

YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ

FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**HAVASIZ ÇAMUR YATAĞI SİSTEMİNDE
BESLEME REJİMİNİN SİSTEM KARARLILIĞI VE
ÇAMUR ÖZELLİKLERİNE ETKİSİ**

Çevre Yük. Müh. İbrahim DEMİR

**F.B.E. Çevre Mühendisliği Anabilim Dalında
hazırlanan**

DOKTORA TEZİ

Tez Danışmanı : Prof.Dr. Adem BAŞTÜRK

İSTANBUL, 1993

İÇİNDEKİLER

1. BÖLÜM GİRİŞ	1
1.1. Çalışmanın Anlam ve Önemi	1
1.2. Çalışmanın Gaye ve Kapsamı	2
2. BÖLÜM ANAEROBİK TASFIYE	4
2.1. Anaerobik Süreçlerin Mikrobiyolojisi	4
2.2. Çevre Şartlarının Anaerobik Süreçlere Etkisi	11
2.3. Havasız Tasfiye Sistemleri	18
2.4. Anaerobik Çamur Yatağı ile Kuvvetli Endüstriyel Atıkların Tasfiyesi Konusundaki Çalışmalar	23
3. BÖLÜM ANAEROBİK TASFIYE KİNETİĞİ	40
3.1. Monod Kinetiği	40
3.2. Anaerobik Mikroorganizmaların Kinetik Sabitleri	44
3.3. İkinci Mertebe Kinetiği	44
4. BÖLÜM DENEYSEL ÇALIŞMA	50
4.1. Genel	51
4.2. Deney Düzeni ve Beslenen Atığın Özellikleri	51
4.3. Aşı Çamurunun Özellikleri	56

5. BÖLÜM DENEY SONUÇLARI VE DEĞERLENDİRME	60
5.1. İşletmeye Alma Çalışmaları	61
5.2. Deneysel Çalışma Sonuçları	64
5.3. Deney Sonuçlarının Değerlendirilmesi	65
5.4. Kinetik Değerlendirme	96
5.5. Sürekli ve Kesikli Beslenmenin Genel Mukayesesi	103
5.6. Kesikli Besleme için Optimum Beslenme Süresinin Tesbiti	105
6. BÖLÜM SONUÇLAR	110

KAYNAKLAR

TABLO LİSTESİ

Tablo 2.1 : Başlıca Anaerobik Mikroorganizma Grupları	6
Tablo 2.2 : Metan Bakterilerinin Kullandıkları Önemli Besi Maddeleri	9
Tablo 2.3 : Çeşitli Atıkların & Katı Madde Cinsinden Organik Bileşenleri	9
Tablo 2.4 : Anaerobik Süreçler İçin Uygun Çevre Şartları	12
Tablo 2.5 : Eser Elementlerin Anaerobik Süreçler İçin Faydalı Konsantrasyonları	13
Tablo 2.6 : Bazı Elementler ve Zararlı Maddelerin Anaerobik Süreçleri Engelleyen Konsantrasyonları	15
Tablo 2.7 : Anaerobik Tasfiye Sistemlerinin Organik Yük ve KOİ Giderme Verimleri	21
Tablo 2.8 : Anaerobik Arıtmada Proses Kontrolü İçin İzlenmesi Gereken Parametrelerin İzleme Sıklığı	32

Tablo 2.9 : Anaerobik Çamur Yatağının Endüstriyel Atıksu Arıtımındaki Uygulamalarına Örnekler	40
Tablo 3.1 : Havasız Kültürlerin Kinetik Sabitleri	46
Tablo 4.1 : Numune Musluklarının Temsil Ettiği Hacimler	55
Tablo 4.2 : Stok Besi Çözeltisi Muhtevası	55
Tablo 4.3 : Besleme Çözeltisinin Özellikleri	56
Tablo 4.4 : İzleme ve Analiz Programı	58
Tablo 4.5 : Deneysel Çalışma İşletme Programı	59
Tablo 4.6 : Sürekli ve Kesikli Reaktör için Çalışma Programı	59
Tablo 4.7 : Kesikli Reaktör Optimum Besleme Süresi Tespiti Deney Programı	60
Tablo 4.8 : Aşı Çamurunun Özellikleri	60
Tablo 5.1 : İşletmeye Alma Periyodu Kararlı Hal Sonuçları	62
Tablo 5.2 : Sürekli Reaktör Kararlı Hal Sonuçları	66
Tablo 5.3 : Kesikli Reaktör Kararlı Hal Sonuçları	68

Tablo 5.4 : Organik Yüke Bağlı Olarak Çamur Yaşının Değişimi	76
Tablo 5.5 : Sürekli Reaktör İkinci Mertebe Kinetiği Veri Değerleri	77
Tablo 5.6 : Kesikli Reaktör İkinci Mertebe Kinetiği Veri Değerleri	79
Tablo 5.7 : Sürekli Reaktör Monod Kinetiği Dataları	81
Tablo 5.8 : Kesikli Reaktör Monod Kinetiği Dataları	83
Tablo 5.8 : Optimum Besleme Süresinin Tesbiti İçin Yapılan Deneylerdeki Çıkış Suyu Sonuçları	86

ŞEKİL LİSTESİ

Şekil 2.1 : Anaerobik Ayrıştırmanın adımları	5
Şekil 2.2 : Anaerobik Tasfiye Sistemleri	24
Şekil 2.3 : Çamur Yatağı Sisteminin Hidrolik Modelinin Şematik Gösterimi	35
Şekil 2.4 : HÇYR'in Endüstriyel Ölçekli Uygulamasının Şematik Gösterimi	39
Şekil 3.1 : Kütle dengesine Esas Alınan Sistemin Şematik Şekli	43
Şekil 4.1 : Çalışmanın Yapıldığı Model HÇYR Sistemi	52
Şekil 4.2 : Model Reaktörlerin Boyutları (Boyutlar cm dir) ve Bölmelerin Hacimleri	54
Şekil 5.1 : Sürekli Reaktör işletmeye Alma Devresinde KOİ, AKM, Alk ve pH'nın Süreye Bağlı Olarak Değişimi	63
Şekil 5.2 : Kesikli Reaktör işletmeye Alma Devresinde KOİ, AKM, Alk ve pH'nın Süreye Bağlı Olarak Değişimi	64
Şekil 5.3 : Sürekli Reaktör Kararlı Hal Sonuçları	69
Şekil 5.4 : Kesikli Reaktör Kararlı Hal Sonuçları	70

Şekil 5.5 : Reaktörlerin KOİ Giderim Verimlerinin Organik Yükle Değişimi	70
Şekil 5.6 : Sürekli Reaktör KOİ Giderme Hızının Zamanla Değişimi	71
Şekil 5.7 : Kesikli Reaktör KOİ Giderme Hızının Zamanla Değişimi	71
Şekil 5.8 : Sürekli Reaktörde Giderilen KOİ'ye Göre Oluşan Gaz ve Metan Miktarı	73b
Şekil 5.9 : Kesikli Reaktörde Giderilen KOİ'ye Göre Oluşan Gaz ve Metan Miktarı	73b
Şekil 5.10: Reaktörlerin Metan Verimliliğinin Organik Yükle Değişimi	73c
Şekil 5.11: Sürekli Reaktör Deney Sonuçlarının İkinci Mertebe Kinetiğine Uygulanması	78
Şekil 5.12: Kesikli Reaktör Deney Sonuçlarının İkinci Mertebe Kinetiğine Uygulanması	80
Şekil 5.13: Sürekli Reaktör Y ve k_d nin Hesap Grafiği	81
Şekil 5.14: Sürekli Reaktör K ve K_s in Hesap Grafiği	82
Şekil 5.15: Kesikli Reaktör Y ve k_d nin Hesap Grafiği	84

Şekil 5.16: Kesikli Reaktör K ve K_s in Hesap Grafiği	85
Şekil 5.17: Besleme Süresine Göre pH ve Alkalinitenin Değişimi	88
Şekil 5.18: Çıkış KOİ'si ile TUA in Besleme Süresine Bağlı Olarak Değişimi	89
Şekil 5.19: Besleme Süresine Bağlı Olarak Oluşan Gaz Debileri	89
Şekil 5.20: Reaktör Çıkışındaki AKM Konsantrasyonunun Besleme Süresine Göre Değişimi	90

NOTASYON VE KISALTMALAR LİSTESİ

<u>SEMBOL</u>	<u>BİRİM</u>	<u>ACIKLAMA</u>
a	-	Katsayı
a	-	$S_0/K_Z X$
AKM	mg/l	Askıda katı madde miktarı
b	-	Katsayı
BOİ	mg/l	Biyolojik oksijen ihtiyacı
E	%	Verim
GÇA	-	Gaz Çamur ayırıcı
HÇYR	-	Havasız Çamur Yataklı Reaktör
k	-	Katsayı
K	gün ⁻¹	Birim mikroorganizma kütlesi başına maksimum besi maddesi kullanım hızı
K _d	gün ⁻¹	içsel solunum katsayısı
K _s	mg/l	Yarı hız sabiti
K _Z	gün ⁻¹	ikinci mertebe kinetiği organik madde giderim hızı
KOI	mg/l	Kimyasal oksijen ihtiyacı
L _v	kgKOI/m ³ .gün	Hacimsel organik yük
L _h	m ³ /m ³ .gün	Hacimsel hidrolik yük
Q	ML ⁻³	Debi
R _L		KOI giderim hızı
S ₀	mg/l	Giriş KOİ konsantrasyonu
S ₁	mg/l	Çıkış KOİ konsantrasyonu (Büyümeyi sınırlandırıcı besi maddesi konsantrasyonu)
TUA	mg/l	Toplam uçucu asit konsantrasyonu
TAM	mg/l	Toplam askıda katı madde
TKM	mg/l	Toplam katı madde
TKN	mg/l	Toplam Kjeldahl azotu
TP	mg/l	Toplam fosfor



V	m ³	Reaktör hacmi
X	mg/l	Mikroorganizma konsantrasyonu
X _e	mg/l	Çıkıştaki UKM konsantrasyonu
Y	-	Mikroorganizma dönüşüm değeri
θ	T	Hidrolik bekletme süresi
θ _c	gün	Çamur yaşı
μ	gün ⁻¹	Bakterilerin özgül çoğaltma hızı
μ _m	gün ⁻¹	Maksimum özgül çoğalma hızı



ÖNSÖZ

Havasız çamur yataklı reaktörlerde, besleme rejiminin sistem kararlılığı ve çamur özelliklerine etkisinin araştırıldığı bu çalışmada dünyada ve ülkemizde gittikçe yaygınlaşan havasız arıtma uygulamalarına işletmeye alma ve işletme kademelerinde kolaylıklar sağlayacak verilerin elde edilmesi hedeflenmiştir.

Çalışmanın yürütülmesi ve yönlendirilmesindeki değerli katkıları, çalışma süresince gösterdiği ilgi, teşvik ve hoşgörü sebebi ile sayın hocam Prof.Dr. Adem BAŞTÜRK'e şükranlarımı arz ederim.

Konu seçiminde, deneylerin yapılması ve sonuçların değerlendirilmesindeki katkılarından dolayı Doç.Dr. İzzet ÖZTÜRK ile çalışma esnasında gösterdikleri destek ve yardımlarını esirgemeyen Prof.Dr. Veysel EROĞLU ve Prof.Dr. Olcay TUNAY'a teşekkür ederim.

Çalışmanın çeşitli kademelerinde ilgi ve yardımlarını esirgemeyen mesai arkadaşlarıma ayrıca teşekkür ederim.

İbrahim DEMİR

4.10.1993

İstanbul

ÖZET

HAVASIZ ÇAMUR YATAĞI SİSTEMİNDE BESLEME REJİMİNİN SİSTEM KARARLILIĞI VE ÇAMUR ÖZELLİKLERİNE ETKİSİ

Bu çalışmada, havasız çamur yataklı reaktörlerde besleme rejiminin sistem kararlılığı ve çamur özelliklerine etkisi araştırılmıştır. Deneysel çalışma sırasında gider sanayii atıksuyu karakterinde sekiletik olarak hazırlanan atık su kullanılmıştır.

Birinci bölümde tezin konusu ile kapsamı açıklanarak önemine değinilmiş ve bu kapsamda araştırılan konular belirtilmiştir.

İkinci bölümde anaerobik arıtma sistemleri ile ilgili genel bilgiler ile havasız arıtma sistemleri hakkında özet bilgiler verilmiş ve sistemin işletmeye alma ve proje kontrolünde dikkat edilcek hususlar özetlenmiştir.

Üçüncü bölümde havasız arıtma sistemlerinin modellenmesinde kullanılan kiretik modellerden bu çalışmada kullanılan ikisi hakkında bilgiler verilmiştir.

Dördüncü bölümde deneylerin yapıldığı iki adet model havasız çamur yatağı reaktörü, beslenen atıksu, ölçüler parametreler ve çalışma programı hakkında bilgi verilmiştir.

Beşinci bölümde deneysel çalışma sırasında elde edilen sonuçlar verilerek bu sonuçların değerlendirilmesi yapılmıştır. Deneysel çalışma sirisi sürekli digeri kesikli beslenen 10.35 lt hacmindeki iki adet havasız çamur yataklı reaktörde yapılmıştır. Sürekli reaktöre bir saatte veriler debi kesikli reaktöre 15 dak. verilmiş 45 dak. beklenmiştir. Çalışmalar sonunda kesikli reaktörün KOI giderimi gaz oluşumu bakımından sürekli reaktörlerden daha iyi olduğu belirlenmiştir. Deney sonuçlarının kiretik değerlendirilmesi sonucunda yüksek KOI konsantrasyonlarında çalıştırılan çamur yataklı reaktörler için ikinci mertebe modelinin ikinci mertebe modelinden daha uygun olduğu belirlenmiştir. Ayrıca kesikli beslemede en uygun besleme düzeninin 1 saatte 30 dakika besleme olduğu tesbit edilmiştir.

Altıncı bölümde ise yapılan çalışmanın sonuçları özet olarak verilmiştir.

SUMMARY

EFFECTS OF FEEDING PATTERN ON PROCESS STABILITY AND SLUDGE CHARACTERISTICS IN ANAEROBIC SLUDGE BED REACTORS

In this study, the effects of reactor feeding pattern on process stability and sludge characteristics, in anaerobic sludge bed reactors, have been investigated. In the experimental study, a synthetically prepared solution, as substrate which has the same characteristics as food industry wastewaters, has been used.

