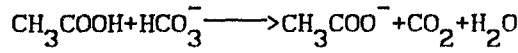
Mısır nişastası atıksularının havasız proseslerle arıtılmasında zehirli ve engelleyici madde sülfür olmaktadır. Bu parametrenin, özellikle havasız proseslerdeki işletmeye alma ve normal çalışma devresinde dikkatle kontrol edilmesi gerekmektedir.

#### 3.5.4.4. pH, Alkalinite ve Uçucu Yağ Asitleri

Havasız arıtma proseslerinde optimum pH aralığı 6,5 - 7,5 olmakla birlikte, pH = 6,0 - 8,0 aralığında bile başarıyla işletilebilmektedir (Lettinga, 1981). pH, 6,2'nin altına düştüğünde metan üretim hızı aniden düşmektedir. İşletme şartlarındaki değişimlerde, sistem pH'sını koruma yeterliliği için, tamponlama kapasitesinin hesaplanması gerekir. Bu bikarbonat konsantrasyonu ile ifade edilir. Pekçok endüstriyel atıksu prosesi normalde gerekli olan seviyede bikarbonat konsantrasyonuna sahiptir. Gerekli olan bikarbonat konsantrasyonu; organik azot, sülfat uçucu yağ asitlerince üretilebilmektedir (Anderson, Yang, 1992). Örneğin, yüksek organik azot konsantrasyonu ihtiva eden endüstriyel atıksular aşağıdaki denklemden de görüldüğü gibi amonyakın serbest kalmasıyla yüksek alkalinite üretebilmektedir.



Aşırı yükleme ve olumsuz çevre şartlarına maruz kalan reaktörlerin, kararlılığının bozulması, TUA konsantrasyonunun artarak pH'nın 6 civarına düşmesiyle kendini göstermektedir. Havasız çürütme süresince, çürütücülerin tamponlama sistemindeki alkalinite, CO<sub>2</sub> ile birlikte ayrılmış uçucu yağ asitlerine ve serbest kalan HS<sup>-</sup>'e gönderilir.



Uçucu yağ asitleri, metan ve  $\text{CO}_2$ 'e dönüşürken, sülfat indirgenmesiyle de tam olarak okside olmaktadırlar.

Toplam alkalinite ve uçucu asitler bilindiği takdirde, bikarbonat alkalinitesi aşağıdaki denklemden hesaplanabilmektedir (McCarty, 1964).

$$\text{Balk} = \text{Talk} - 0,85 (0,833) \text{ TUA}$$

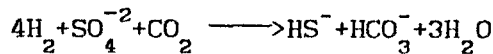
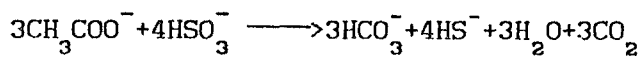
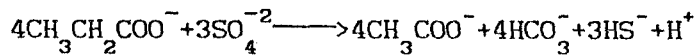
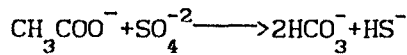
Burada;

Balk, mg/lt  $\text{CaCO}_3$  olarak bikarbonat alkalinitesini,

Talk, mg/lt  $\text{CaCO}_3$  olarak toplam alkaliniteyi,

TUA, mg/lt asetik asit olarak toplam uçucu asit konsantrasyonunu göstermektedir. 0,85 (0,833) katsayısı, asetik asitin  $\text{CaCO}_3$  eşdeğerine geçiş için kullanılmaktadır. Dengeli işletme halinde, bikarbonat alkalinitesi toplam alkaliniteye eşittir. Sistemin dengesinin bozulması halinde uçucu asit konsantrasyonu artacak ve bikarbonat alkalinitesi düşecektir.

Sülfat ve sülfid'in sülfüre indirgenmesiyle üretilen alkalinite için aşağıdaki reaksiyonların gerekli olduğu ifade edilmiştir (Anderson, Yang, 1992).



Organik maddeler oksidasyona uğrasın ya da uğramasın, her 0.5 mol sülfatın ve 1 mol sülfidin indirgenmesinden, 1 mol alkalinite üretilmektedir.

Emniyetli bir işletme için mümkünse yükleme stratejisi, TUA/ Alkalinite oranı 0,1'i geçmeyecek şekilde ayarlanmalıdır (Frostell, 1985).

Havasız arıtma sistemleri, ayrışma prosesinin kararlılığının bozulması, genellikle TUA konsantrasyonunun artması ve müteakiben de pH'nın 6 civarına düşmesiyle kendini göstermektedir. pH'nın çok ileri seviyelere düşmesini önlemek için sürekli ölçüm almak gerekmektedir. pH kritik seviyeye düştüğünde, organik yük azaltılarak veya NaOH, kireç,  $\text{NaHCO}_3$  gibi kimyasal maddelerin ilavesiyle veya her ikisinde uygulanarak pH istenen seviyelere ayarlanabilir. Sistem pH'sının kontrol altına alınmasına müteakip dengesizliğin sebebi belirlenmelidir. Şayet geçici bir kararsızlık sözkonusu ise reaktörde optimum çevre şartları sağlamak ve pH dikkatlice kontrol edilmek suretiyle kısa sürede önceki normal işletme şartlarına yeniden ulaşılmaktadır. Uzun süreli ve ciddi bir kararsızlık sözkonusu ise, dengesizliğin sebebi ortadan kaldırılarak pH kontrolü yapılırsa bile arıtmayı gerçekleştiren mikroorganizmaların zarar görmesinden dolayı kararlı haldeki duruma kavuşmak için alıştırma döneminde olduğu kadar uzun bir süre gerekli olabilmektedir.

Endüstri tipi havasız reaktörlerde pH kontrolü genellikle NaOH ve  $\text{NaHCO}_3$  ile birlikte kullanılarak sağlanmaktadır. Reaktörün pH'sı normal değerlerin altına düştüğünde pH kontrol probu ile paralel çalışan NaOH dozlama sistemi ile otomatik kostik dozlaması yapılarak pH yükseltilir. Gerekli  $\text{HCO}_3$  alkalinitesi ise  $\text{NaHCO}_3$  ilave edilmek suretiyle ayrıca sağlanmaktadır. Herhangi bir çökelti vermediği için  $\text{NaHCO}_3$  alkalinite sağlayıcı madde olarak idealdir. Ancak, pH'nın fazla düştüğü anlarda, NaOH ile birlikte kullanıldığında Na konsantrasyonunun engelleyici aralığını aşıp aşmadığı kontrol edilmesi gerekmektedir.

Dengesizlik gözlenen bir reaktörde bazı hallerde  $\text{HCO}_3$  ilave edilerek pH'nın ayarlanmasına ve organik yükün önemli nispetde azaltılmasına hatta beslemenin durdurulmasına rağmen sistemdeki uçucu asit konsantrasyonu düşmeyebilir. Bu uçucu asitin propiyonik asit ağırlıklı olduğunu göstermektedir. Böyle durumlarda, reaktörde birikmiş



uçucu asitin süratle yıkanmasını sağlamak üzere reaktörün iyice seyreltilmiş atık ve hatta musluk suyu ile beslenmesi yoluna gidilebilir. 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 yeniden tedrici olarak arttırılarak sistemin normal işletme yükü ile çalışmasının temin edildiği belirtilmiştir (Öztürk, 1987).

Mısır nişastası atıksularının pH'sı ortalama 4,5 civarında olmaktadır. Bu kadar düşük pH'nın reaktöre girmesine izin verilebilir (Lettinga, 1981). Bu değer çürütücüde 6'nın üzerine çıkabilmektedir. Ancak pH kontrolü yine de yapılmalıdır. Bu atıksuların arıtılması sırasında sistemde yeterli alkalinite mevcut olabilir. Aksi halde, gerekli alkalinite  $\text{Ca(OH)}_2$  veya  $\text{NaHCO}_3$  ile sağlanabilir. Bunların temini, reaktör muhtevastındaki pH'nın veya biyogazdaki  $\text{CO}_2$  muhtevastının ölçülmesiyle ilgili olarak otomatik sağlanması gerekmektedir.

## BÖLÜM IV

### DENEYSSEL ÇALIŞMALARIN PLANLANMASI VE KULLANILAN YÖNTEMLER

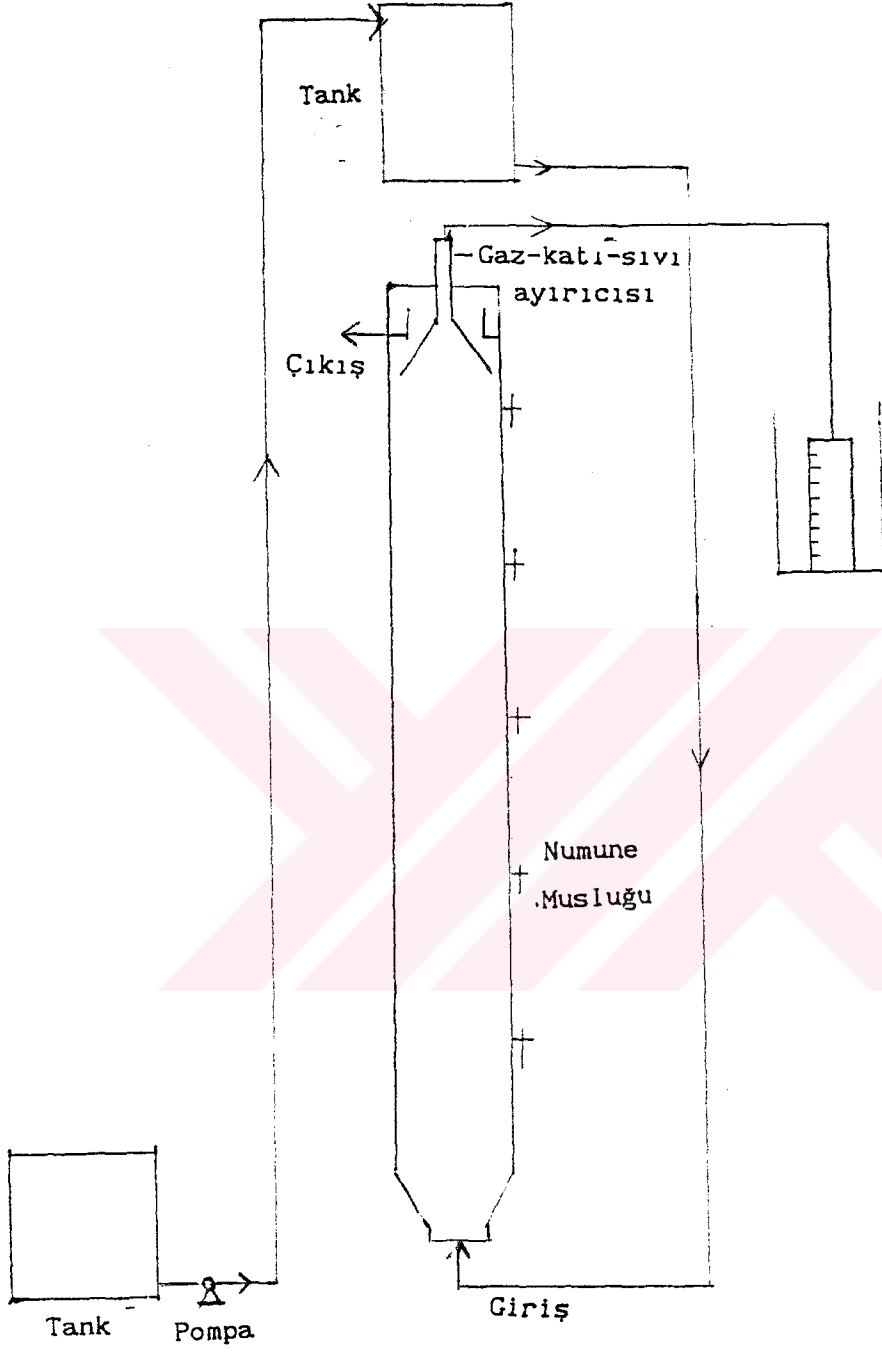
#### 4.1. GİRİŞ

Mısır nişastası atıksularının yukarı akışlı havasız çamur yataklı reaktörlerde arıtılmasında proses verimine etki eden optimum işletme parametreleri tesbit edilmiştir. Bunun için, değişik hidrolik, organik, çamur yükleri ve çamur bekleme sürelerinde çalışılmıştır. Yedi farklı debide, giriş ve çıkışta alınan numunelerde yapılan ölçümlerin ortalaması alınarak ilgili periyodun ortalama işletme parametreleri bulunmuştur. Sıcaklık ve pH gibi uygun çevre şartlarında, besi maddesi ve alkalinite ihtiyacı incelenmiştir. Bu maksatla, evsel atıksuların da karıştığı toplama havuzundan alınan mısır nişastası atıksularının her periyot sonunda reaktörün değişik kısımlarında, girişte ve çıkışta pH ve alkalinite değerleri ölçülmüştür. Ayrıca değişik zamanlarda, besi maddesi ihtiyacını kontrol amacı ile, azot ve fosfat analizleri yapılmıştır. Mısır nişastası atıksularının havasız arıtılmasında zehirlilik etkisi yapabilecek en önemli bileşik sülfat ve sülfid olduğundan, bunun indirgenmesi ile oluşan sülfür belirli zamanlarda ölçülmüş olup proses verimine olan etkisi incelenmiştir. Atıksu kompozisyonunu ve organik kirliliği dengelemek için reaktör önüne bir tank yerleştirilmiştir. Ayrıca, atıksuyu reaktöre cazibe ile beslemek için reaktör üzerinede bir başka tank yerleştirilmiştir.

Deneyisel çalışmalar Sakarya Üniversitesi Mühendislik Fakültesi Kazak Laboratuvarında gerçekleştirilmiştir.

#### 4.2. DENEYSSEL ÇALIŞMALAR

Deneyisel çalışmalarda kullanılan yukarı akışlı havasız çamur yataklı reaktör şematik olarak Şekil 4.1' de verilmiştir. Reaktör, 24 cm çapında, çürütücü kısmı 175 cm yüksekliğinde ve 78 lt hacminde, çöktürücü kısmı ise 25 cm yüksekliğindedir. Reaktör PVC malzemenen imal



Şekil 4.1 Deneysel çalışmalarda kullanılan YAHÇY reaktörün şematik gösterimi

edilmiştir. Reaktör üzerinde, tabandan itibaren 45, 70, 95, 120 ve 145 cm yüksekliklere, 5 adet numune alma musluğu yerleştirilmiştir. Giriş dağıtım sistemi, beslenen atığın çamur yatağı ile temasını sağlayacak şekilde dizayn edilmiştir. Böylece kanallanma ve tıkanma problemleri önlenmiştir. Reaktörün üst kısmında gaz - katı ayırıcısı yerleştirilmiştir. Çıkan gaz atmosfere verilmiştir. Sistemi üstten savaklanarak terkeden çıkış sıvısı ise kanalizasyona deşarj edilmiştir. Reaktörün önüne 180 lt hacminde bir dengeleme tankı konulmuştur. Atıksuyun reaktöre beslenmesi ise reaktör üstündeki 180 lt'lik ikinci bir tanktan cazibeyle gerçekleştirilmiştir.

Deneylerde kullanılan atıksu, Sakarya İli merkezindeki Zafer Nişasta Fabrikasından temin edilmiştir. Fabrika günde yaklaşık 10 ton mısır işlemektedir. Ortalama günlük atıksu debisi  $240 \text{ m}^3/\text{gün}$ 'dür. Bu fabrikada sadece nişasta üretimi yapılmaktadır. Ortalama kirlilik yükü  $6000 \text{ mg KOI/lt}$ 'dir. Fabrikadaki bütün proses ve yıkama atıksuları fabrika bahçesi içindeki bir havuzda toplanmakta olup, aynı zamanda fabrikada çalışan 50 kişinin de evsel atıksuları bu havuza gönderilmektedir. Deneylerde kullanılan atıksu bu havuzdan alınmıştır. Bu fabrikaya ait ham atıksuların kompozisyonu standart yöntemler kullanılarak Tablo 4.1' deki gibi tesbit edilmiştir. Proses sıcaklığı  $28-40 \text{ }^\circ\text{C}$  arasında değişmesine karşın, beslenen atıksu sıcaklığı dış çevre şartlarına maruz kaldığından çevre sıcaklığına inmektedir. Reaktör içindeki sıcaklık kontrolü, bir depoda rezistansla ısıtılan suyun, reaktör etrafına sarılan plastik boru içinde, sirkülasyon pompası ile devrettirilmesi ile sağlanmaktadır. Ayrıca, plastik boruların etrafı cam yünü ile sarılarak ısı yalıtımı yapılmıştır. Böylece, reaktör içinde sıcaklık  $35 \text{ }^\circ\text{C}$ 'de muhafaza edilmiştir.

Reaktörü işletmeye almak için gerekli aşı çamuru, İzmit yakınlarındaki FÜRŞAN Fabrikasındaki iki kademeli havasız arıtma tesisinden temin edilmiştir. Fabrikadaki günlük atıksu debisi  $450 \text{ m}^3/\text{gün}$  dür. Fabrikada üretilen atıksuyun KOI' si  $35000 \text{ mg/lt}$  olmakla birlikte, arıtma tesisine girişte atıksuyun KOI'si  $20000 \text{ mg/lt}$ 'ye kadar seyreltilmektedir. Arıtma tesisinin çıkışında KOI ortalama  $2300 \text{ mg/lt}$ 'ye

Tablo 4.1 Zafer Nişasta Fabrikasına ait atıksu karakteristikleri

Parametreler	Ortalama değerler
Debi (m <sup>3</sup> /gün)	240
pH	4,5
Sıcaklık (°C)	36
KOI (mg/lt)	6000
BOI <sub>5</sub> (mg/lt)	3960
UAKM(mg/lt)	241
AKM (mg/lt)	431
SO <sub>4</sub> (mg/lt)	180
SO <sub>3</sub> (mg/lt)	85
PO <sub>4</sub> (mg/lt)	55
TKN (mg/lt)	85

düşmekte, böylece tesisin KOI giderme verimi ortalama % 89 civarında kalmaktadır. Atıksuyun sıcaklığı yüksek olmasına rağmen arıtma tesisi girişinde 35 °C'e getirilmektedir. Aşı çamuru konsantrasyonu 20 kg UAKM/m<sup>3</sup> olup, başlangıçta reaktörün yaklaşık % 40'ına doldurulmuştur. Reaktörün geri kalan kısmı ise arıtılacak atıksu ile doldurulmuştur. Arıtılacak atıksu, işletmeye alma devresinde, seyreltilerek beslenmiştir. İşletmeye alma sırasında pH kontrolü ve besi maddesi ilavesi yapılmış olup, uçucu asit sürekli olarak ölçülmüştür. Alıştırma devresi tamamlanana kadar, çıkış akımı besleme haznesine verilerek, granül çamurun yıkanması, önemli ölçüde önlenmiştir. İşletmeye alma devresi altı günde tamamlanmıştır. Yedinci günde normal işletme şartlarında çalışılmaya başlanmıştır.

İşletmeye alma devresinden sonra yapılan sürekli çalışmalarda reaktör çıkışındaki gaz, UAKM, TUA, ve KOI değerleri en az bir hafta kararlı gittiğinde, organik yük arttırılmıştır. Deney süresi içinde 7 farklı debide çalışılmış 4 ay sonunda, en yüksek organik yük, en düşük hidrolik bekleme süresi elde edilmiştir. Sürekli çalışmalarda, her periyot için uygulanan debi değerleri Tablo 4.2' de verilmiştir.

Tablo 4.2 Reaktörde uygulanan işletme parametreleri

	Debi ml/dak.
I. periyot	25
II .Periyot	50
III.Periyot	100
IV .Periyot	150
V .Periyot	200
VI .Periyot	250
VII.Periyot	300

#### 4.3. ÖLÇÜM VE ANALİZ YÖNTEMLERİ

Deneysel çalışmalarda, standart yöntemlere uygun olarak numuneler alınmış, muhafaza edilmiş ve analizleri yapılmıştır. Çalışma boyunca sürekli olarak; uçucu asitler, KOI, alkalinite, uçucu askıda katı madde ve askıda katı madde parametreleri giriş ve çıkış su numunelerinde tayin edilmiştir. Belli zaman aralıkları ile ise  $N$ ,  $PO_4$ ,  $SO_4^{-2}$ ,  $S^{-2}$ ,  $SO_3^{-2}$  gibi kirletici parametreler kontrol edilmiştir. KOI,  $N$ ,  $PO_4$ ,  $SO_4$ ,  $S^{-2}$ ,  $SO_3^{-2}$  deneylerinde Dr. Lange LP2W cihazı kullanılmıştır. Sıcaklık cam termometre ile ve pH ise, NEL Elektronik firmasına üretilen sanayi tipi pH metre ile sürekli ölçülmüştür. Çıkan gaz sıvı yer değiştirme şekliyle ölçülmüş olup gaz muhtevasının tayini ise Orsat analiz cihazı kullanılarak gerçekleştirilmiştir.

## BÖLÜM V

### DENEY SONUÇLARI VE DEĞERLENDİRİLMESİ

Deneysel çalışmalar 7 farklı debide yürütülmüştür. Bu bölümde organik yükleme, çamur yükleme, çamur bekleme süresi ve çevre faktörlerinin proses performansı üzerine etkileri değerlendirilmiştir.

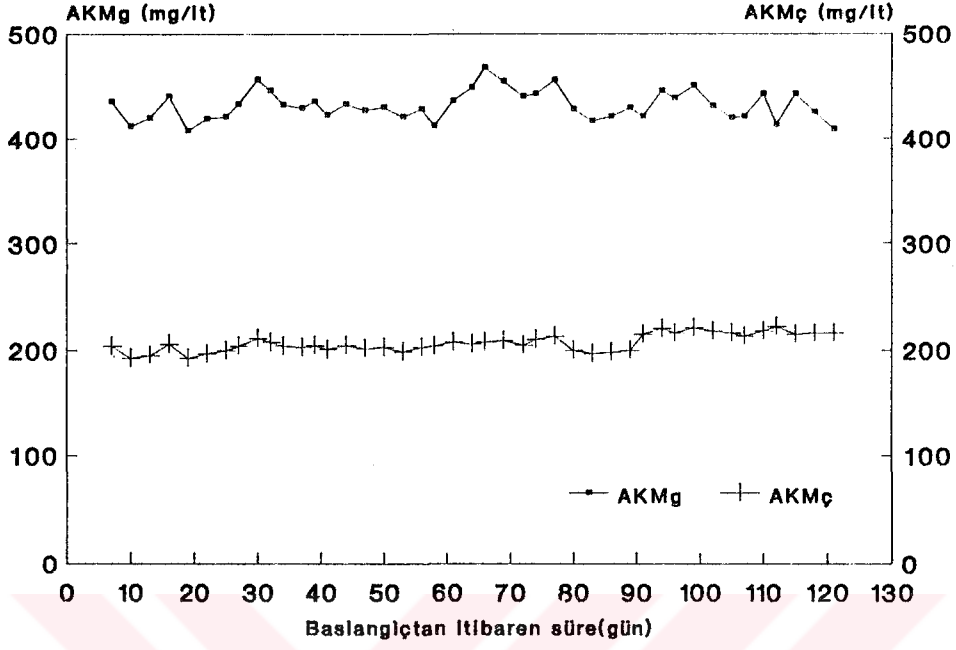
#### 5.1 DENEY SÜRESİ BOYUNCA ÖLÇÜLEN PARAMETRELER

Deneyler sürekli işletme şartlarında yapılmıştır ve başlangıçtan itibaren girişte ve çıkışta pH, alkalinite, KOI, AKM, UAKM, ayrıca sadece çıkışta olmak üzere TUA(As.A), biyogaz debisi, metan muhtevası, sürekli olarak ölçülmüştür.

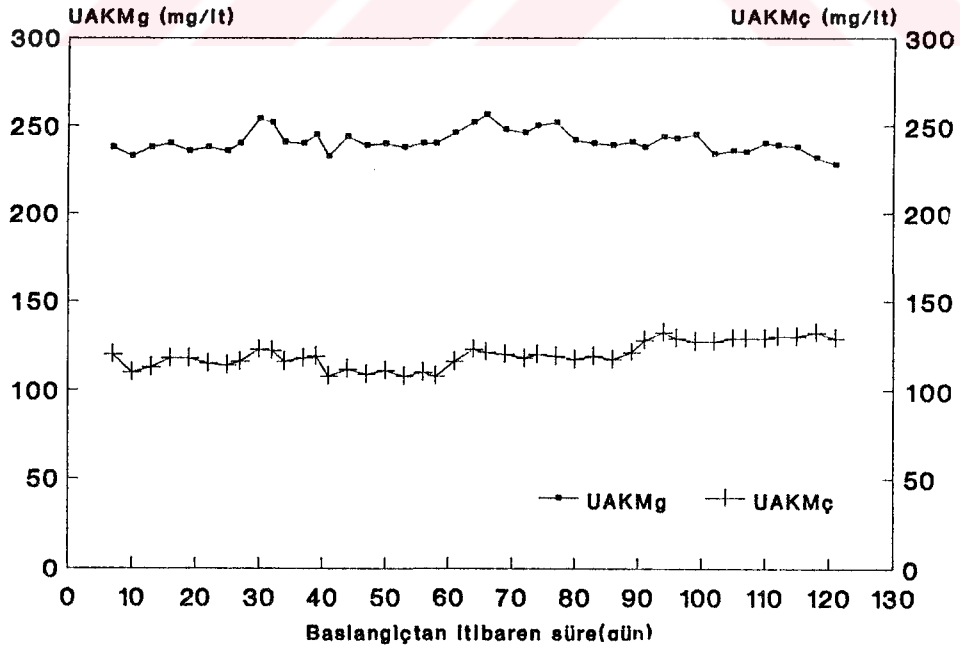
Tablo E.1-E.14 'de 7 periyot için giriş ve çıkışta ölçülen deney sonuçları verilmiştir.

Bu sonuçlara göre; Şekil 5.1 'de askıda katı maddenin, Şekil 5.2' de uçucu askıda katı maddenin, Şekil 5.3 'de KOI 'nin, Şekil 5.4 'de pH' nın, Şekil 5.5 'de organik yüklemenin, Şekil 5.6 'da KOI giderme veriminin, Şekil 5.7 'de biyogaz debisinin, Şekil 5.8 'de metan gazı muhtevasının, Şekil 5.9 'da toplam uçucu asitin deney süresi boyunca değişimleri verilmiştir. Şekil 5.10'da ise yükleme stratejisini göstermek amacıyla; organik yükleme ve hidrolik bekleme süresinin deney süresi boyunca değişimi verilmiştir.

Hidrolik bekleme süresi 4.33-52 saat arasında değiştirilerek, KOI giderme verimi % 82.7-% 88.9, biyogaz üretimi 60-472 lt/gün bu gazın metan muhtevası %67-%73, toplam uçucu asit (As.A) 106-298 arasında elde edilmiştir.