In the first chapter, the subject and content of the thesis have been explained and the importance of the subject has been stressed. Then, the investigated topics have been introduced.

In the second chapter of the study, general information about anaerobic treatment systems has been given and important points on start-up phase and process control have been summarized.

In the third chapter, two of the mathematical models, which is used in the modelling of anaerobic treatment systems, have been introduced.

In the fourth chapter, two model reactors of anaerobic sludge bed process, in which the experiments conducted, have been introduced. The characteristics of feeding solution, the measured parameters and experimental schedule have been explained.

In the fifth chapter, the results of experimental study have been presented. The evaluation of the results has been given. The experimental study has been conducted on two anaerobic sludge bed reactors with volume of 10.35 liters for each. One of the reactors was batch and the other one was continuous. Although the reactors has been fed with the some hourly flowrate of substrate, the batch reactor has been fed for only 15 minutes of one hour. As a result of the experiments, it has been found out that COD removal efficiency, gas production, biomass accumulation and sludge characteristics of the batch reactor are better than those of the continuous reactor. Kinetical evaluation of experimental results have shown that, the second order Grau model is more suitable than Monod model for anaerobic sludge bed reactors treating strong wastewaters. Moreover, it has been deduced that, the best feeding procedure of the batch reactor is 30 minutes feeding within 1 hour.

In the last chapter the results of this thesis have been summarized.

1. BÖLÜM

GİRİŞ

1.1. ÇALIŞMANIN ANLAM VE ÖNEMİ

Dünyamızda enerji kaynaklarının azalması ve enerji maliyetlerinin artması sebebi ile atık su arıtımında daha az enerji kullanan sistemlere doğru bir yöneliş mevcuttur. Havalı arıtma sistemlerinin enerji maliyetlerinin yüksek olması nedeniyle daha az enerji tüketen sistemlerin geliştirilmesi büyük önem kazanmıştır. Hasız arıtma sistemleri, çoğu durumlarda tükettiği enerjiden daha fazlasını üreten sistemler olmaları dolayısıyla endüstriyel ve evsel atık suların arıtımında gittikçe yaygınlaşan şekilde kullanılmaktadır. Biyoenerji geri kazanım, havalandırma enerjisine ihtiyaç göstermeyisi, daha az nükriyent ihtiyacı ve çok az biyolojik çamur teşekkülü gibi çok önemli üstünlükleri olan havasız arıtma teknolojileri Türkiye’de de giderek yoğunlaşmaktadır.

Havasız çamur yataklı Reaktörler (HÇYR) mevcut sistemler arasında yapı olarak en basiti olup, büyük uygulama potansiyeline sahip bulunmaktadır. Bu sistemlerde kararlı bir işletme ve proses kontrolü açısından ana hedefi teşkil eden granülasyon süreci ile ilgili araştırmalar halen sürmekte olup olay tüm boyutları ile açıklanmış değildir ve

ayrıca muhteli ticari düşünceler sebebiyle bu güne kadar elde edilmiş olan önemli sonuçların tamamı yayınlanmamaktadır. HÇYR'deki granülasyon sürecine etki eden faktörlerin araştırılması ve olayda rol oynayan hidrolik ve kinetik şartların ortaya konması, bu reaktörlerle ilgili bilimsel ve teknolojik esasların daha iyi anlaşılması bakımından büyük değer taşımaktadır.

1.2. ÇALIŞMANIN GAYE VE KAPSAMI

Çalışmanın gayesi KOI değeri 3000 mg/l ve daha fazla olan organik atıksuların Havasız Çamur Yataklı reaktörlerde arıtımında granülasyona etki eden faktörlerin araştırılarak, arıtma sürecini kontrol eden hidrolik ve kinetik parametrelerin belirlenmesidir.

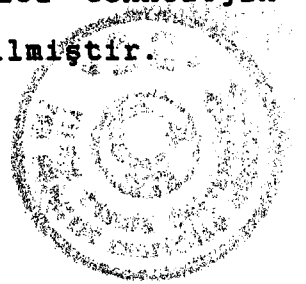
HÇYR'de bugüne kadar endüstriyel atıksuların arıtımı ile ilgili çeşitli araştırmalar yapılmakla birlikte, prosesin kararlılığı açısından büyük önem taşıyan granülasyon sürecinde rol oynayan parametreler tam olarak açıklanmış değildir. Genelde atık kompozisyonu ve cinsi, KOI değeri, organik yük, askıda katı madde (AKM) konsantrasyonu, Co, Ni, Fe gibi eser elementlerin belirli eşik konsantrasyonları ile Ca, Mg gibi 2 değerli katyonların ortama belirli oranlarda ilavesinin granülasyon sürecini olumlu yönde etkilediği çeşitli araştırmacılarca ileri sürülmekle birlikte konunun ayrıntıları henüz net olarak bilinmemektedir ve araştırmaya açık bulunmaktadır. Endüstriyel atıksuların havasız arıtımı için HÇYR'in seçilmesinde, reaktörde rahatça tutulan çökeltme özellikleri ve biyolojik aktivitesi yüksek bir çamurun üre-

tilebilmesi temel unsuru teşkil etmektedir. Sistemde bu özellikte bir çamur üretilemediği takdirde, işletmede kararlılık sağlanamamakta ve reaktör beklenen oranda arıtma yapamamaktadır. Bu yüzden HÇYR'deki çamurun kalitesini arttırıcı stratejilerin belirlenmesi, bu sistemin yaygın tatbikatını hızlandırıcı en önemli faktör durumundadır.

Sözü edilen bu hususlar ve tesbit edilen hedefler doğrultusunda deneysel çalışmalar aşağıdaki konuları kapsayacak şekilde planlanmıştır.

- Kesikli ve sürekli beslemin işletmeye alma devresinin kısaltılması bakımından öneminin incelenmesi,
- Kesikli beslemenin çamur özellikleri ve proses stabilitesi üzerindeki etkilerinin araştırılması,
- Hidrolik ve organik yüklerin çıkış suyu kalitesi ve sistem verimi üzerindeki etkilerinin belirlenmesi,
- Arıtma sürecini karakterize eden kinetik büyüklüklerin belirlenmesi.

Deneysel çalışma 2 adet model Havasız Çamur Yataklı Reaktörde bir yıla yakın bir süre boyunca yürütülmüştür. Bu tür reaktörlerin işletilmesi esnasında karşılaşılan problemler ve proses kontrolünü kolaylaştırıcı teknolojik esasların ortaya konmasına ayrıca özen gösterilmiştir.



2. BÖLÜM

ANAEROBİK TASFİYE

2.1. ANAEROBİK SÜREÇLERİN MİKROBİYOLOJİSİ VE BİYOKİMYASI

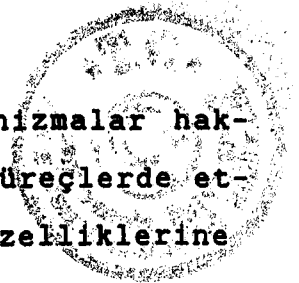
Anaerobik tasfiye, organik atıkların havasız (oksijensiz) ortamda biyokimyasal süreçlerle parçalanarak CH_4 , CO_2 , NH_3 ve H_2S gibi nihai ürünlere dönüştürülmesi esasına dayanır.

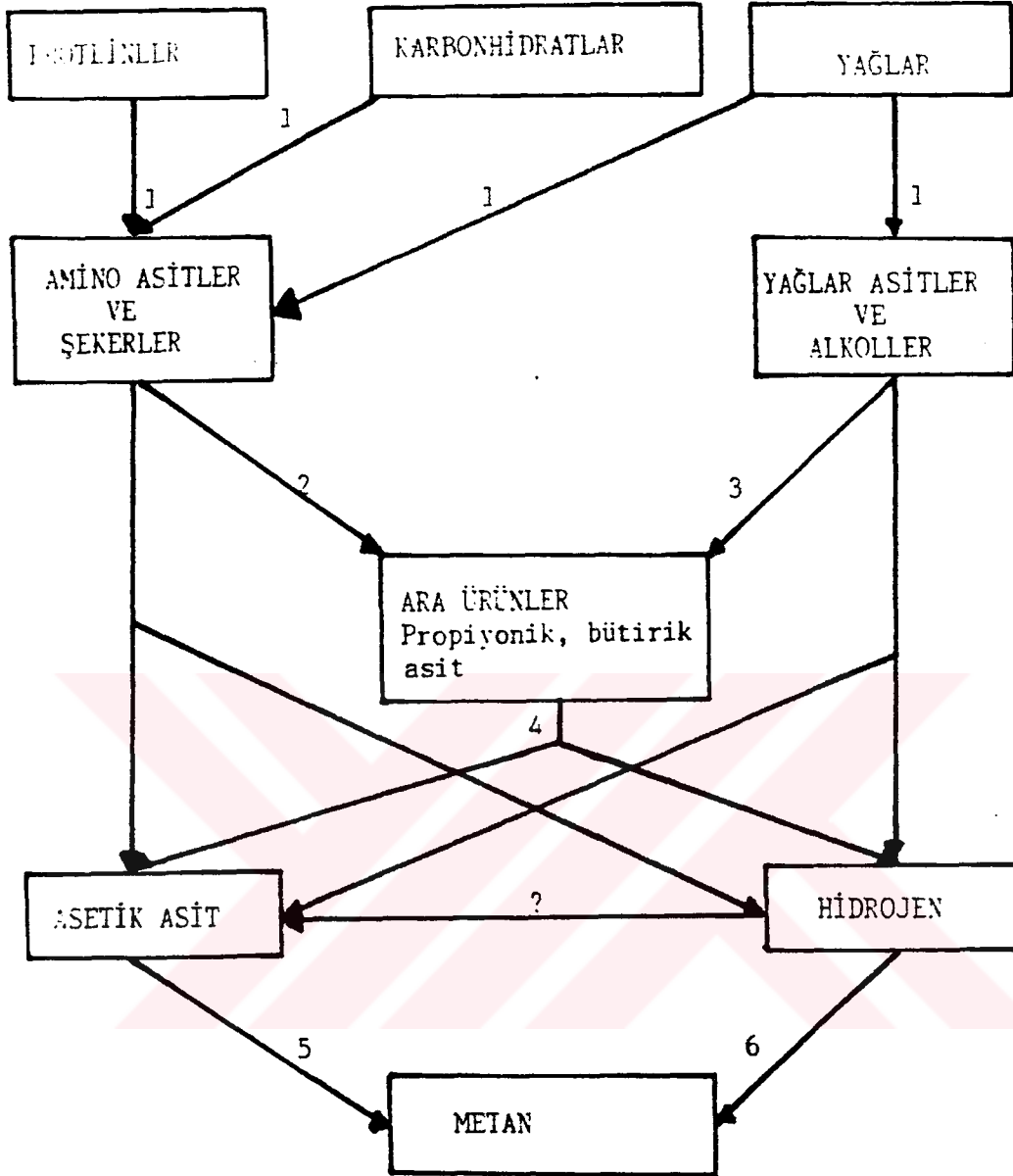
Anaerobik sistemlerin mikrobiyoloji ve biyokimyası, ayrışma süreçlerinin çok çeşitli tipte ve sayıdaki mikroorganizmalarca birbiriyle bağlantılı reaksiyon kademelerinde gerçekleştirilmesi sebebi ile aerobik sistemlere göre çok daha karmaşıktır.

2.1.1. Mikrobiyoloji

Anaerobik tasfiye çeşitli mikroorganizma gruplarının etkili olduğu kompleks bir biyokimyasal süreçtir. Organik maddelerin anaerobik ortamda ayrıştırılmasında etkin mikroorganizmalar, genel olarak 2 grupta toplanmış ve tablo 2.1. de gösterilmiştir (Henze ve Harremoes, 1983).

Anaerobik reaktörlerdeki spesifik mikroorganizmalar hakkında yeterli bilgi azdır. Çeşitli anaerobik süreçlerde etkili olan mikroorganizma topluluğu, reaktörün özelliklerine





1. Hidroliz

2. Fermantasyon

3. Anaerobik (β) oksidasyonu

4. Anaerobik oksidasyon

5. Asetik asidin ayrışması $\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_4 + \text{HCO}_3^-$

6. Hidrojenin oksidasyonu $\text{CO}_2 + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$

Şekil 2.1 : Anaerobik Ayrışmanın adımları

bağlı olarak değişik yapılarda gelişmektedir. Biofilmlili sistemlerde taşıyıcı ortamın üzerinde ince bir film tabakası halinde, anaerobik çamur yatağı sistemlerin de ise granüller (topaklar) şeklindeki oluşumlar gözlenmektedir (Henze ve Harremoes, 1983; Hulshoff, 1983 , De Zeeuw 1984).

Tablo 2.1 : Başlıca Anaerobik Mikroorganizma Grupları

	Butirik ve Propiyonik Asit Üretenler
Asit Bakterileri	
	Asetik Asit ve Hidrojen Üretenler
	Asetik Asit Kullanan Metan Bakterileri
Metan Bakterileri	
	Hidrojen Kullanan Metan Bakterileri

2.2.2. Anaerobik Arıtma Sürecinin Kademeleri

Kompleks organik maddelerin anaerobik arıtma süreci ile nihai ürünlere dönüştürülmesi başlıca üç kademede gerçekleştirilmektedir (Dagley vd., 1970; Dugon, 1972; Buhr ve Andrews, 1977; De zeeuw, 1984).