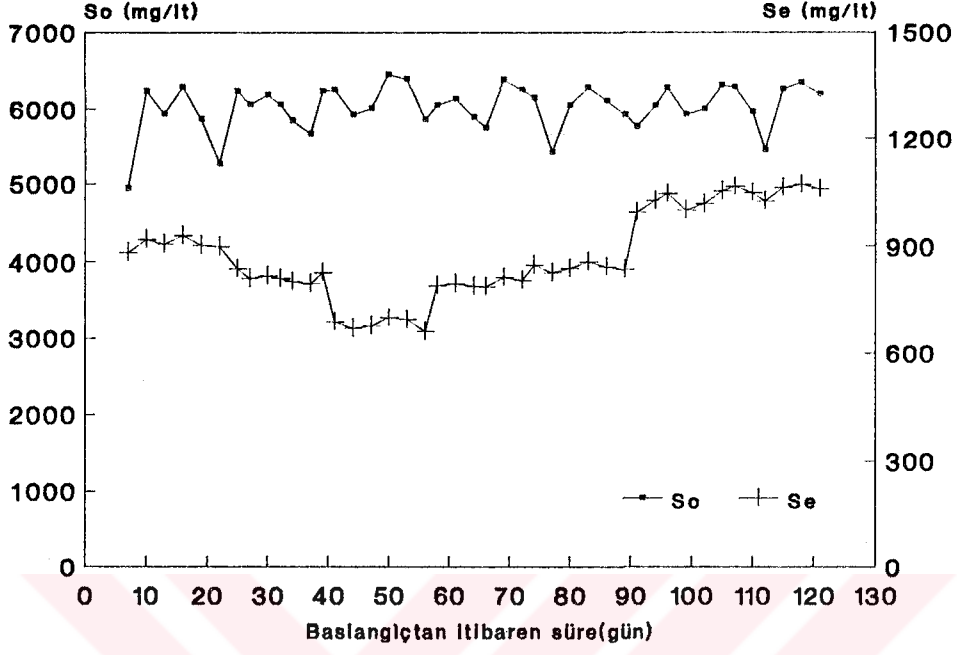


Şekil 5.1 Askıda katı maddenin deney süresi boyunca değişimi

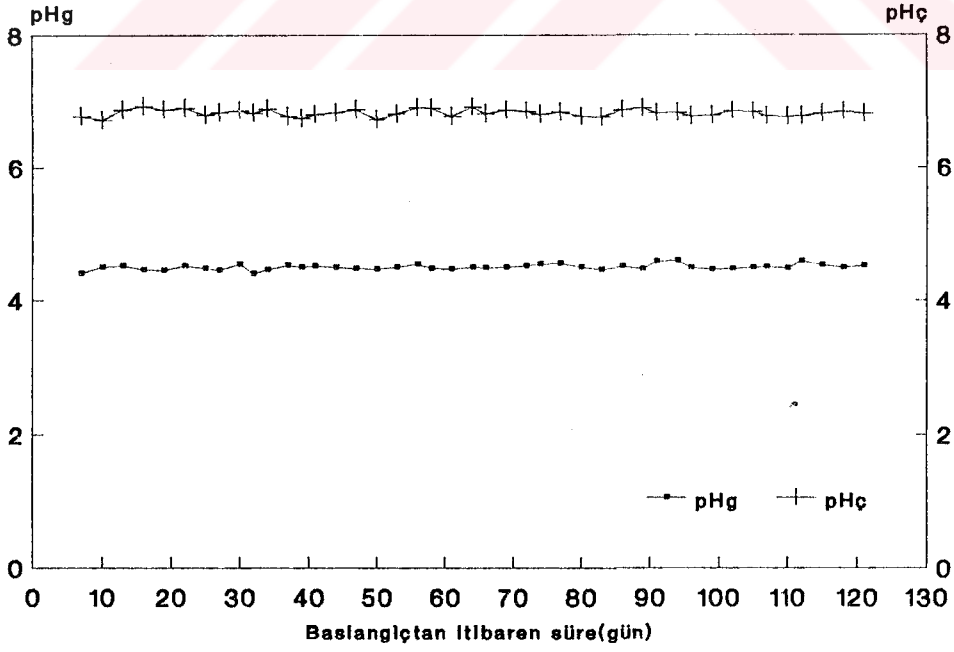


Şekil 5.2 Uçucu askıda katı maddenin deney süresi boyunca değişimi

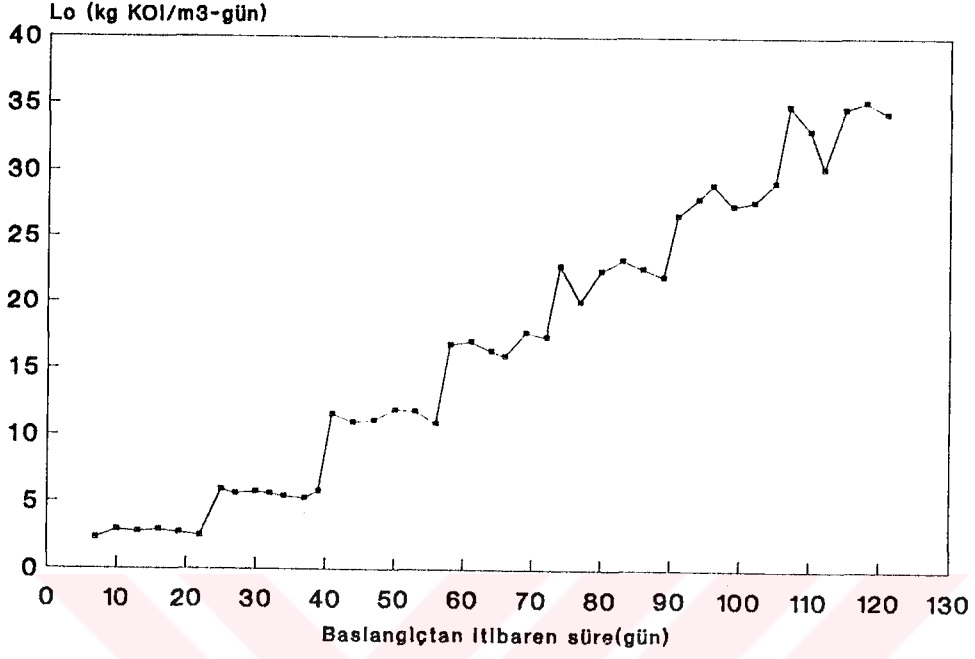




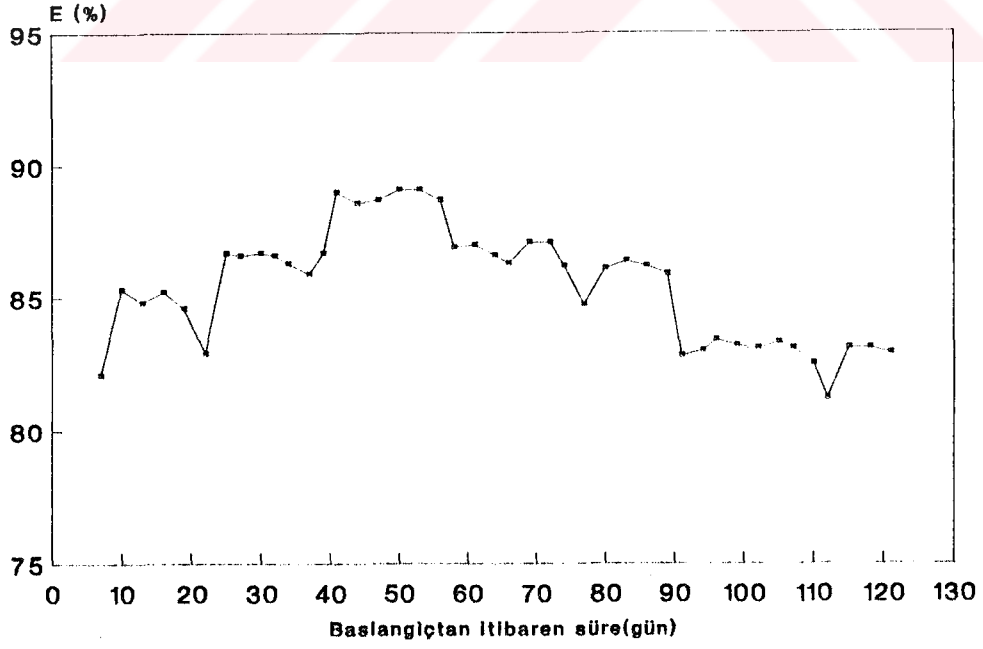
Şekil 5.3 KOI' nın deney süresi boyunca değişimi



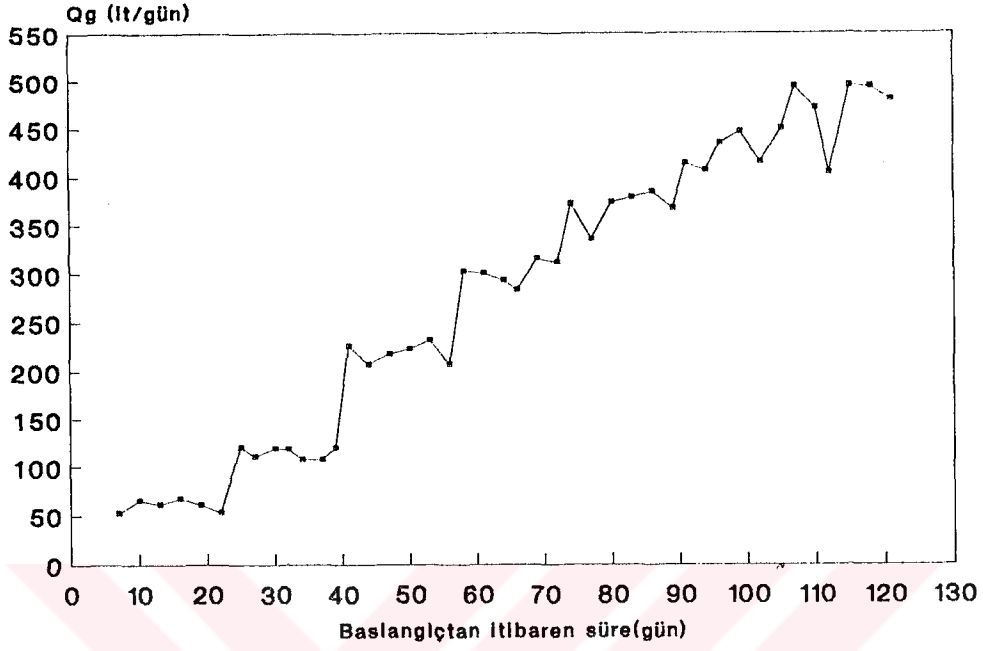
Şekil 5.4 pH' nın deney süresi boyunca değişimi



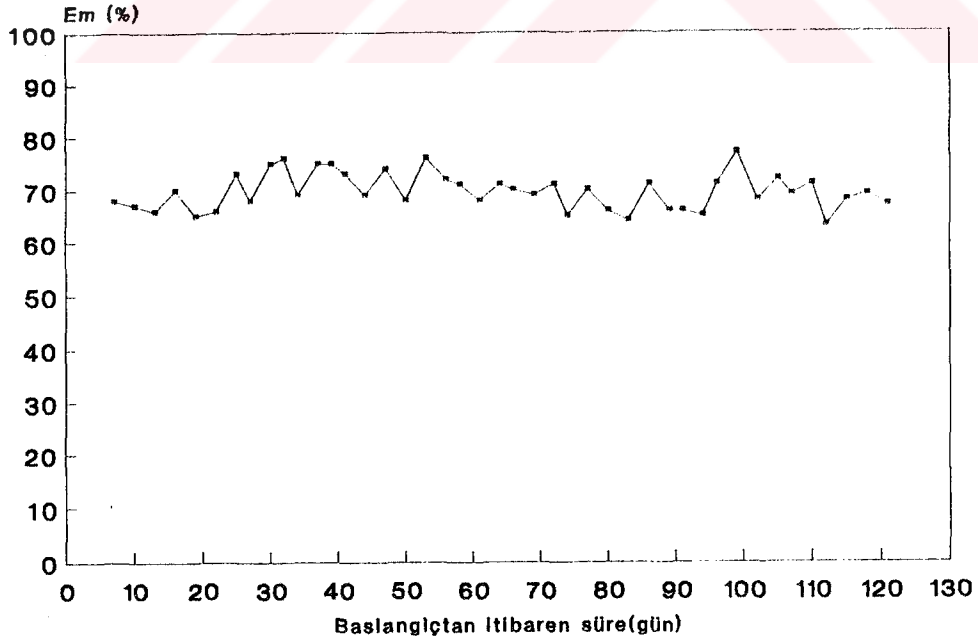
Şekil 5.5 Organik yüklemenin deney süresi boyunca değişimi



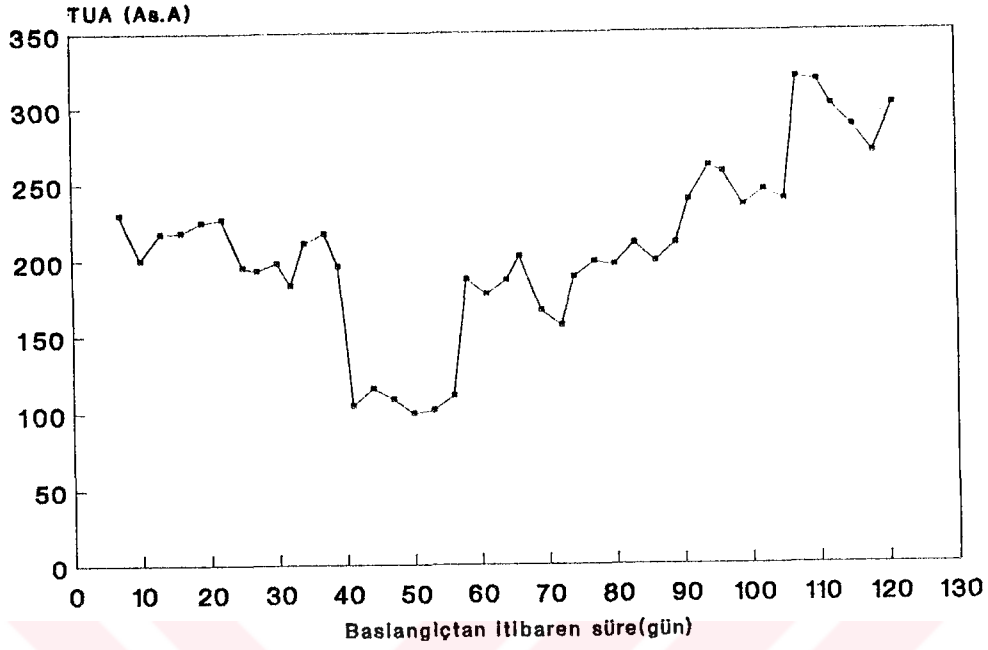
Şekil 5.6 KOI giderme veriminin deney süresi boyunca değişimi



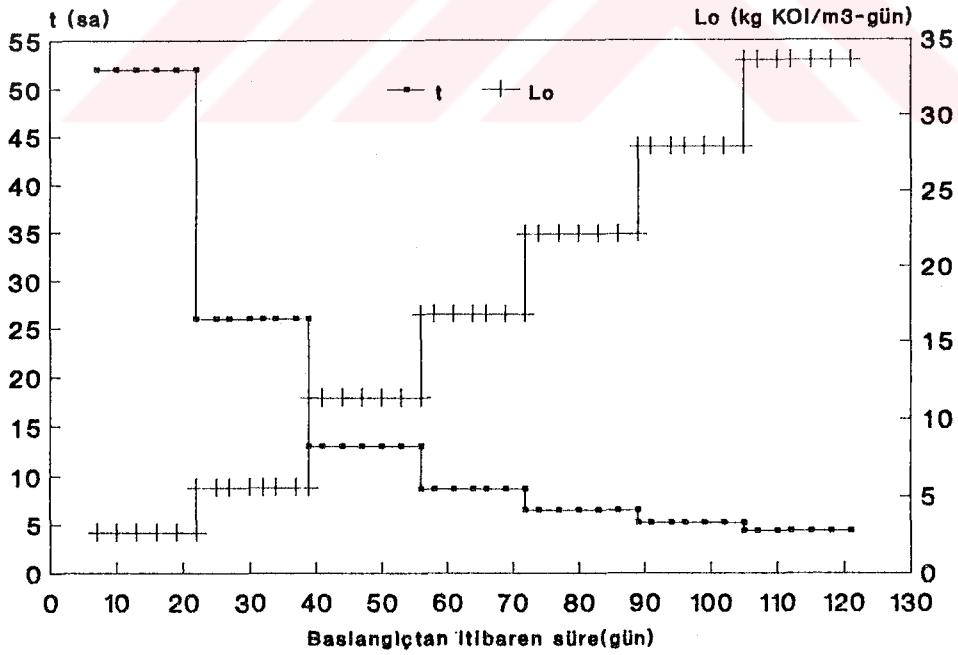
Şekil 5.7 Biyogaz debisinin deney süresi boyunca değişimi



Şekil 5.8 Metan muhtevasının deney süresi boyunca değişimi



Şekil 5.9 Toplam uçucu asitin deney süresi boyunca değişimi



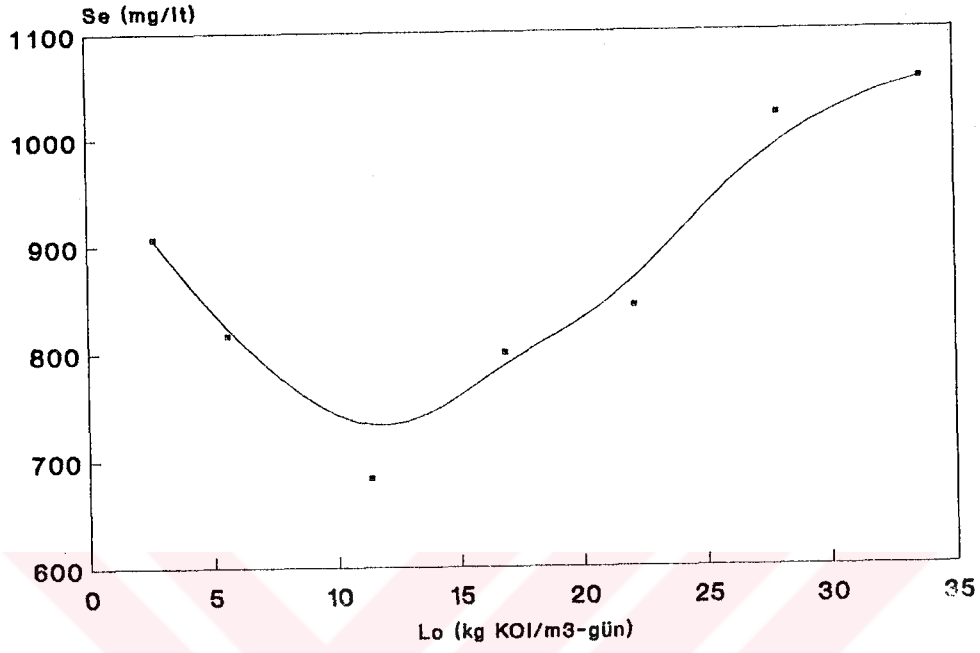
Şekil 5.10 Organik yükleme ve hidrolik bekleme süresinin deney süresi boyunca değişimi

### 5.3. ORGANİK YÜKLEME

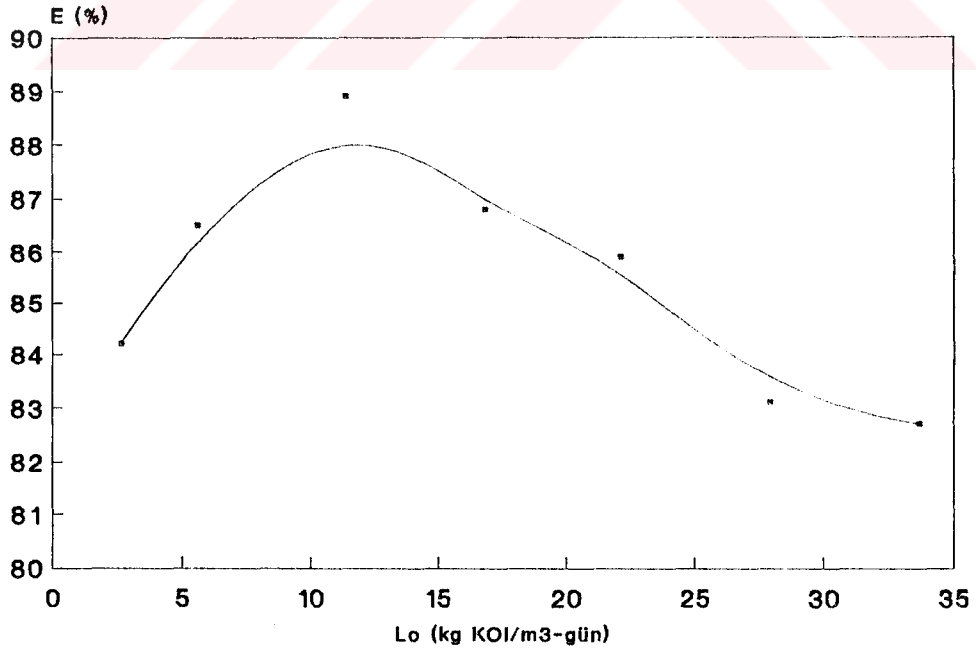
Şekil 5.11, Şekil 5.12, Şekil 5.13, Şekil 5.14, Şekil 5.15, Şekil 5.16 ve Şekil 5.17' de sırasıyla; çıkış KOI değerlerinin, KOI giderme veriminin, hidrolik bekleme süresinin, çamur bekleme süresinin, çamur yüklemenin, toplam uçucu asitin ve biyogaz debisinin organik yüklemeye göre değişimleri verilmiştir. Ayrıca Şekil 5.18, Şekil 5.19, Şekil 5.20 ve Şekil 5.21'de sırasıyla; çamur yükleme ve KOI giderme veriminin, hidrolik bekleme süresi ve KOI giderme veriminin, çıkış KOI değerleri ve KOI giderme veriminin, toplam uçucu asit ve KOI giderme veriminin organik yüklemeye göre değişimleri verilmiştir.

13 saatlik hidrolik bekleme süresinde, organik yük 11.35 kg KOI/m<sup>3</sup>-gün olurken, çıkış KOI değeri minimum (683 mg/lt), KOI giderme verimi maksimum (%88.9), çamur yükü minimum (0.184 kg KOI/kg UAKM-gün), çamur bekleme süresi maksimum (304 gün) elde edilmiştir. Yine aynı yükte, 304 lt/gün biyogaz debisi ve ortalama % 72 metan muhtevası ölçülmüştür. 11,35 kg KOI/m<sup>3</sup>-gün'den fazla organik yüklemeye, organik yüklemenin artmasıyla birlikte, KOI çıkış değeri, çamur yükü, gaz debisi, uçucu asitin artmasına karşılık, KOI giderme verimi, hidrolik ve çamur bekleme süresinin düştüğü görülmektedir.

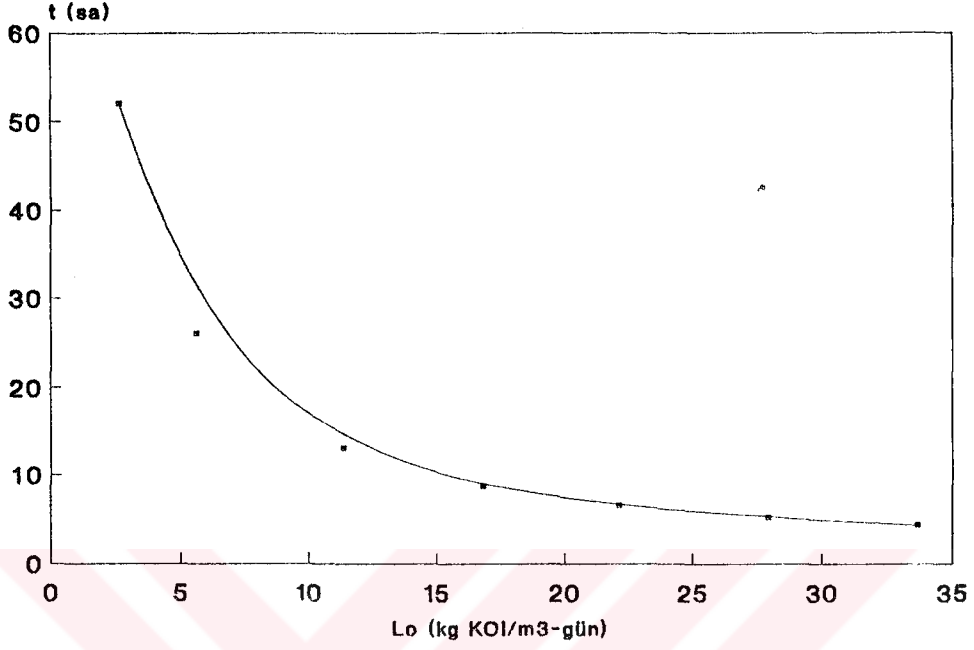
Organik yüklemenin 11,35 kg KOI/m<sup>3</sup>-gün' den, 22.12 kg KOI/m<sup>3</sup>-gün' e arttırılması durumunda, verimin % 88,9' dan % 85,9' a düştüğü gözlenmiştir. Böylece yüklemeye yaklaşık % 100' e varan bir artış sağlanmasına rağmen verimdeki düşüşün ancak, % 3 olduğu gözlenmiştir. Bu durum bize organik yüklemenin daha da arttırılabileceğini göstermektedir.