- a- Hidroliz
- b- Asit Üretimi
- c- Metan Üretimi



Anaerobik arıtma sürecinin kademelerini Şekil 2.1'de topluca gösterilmiştir.

a- Hidroliz Kademesi: Yüksek molekül ağırlıklı çözünmüş ve çözünmemiş organik maddeler, düşük molekül ağırlıklı organik maddelere dönüştürülür. Hidroliz, hücre dışı enzimlerce gerçekleştirilen oldukça yavaş bir süreçtir. pH, sıcaklık ve çamur yaşı reaksiyon hızını etkileyen en önemli faktörlerdir. İçerisinde yağ ve selüloz gibi yavaş hidroliz olan maddeler ihtiva eden atıksuların anaerobik tasfiyesinde hidroliz, hız sınırlayıcı adım olmaktadır. Anaerobik tasfiyede asit ve metan fazlarının ayrılması halinde hidroliz, asit reaktörünün verimini kontrol eden adım olmaktadır (Eastman ve Fergosan, 1981).

b- Asit Üretimi Kademesi: Asit üretimi safhasında hidroliz sonucu oluşan düşük molekül ağırlıklı organik maddeler, asit bakterileri tarafından muhtelif uçucu yağ asitlerine müteakiben de asetik aside dönüştürülmektedir. Asit üretimi iki farklı bakteri gurubu tarafından gerçekleştirilmektedir. Birinci grup bakteriler fermentasyon bakterileri veya asid bakterileri olup bunlar, organik polimerlerin hidrolizi ve müteakiben de oligomerler ve monomerler gibi hidroliz ürünlerinin organik asit ve solventlere dönüştürülmesini sağlar. Homoasetik bakteri gibi bazı asidojenik bakteri türleri, karbonhidratları kullanarak asetik asit üretirler. Diğer tür bakteriler ise belirli şartlarda H_2 üretir. Asit üretim hızı metan üretim hızına göre daha yüksektir (Henze ve Harremoes, 1983).

c. Metan Üretimi Kademesi: Bu kademedede asit üretimi safhasında oluşan asetik asit, hidrojen ve karbondioksit, asetik asit ve hidrojen kullanan metan bakterilerince metana dönüştürülür. Ayrıca metanol, formik asit ve benzeri diğer

ara ürünlerden de çok az miktar da metan üretilmektedir. Metan bakterilerinin kullanabilecekleri besin maddeleri Tablo 2.2 de özet olarak verilmiştir (Smith, 1978; Zenhder, 1978; Sixt, 1979; Stafford ,1980; Mosey vd., 1982).

Metan Üretimi yavaş bir süreçtir. Bu sebeple genellikle anaerobik tasfiyede hız sınırlayıcı safha olmaktadır. CO_2 ve H_2 'den metan üreten bakteriler, asetik asitten metan üreten bakterilere göre daha hızlı gelişirler. Buna rağmen asetik asitten metan üretimi daha fazladır. Anaerobik reaktörlerde üretilen metanın takriben % 70'i asetik asitin parçalanmasından % 30 u H_2 ve CO_2 i sentezi sonucu oluşmaktadır (Jeris ve Mc Carty, 1965).

2.1.4. Biyokimya

Anaerobik süreçlerde arıtılan maddelerin çoğu organik kökenlidir. Bu maddelerin önemlileri Polisakkaritler, proteinler, azotlu bileşikler, lipidler ve lignindir. Bu maddelerin çeşitli atıklardaki oranları (Tablo 2.3)'de verilmiştir (Hobson vd., 1974; Malina vd., 1968; Novak ve Carlson, 1970).

Anaerobik süreçlerde meydana gelen biyokimyasal olayların iyi anlaşılabilmesi için çeşitli organik maddelerin yapı ve fonksiyonlarının bilinmesinde yarar bulunmaktadır.

Proteinler, yirmi kadar doğal amino asidin polimerleridir. Proteinlerin bünyesinde bulunan azot, anaerobik fermantasyon sonucu amonyak, asetik asit, propiyonik asit ve butirik asit gibi ürünlere çevrilir.

Tablo 2.2 : Metan Bakterilerinin Kullandıkları Önemli Besi Maddeleri

Besi Maddesi	Son Ürün
$\text{CO}_2 + 4\text{H}_2$ ----->	$\text{CH}_4 + 2 \text{H}_2\text{O}$
Asetik Asit ----->	$\text{CH}_4 + \text{CO}_2$
Formik Asit ----->	$0.25 \text{CH}_4 + 0.7\text{CO}_2 + 0.5\text{H}_2\text{O}$
Metanol ----->	$0.75 \text{CH}_4 + 0.25\text{CO}_2 + 0.5\text{H}_2\text{O}$
Metilamin + $0.5 \text{H}_2\text{O}$ ----->	$0.75 \text{CH}_4 + 0.25\text{CO}_2 + \text{NH}_3$
Dimetilamin + H_2O ----->	$1.5 \text{CH}_4 + 0.5 \text{CO}_2 + \text{NH}_3$
Trimetlamin + $1.5 \text{H}_2\text{O}$ ----->	$2.25 \text{CH}_4 + 0.75 \text{CO}_2 + \text{NH}_3$

Tablo 2.3 : Çeşitli Atıkların % Katı Madde Cinsinden Organik Bileşenleri

Atık	Evsel Atıksu Çamurları	Çiftlik Gübresi	Evsel Çöp
Hemiselülozlar	3.2	20.8	52.3*
Selüloz	3.8	22.9	35.8
Lignin	5.8	10.1	Değer Yok
Lipidler	7-35	7.7	6.2
Proteinler	22-28	20.9	4.4 (%N 65)

* Toplam karbon hidrat cinsinden

Yağlar, suda çözünmeyen ancak organik çözücülerde çözünebilen organik bileşiklerdir. Bunlar anaerobik süreçlerde β oksidasyonu ile ayrıştırılırlar. β oksidasyonu ile asidin -COOH kökünden asetil grupları koparılarak asetik asit ve H_2 'e dönüştürülür. Bazı tür yağlar (Lanolin ve benzeri) anaerobik ayrışma süreçleri ile parçalanamamaktadır.

Polisakkaritler, selüloz, hemiselüloz ve pektinleri ihtiva ederler. Saf selüloz glikozun bir polimeri olup kolay hidroliz olmaz.

Lignin, branşmanları çapraz olarak birbirine bağlanmış fenil propan türevlerinin kompleks polimeridir. Lignin anaerobik süreçlerde kolay hidroliz olmamaktadır (Zeikus, 1980).

Azotlu bileşiklerin fermentasyonu sonucunda formik, asetik, propiyonik, laktik asit gibi yağ asitleri ile CO_2 ve H_2 gazları oluşmaktadır. Hayvansal bir organik atık olan üre, bilinen en önemli azotlu bileşiktir. Üre anaerobik bakterilerce amonyak ve CO_2 'e dönüştürülür.



2.2. ÇEVRE ŞARTLARININ ANAEROBİK SÜREÇLERE ETKİSİ

Anaerobik sistemler aerobik sistemlere göre çevre şartlarından daha çok etkilenmektedir. Çevre faktörlerindeki ani değişiklikler sistemin stabilitesine olumsuz etki yapmakta ve verimin düşmesine sebep olmaktadır. Reaktörün verimli çalıştırılabilmesi için bu faktörlerin çok iyi kontrolü ve gerekli tedbirlerin zamanında alınması icabeder. Anaerobik süreçleri etkileyen çevre faktörleri Tablo 2.4'de özetlenmiş ve bunlardan önemlileri aşağıda izah edilmiştir.

2.2.1. Sıcaklık

Anaerobik süreçlerin sıcaklığa karşı duyarlı olmaları bu sistemlerde etkili olan mikroorganizmaların özelliklerinden ileri gelmektedir. Anaerobik süreçler mezofilik ve termofilik olarak çalıştırılabilir. Anaerobik sistemler genellikle mezofilik olarak işletilmektedir. Uygun mezofilik sıcaklık aralığı 25-40°C olup 30-37°C'de çalışılması tavsiye edilmektedir (Aiba vd., 1986; Berg, 1977).

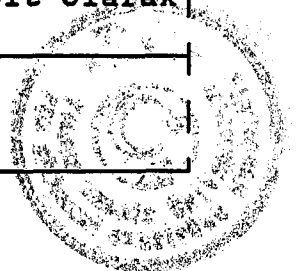
2.2.2. pH

Anaerobik süreçler için uygun pH aralığı bu süreçler de etkili olan mikroorganizmalara göre değişir. Asit Bakterileri için en uygun pH aralığı 5.0-7.0 olup metan bakterileri için 6.7-8.0 (7) dir. Sistemin iki kademeli olması halinde her kademenin uygun pH'da işletilmesi verimi arttırır.

Metan bakterileri pH'nın düşmesinden daha çok etkilenmekte ve metan üretim hızı azalmaktadır. Bu sebeple sisteme çok yüklemeler olması halinde pH'nın çok iyi izlenmesi ve kontrolü zaruridir. pH değerinin 6.2 nin altına düşmesi metan üretimini büyük ölçüde düşürmektedir.

Tablo 2.4. : Anaerobik Süreçler İçin Uygun Çevre Şartları

Parametre	Uygun Şart
Atığın Bileşimi	Atık,karbon, temel besi maddeleri (N,P) ve iz elementler bakımından dengeli olmalı. Toksik, inhibitor ve oksitleyici maddeler ihtiva etmemeli.
Sıcaklık	30-40 (35-37 °C)
pH	6,8-7,4 (7)
KOI/N/P	300/5/1
Alkalinite	1000-4000 (2000) mg/lt CaCO ₃
TUA	< 1000 - 1500 mg/l Asetik Asit Olarak
TUA/Alkalinite	< 0,1 (ideal)



2.2.3. Besi Maddeleri

Anaerobik mikroorganizmalar için temel besi maddeleri karbon, azot ve fosfordur. Anaerobik süreçlerde hücre gelişimi için gerekli azot ve fosfor miktarı, aerobik süreçlere göre daha azdır. Bu konuda yapılan çalışmaların sonucu olarak anaerobik sistemler için KOI/N/P oranı 300/5/1 olarak verilmektedir.

N ve P'un dışındaki bazı eser elementlerin mevcudiyeti anaerobik süreçlerde mikrobiyolojik faaliyeti arttırmaktadır. Anaerobik süreçleri olumlu yönde etkileyen eser elementlerin faydalı konsantrasyonları Tablo 2.5'de verilmiştir. Ayrıca kalsiyum, magnezyum, potasyum ve baryum tuzları, anaerobik çamur yatağı sistemlerinde çamurun

Tablo 2.5. Eser Elementlerin Anaerobik Süreçler için Faydalı Konsantrasyonları

Element	Faydalı Konsantrasyon mg/l
Fe ⁺²	200
Ni ⁺²	10
Mg ⁺²	10-20
Ca ⁺²	10-40
Ba ⁺²	10-100
Co ⁺²	10
Se	10
SO ₄ ⁻²	20

yumaklaşmasında müsbet etki yapmaktadır (Speece, 1983; Aiba vd., 1986; Lettinga vd., 1987).

inhibisyon ve Zehirlilik:

Atıksuda organik ve inorganik zararlı maddelerin belirli konsantrasyonların üzerinde bulunması mikroorganizmaların faaliyetlerinin yavaşlamasına veya durmasına sebep olmaktadır. Zararlı bileşiklerin anaerobik mikroorganizmalar üzerindeki etkileri konusunda birçok çalışma yapılmıştır. Bu çalışmalar sonucu tesbit edilen maddelerin, anaerobik süreçler için zararlı konsantrasyonları Tablo 2.6'da verilmiştir (Frostel, 1985).

Anaerobik bakteriler birçok zehirli maddeye alışıp dayanabilmekte hatta parçalayabilmektedir. Aerobik sistemlerde arıtımı mümkün olmayan bazı bileşiklerin belirli bir alıştırmaya devresinden sonra anaerobik süreçlerde tasfiyesi mümkün olabilmektedir (Salkinoza, 1982).

Bazı metal iyonlarının düşük seviyedeki konsantrasyonları mikrobiyolojik faaliyetleri arttırırken, belirli konsantrasyonun üzerinde prosesi inhibe edebilmektedir. Sistemde birden fazla metal iyonunun aynı anda bulunması halinde inhibisyon etkisinin azalması veya artması mümkün olabilmektedir. Ağır metallerin anaerobik sistemi inhibe ettiği konsantrasyonlar da Tablo 2.6 da verilmiştir (Speece ve Mc Carty, 1954; Lettinga, 1980; Berg ve Lentz, 1981; Thouer, 1981).

Tablo 2.6 : Bazı Elementler ve Zararlı Maddelerin Anaerobik Süreçleri Engellenen Konsantrasyonları

Madde	Zararlı Konsantrasyon Seviyesi mg/l
Na	4000 - 6000
K	3000 - 5000
Ca	3000 - 5000
Mg	500 - 2000 *
NH ₄ , NH ₃	1000 - 2000
CN	0.5 - 1*
Cr (VI)	130
Cr (III)	110
Cu	40
Ni	10
Alkil benzen sülfanat	500 - 700
Çözülmüş H ₂ S, HS ⁻ , S ⁻²	100 - 1500

* Özellikle pH > 7.5 halinde zararlıdır.

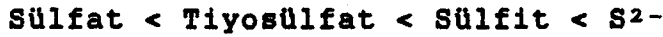
Anaerobik süreçler üzerinde zararlı etkisi olan maddelerin önemlileri ve bunların etkileri aşağıda verilmiştir.

. **Oksijen** : Anaerobik tasfiyede sistemin stabilitesinin sağlanabilmesi için ortamda kesinlikle serbest oksijenin bulunmaması gerekmektedir. Oksijen kimyasal olarak bağlı bulunsa bile tasfiye sürecine olumsuz etki yapmaktadır. Bu sebeple NO₃, H₂O₂, SO₄⁻ vb. maddeler anaerobik tasfiye sistemlerinin verimlerine olumsuz etki yapmaktadır. Söz konusu maddelerin tasfiye öncesi atıksudan uzaklaştırılması

halinde başarılı bir anaerobik arıtma sağlanabilir (Walender ve Hansson, 1983; Frostel, 1985).

. **Kükürt** : Birçok endüstrinin atıksuları yüksek konsantrasyonlarda sülfat (SO_4) ve sülfid (SO_3) ihtiva etmektedir. Anaerobik şartlarda sülfat, sülfat gideren bakteriler tarafından biyokimyasal reaksiyonlar sonucu ana ürün olarak H_2S 'e dönüştürülür. Metan bakterileri ile sülfat bakterileri aynı enerji kaynaklarını (asetik asit ve hidrojen) kullanırlar. Sülfat gideren bakteriler enerjetik olarak daha avantajlı olduklarından, elektron akışını sülfat giderimine çevirerek metan üretiminin düşmesine sebep olurlar (Archer, 1983).