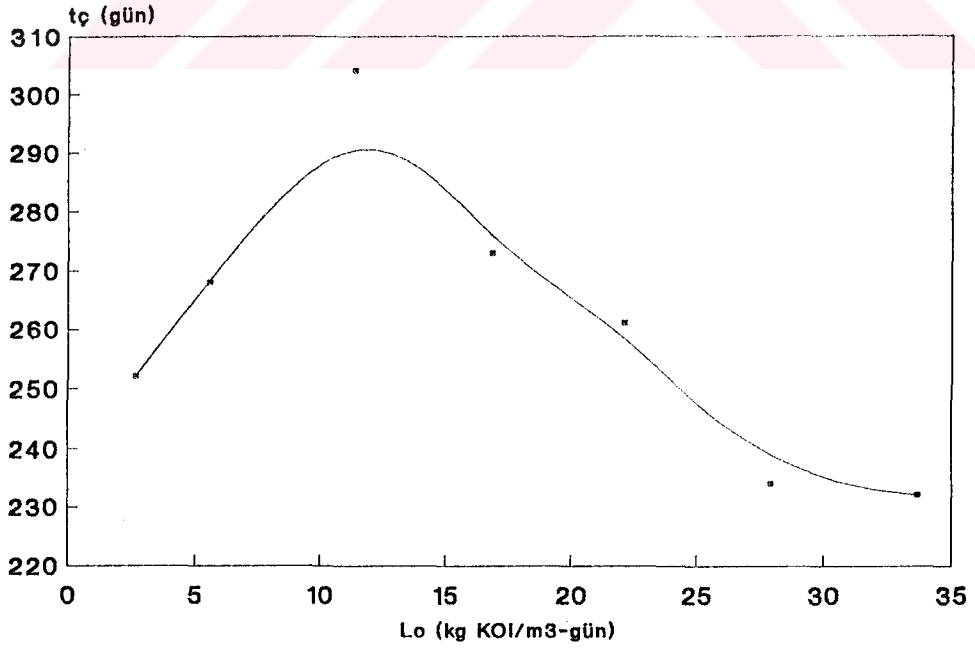
Şekil 5.11 Çıkış KOI değerlerinin organik yüke göre değişimi



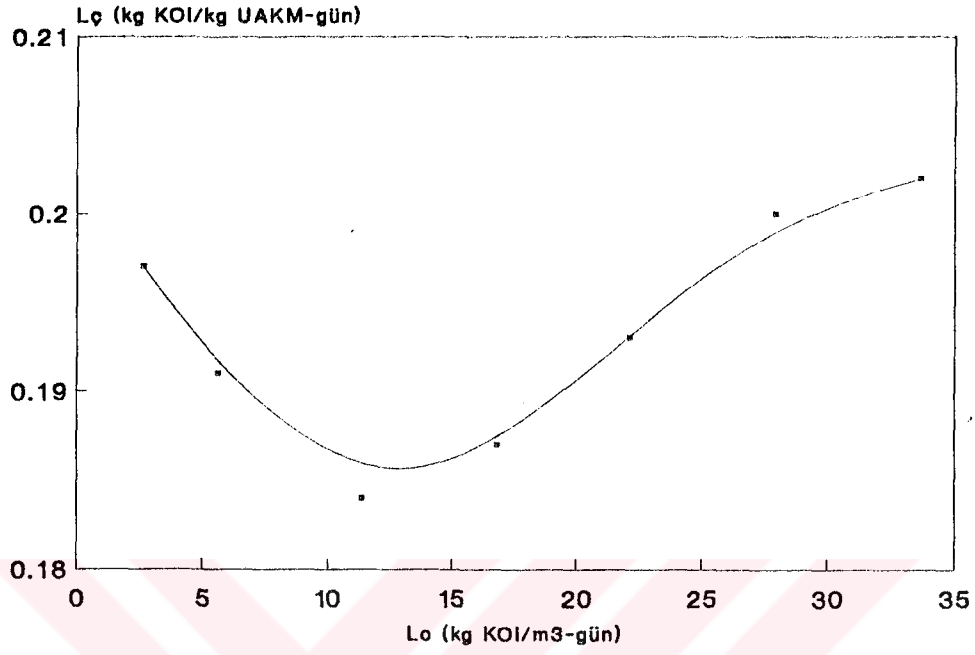
Şekil 5.12 KOI giderme veriminin organik yüke göre değişimi



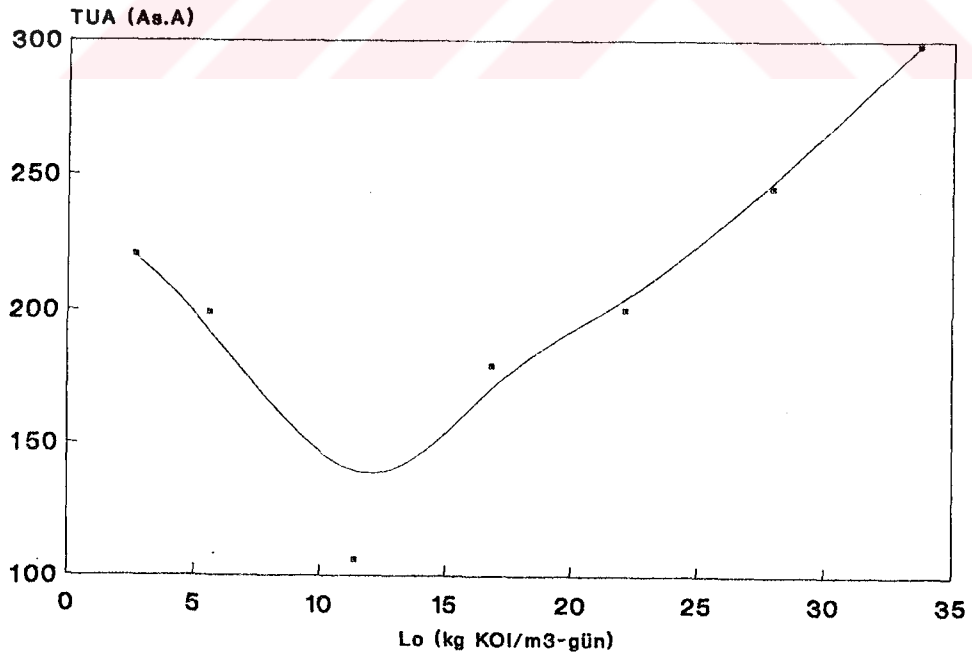
Şekil 5.13 Hidrolik bekleme süresinin organik yüke göre değişimi



Şekil 5.14 Çamur bekleme süresinin organik yüke göre değişimi

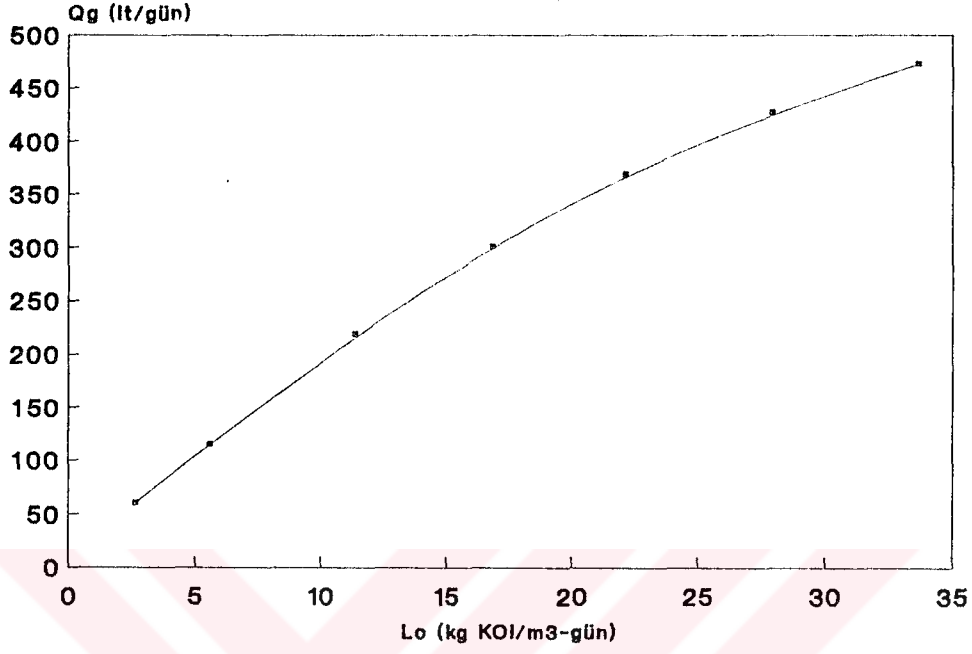


Şekil 5.15 Çamur yüklemenin organik yüke göre değişimi

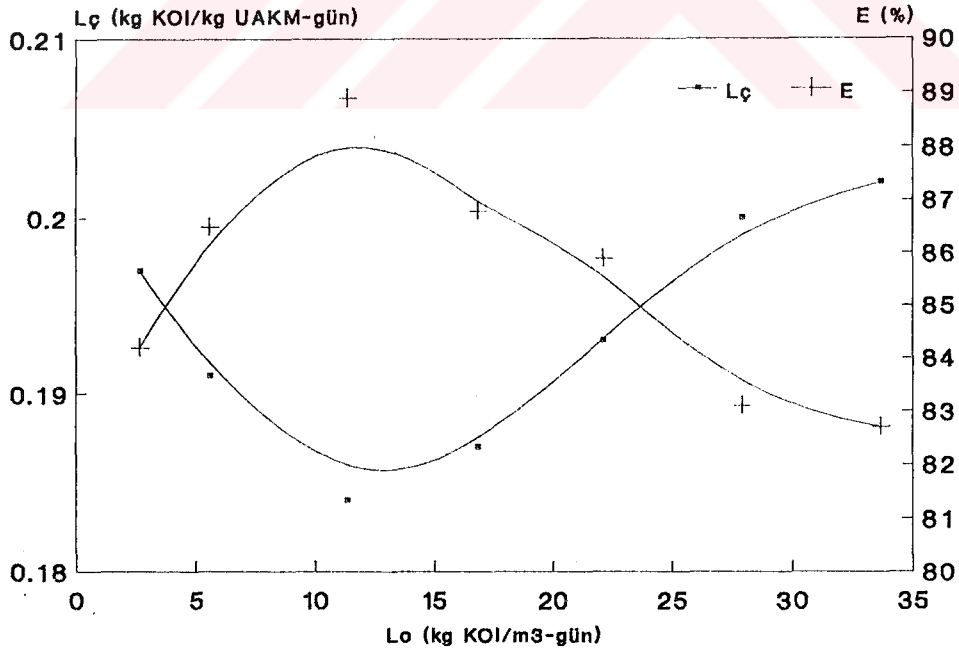


Şekil 5.16 Toplam uçucu asitin organik yüke göre değişimi

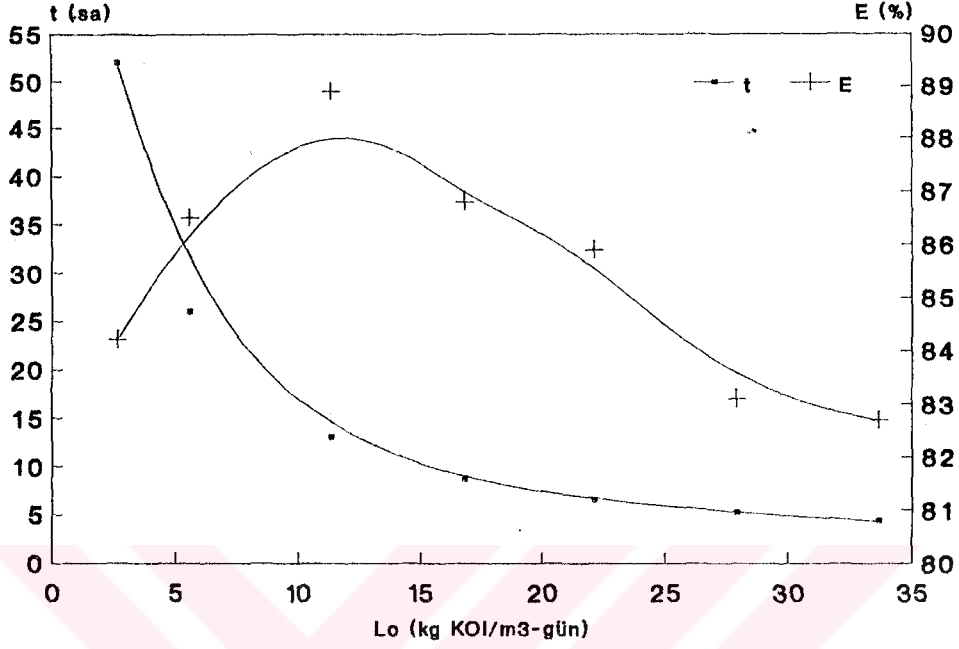




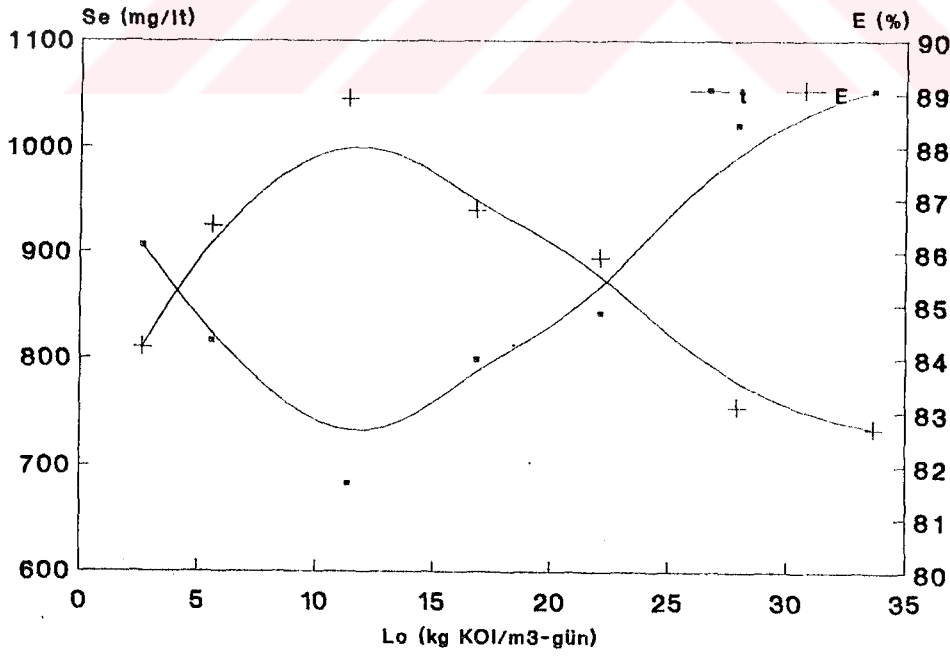
Şekil 5.17 Biyogaz debisinin organik yüke göre değişimi