Sülfat gideren bakteriler pH ve sıcaklık değişimlerine karşı daha az hassastırlar. Sülfatın en önemli etkilerinden birisi de ortaya çıkan H_2S 'in yüksek konsantrasyonlarda anaerobik tasfiyeyi inhibe etmesidir. Sülfür bileşiklerinin zararlı etkilerinin



sırasına göre arttığı tesbit edilmiştir (Chen ve Trottier, 1978).

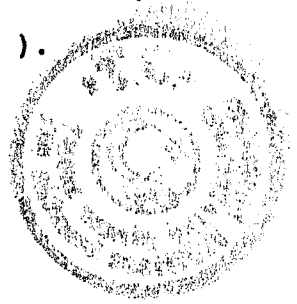
Anaerobik sistemlerde H_2S inhibisyonunun önlenmesi için demir tuzları ile çökeltilme, gaz içerisindeki H_2S 'ü tutma ve pH kontrolü ile sıvı fazdaki H_2S 'i uçurma gibi teknikler uygulanmaktadır (Anderson vd., 1988; Lettinga, 1988; Salner, 1986).

. **Amonyak** : Protein ve amino asit gibi organik maddelerin anaerobik ayrışması sonucu NH_4^+ da açığa çıkar. Genellikle amonyum konsantrasyonu anaerobik süreçlerde inhibisyona sebep olacak seviyede olmamaktadır. Ancak azotca zengin endüstriyel atıksularda problem teşkil edebilmektedir. Anaerobik reaksiyonlar sonucu organik maddenin yapısındaki organik azot, amonyağa dönüştürülmektedir. Amonyak sistemde ortamın pH'ına bağlı olarak NH_4^+ iyonu şeklinde veya iyonlaşmamış yapıda bulunmaktadır (Speece ve Mc CARTY, 1982).



Bu denge düşük (H^+) iyonu konsantrasyonlarında (NH_3) lehinde değişmektedir. İyonlaşmamış NH_3 anaerobik mikroorganizmalar için zehirli etkiye sahiptir. Bunun kritik konsantrasyonu 100 - 200 mg/l dir.

. **Uçucu Asitler:** Anaerobik süreçlerin asit üretimi lerin uçucu asitlere dönüştürülmesi safhasında oluşan uçucu asitlerin, konsantrasyonunun yükselmesi sistemde inhibisyona sebep olabilmektedir. Toplam uçucu asit konsantrasyonu (TUA) değeri 1000-1500 mg/l'yi aşmamalıdır. Özellikle şok yükleme hallerinde oluşan propiyonik asitin, asetik asit'e nazaran daha fazla inhibisyon etkisi vardır. Emmiyetli bir işletme için sistemin yüklemesi TUA/alkalinite oranı 0,1'i geçmeyecek şekilde ayarlanmalıdır (Frostel, 1985).



2.3. HAVASIZ TASFIYE SİSTEMLERİ

2.3.1. GENEL

Anaerobik tasfiye sistemlerinin aerobik sistemlere göre üstünlükleri şunlardır (Mc Carty, 1984, Price ve Cheremisinoﬀ, 1981, Cowley ve Wose, 1981, Speece, 1983, Callender ve Berford, 1983, Hall ve Mercer, 1984, Öztürk ve Demir, 1989).

Üstünlükleri

1. Aerobik sistemlerde organik yük oksijen limitasyonu sebebi ile sınırlı olduğu halde anaerobik sistemlerde çok yüksek organik yüklere çıkabilmektedir.
2. Anaerobik sistemler için gerekli toplam enerji, aerobik sistemlere göre daha azdır. Hatta anaerobik sistemler genelde tükettiği enerjiden daha fazlasını üreten sistemlerdir.
3. Tasfiye sonucu oluşan biyolojik çamur aerobik sistemlere göre çok azdır.
4. Temel besi maddesi (N,P) ihtiyacı aerobik sistemlere göre daha azdır.
5. Kesikli ve mevsimlik işletmeler için çok uygundur.
6. Nihai ürün olarak elde edilen metan gazı enerji kaynağı olarak kullanılabilir.
7. Anaerobik tasfiye sistemleri genellikle kapalı olduğu için koku problemi söz konusu değildir.
8. Anaerobik ayrışmada oluşan ara ve nihai ürünler vasıtası ile etkili bir proses kontrolü gerçekleştirilebilir.

Anaerobik tasfiyenin başlıca mahsurları ise şunlardır.

1. Anaerobik tasfiye hızı, düşük sıcaklıklarda yavaştır.
2. Anaerobik tasfiyeden geçen kuvvetli atıksuların alıcı ortama deşarj edilebilmesi için genellikle ilave arıtmaya ihtiyaç olması.
3. Uygun özellikte aşı çamuru temin edilememesi halinde işletmeye alma devresi uzun sürebilir.
4. İlk yatırım maliyetleri aerobik sistemlere göre daha yüksektir.

2.3.2. ANAEROBİK TASFİYE SİSTEMLERİ

Klasik anaerobik çürütücülerde hidrolik bekletme süresi ile çamur yaşı birbirine eşit olduğu için uygulamada büyük reaktör hacimleri gerektiriyordu. Son zamanlarda hacimsel organik yükleri mümkün mertebe arttırmak, reaktör hacmini küçültmek ve karşılaşılan problemleri azaltmak için çeşitli anaerobik tasfiye sistemleri geliştirilmiştir. Anaerobik tasfiyede kullanılan sistemler, organik yük ve KOİ giderme verimleri ile Tablo 2.7 de gösterilmiştir. Bu sistemlerin temel özellikleri aşağıda verilmiştir (Van der Berg ve Kennedey, 1983).

Klasik Anaerobik Çürütücü : İlk geliştirilen anaerobik tasfiye sistemidir. Bu sistem tam karışımli ve geridevirsiz bir reaktörden ibarettir (Şekil 2.2 a). Çamur yaşı (Mikroorganizma bekletme süresi) (θ_c), ile hidrolik bekletme süresi (θ) birbirine eşit olup 10 günden az olmaması gerekir. Dolayısıyla gerekli reaktör hacimleri çok büyük çıkmaktadır. Klasik anaerobik çürütücüler genellikle

tasfiye çamurlarının çürütülmesinde ve yüksek oranda AKM ihtiva eden endüstriyel atıksuların arıtımında kullanılmaktadır (Hall ve Melcel, 1984; Cullender ve Barfart, 1983).

Anaerobik Aktif Çamur Sistemi (Anaerobik Temas Prosesi) : Bu sistemde çamur yağını arttırmak için klasik havasız çürütücüye bir çöktürme birimi ve çamur geri devri ilave edilmiştir. Böylece sistemin veriminin arttırılması ve reaktör hacminin küçültülmesi sağlanmaktadır (Şekil 2.2 b). (Saw, 1985).

Anaerobik Filtreler : Anaerobik filtrelerde mikroorganizmalar filtre malzemesi üzerinde biyofilm teşkil ederek ve filtre boşluklarında granüler çamur olarak gelişmektedir. Anaerobik filtrelerde çok yüksek (100 000 mg/l) biyokitle birikimi elde edilebilir. Geri devrin, çamur yağının arttırılması, atığın seyreltilmesi, reaktörde iyi bir karışımın sağlanması gibi faydaları bulunmaktadır. Filtreler yukarı veya aşağı akışlı olarak teşkil edilebilir (Şekil 2.,2.c,d).

Anaerobik Akışkan Yataklı Reaktör : Anaerobik akışkan yataklı reaktörlerde biyofilm, akışkan haldeki yatak malzemesi yüzeyinde tutunur (Şekil 2.2 e). Yatak malzemesi olarak 0.1-0.6 mm çaplı kum, antrasit, aktif karbon, sinte-rize cam, seramik diatomit vb. danecikli malzeme kullanılır. Akışkan haldeki yatak malzemesinin özgül yüzeyi $90000 \text{ m}^2/\text{m}^3$ gibi yüksek değerlere çıkabilmektedir. Bu tip reaktörlerin

Tablo 2.7. Anaerobik Tasfiye Sistemlerinin Organik Yük ve KOI Giderme Verimleri

Reaktör Tipi	Organik Yük kgKOI/m ³ -gün	KOI Giderme Verimi %
Havasız aktif çamur	1-5	80-95
Havasız filtre	1-10	80-95
Havasız akışkan		
Yataklı reaktör	1-90	80-90
Havasız çamur yatağı	5-30	85-95
Ultrafiltrasyonlu havasız reaktör	1-30	85-95

en büyük mahzuru, yatağı akışkan halde tutmak için yaptırılan geri devir sebebi ile enerji maliyetinin bir miktar yüksek olmasıdır. Bu teknolojinin seyreltik atıklarının tasfiyesinde de kullanılma imkanı vardır. Evsel atıksuların bu sistemle arıtılması üzerine yoğun araştırmalar sürmektedir (Jeris, 1982; Switzenbaun, 1985; Currani, 1989).

Ultrafiltrasyonlu Anaerobik Reaktör : Bu sistem tam karışım-
lı bir reaktör ile katı madde ayırımı için kullanılan ultrafiltrasyon ünitesinden oluşur (Şekil 2.2 e). Ultrafilt-
rasyonlu sistemlerde biyokütle kaybı hemen hemen hiç
olmamaktadır. Tam karışım-
lı reaktörün çıkış suyu,
ultrafiltrasyon ünitesindeki gözenekli sentetik membran
üzerinden geçilirken içindeki biyokütle hemen sisteme geri
döndürülmektedir. Böylece çamur yaşı çok yüksek değerlere

çıkarılabilmektedir. Bu sistemler daha çok KOI değeri 10 000 mg/l nin üzerinde olan ve debisi nisbeten küçük endüstriyel atıksular için uygundur.

Havasız Çamur Yatağı : Havasız çamur yatağı sistemi biyokitlerin uygun işletme şartlarında granül halinde reaktör içerisinde tutulması esasına dayanır. Şekil (2.2 f). Arıtma reaktörün alt kısmındaki granül halindeki biyokitlelerden oluşan çamur yatağı ile bunun üst kesimindeki çamur örtüsünce gerçekleştirilir. Sistemden kaçan çamurlar, reaktörün üst kısmında teşkil edilen çökeltme bölgesi yardımı ile reaktöre geri dönerler . Granülasyon herhangi bir çekirdek malzeme olmadan da oluşabilmektedir. Bu sistemde yüksek çamur konsantrasyonlarında ve çamur yağlarında çalışma imkanı sağlanmaktadır. Çamur yatağı sistemlerinde yüksek organik yüklere çıkılabilmektedir (20-50 kg KOI/m³-gün). Bu çalışmanın kapsamında ele alınan havasız çamur yatağı sistemleri, Bölüm 2.3'de ayrıntılı olarak anlatılacaktır.

Diğer Sistemler : Yukarıda tanıtılan sistemlerin haricinde anaerobik biyodisk sistemleri, dolgulu aktif çamur sistemleri (Carrier-Contact Reaktors) ve havasız çamur yataklı filtreler gibi değişik anaerobik sistemler de mevcut olup ayrıca yeni sistemlerin geliştirilmesi konusundaki araştırmalar da sürmektedir.

İki Kademeli Anaerobik Sistemler : Genellikle anaerobik sistemler, asit ve metan üretiminin aynı reaktörde meydana geldiği tek kademeli olarak teşkil edilmektedir. Anaerobik

sistemlerin, iki kademenin ayrıldığı yani seri bağlı iki reaktör şeklinde teşkil edilmesi de mümkündür ve son yıllardaki eğilim bu yöndedir (Ghosh vd., 1985).

Anaerobik tasfiyede faz ayırımına gidilmek suretiyle organik yükün %50 arttırılması mümkün olabilmektedir. İki reaktör aynı tip olabileceği gibi ayrı tipte reaktörler de kullanılabilir. Asit reaktörü olarak tam karışımli sistem veya derin anaerobik lagün uygulanabilir (Şekil 2.2 h).

2.4. ANAEROBİK ÇAMUR YATAGI İLE KUVVETLİ ENDÜSTRİYEL ATIKLARIN TASFİYESİ KONUSUNDAKİ ÇALIŞMALAR

2.4.1. Sistemin Gelişimi

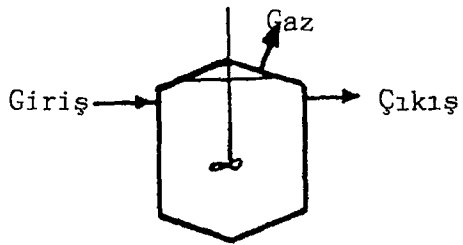
Anaerobik çamur yatağı sisteminin gelişimi son 20 yılda meydana gelmiştir. Lettinga ve arkadaşları anaerobik çamur yatağı sisteminde iki önemli değişiklik yaparak, bunları tasfiye sistemlerine uygulamışlardır (Hemens ve diğerleri, 1962; Standar vd., 1987; Cillie vd., 1969; Simpson vd., 1971 Lettinga vd.1980; Ruppel, 1987; Lettinga vd., 1985).

Bu değişiklikler şunlardır:

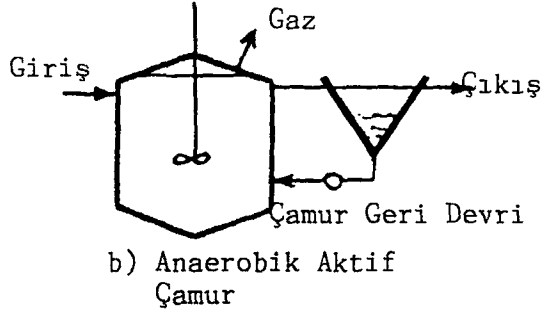
- Çamur geri devri ve mekanik karıştırma en aza indirilmiş veya kaldırılmıştır.
- Rektörün üst kısmına, gaz-sıvı-çamur ayırımı için özel bir çöktürme bölümü eklenmiştir.

Laboratuvar ölçekli denemelerin olumlu sonuç vermesi üzerine 1973-1977 yılları arasında ilk pilot tesis deneyleri

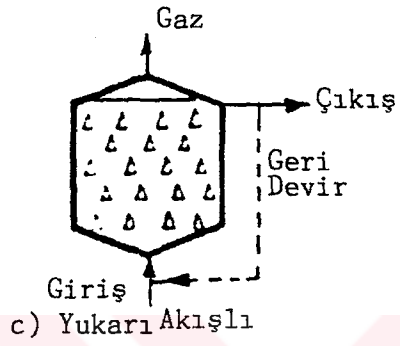




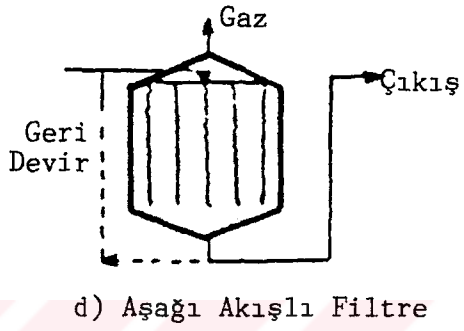
a) Anaerobik Klasik Çürütücü



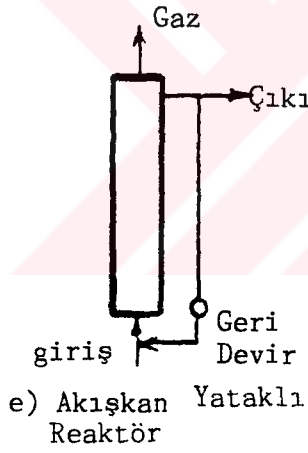
b) Anaerobik Aktif Çamur



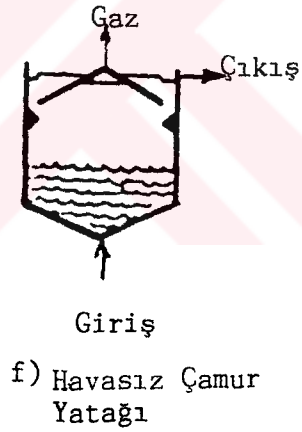
c) Yukarı Akışlı



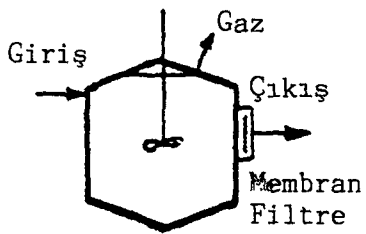
d) Aşağı Akışlı Filtre



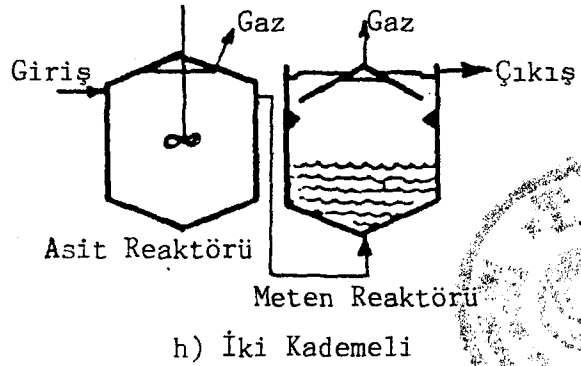
e) Akışkan Yataklı Reaktör



f) Havasız Çamur Yatağı



g) Membran Filtre Sistemi



h) İki Kademeli

Şekil 2.2 : Anaerobik Tasfiye Sistemleri

Bu sistem hemen hemen her türlü organik yapıdaki atıksuyun arıtımı için uygundur. Yüksek konsantrasyonda askıda katı madde ihtiva eden atıksular bile bu sistemde arıtılabilmektedir.

Reaktör içerisinde yatak malzemesi bulunmaz. Anaerobik çamur yatağında gelişen granül çamurlar 1-5 mm çapında olabilmektedir. Granüller uygun işletme ve çevre şartlarında tabii olarak meydana gelmektedir. Bazı hallerde granülasyonun oluşumunu kolaylaştırmak için çekirdek malzemesi (aktif karbon gibi) kullanılabilir. Yataktaki çamur konsantrasyonu 40.000-70.000 mg/lt UKM'dir. Granüllerin çökme hızları 40-50 m/saat civarında çamur hacim indeksi (SVI) ise 20 ml/gr civarındadır. Sistemden kaçan çamur flokları genellikle reaktörün üst kısmında bulunan çökme bölgesinde çökerek geri dönerler. Bazen sistem, çöktürme bölgesi ayrı olarak da teskil edilebilmektedir. Bu halde çamur geri devri yapılmaktadır. Sistemde oluşan çamurun çökme özelliklerinin verim üzerine etkisi olmaktadır. Çökme hızı çok yüksek granüllerden oluşan çamur yatağı sayesinde, hidrolik bekletme süresinin 3-4 saat gibi küçük değerlere inmesi halinde bile önemli biyokitle kaybı olmadan sistem verimli bir şekilde işletilebilmektedir. Granüllerin iyi çökme özellikleri ve yüksek aktiviteleri dolayısı ile çok büyük organik yüklemelere (50 kgKOT/m³-gün gibi) çıkılabilir Hiejnen, 1983; Hulsof-Fol, 1983; Ross, 1984; Çiler, 1985; Uday, 1989; Zeew ve Lettinga, 1983; Sawyer, 1980).

Diğer anaerobik sistemler gibi çamur yatağı sisteminde evsel atıksuların tasfiyesinde kullanılması hususunda da çalışmalar yapılmaktadır. Özellikle sıcak bölgelerde evsel

yapılmıştır. Pilot tesis deneyleri ve ticari uygulamalar sonucunda 15 kgKOI/m³-gün'lük organik yükleme ve 4 saat'lik hidrolik bekletme sürelerinde KOI giderim veriminde % 70- 90 a, çıkan gazın metan muhtevasında ise %75-84 lük değerlere ulaşılmıştır (Pette ve Ver Spirille, 1982; Lettinga vd.,1978, 1984, 19870).

2.4.2. Çamur Yatağı Sisteminin Esası

Anaerobik çamur yatağı, su temel fikirler üzerinde geliştirilmiştir (De Zeeuw, 1984).

- Elde edilen çamur, fiziksel ve kimyasal şartların anaerobik mikroorganizmaların flokleşmesi için elverişli olması halinde sistemde tutulabilir.
- İyi çökelen granüler çamurlardan oluşan çamur yatağı üzerinde, çıkan gazlarla çok iyi karışan bir çamur örtüsü tabakası oluşur.
- Çöktürme bölgesi teşkil edilerek kaçan çamurların, bu kısımda çökerek tekrar sisteme dönmesi sağlanır.

Anaerobik çamur yatağı, biyokitlenin uygun işletme şartlarında granül halinde reaktör içinde tutulduğu, böylece yüksek çamur konsantrasyonlarında, büyük çamur yağlarında ve küçük bekletme sürelerinde çalışma imkanı veren bir sistemdir. Tasfiye, reaktörün alt kısmında granüler çamurlardan oluşan çamur yatağı ile onun üst kısmında bulunan çamur örtüsünde gerçekleştirilmektedir. Çamur yatağı kuvvetli atıkların arıtımında etkili olmaktadır. Granüler çamur olmasa da çökeltme özellikleri ve biyolojik aktivitesi çok iyi olan floklu çamur yatakları ile de iyi bir arıtım gerçekleştirilmektedir.

atıksuların anaerobik sistemlerle ısıtma olmaksızın arıtımında KOI gideriminde % 70'in üzerine çıkılabilmektedir. Anaerobik çamur yatağı sistemi ile tamamen bölgenin tabii iklim şartlarında 1-4 (2) kgKOI/m³-gün'lük organik yükler uygulanabilmektedir. Bu metodla, mevsimlik çalışan turizm işletmelerinin atıksularının arıtılması için fizibil çözümler elde edilebilmiştir (Erden, 1987; Ubay E, 1990; Ubay, 1993).

Düşük ve yüksek sıcaklıktaki suların anaerobik çamur yatağı sistemi ile tasfiyesi konusunda çeşitli araştırmalar yapılmış ve uygulanabilir sonuçlar elde edilmiştir (Lettinga vd., 1982, 1983; Fernan des, 1985; Wiegant, 1983).

Sistemin alıştırılmasında granül çamur kullanılmaması halinde 1-2 kgKOI/m³-günlük organik yüklerle başlanabilir. Uygun işletme şartları ile organik yük kademeli olarak 20-30 gün sonra 5 kgKOI/m³-gün değerine çıkartılabilir. İyi granül çamur elde edilebilmesi için organik yükün 5 kgKOI/m³-gün'den fazla olması gerekmektedir. Uniform besleme yerine kesikli besleme uygulanması, uçucu asit değerinin nisbeten yüksek (1000 mg/lt) tutulması, 300 mg/lt yi geçmeyecek şekilde Ca⁺² ve 200 mg/lt'yi geçmeyecek şekilde K⁺² iyonlarının bulunması granülasyonu hızlandırmaktadır,(69). Beslenen atıksuya yukarıdaki elementlere ilave olarak Mg²⁺ Ba²⁺ ve Co, Ni gibi katyonlar ile fosfor ilavesinin granülasyon oluşumuna olumlu etki yaptığı belirtilmektedir. (Lettinga vd., 1980; Alibha ve Forster, 1985).



2.4.3. Sistemin İşletilmesi

Havasız ayrışmanın istenen şekilde olabilmesi için arıtma sisteminin iyi işletilmesi ve bunun için sistemin yakinen izlenerek lüzumu halinde gerekli tedbirlerin zamanında alınması gereklidir. Anaerobik sistemlerin işletmeye alınmaları aerobik sistemlere göre uzun süre almakta olup, proses kontrolünün daha hassas yapılması gerekmektedir. İşletmeye alma süresinin kısaltılması ve proses kontrolünün daha kolay ve etkili yapılabilmesi için çalışmalar yapılmaktadır.

2.4.3.1. İşletmeye Alma

Anaerobik çamur yatağı sisteminin işletilmesinde en önemli aşama, arıtılacak atığa uygun mikroorganizmaların (granüller çamurun) elde edilmesi sürecidir. Bu sürecin uzun olması anaerobik arıtma sistemlerinin uygulanmasını sınırlandıran faktörlerden biridir.

İstenen özellikte anaerobik çamur oluşması, aşı çamurunun özelliklerine ve çevresel faktörlerin uygun olmasına bağlıdır. Aşı çamurunun özelliklerinin iyi olması halinde işletmeye alma devresi oldukça kısalmaktadır. Benzer özelliklerdeki bir anaerobik tesisten alınacak aşı çamuru bu süreyi daha da kısaltır. Uygun özellikte aşı bulunamaması halinde atıksu arıtma tesisi çürütücülerinden alınacak çamur en uygun aşı olmaktadır. Bunun da bulunamaması halinde septik tankların dibindeki çamurlardan ve hayvan gübresinden aşılanma yapılabilir. Böyle hallerde işletmeye alma devresi 1-2 ayı bulabilmektedir. Sistemin kararlı işletme durumuna ulaşabilmesi 4-8 ay alabilir.

Reaktörün işletilmesine mümkünse reaktörde UAKM konsant-rasyonu 10-20 kg/m³ olacak şekilde veya reaktörün hacminin % 20-40'ı miktarında aşı çamuru ile başlamak faydalıdır. Alistırma 0.1 kgKOI/kg UAKM-gün veya 1-2 kgKOI/m³-gün'lük bir organik yük ile başlanabilir. Uygun bir işletmeye alma stratejisi şöylece özetlenebilir.

- . Aşı çamuru miktarı : 10-15 kgUKM/m³
- . Başlangıç organik yükü : 0.05-0.1 kg KOI/m³-UAKM-gün
- . Çökelme özelliği kötü çamurların yıkanması sağlanmalı
- . İyi çamurun sistemde tutulması sağlanmalı
- . KOI giderme verimi % 80'i aşmadıkça organik yük arttırılmamalı.

Anaerobik sistemlerin işletmeye alınması sırasında optimum çevre şartlarının sağlanması zorunludur. Alistırma devresinde sıcaklık, pH, debi ve atık kompozisyonundaki ani değişikliklerden kaçınılmalı ve TUA konsantrasyonu dikkatle izlenmelidir. Emniyetli bir işletme için TUA/Akalinite oranı 0.1'in geçmemelidir. Mikroorganizmaların faaliyetlerini yavaşlatan veya durduran zararlı maddelerin alistırma döneminde de dikkatli bir şekilde kontrolü gerekir.

Anaerobik çamur yatağı sisteminde işletmeye alma devresinin dört safhada tamamlandığı kabul edilmektedir (Hulshaff Pou, L.W., et.al., 1982; 1983; De Zeeuw, W.Lettinga, G., 1980 ve 1983).

1. Safha : Bu safhada organik yük 2 kgKOI/m³-gün'den küçük olmalıdır. Bu safhada aşı çamurundaki hafif ve kolloidal çamur parçaları reaktörden kaçarlar ve gaz üretimi artarak devam eder.

2. Safha : Bu safhada organik yük 2-5 kgKOI/m³-gün dür. bu safhada da çamurların kaçması devam eder ve sistemdeki çamur miktarı azalır. Fakat sistemde kalan çamurların aktiviteleri gittikçe artar ve çamur yatağı genişler.

3. Safha : Bu kademede, organik yük 3-5 kgKOI/m³-gün dür. Yüksek hidrolik yükler ve gaz çıkışı sebebi ile hafif çamurların kaçıışı devam eder, granüler çamurların oluşması başlar. Zamanla üretilen çamur miktarı, kaçan çamur miktarına eşitlenir.

4. Safha : Yüksek hidrolik, organik yükler ve artan gaz üretimine bağlı olarak çamur yumaklarının kaçması devam eder. Buna mukabil yataktaki granül çamur miktarı artar. Çamur büyümesi daha çok granül yapıda gelişir, çamur kaçıışı çok azalır ve çamur miktarı artmaya başlar.

Devreye alma sürecinin organik yükün, 10 kgKOI/m³-gün'e ulaşıldığı zaman tamamlandığı kabul edilir. Uniform besleme yerine kesikli besleme uygulanması, uçucu asit değerinin nisbeten yüksek (1000 mg/lt) tutulması, ve yukarıda belirtilen bazı iyonların ilavesi granülasyonu hızlandırmakta ve işletmeye alma süresini kısaltmaktadır.

Faz ayrımının granülasyona etkisi atıksuyun özelliklerine göre değişmektedir. Katı organik madde muhtevası yüksek olan atıksuların, havasız çamur yataklı reaktörlerde arıtılmasında faz ayrımı granülasyona olumlu yönde etkilemektedir. Çözünmüş madde muhtevası yüksek atıksuların tasfiyesinde faz ayrımının granülasyona etkisi tesbit edilememiştir.