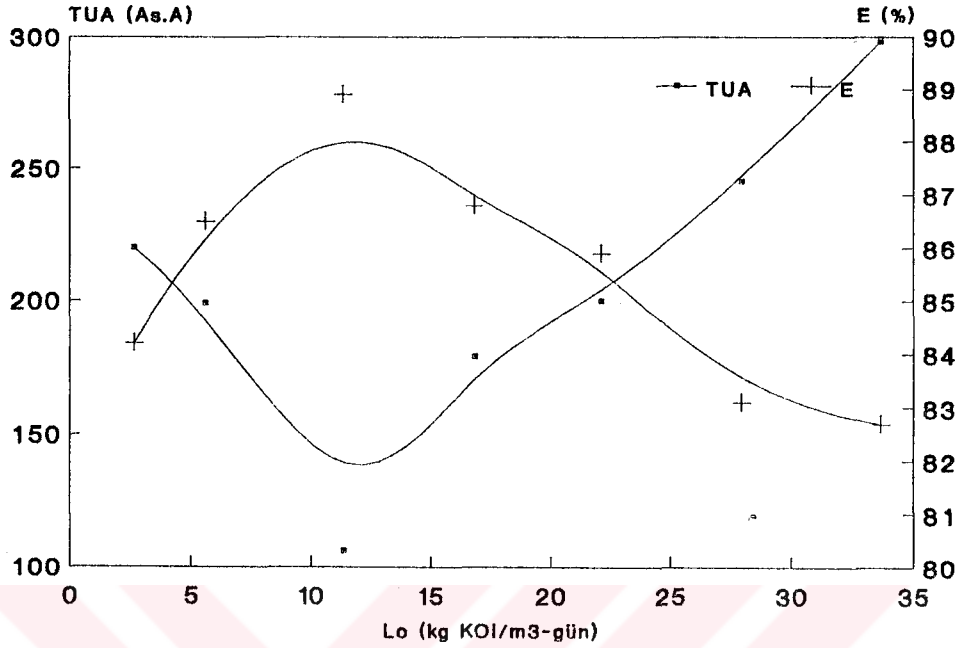
Şekil 5.18 Çamur yükleme ve KOI giderme veriminin organik yüke göre değişimi



Şekil 5.19 Hidrolik bekleme süresi ve KOI giderme veriminin organik yüke göre değişimi



Şekil 5.20 Çıkış KOI değerleri ve KOI giderme veriminin organik yüke göre değişimi



Şekil 5.21 Toplam uçucu asit ve KOI giderme veriminin organik yüke göre değişimi

#### 5.4. ÇAMUR YÜKLEME VE ÇAMUR BEKLEME SÜRESİ

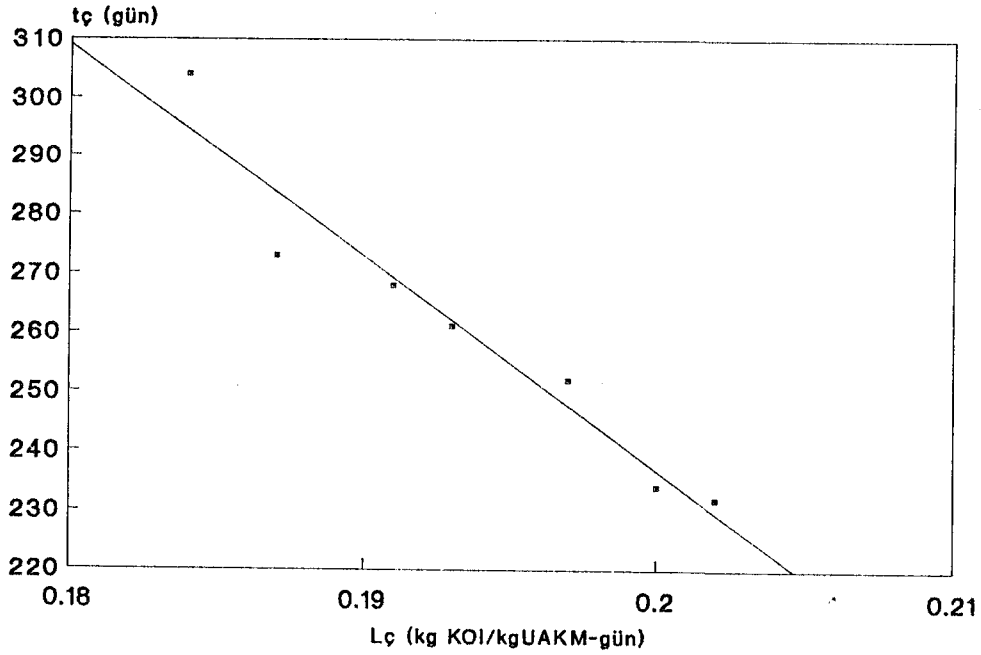
Her periyot sonunda reaktörün değişik kısımlarından alınan numunelerde çamur konsantrasyonları ölçülmüş ve buradan hareketle reaktördeki ortalama biyokütle konsantrasyonu, çamur yükü ve çamur bekleme süreleri hesaplanmıştır. Bu değerler Tablo 5.1'de verilmiştir.

Şekil 5.22, Şekil 5.23 ve Şekil 5.24'de sırasıyla; çamur bekleme süresinin, çıkış KOI değerlerin ve KOI giderme veriminin çamur yüklemeye göre değişimleri verilmiştir. Bu sonuçlardan görüleceği gibi çamur yükü arttıkça çıkış KOI' nin arttığı, buna karşılık KOI giderme verimi ve çamur bekleme süresinin düştüğü gözlenmiştir.

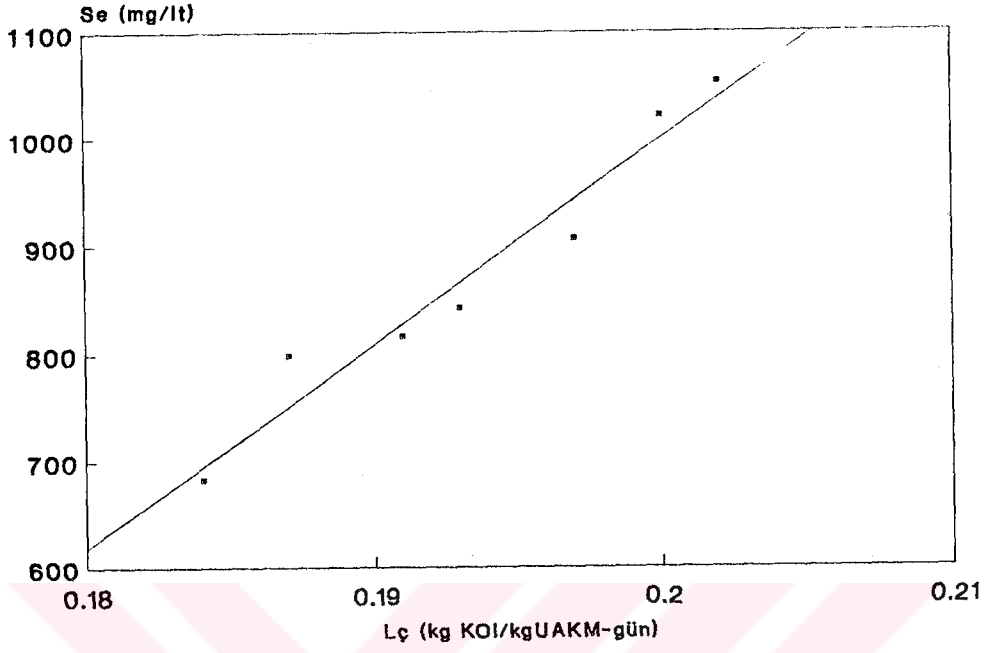
Hidrolik bekleme süresi 13 saat, organik yük 11.35 kg KOI/m<sup>3</sup>-gün iken çamur yükü minimum (0.184 kg KOI/kg UAKM-gün), çıkış KOI değeri minimum (683 mg KOI/lt), çamur bekleme süresi maksimum (304 gün), KOI giderme verimi maksimum (% 88.9) elde edilmiştir.

Tablo 5.1 Değişik organik yükleme ve hidrolik bekleme sürelerinde reaktördeki ortalama biyokütle konsantrasyonundan elde edilen sonuçlar.

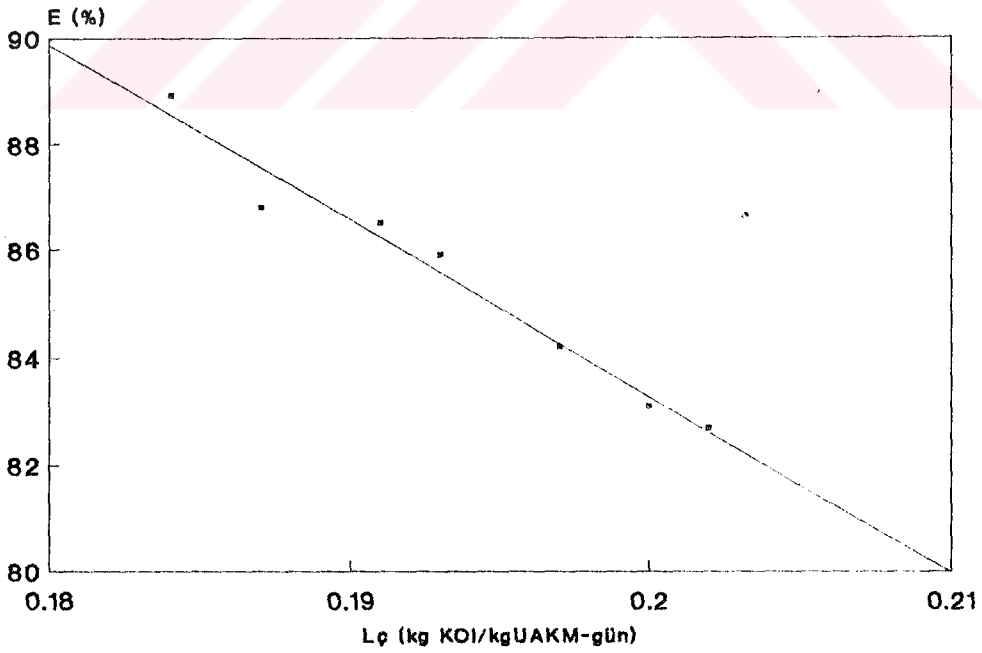
Başlangıçtan itibaren geçen süre gün	$L_o$ kgKOI/m <sup>3</sup> -gün	t saat	X mg/lt	$t_\phi$ gün	$L_\phi$ kgKOI/kgUAKM-gün
24	2,56	52	13500	252	0,197
40	5,59	26	29200	268	0,191
57	11,35	13	61610	304	0,184
73	16,83	8,67	90200	273	0,187
90	22,12	6,50	114500	261	0,193
106	27,93	5,20	139850	234	0,200
122	33,67	4,33	166800	232	0,202



Şekil 5.22 Çamur bekleme süresinin çamur yüklemeye göre değişimi



Şekil 5.23 Çıkış KOI değerlerinin çamur yüklemeye göre değişimi



Şekil 5.24 KOI giderme veriminin çamur yüklemeye göre değişimi

## 5.7 ÇEVRE FAKTÖRLERİ

Zafer Mısır Nişasta Fabrikası proses atıksularını kaynaklandığı yerde yapılan sıcaklık ölçüm aralığı 28-40 °C arasında kaydedilmiştir. Ancak, bütün atıksuların toplandığı atık toplama havuzu çevre şartları etkisi altında olduğundan, deneylerde kullanılan atıksu sıcaklığı çevre sıcaklığı ile aynı kalmıştır. Arıtılan atıksuyun sıcaklığı reaktör içerisinde 35 °C tutulmuştur. Bu atıkların tam ölçekli reaktörlerle arıtılması durumunda ısıtma için ilave bir enerji gerekmeyeceği ve mezofilik sıcaklık aralıklarında başarı ile işletileceği söylenebilir.

Arıtılan atıksuya fabrikadaki evsel nitelikli atıksularda karıştığından bu atıksuların havasız arıtılmasında besi maddesi yönünden alıştırma devresi dışında bir ihtiyaç olmamıştır. Beslenen atıksudan alınan numunelerde yapılan ölçümlerde; azot ortalama olarak 85 mg/lt, fosfat ise ortalama olarak 55 mg/lt olarak ölçülmüştür. KOI/N: 70, KOI/P: 109 civarında kalmış olup işletme süresince besi maddesi ihtiyacının olmadığı görülmüştür. Böylece, mısır nişastası atıksularının evsel atıksular ile karıştırılarak arıtılmasında kimyasal madde sarfı ve besi maddesi kontrolü açısından önemli ölçüde tasarruf sağlanacaktır.

Bu fabrika atıksularının pH'sı ortalama 4.5 civarında ölçülmüştür. Ancak reaktöre girişte atıksuyun pH'sı 4.5 olmasına karşın reaktörün ilk musluğunda 6.5 civarında ölçülmüştür. pH'daki bu değişime, reaktör üzerine yerleştirilen tank ve reaktörde üretilen alkalinite sebep olmuştur.

## BÖLÜM VI

### SONUÇLAR VE ÖNERİLER

Bu çalışmada elde edilen sonuçlar aşağıda verilmiştir.