Belirli bir atıksuya alışmış granüler çamur, uzun süre beslenmezse aktivitesini oldukça kaybetmektedir. Ancak reaktöre atıksuyun tekrar verilmesiyle kısa sürede tekrar devreye girer ve eski aktivitesini kazanır. Belli bir atıksuya alışmış granüler çamur, başka bir atıksuya alışabilmektedir.

Uzun süre beslenmeden saklanan granüler çamurun özellikleri değişmektedir. Bu değişiklik saklama sıcaklığına ve süresine bağlıdır. Soğukta (4°C) çamurun özelliklerinde fazla bir değişiklik olmamakta, buna mukabil sıcaklık arttıkça çamurun bozulması hızlanmaktadır.

2.4.3.2. Sistemin izlenmesi ve Proses Kontrolü

Anaerobik çamur yatağının işletilmesinde, diğer anaerobik sistemlerde karşılaşılan sorunlarla karşılaşılmaktadır. Anaerobik süreçlerde etkili bir işletme ve izleme sonucu yüksek arıtma verimi, maksimum metan dönüşüm oranı ve az çamur oluşumu gibi ideal sonuçlar elde edilebilir. Proses kontrolünün gayesi arıtma sisteminde olabilecek dengesizliklerin erken teşhisi ve gerekli tedbirlerin zamanında alınmasına imkan vermektir. Anaerobik arıtmada proses kontrolü bakımından zorunlu olarak izlenmesi gereken parametreler Tablo 2.8 'de verilmiştir. Sıcaklık haricindeki parametreler, prosesin durumu hakkında doğrudan ve pratik bilgiler veren parametrelerdir. Kontrol parametrelerinden pH, alkalinite, gaz debisi, gaz muhtevası ve TUA esas kontrol parametreleridir. Bu parametrelere ilaveten belirli periyotla çamur yaşı ve atık kompozisyonunun da zaman zaman ölçülmesinde fayda vardır.

Anaerobik süreçlerde kararsızlığa sebep olan faktörler kısa ve uzun süreli kararsızlık sebepleri olarak iki ana kısımda toplanabilir.

Kısa süreli kararsızlık sebepleri :

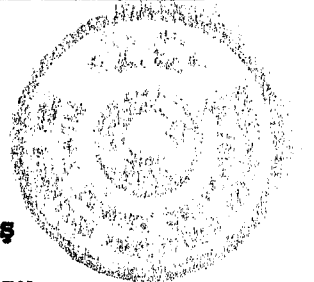
- Ekipman arızaları
- Sıcaklıktaki ani değişiklikler
- Organik yükteki ani artış
- Atığın bileşimindeki değişiklikler

Tablo 2.8. Anaerobik Arıtmada Proses Kontrolü için izlenmesi Gereken Parametrelerin izleme Sıklığı

Parametreler	izleme Sıklığı
Sıcaklık	Sürekli
pH	Sürekli
Alkalinite	Günlük
Toplam Uçucu Asit (TUA)	3/Hafta
Gaz Debisi, Q_g	Sürekli
Gaz Kompozisyonu (% CH_4 , % CO_2)	3/Hafta
Organik Yük	3/Hafta
Arıtma Verimi	3/Hafta

Uzun süreli kararsızlık sebepleri :

- Atıksudaki zararlı maddeler
- Reaktörün veya atıksuyun pH'sındaki ani düşüş
- Mikroorganizmaların büyüme hızının yavaş oluşu.



Sistemdeki kararsızlıklar bu faktörlerden biri veya birkaçı sebebi ile olabilir. Herhangi bir sebeble kararlılığı bozulan bir anaerobik reaktörde, dengesizlik ilk önce sistemin TUA konsantrasyonunun artması sonucu pH da ani bir düşüş ile kendini gösterir. pH'daki düşüşü bir süre sonra alkalinite de ani azalma izler. Bu esnada gaz üretiminde ve gazdaki metan muhtevasında düşüş olur. Bu olumsuzlukların sonucunda çıkıştaki KOI konsantrasyonunda artış olur. Stabilitesi bozulan anaerobik bir sistemin tekrar kararlı hale getirilmesi için aşağıdaki çözüm tarzı izlenebilir.

- pH optimum (~7) değere getirilir.
- Kararsızlık sebepleri tesbit edilir.
- Kararsızlık sebeplerinin giderilmesi için uygun tedbirler alınır.
- pH sistem kararlı hale gelinceye kadar dikkatli bir şekilde izlenir ve ayarlanır.

Reaktörde ortaya çıkan kararsızlıklar sonucu en fazla değişiklik sistemin pH'sında düşme şeklinde gözlenmektedir. Sistemin düzeltilmesi için pH'nın normal değere çıkartılması gerekmektedir. Bunun için kireç kullanılabilir. Ancak kireç ilavesi pH'nın 6.5 değerinin altına düşmesi halinde uygulanabilir. pH'nın 6.5'den büyük olması halinde kireç CaCO_3 olarak çökelir bu ise sisteme olumsuz etki yapar. Kireç kullanmanın diğer bir mahsuru ise fosforu kendine bağlayarak besi maddesi eksikliğine sebep olmasıdır. Bu nedenle kireç endüstriyel atıksu arıtma sistemlerinde çok uygulanmaz. Anaerobik reaktörlerde pH'nın yükseltilmesinde genellikle NaOH ve NaHCO_3 birlikte kullanılmaktadır. pH NaOH ile yükseltilirken, HCO_3 alkalinitesi ise NaHCO_3 ilave-

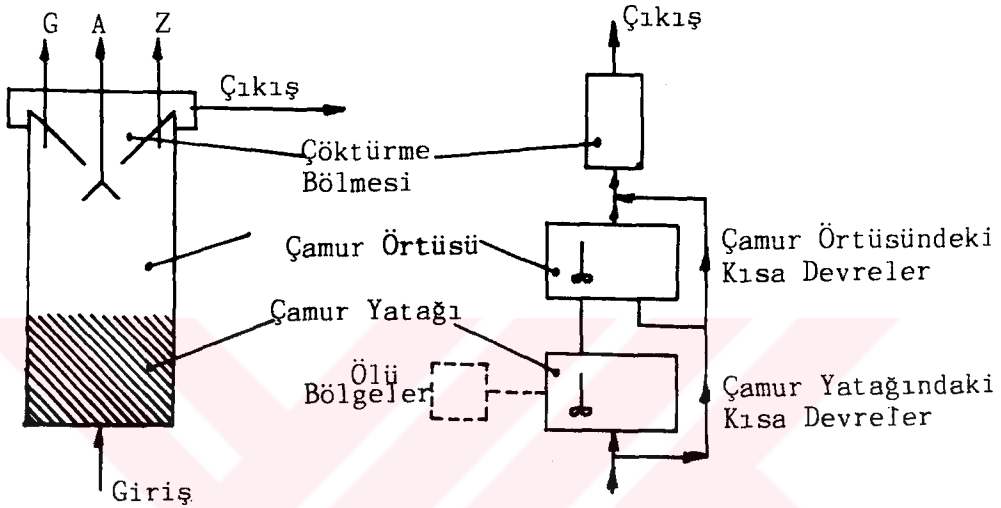
si ile sağlanır. Ancak Na konsantrasyonunun Tablo 2.6 da verilen mücade edilebilen maksimum konsantrasyonu geçmemelidir. Na konsantrasyonunun bu değeri aşması halinde NaHCO_3 yerine NH_4HCO_3 veya KHCO_3 kullanılabilir.

Sistemin kararlı hale gelmesi için pH ayarlaması sırasında organik yük, oldukça azaltılmalı veya besleme tamamen durdurulmalıdır. pH ile alkalinitenin yükseltilmesi ve organik yükün azaltılması sonucu sistemin TUA değerinde düşme meydana gelir. Bu düşme mikroorganizmalarca asetik asitin hızlı bir şekilde tüketilmesi sonucu olmaktadır. Bu işlemler sonucu TUA konsantrasyonunun düşmemesi sistemdeki uçucu asitin propiyonik asit ağırlıklı olduğunu gösterir. Bu durumda ise propiyonik asitin sistemden uzaklaştırılması için reaktör, seyreltik atıksu ile veya musluk suyu ile beslenebilir. TUA konsantrasyonunun normal değere düşmesini müteakip sistemin organik yükü tedrici olarak yükseltilir. Bunları müteakip reaktördeki optimum çevre şartları kontrol edilmeli, değişiklikler mevcutsa düzeltilmelidir. Ayrıca dengesizliğin sebebi araştırılmalı ve giderilmelidir. Eğer geçici bir kararsızlık söz konusu ise sistemin dengesi yapılan müdahaleler sonucu kısa zamanda düzelmeye meydana gelir. Dengesizlik uzun süreli ise gerekli düzeltici tedbirler alınmasına rağmen sistemin eski haline gelmesi çok uzun zaman alabilir.

2.4.4. Sistemin Hidroliği

Yapılan araştırmalar sonucunda yukarı akışlı anaerobik çamur yatağının hidrolik bakımdan aşağıdan yukarıya doğru çamur yatağı bölgesi, çamur örtüsü bölgesi ve çöktürme böl-

gesi olarak üç bölgeden oluştuğu gösterilmiştir. Şekil 2.3'de çamur yatağı ile hidrolik model şematik olarak gösterilmiştir. Çamur yatağını oluşturan bölgelerin özellikleri şöyle özetlenebilir (Heertjes vd., 1982; 1983; Bolle W. L. vd., 1986).



Şekil 2.3 Çamur Yatağı Sisteminin Hidrolik Modelinin Şematik Gösterimi

a. Çamur Yatağı Bölgesi : Granüler haldeki çamurlardan oluşan ve reaktörün en alt kısmında yer alan bölgedir. Bu bölge yukarıya doğru yükselen atıksu ve oluşan gaz kabarcıklarının etkisi ile karışmaktadır. Bu karışımın şiddeti hidrolik ve organik yüklemeye bağlı olarak değişmektedir. Düşük hidrolik yüklerde, sıkışan çamur yatağı bölgesi daha az karışmaktadır. Reaktörün ve çamur yatağı bölgesinin karışımı organik yükke yakinen ilgilidir. Organik yüke bağlı olarak oluşan gaz, kabarcıklar halinde yükselirken sistemin karışmasına olumlu etki yapmaktadır. Arıtım büyük oranda reaktörün en alt kısımlarında gerçekleşmekte dolayısı

ile oluşan gazın büyük çoğunluğu bu kısımda meydana gelmektedir. Bu ise karışımı müsbet yönde etkilemektedir. Düşük yüklerde, gaz kabarcıklarının yükselmesi sıkışarak yoğunlaşan çamur yatağı tabakası tarafından engellenmektedir. Bu sebeple büyüyen gaz kabarcıkları zaman zaman tüm yatağı aniden kaldırarak reaktörü iyice karıştırmaktadır. Yüksek organik yüklerde ise, çamur yatağı genişlemekte ve oluşan gaz kabarcıklarının yükselmesi dolayısı ile yatağın karışması kolaylaşmaktadır. Sonuç olarak çamur yatağı bölgesindeki akış dispersiyonlu piston akım olarak tanımlanmaktadır (Çiler, 1985). Düşük yüklerde çamur yatağı bölgesinde ölü bölgeler teşekkül edebilmektedir.

b. Çamur Örtüsü Bölgesi : Bu bölge çökelme özelliği nisbeten daha kötü çamurların bulunduğu ve yüksek gaz debisi nedeni ile çok iyi karışan bir bölgedir. Bu sebeple örtü bölgesindeki akım, ideal tam karışımli olarak kabul edilebilir. Örtü tabakasındaki karışım dolayısı ile dağılım daha iyi olmaktadır.

c. Çöktürme Bölgesi : Çöktürme bölmesi reaktörün en üst kısmında yer almaktadır. Burada özel bir gaz-sıvı-çamur ayırıcı bulunmaktadır. Çıkış suyunun içindeki gazın ayrılması ile çamurlar, daha iyi çökelerek reaktöre geri dönerler. Çökelme bölmesindeki akımın rejimi piston akım olarak kabul edilebilir.

Bölgeler arasında kısa devreler oluşabilmektedir. Yapılan bir çalışma sonucunda çamur yatağı ile çamur örtüsü arasında % 33'lük bir kısa devre olabileceği gösterilmiştir (Heertjes, P. M., Kurjuenhoven L.J., 1982).

Bölgeler arasındaki kısa devreler muhtemelen reaktöre verilen atıksu ile çamur yatağını dolduran çamur arasındaki biyokitle arasındaki yoğunluk farkından ve/veya yükselirken patlayan gaz kabarcıklarının açtığı kanallardan ileri gelmektedir. Bu mahzur reaktör tabanında uygun dağıtıcılar yapılarak azaltılabilir.

2.4.5. Havasız Çamur Yatağının Tasarım Esasları

Havasız çamur yatağı reaktörlerinde iyi bir verim elde edebilmek için aşağıdaki şartların sağlanması gerekmektedir.

- . Gaz, sıvı ve çamurlar birbirinden çok iyi ayrılmalıdır.
- . Oluşan çamurlar, kolay çökebilen granüller şeklinde olmalıdır.
- . Atıksu reaktör tabanında üniform dağılacak şekilde verilmelidir.

Havasız çamur yatağı reaktörlerde üst kısma yapılan gaz-sıvı-çamur ayırıcı sayesinde şu faydalar sağlanır:

- . Biyogaz'ın, sıvı ve yüzücü çamurlardan ayrılması temin edilir.
- . Reaktörden kaçan çamurların çökeltilerek yeniden sisteme dönmesi sağlanır.
- . Çamur örtüsü tabakasının aşırı genleşmesine mani olunur.

Gaz çamur ayırıcısının iyi çalışabilmesi çökeltme bölmesindeki yüzey yükünün 0,7 m/sa'ı, GÇA ile çökeltme bölmesi duvarları arasındaki geçiş hızının 2 m/sa'ı aşmaması, gaz

toplama hunisinin yatayla yaptığı açının takriben 50° olması tavsiye edilmektedir (Lettinga vd., 1990).

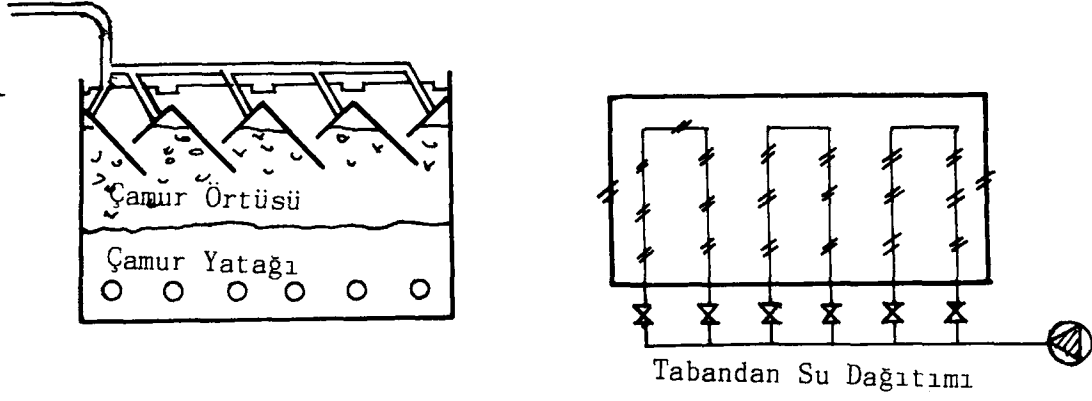
HÇYR'lerde iyi bir arıtma yapılabilmesi için mümkün olduğu kadar kanallanmaya mani olunmalıdır. Bunun için reaktör tabanlarındaki dağıtıcıların çok iyi projelendirilmesi gerekmektedir. Birim giriş ağızlığı başına düşen alanla ilgili kesin bir kriter bulunmamaktadır. Fakat ağır granüler çamur yatağı için 1 m²'ye bir ağızlık, konsantrasyonu 40 kg/m³'den az floklu çamur için 5 m²'ye bir ağızlık esas alınabilir. Ağızlık sıklığı arıtılan atıksuyun seyreltik olması halinde 2-3 m²/ad alınabilir.

2.4.6. Uygulama Alanları

Havasız çamur yataklı reaktörler yüksek organik yükleme kapasitesine sahip bir reaktör tipidir. Diğer anaerobik süreçlerden basitliği ile ayrılır. HÇYR reaktörler başlangıçta, çözülmüş organik kirleticiler ile orta ve yüksek seviyede kirletici ihtiva eden atıksuların arıtılması için geliştirilmekle birlikte, günümüzde kompleks atıkların mezofilik ve düşük sıcaklıklarda arıtılmasında da başarılı bir şekilde kullanılmaktadır.

Endüstriyel ölçekli bir HÇYR sistemi şematik olarak Şekil 2.4 de gösterilmiştir. HÇYR'ler çözülmüş organik madde ağırlıklı (şeker, içki, meşrubat, meyva suyu v.b.) atıksularda başarılı bir şekilde uygulanmaktadır. Ayrıca HÇYR'ler içerisinde önemli miktarda askıda ve zararlı maddeler ihtiva eden atıksuların (kağıt, mezbaha ve et ürünleri, süt ürünleri) ve değişik sanayi kollarının

atıksularının arıtımı için yaygın şekilde kullanılmaktadır. Bunla ilgili çeşitli uygulamalara ait örnekler tablo 2.9 da verilmiştir.



Şekil 2.4 : HÇYR'in Endüstriyel Ölçekli Uygulamasının Şematik Gösterimi

Tablo 2.9 : Anaerobik Çamur Yatağının Endüstriyel Atıksu Arıtımındaki Uygulamalarına Örnekler

Atıksu Tipi	Giriş KOI'sı mg/lt	Organik Yük kgKOI/m ³ /gün	Sıcaklık °C	O (saat)	KOI Giderimi %
Kağıt Hamuru	4000-7000	1,26-5,49	35	20-90	82
Selülozlu Atıksu	3000	17-12,8	30	14	80-95
Bira Sanayii	1000-1500	4,7 -7	20-24	5	75-80
Mezhiba Atıkları	2500-3500	4	30	19	85
Süt Ürünleri San.	4000	7,5-15	30	6 -16	-
İçki Sanayi	100000-135000	3,8	36	-	71-85
Şeker Sanayi	59000 (Sülfat 2400)	5,9	35		95,9
Melaslı Atık	409-15725	1-2	35 + 1	5-19	24-94
Depo Sızıntı Suyu	29000-53000	57-10,7	20-30	127-125	66-59
Gübre Atıkları	11000	2-5	30+2	48	70-65
Bira Sanayi	1500-4000	20-30	35		85-95
Alkollü İçki	30000-40000	6	65		80-90
Kağıt Sanayi	6400 (Sülfat 1500)	-	30		60-61
Karton	6300	9	35	17,8	70
Sıhhi Kağıt	1200	5	20-25	5,8	60
Karton	20.000	12,5	35	4,1	65

3. BÖLÜM

3. ANAEROBİK TASFIYENİN KİNETİĞİ

Anaerobik tasfiye sistemlerinde, piston akımlıdan tam karışımli akıma kadar çeşitli reaktör tipleri söz konusu olduğundan reaktörlerin hidrolik özelliklerinin çok iyi bilinmesi gerekmektedir. Reaktörlerin hidrolik özellikleri, iz maddeleriyle yapılan deneylerden ya da daha önce yapılan çalışmalardan faydalanılarak belirlenmektedir. Anaerobik proseslerin kinetiğinin incelenmesi ve modellenmesinde mikrobiyolojik ve biyokimyasal özelliklerin bilinmesi büyük önem taşımaktadır.

Anaerobik tasfiyenin kinetiği, genellikle Monod Modeli ile açıklanmaktadır. Bu çalışmada Monod yaklaşımına ilaveten ikinci mertebe kinetiğinin anaerobik süreçlere uygulamasıda ele alınmıştır.

4.1. MONOD KİNETİĞİ

Bakterilerin özgül çoğalma hızı ile büyümeyi sınırlandırıcı besi maddesi konsantrasyonu arasındaki ilişki inhibisyonun ihmal edilmesi halinde;



$$\mu = \frac{\mu_{\max} \cdot S}{K_s + S} \quad (3.1)$$

ifadesi ile verilmektedir . Burada,

μ : Bakterilerin özgül çoğalma hızı

$\mu_{\max}$: Maksimum özgül çoğalma hızı

S : Büyümei sınırlandırıcı bes maddesi konsantrasyonu

K_s : Yarı hız sabitidir.

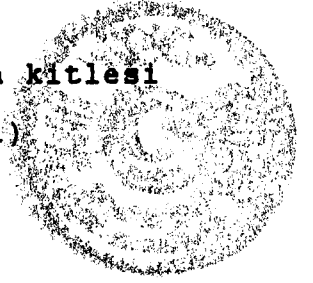
Monod, sistemde oluşan biyokitle miktarı ile kullanılan bes maddesi miktarı arasındaki oranın, mikroorganizma dönüşüm oranı olarak tanımlanan sabit bir değere (Y) eşit olduğunu göstermiştir.

$$Y = \frac{dX/dt}{dS/dt} = \frac{\mu_u}{K} \quad (3.2)$$

Burada;

Y : Mikroorganizma dönüşüm oranı (biyokitleye dönüşüm oranı)

K : Reaksiyon hız sabiti (Birim mikroorganizma kitlesi başına maksimum bes maddesi kullanım hızı) dır.



Şekil 3.1'de verilen geri devirli bir reaktör için siste-min biyokitle dengesi şu şekilde yazılabilir.

$$V \frac{dX}{dt} = \mu XV - k_d \cdot X \cdot V - Q_w \cdot X_w - (Q - Q_w) X_e \quad (3.3)$$

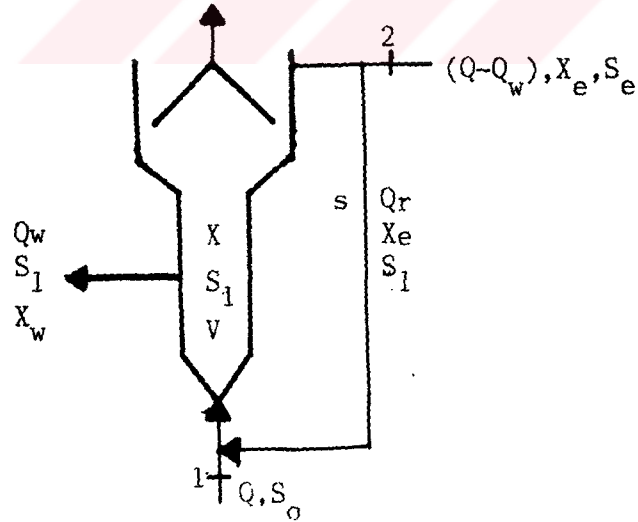
Burada;

V : Reaktör hacmini

X : Reaktördeki mikroorganizma konsantrasyonunu

X_e : Çıkıştaki mikroorganizma konsantrasyonunu

X_w : Sistemden uzaklaştırılan çamurdaki mikroorgnazima konsantrasyonunu



Şekil 3.1 : Kütle Dengesine Esas Alınan Sistemin Şematik Şekli

Q : Reaktöre beslenen atıksu debisini

Q_w : Sistemden uzaklaştırılan fazla çamur debisini

göstermektedir.

Besi maddesi dengesi de benzer şekilde matematiksel olarak

$$V \frac{ds}{dt} = Q S_0 - \frac{\mu X \cdot V}{Y} - (Q - Q_w) S_1 - Q_w \cdot S_1 \quad (3.4)$$

olarak gösterilebilir.

$$(3.3) \text{ ve } (3.4) \text{ denklemleri kararlı hal için } \frac{dX}{dt} = 0, \frac{ds}{dt} = 0$$

için düzenlenerek yeniden yazılırsa,

$$\mu = \frac{1}{\theta_c} + K_d \text{ veya } \mu = \frac{Q \cdot Y (S_0 - S_1)}{X \cdot V} \quad (3.5)$$

$$\frac{X \cdot \theta}{S_0 - S_1} = \frac{K_s}{k} \cdot \frac{1}{S_1} + \frac{1}{k} \quad (3.6)$$

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \frac{S_0 - S_1}{X \theta} - K_d \quad (3.7)$$

elde edilir. Burada

$$\theta : \text{hidrolik bekletme süresi (—)} \\ \frac{V}{Q}$$

$$\theta_c : \text{Çamur yaşı (—————)} \\ \frac{X.V}{Q.X_e + Q_w.X_w}$$

göstermektedir. 3.5 ve 3.7 denklemleri yardımı ile μ , k_d , Y ve K_s kinetik sabitleri kolayca hesaplanabilir.

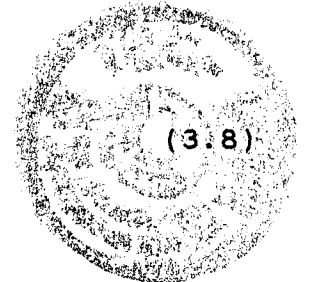
3.2. ANAEROBİK MİKROORGANİZMALARIN KİNETİK SABİTLERİ

Anaerobik süreçlerde kinetik sabitler, asit üreten ve metan üreten bakterilerde büyük farklılıklar göstermektedir. Sabitler sübstrata ve havasız arıtma sürecine bağlı olarak da değişebilmektedir. Çeşitli araştırmacılar tarafından belirlenmiş kinetik sabitler Tablo 3.1'de verilmiştir (Henze, M. ve Harremoes, 1983).

3.3. İKİNCİ MERTEBE KİNETİĞİ

Grau ve arkadaşları (1979) tarafından geliştirilen ikinci mertebe kinetiğine göre organik madde tüketim hızı,

$$r_{su} = - \frac{ds}{dt} = - K_2 X \cdot \left(\frac{S_1}{S_0} \right)^2$$



Tablo 3.1 : Havasız Kültürlerin Kinetik Sabitleri

Kültür	μ_{max} gün ⁻¹	Y_{max} <u>kg UAM</u> kg KOI	K_s kgKOI/m ³
Asetikasit üreten bakteriler	2.0	0.15	0.20
Metan üreten bakteriler	0.4	0.03	0.05
Karma Kültür	0.4	0.18	-

şeklinde gösterilmektedir. Şekil 4.1'de gösterilen sistemin 1 ve 2 noktaları arasında besin maddeleri kütle korunumu dengesi

$$V \frac{ds}{dt} = QS_0 - (Q-Q_w) S_1 + V.r_{su} - Q_w S_1 \quad (3.9)$$

şeklinde yazılabilir. 3.8 ifadesi 3.9 da yerine konulur ve kararlı hal için ($ds/dt = 0$) düzenlenirse

$$QS_0 - QS_1 - V K_2 X \cdot \frac{S_1^2}{S_0^2} = 0 \quad (3.10)$$



$$S_0 - S_1 = K_2 \theta X \cdot \frac{S_1^2}{S_0^2} \quad (3.11)$$

veya

$$\frac{S_1^2}{S_0^2} = \frac{1}{K_2} \cdot \frac{S_0 - S_1}{\theta X} \quad (3.12)$$

olarak ikinci merteye kinetiği substrat giderme hızı denklemi elde edilir.

3.12 denklemi S_1 e göre düzenlenirse

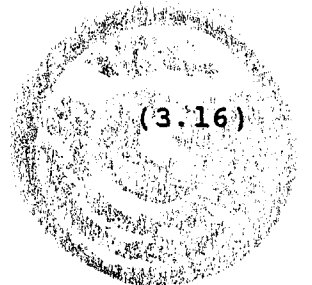
$$(K_2 X \cdot \theta) \cdot S_1^2 + S_0^2 \cdot S_1 - S_0^3 = 0 \quad (3.13)$$

$$\Delta = S_0^4 - 4 K_2 X \cdot \theta \cdot S_0^3 \quad (3.14)$$

$$S_{1,2} = \frac{-S_0^2 \pm \sqrt{\Delta}}{2 K_2 X \cdot \theta} \quad (3.15)$$

olarak çözümlenir. Burada $S : f(S_0 \cdot X \cdot \theta \cdot K_2)$ olarak bulunabilir. Gerkli düzenlemeler yapılarak

$$\frac{S_1}{S_0} = \frac{1}{1 + K_2 \frac{X}{S_0} \theta} \quad (3.16)$$



elde edilir. Bu denklem lineerleştirilirse

$$\frac{\theta S_0}{S_0 - S_1} = \theta + \frac{S_0}{K_2 \cdot X} \quad (3.17)$$

ifadesi elde edilir. Bu ise

$$\frac{\theta \cdot S_0}{S_0 - S_1} = b \theta + a \quad (3.18)$$

olarak genelleştirilebilir. Bu denklemde b , 1 e yakın bir değer olmalıdır. a ise (S_0/X) 'in fonksiyonu şeklindedir.