1. Laboratuvar ölçekli pilot tesise, kararlı duruma ulaşmış bir havasız arıtma tesisinden alınan aşı çamuru ilave edilerek pilot tesisin alıştırmaya devresi bir haftada tamamlanmıştır.
2. Pilot tesise ait hidrolik bekleme süresi 4.33-52 saatleri arasında değiştirilerek, mısır-nişasta atıksularının reaktörde arıtılmasında KOI giderme verimi % 82.7-88.9, gaz üretimi 60-472 lt/gün, bu gazın metan muhtevası % 67- 73 arasında elde edilmiştir.
3. Pilot tesiste maksimum KOI giderme verimi olan % 88.9 değeri, 13 saatlik hidrolik bekleme süresi ve 11.35 kg KOI/m<sup>3</sup>-gün organik yükte elde edilmiştir. Yine bu hidrolik bekleme süresinde % 72 metan muhtevalı ve debisi 218 lt/gün olan biyogaz üretilmiştir.
4. Pilot tesiste minimum KOI çıkışı olan 683 mg/lt, maksimum çamur bekleme süresi olan 304 gün, minimum çamur yükü olan 0.184 kg KOI/kg UAKM-gün yine 13 saatlik hidrolik bekleme süresinde elde edilmiştir.
5. Pilot tesise girişte atıksuyun ortalama pH'sı 4.5 ölçülmesine karşın, tesisin ilk musluğunda ortalama pH 6.5 olarak ölçülmüştür. pH' daki değişime, reaktör üstüne konan ikinci tank ve reaktörde üretilen alkalinite sebep olmuştur.
6. Mısır-nişastası atıksularına fabrikadaki evsel nitelikte atıksular da karışmaktadır. Pilot tesisine girişte azot 85 mg/lt, fosfat 55 mg/lt olarak ölçülmüştür. İşletmeye alma devresi hariç deneysel çalışmalar boyunca pilot tesisteki proste kararlı çalışma bozulmadığından besi maddesi ihtiyacı olmamıştır.

Bu çalışmanın kapsamında yer almayan fakat bu konu ile ilgili ilerde yapılabilecek çalışmalara yardımcı olması amacıyla aşağıdaki öneriler sunulmuştur.

- Pilot tesis içindeki granülasyona etki eden faktörlerin araştırılması,
- Pilot tesislerden elde edilen işletme yaklaşımları ve proses parametrelerinin endüstriyel tesislere uygulanabilirliğinin araştırılması,
- Paket YAHÇY reaktörlerinin tasarım imkanlarının araştırılması.



## KAYNAKLAR

- Anderson, G. K., and Yang, G., 1992. pH control in anaerobic treatment of industrial wastewater, Journal of Environmental Engineering, 118,4,
- Aral, N., 1987. Lisansüstü ders notları, Yıldız Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul.
- ATSO, 1991. Sakarya İli 1991 yılı iktisadi raporu, 2, Adapazarı.
- ATSO, 1992. Adapazarı.
- Balch, W.E., Fox, G.E., Magram, L.J., Woese, C.R., and Wolfe, R.S., 1979. Methanogens reevaluation of a unique biological group, Microbiol. Rev., 43 (2).
- Bryant, M.P., 1979. Microbial methane production - theoretical aspects, J. Anim. Sci., 48,193.
- Chang, Jue - En, Tseng, Wan - Jhou, 1986. A study on the operation characteristics of upflow anaerobic sludge bed process, Aquatech 86, 15 - 19 September, Amsterdam, The Netherlands.
- Cohen, A., 1982. Optimization of anaerobic digestion of soluble carbohydrate containing wastewaters by phase separation, Ph.D. thesis, Univ. of Amsterdam.
- Daniels, L., Fuchs, G., Thauer, R.K., and Zeikus, J.G., 1977. Carbon monoxide oxidation by methanogenic bacteria, J. Bacteriol., 132,118
- de Zeeuw, W., and Lettinga, G., 1980 Acclimatization of digested sewage sludge during start - up of an UASB - reactor, Proc. 35 th Ind. Waste Conf. Purdue University, 39 - 47.

- de Zeeuw, W., 1984. Acclimatization of anaerobic sludge for UASB reactor startup, Ph. D.thesis, Wageningen, Netherlands.
- Dubourgier, H.C., Albagnac, G., and Prensier, G., 1987. Structure and microbial activities of granular anaerobic sludge, Proc. GASMAT-Workshop, 25-27 Oct.; Lunteren. The Netherlands, 18.
- Eckenfelder, W.W., 1963. Mathematical formulation of the biological oxidation process, in *Advances in Biological Waste Treatment*, Eckenfelder, W.W.; McCabe, J., Eds., Permagon Press, New York, 277.
- Ehlinger, F.; Audic, J.M.; Faup, G.M., and Verrier, D., 1987. The influence of the carbon source on microbiological clogging in an anaerobic filter, *Wat. Sci. Tech.*, 19, Rio, 261 - 273.
- Frostell, B., 1985. Process control in anaerobic waste treatment, *Water Science and Tecnology*. 17,1.
- Garcia P.A., Iza Lopez, J., and Fdz-Polanco, F., 1986. Performance of an anaerobic expanded bed reactor treating beet sugar wastewater, *Anaerobic treatment, a grown-up technology conf.* Amsterdam, September, 768.
- Grady, C.P.L., Harlow, L.F., and Riesing, R.R., 1972. Effects of growth rate and influent substrate concentration on effluent quality from chemostats containing bacteria in pure and mixed culture, *Biotech. Bioeng.*, 14,391.
- Grau, P., Chudoba, J., Dohanyos, M., 1975. Kinetics of multicomponent substrate concentrate removal by activated sludge, *Waste Res.*, 9,637.
- Habets, L.H.A., and Knelissen, J.H., 1985. Application of the UASB - Reactor for anaerobic treatment of paper and board mill effluent, *Wat. Sci. Tech.*, 17, 61 - 75.

- Hall, E.R., and Jovanovic, 1982. Anaerobic treatment of thermal sludge conditioning liquor with fixed-film and suspended growth processes, Proc. 37 th Ind. Waste Conf. Purdue Univ., 719.
- Heijnen, J.J., 1983. Development of a high- rate fluidized bed biogas reactor, Proc. Eur. Symp., Anaerobic Waste Water Treatment, Nov., Noordwijkerhout, Netherlands, 283 - 291.
- Hickey, R.F., and Owens, R.W., 1981. Methane generation from high-strength industrial wastes with the anaerobic biological fluidized bed, Biotechnology and Bioengineering Symp., No. 11, 399 - 413.
- Henze, M., 1982. Anaerobic fermentation of agricultural and industrial wastes, Env. Eng. Biotech. Future Prospects France.
- Hulshoff Pol, L.W., de Zeeuw. W., Lettinga, G., Velzeboer, C.T.M., 1982. Granulation in UASB reactors, Proc of IAWPR Seminar on Anaerobic Treatment of Waste Water in Fixed Film Reactor, 16 - 18 June, Copenhagen, Denmark.
- Hulshoff Pol, L.W., and Lettinga, G., 1986. New technologies for anaerobic waste water treatment, Wat. Sci. Tech., 18, 12, 41 - 53.
- Hulshoff Pol, L.W., and Keijenkamp, K., Lettinga, G., 1987. The selection pressure as a driving force behind the granulation of anaerobic sludge. Proc. of the GASMAT - Workshop, 25 - 27 Oct. Lunteren, The Netherlands, 153.
- Hulshoff Pol, and L.W., Zeevalkink, J.A., 1989. A real case on industrial wastewater treatment with the UASB system : maize starch waste water, International Course on Anaerobic Waste Water treatment, June 19 - August 11, Netherlands.
- Huser, B.A., Wuhrmann, K., and Zehnder. A.J.B., 1982. Methanotrix Soehngenii gen. nov. sp. nov., a new acetotrophic non-hydrogen oxidizing methanobacterium, Arch. Microbiol., 132, 1-9.

- Jans, T., 1979. Anaerobic treatment of formaldehyde containing wastes, final report of a pilot plant and laboratory study, Grontmy N.V.
  
- Jeris, J.S., and McCarty, P.L., 1965. The biochemistry of methane fermentation using C14 - tracers. JWPCF, 37, 178 - 192.
  
- Joseph Oat Corporation. The Oat CSM upflow anaerobic sludge blanket process - summary of pertinent facts, Camden, New Jersey, USA, 08104.
  
- Jeris, J.S., 1983. Industrial waste water treatment using anaerobic fluidized bed reactors ; Wat. Sci. Tech. Vol. 15, Copenhagen, 167 - 176.
  
- Kandler, O., Winter, C., Temper, U., 1980. Methane fermentation in the thermophilic range, Proceedings of the International Conference on Biomass, held at Brighton, November, 472 - 477.
  
- Kasırga, E., 1988. Zeytinyağı endüstrisi atık sularının anaerobik biyolojik stabilizasyon yöntemi ile arıtılması ve kinetik model geliştirilmesi, Doktora tezi, Dokuz Eylül Üni., İzmir.
  
- Klapwick, A., Smit, H., Moore, A., 1981 Denitrification of domestic wastewater in an upflow sludge blanket reactor without carrier material for the biomass. In: Biological fluidized bed treatment of waste and wastewater; P.F. Cooper. B. Atkinson, eds. Chichester (Ellis Harwood ltd), 205 - 220.
  
- Kobayashi, H.A., Stenstrom, M.K., Mah, R.A., 1983. Treatment of low strength domestic waste water using the anaerobic filter, Water Res., 17. 8, 903 - 909.
  
- Kosaric, N., Blaszczyk, R., 1990. Microbial aggregates in anaerobic wastewater treatment, Advanced in Biochemical Engineering. Biotechnology, 42, 27 - 62.

- Koster, I.W., Lettinga, G., 1985. Application of the upflow anaerobic sludge bed (UASB) process for treatment of complex wastewaters at low temperatures, *Biotechnology and Bioengineering*, 27, 1411 - 1417.
  
- Lawrence, A.W., McCarty, P.L., 1965. The role of sulfide in preventing heavy metal toxicity in anaerobic treatment, *JWPCF*, 37, 392.
  
- Lettinga, G., Van Velsen, S.W., Hobma, S.W., de Zeeuw, W., Klapwijk, A., 1980. Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological waste water treatment, *Biotech. and Bioeng.* 22, 699 - 734.
  
- Lettinga, G., 1981. Anaerobic, waste water treatment and energy production, *Inter - American seminar on biogas Joao Pessoa, Brasil, November.*
  
- Lettinga, G., de Zeeuw, W., Hobma, S.W., Hulshoff, Pol., L.W., Grin, P., and Roersma, R., 1982. Design, operation and economy of anaerobic treatment. *Proc. of the IAWPR Seminar on Anaerobic Treatment of waste water in Fixed Film Reactors 16 - 18 June Copenhagen, Denmark.*
  
- Lettinga, G., 1983. Anaerobic digestion for energy production and waste water treatment 1<sup>a</sup> conferenza Internazionale Energia E Agricolture, April, Milano, Italy.
  
- Lettinga, G., de Zeeuw, W., de Jong, P., Hobma, S.W., Hulshoff Pol, L.W., Grin P., and Roersma, R., 1983. Design operation and economy of anaerobic treatment, *Wat. Sci Tech.* Vol. 15 Copenhagen, 177 - 195
  
- Lettinga, G., de Jong, P., Hulshoff - Pol, L.W., Hobma, S.W., Grin, P., de Roersma, R., and Ijssert, P., 1983 The use of a floating settling granular sludge bed reactor in anaerobic treatment. *Proc. of the Eur. Symp. Anaerobic waste water Treatment*, 25 - 27 Nov., Noordwijkerhout, The Netherlands, 411.

- Lettinga, G., de Zeeuw, W., Hobma, S. W., Hulshoff Pol., L.W., Grin, P., Roersma, R., Sayed, S., Van Velsen. A.F.M., and Wiengant, 1983. Upflow sludge blanket process, Proceedings 3rd. Int. Symp. on Anaerobic Digestion, Boston, August 139 - 158.
  
- Lettinga, G., Grin, P., and Roersma, R., 1983. Anaerobic of treatment of raw domestic sewage at ambient temperatures using a granular bed UASB - Reactor, Biotechnology and Bioengineering, 25, 1701 - 1723.
  
- Lettinga, G., 1984. Microbiology of anaerobic digestion, Agricultural University, Department of Water Pollution Control, Wageningen, Netherlands.
  
- Lettinga, G., and Hulshoff Pol, L.W., 1986. Advanced reactor design, operation and economy, Wat. Sci. Tech. 18. 12, 99 - 108.
  
- Lettinga, G., 1989. Anaerobic treatment of complex waste water : Slaughterhouse waste water and dairy waste water, Interment, 19 - August 11, Netherlands.
  
- Martenson, L., Frostell, B., 1982. Anaerobic waste water treatment in a carrier assisted sludge bed reactor, Proc. of the IAWPR Seminar on Anaerobic Treatment of Waste Water in Fixed Film Reactor, 16 - 18 June, Copenhagen, Denmark.
  
- McCarty, P.L., 1964. Anaerobic waste treatment fundamentals, Part one, Chemistry and microbiology, Public Works, 95.
  
- McCarty, P.L., 1964. Anaerobic waste treatment fundamentals, Part two, Environmental requirements and control, Public Works, 95, 123.
  
- McCarty, P.L., 1964. Anaerobic waste treatment fundamentals, Part three, Toxic materials and their control, Public Works, 95, 91.

- McCarty, P.L., 1964. Anaerobic waste treatment fundamentals, Part four, process design, 95
- McInerney, M.J., and Bryant, M.P., 1978. Syntrophic association of  $H_2$ -utilizing methanogenic bacteria and  $H_2$ -producing alcohol and fatty acid-degrading bacteria in anaerobic degradation of organic matter, In Proc. Symp. Anaerobic and Anaerobic Infection, Gustav - Fisher Vorlag Stuttgart, Germany.
- McInerney, M.J., and Bryant, M.P., 1980. Basic principles of bioconversions in anaerobic digestion and methanogenesis, Biomass conversion processes for energy and fuels, S.S. Safer and O.R. Zabarsky, Eds, Plenum publishing co., New York.
- McKinney, R.E., 1962. Mathematics of complete mixing activated sludge, J. Sanitary Eng. Div. ASCE, 88,87.
- Mosey, F.E., 1981. Anaerobic biological treatment of food industry, wastewaters, Water Pollution Control.
- Mosey, F.E., 1983. Mathematical modelling of the anaerobic digestion process : regulatory mechanisms for the formation of short - chain volatile acids from yluypse. Wat. Sci. Tech.,15, Copenhagen, 209 - 232.
- Mulder, A., 1981. Anaerobic treatment of waste containing Sulphate, final report in preparation, Agricultural University Wageningen, Netherlends.
- O'Rourke, J.R., 1968. Kinetics of anaerobic treatment at reduced temperatures, Ph. D. thesis, Stanford University, Stanford, California.
- Öztürk, İ., 1986. Havasız akışkan yataklı reaktörlerde optimum işletmeye alma stratejisi, İTÜ dergisi, 44, 26 - 36.

- Öztürk, İ., 1987. Bioenergy Processes, Lectures, İTÜ, İstanbul.
- Öztürk, İ., 1993. Türkiye'de endüstriyel atıksularda arıtma tatbikatları, Türk Devletleri Arasında 2. İلمي İşbirliği Konferansı, 26 - 29 Haziran, Almatı, Kazakistan, 208 - 218.
- Pette, K.C., de Wetter R., Wind, E., and van Gills, W., 1981. Full - scale anaerobic treatment of beat - sugar waste water, Proc, of the 35th Ind. Waste Conf. Purdue Univ., 635.
- Samson, R., van den Berg, B., Peters, R., and Hade, C., 1984. Dairy waste treatment using industrial - scale fixed film and upflow sludge bed anaerobic digester : desing and start - up experience. Proc. of the 38 th Ind. Waste Conf. Purdue Univ. 235.
- Sayed, S.W., de Zeeuw, W., Lettinga, G., Zeevakink, J., and Ras, M., 1981. Anaerobic Treatment of slaughterhouse waste, Poster presentation 2nd Int symp. on Anaerobic Digestion, Travemünde, September.
- Sayed, S., 1982. Anaerobic treatment slaughterhouse Wastewater. Final report of a pilot plant and laboratory study.; Department of Pollution Control, Wageningen, Netherlands.
- Sayed, S., van Campen, L., and Lettinga, G., 1987. Anaerobic treatment of sludge UASB - Reactor, Biological Wastes, 21, 11 - 28.
- Schroepfer, G.J., Anderson, J.J., Fullen W.J., Johnson, A.S., and Ziemke, N.R., 1955. The anaerobic contact process as applied to packinghouse wastes. Sewage and Ind. Wastes 27 - 460.
- SDMMA Proje Grubu 1981. Düzce mısır özü yağı fabrikası fizibilite etüdü, Adapazarı.
- Souza, M.E., 1986. Criteria for the utilization, design and operation of UASB reactors, Wat. Sci. Tech., 18, 12. 55 - 69.



- Steffan, A.J., and Bedker, M. 1961. Operation of full scale anaerobic contact treatment plant for meat packing wastes, Proc 16 th Industr. Wastes Conf. Purdue Univ.
  
- Switzenbaum, M.S., and Jewell. W.J., 1978. Anaerobic attached film expanded - bed reactor for the treatment of dilute organics, 52 th Manual Water Pollution Control Fed. Conf., Anaheim, California USA.
  
- Timur, M.A., 1988. Kuvvetli atıkların yukarı akışlı havasız filtrelerde arıtma kinetiği, doktora tezi, İ.T.Ü. Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul.
  
- Toldra, F., Flors, A., Leguerica, L., and Valles, S., 1987. Fluidized bed anaerobic biodegradation of food industry waste water, Biological Wastes, 21, 55 - 61.
  
- Tramper, J., Hulshoff Pol, L. W., van Groenestijn, J.W., and Luyben KCHAN, 1984. Innovation in Biotechnology, 145
  
- van den Berg,L., Armstrong, D.W., and Lentz, C.P.,1979. Comparison between up and downflow anaerobic fixed film reactors of varying surface-to-volume rations for the treatment of bean blanching waste, Proc. 34th Ind. Waste Conf., Purdue Univ., 319 - 325.
  
- Young, J.C., and Mc Carty, P.L., 1969. The anaerobic filter for waste treatment, J. Water Poll. Control Fed. 41., 160.
  
- Zafer Nişasta Fabrikası, 1991. Adapazarı.
  
- Zeevalkink, J.A., and Maaskant, W., 1983. Biogas from effluents of starch industries by anaerobic treatments, 34th Starch Convention of the Association of Cereal Research; Detmold, 20 - 22 April.

-Zehnder, A.J.C., and Koch, M.E., 1983. Thermodynamic and kinetic interactions of the final steps in anaerobic digestion, *Proc. Eur. Anaerobic Wastewater Treatment*, Nov., Noordwijkerhout, Netherlands, 86 - 96.

-Zoetemeyer, R.J., 1982. Acidogenesis of soluble carbohydrate - containing wastewaters, Ph. D. thesis, Univ. of Amsterdam.



## EK. 7 PERİYOT İÇİN GİRİŞ VE ÇIKIŞTA ÖLÇÜLEN DEĞERLER

Tablo E.1 Hidrolik bekleme süresi 52 saat iken girişte ölçülen değerler.

Başlangıçtan itibaren süre gün	KOI mg/lt	AKM mg/lt	UAKM mg/lt	pH
7	4936	435	238	4,40
10	6230	412	233	4,50
13	5937	420	238	4,52
16	6281	440	240	4,46
19	5860	408	236	4,45
22	5264	419	238	4,52
ortalama değer	5750	422	237	4,48

Tablo E.2 Hidrolik bekleme süresi 52 saat iken çıkışta ölçülen değerler

Başlangıçtan itibaren süre gün	KOI mg/lt	AKM mg/lt	UAKM mg/lt	pH	TUA As. A mg/lt	Biyogaz debisi lt/gün	Metan Muht. %
9	883	204	120	6,75	230	52,9	68
12	918	193	110	6,70	200	65,7	67
15	905	195	113	6,85	218	61,7	66
18	928	206	118	6,91	219	67,5	70
21	903	193	118	6,85	225	60,8	65
24	898	197	115	6,88	227	53,4	66
Ortalama değer	906	198	116	6,82	220	60,3	67

Tablo E.3. Hidrolik bekleme süresi 26 saat iken girişte ölçülen değerler

Başlangıçtan itibaren süre gün	KOI mg/lt	AKM mglt	UAKM mg/lt	pH -
25	6329	421	236	4,48
27	6056	433	240	4,45
30	6185	456	254	4,55
32	6060	446	252	4,40
34	5846	432	241	4,46
37	5662	429	240	4,53
39	6230	435	245	4,50
ortalama değer	6052	436	244	4,48

Tablo E.4 Hidrolik bekleme süresi 26 saat iken çıkışta ölçülen değerler

Başlangıçtan itibaren süre gün	KOI mg/lt	AKM mg/lt	UAKM mg/lt	pH -	TUA As. A mg/lt	Biyogaz debisi lt/gün	Metan muht. %
26	839	200	114	6,77	195	120,5	73
28	812	204	116	6,81	193	110,9	68
31	818	211	123	6,84	198	119,2	75
33	812	208	122	6,80	183	118,2	76
35	803	204	116	6,87	211	107,3	69
38	798	203	118	6,75	218	107,3	75
40	828	205	119	6,73	196	119,9	75
Ortalama değer	816	205	118	6,80	199	114,8	73

Tablo E.5 Hidrolik bekleme süresi 13 saat iken girişte ölçülen değerler.

Başlangıçtan itibaren süre gün	KOI mg/lt	AKM mg/lt	UAKM mg/lt	pH -
41	6248	423	233	4,52
44	5923	433	244	4,50
47	6009	427	239	4,48
50	6445	430	240	4,47
53	6390	421	238	4,50
56	5859	428	240	4,55
Ortalama değer	6146	427	239	4,50

Tablo E.6 Hidrolik bekleme süresi 13 saat iken çıkışta ölçülen değerler

Başlangıçtan itibaren süre gün	KOI mg/lt	AKM mg/lt	UAKM mg/lt	pH -	TUA As. A mg/lt	Biyogaz debisi lt/gün	Metan muht. %
42	689	201	108	6,78	104	225,8	73
45	671	205	112	6,81	115	206,8	69
48	679	202	109	6,86	108	217,4	74
51	702	203	111	6,71	99	222,7	68
54	696	199	108	6,79	101	231,9	76
57	663	203	110	6,89	110	207,3	72
Ortalama değer	683	202	110	6,81	106	218,7	72

Tablo E.7 Hidrolik bekleme süresi 8,67 saat iken girişte ölçülen değerler.

Başlangıçtan itibaren süre gün	KOI mg/lt	AKM mg/lt	UAKM mg/lt	pH
58	6052	412	240	4,48
61	6133	436	246	4,47
64	5890	448	252	4,50
66	5747	468	256	4,49
69	6381	454	248	4,50
72	6254	440	246	4,52
Ortalama değer	6076	443	248	4,49

Tablo E.8 Hidrolik bekleme süresi 8,67 saat iken çıkışta ölçülen değerler.

Başlangıçtan itibaren süre gün	KOI mg/lt	AKM mg/lt	UAKM mg/lt	pH	TUA As. A mg/lt	Biyogaz debisi lt/gün	Metan muht. %
59	792	204	108	6,88	187	302,3	71
62	798	208	116	6,75	177	300,2	68
65	790	206	123	6,90	186	293,3	71
67	789	208	121	6,79	202	283,2	70
70	815	209	120	6,85	166	315,1	69
73	807	205	118	6,83	156	311,2	71
Ortalama değer	799	207	118	6,83	179	300,9	70

Tablo E.9 Hidrolik bekleme süresi 6,5 saat iken girişte ölçülen değerler

Başlangıçtan itibaren süre gün	KOI mg/lt	AKM mg/lt	UAKM mg/lt	pH -
74	6154	442	250	4,55
77	5418	455	252	4,56
80	6052	428	242	4,50
83	6283	417	240	4,46
86	6107	421	239	4,51
89	5926	429	241	4,47
Ortalama değer	5990	432	244	4,51

Tablo E.10 Hidrolik bekleme süresi 6,5 saat iken çıkışta ölçülen değerler.

Başlangıçtan itibaren süre gün	KOI mg/lt	AKM mg/lt	UAKM mg/lt	pH -	TUA As. A mg/lt	Biyogaz debisi lt/gün	Metan muht. %
75	849	210	120	6,78	188	372,4	65
78	827	213	119	6,82	198	335,4	70
81	840	200	117	6,75	196	374,1	66
84	857	197	119	6,74	210	378,8	64
87	844	198	117	6,85	198	385,0	71
90	836	200	121	6,88	210	367,4	66
Ortalama değer	842	203	119	6,80	200	368,8	67

Tablo E.11 Hidrolik bekleme süresi 5,2 saat iken girişte ölçülen değerler

Başlangıçtan itibaren süre gün	KOI mg/lt	AKM mg/lt	UAKM mg/lt	pH -
91	5763	421	238	4,58
94	6046	445	244	4,59
96	6272	438	243	4,49
99	5927	450	245	4,46
102	5998	431	234	4,47
105	6308	420	236	4,49
Ortalama değer	6052	434	240	4,51

Tablo E.12 Hidrolik bekleme süresi 5,2 saat iken çıkışta ölçülen değerler.

Başlangıçtan itibaren süre gün	KOI mg/lt	AKM mg/lt	UAKM mg/lt	pH -	TUA As. A mg/lt	Biyogaz debisi lt/gün	Metan muht. %
92	992	215	128	6,80	238	413,7	66
94	1025	220	132	6,81	260	406,1	65
97	1044	216	129	6,75	256	434,3	71
100	998	221	127	6,76	234	446,3	77
103	1016	218	128	6,83	244	414,7	68
106	1051	216	129	6,82	238	449,5	72
Ortalama değer	1021	218	129	6,80	245	427,4	70



Tablo E.13 Hidrolik bekleme süresi 4,33 saat iken girişte ölçülen değerler.

Başlangıçtan itibaren süre gün	KOI mg/lt	AKM mg/lt	UAKM mg/lt	pH -
107	6285	421	235	4,50
110	5961	442	240	4,48
112	5447	413	229	4,58
115	6255	442	238	4,53
118	6343	425	232	4,49
121	6190	409	228	4,52
Ortalama değer	6080	426	234	4,52

Tablo E.14 Hidrolik bekleme süresi 4,33 saat iken çıkışta ölçülen değerler.

Başlangıçtan itibaren süre gün	KOI mg/lt	AKM mg/lt	UAKM mg/lt	pH -	TUA As. A mg/lt	Biyogaz debisi lt/gün	Metan muht. %
108	1064	213	129	6,75	318	492,8	69
110	1046	218	129	6,74	316	471,1	71
113	1023	222	130	6,75	300	403,5	63
116	1060	215	130	6,79	286	493,5	68
119	1070	216	132	6,82	268	492,8	69
122	1057	216	129	6,79	300	479,3	67
Ortalama değer	1053	217	130	6,77	298	472,2	68

## ÖZGEÇMİŞ

Doğum tarihi : 01/07/1958  
Doğum yeri : Adapazarı  
Lisans eğitimi : 1982 İ.T.Ü Sakarya Müh. Fak. (İnş. Müh.)  
Lisansüstü : 1984 Yıldız Üniversitesi (İnş. Yük. - Müh.)  
Çalıştığı kurum : 1984 Sakarya Müh. Fak. İnş. Müh. Böl. Arş. Gör.,  
halen bu görevini sürdürmektedir.  
Medeni hali : Evli ve bir çocuk babası,