Sistemin mikroorganizma kütle korunumu yazılırsa,

$$V \frac{dX}{dt} = Q \cdot X_0 - (a - Q_w) X_e + V r_s - Q_w X \quad (3.19)$$

eşitliğinde

$$r_s = (Y \frac{r_{su}}{X} - K_d) X \quad (3.20)$$

konarak, kararlı hal ($\frac{dX}{dt} = 0$) için



$$\frac{(Q - Q_w) \cdot X_o \cdot Q_w \cdot X}{X \cdot V} = (YK_2 \frac{S_1^2}{S_o^2} - K_d) \quad (3.21)$$

$$\frac{1}{\theta_o} = (YK_2 \frac{S_1^2}{S_o^2} - K_d) \quad (3.22)$$

bulunur. (3.12) denklemi (3.19) da yerine konursa

$$\frac{1}{\theta_o} = Y \frac{S_o - S}{X \cdot \theta} - K_d \quad (3.23)$$

elde edilir. Bu ise Monod kinetiğinde elde edilen ifadenin aynısıdır.

(3.18) ve (3.23) denklemleri ile verilen ikinci mertebe Grau modeli, (Grau ve diğerleri, 1975) , girişteki substrat konsantrasyonunun çıkış substrat konsantrasyonuna etkisini gözönüne almaktadır. Endüstriyel atıksuların arıtılmasında, çıkış konsantrasyonuna giriş konsantrasyonunun etkisini gösteren modellerin daha başarılı uygulandığı bilinmektedir. (Eckenfelder, 1966); tarafından önerilen birinci mertebe modelindeki substrat tüketim hızını ifade eden katsayının, giriş substrat konsantrasyonuna bağlı olduğu deneysel olarak ispat edilmiştir. (Hao ve Li, 1987). İkinci mertebe Grau modelinin kuvvetli endüstriyel atıksuların havallı sistemlerde arıtılmasına (Kınacı ve Akça 1988) ve evsel atıksuların havasız arıtımına da (Ubay, 1993) uygulanabileceği

gösterilmiştir. Diğer taraftan bu modelin birinci merteye şeklinin, kuvvetli atıksuların havasız arıtımını iyi bir şekilde karakterize ettiği de ileri sürülmüştür. (Kasırğa, 1988).



4. BÖLÜM

DENEYSSEL ÇALIŞMA

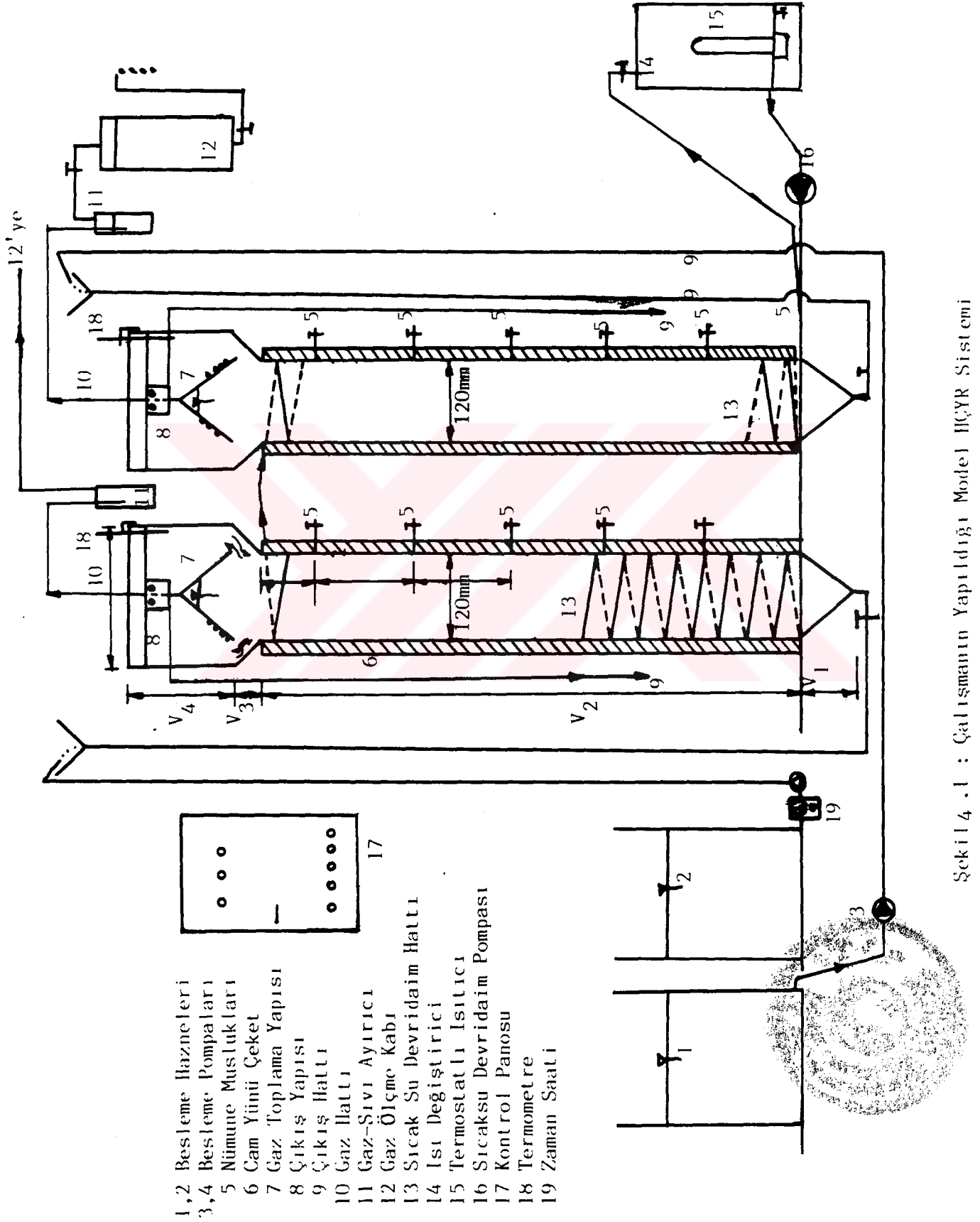
4.1. GENEL

Bu çalışmada laboratuvar ölçekli iki adet model reaktör kullanılmıştır. Sistem glikoz ağırlıklı sentetik bir atık ile beslenmiştir. Reaktörlerden birisi sürekli diğerine ise kesikli olarak atıksu verilmiştir. Sürekli ve kesikli besleme hallerinde reaktörlerin kinetik modellemesi için gerekli ölçümler yapılmıştır. Besleme şeklinin işletmeye alma, sistem davranışı ve çamur özelliklerine etkisi araştırılmıştır. Ayrıca kesikli beslenen reaktörde optimum besleme süresi tesbit edilmeye çalışılmıştır.

3.2. DENEY DÜZENİ VE BESLENEN ATIGIN ÖZELLİKLERİ

3.2.1. Deney Düzeni

Deneyler Şekil 4.1 de gösterilen model HÇYR lerde gerçekleştirilmiştir. Model reaktörler pleksiglas malzemeden yapılmıştır. Reaktör gövdelerinin iç çapı 12 cm olup kolonların yüksekliği 103 cm dir. Reaktörlerin boyu, çöktürme bölmesi ile birlikte 140 cm'yi bulmaktadır. Sistemin



çöktürme bölmesinde, çıkan gazı toplamak ve kaçan çamurların reaktöre geri dönmesini sağlamak için sıvı-katı-gaz ayırıcı teşkil edilmiştir. Reaktörlerin çıkış yapısı batmış savak tarzında çalışan bir sistem şeklinde düşünülmüştür. Yükseklik boyunca reaktörlerin çeşitli seviyelerinde 6 adet numune musluğu bulunmaktadır. Reaktörün boyutları numune musluklarının temsil ettikleri hacimlerle ilgili bilgiler Şekil 4.2 ve tablo 4.1 de verilmiştir.

Sistemin ısıtılması reaktör gövdelerine sarılan plastik hortumlardan sıcaksu devrettirilerek gerçekleştirilmiştir. Sıcaksu paslanmaz çelikten mamul ve elektrikle ısıtılan bir ısı değiştiriciden sağlanmıştır. Sıcaksu hortumlarda katkiloriferi devridaim pompası kullanılarak devrettirilmiştir. Suyun sıcaklığı reaktörlerde optimum sıcaklığı sağlayacak şekilde mevsimin şartlarına göre ayarlanmıştır. Isı kayıplarını azaltmak için ısı değiştiricisi ile reaktörlerin ısıtılan bölmeleri cam yünü ile izole edilmiştir.

Reaktörler, atıksuyun pompa ile besleme hunisine basılması sureti ile beslenmiştir. Birinci reaktör (R_1) sürekli, ikinci reaktör (R_2) ise kesikli olarak beslenmiştir. Bunun için ikinci reaktörün besleme pompası bir zaman saatine (timer) bağlanmıştır.

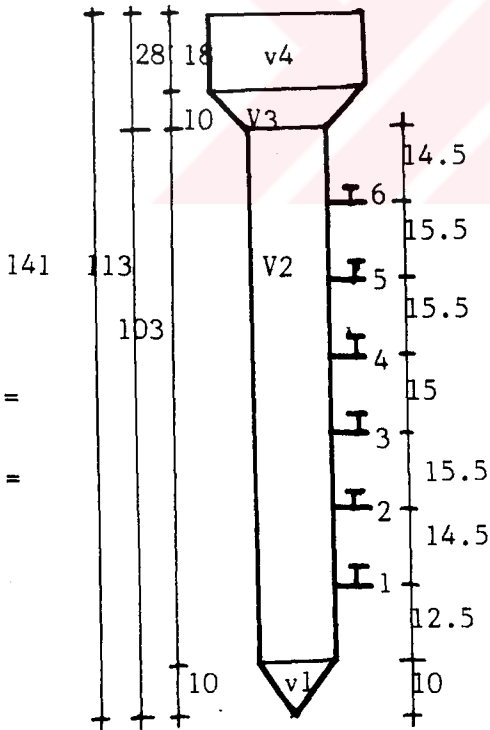
Reaktörlerden çıkan gaz debilerini ölçmek için hacim deplasmanı prensibine göre çalışan basit bir düzenek hazırlanmıştır.



4.2.2. Besleme Çözeltisi

Reaktörler gıda sanayii atıksularının genel bileşimi göz-
önünde tutularak hazırlanan glikoz ağırlıklı sentetik bir
atık ile beslenmiştir. Sentetik atık, 34 g/l glikoz ve 10
ml/l stok besi çözeltisi ilave edilerek dinlendirilmiş.

Musluk suyu ile hazırlanmıştır. Stok besi çözeltisinin muh-
tevası Tablo 4.2 de verilmiştir. Besleme çözeltisinin özel-
likleri ise Tablo 4.3 de verilmiştir. Sentetik atıksu
anaerobik mikroorganizmalar için uygun özellikleri sağlaya-
cak şekilde hazırlanmıştır.



		Hacim (l)
Reaktör	V ₁	0.650
Bölmesi	V ₂	9.750
	V ₁ +V ₂	10.350
Çöktürme	V ₃	2.600
Bölmesi	V ₄	6.000
	V ₃ +V ₄	8.600
Toplam	ΣV	19.000
Hacim		

Şekil 4.2 : Model Reaktörlerin Boyutları (Boyutlar cm dir)
ve Bölmelerin Hacimleri

Tablo 4.1. Numune Musluklarının Temsil Ettiği Hacimler

Musluk No	Reaktör Tabanından İtibaren Yükseklik (cm)	Musluklar Arası Hacim (l)	
		Sürekli	Kesikli
1	22.4	1.560	1.600
2	37.0	1.400	1.350
3	52.4	1.410	1.420
4	67.5	1.450	1.420
5	83.0	1.420	1.440
6	98.4	1.380	1.400
		1.620	1.680

Tablo 4.2: Stok Besi Çözeltisi Muhtevası

Madde	Konsantrasyon (g/l)
NH_2CONH_2	63.9
$\text{KH}_2\text{PO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	16.7
NaHCO_3	75.0
$\text{CaCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	1.4
$\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	9.0
$\text{FeCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$	9.0

Reaktörlerin pH'larında meydana gelebilecek düşmelere müdahale için 6 N NaOH ve 50 000 mg/lt. CaCO_3 çözeltileri hazırlanmıştır.

Tablo 4.3 : Bezlere Çözeltilisinin Özellikleri

Parametre	Konsantrasyon (mg/l)
pH	8.1
KOI	2900-3100 (ort = 3000)
TKN	300
T.PO ₄ -P	12
Alkalinite (CaCO ₃)	500
Na	20
K	7.5
Ca	40
Mg	15
Fe	2.5
SO ₄ ⁼	80
Cl ⁻	2
Ni	0.025
Co	Yok

4.2.3. Analiz Program ve Metodları

Bu çalışma sırasında izlenen parametreler, ölçüldüğü yerler izleme sıklıkları ve analitik ölçüm metodları (Tablo 4.4) de verilmiştir. Sıcaklık reaktörlerin çöktürme bölmelerine yerleştirilen termometreler ile sürekli olarak takip edilmiştir. Ayrıca numune musluklarından alınan numunelerin de sıcaklığı ölçülmüştür. Deneysel çalışma sırasında birkaç defa ısıtma sisteminde vuku bulan arızalar sebebi ile sistemin dengesi bozulmuştur. Bu bozulmaların olumsuz

etkisini ortadan kaldırmak için besleme pompaları termostata bağlanmıştır. Parametrelerin analizi genellikle Standard Methods'lar (APHA, AWWA, WPCF 1989)'a göre yapılmıştır. Alkalinite CaCO_3 alkalinitesi cinsinden titrasyon , Toplam Uçucu Asit (TUA) ise distilasyon yöntemi ile asetik asit eşdeğeri cinsinden ölçülmüştür. Metal analizleri "Atomik Absorbsiyon Spektro Fotometre" ile toprak alkaliler ise "Alev Fotometresi" ile ölçülmüştür. Reaktörlerden çıkan gazın hacmi, "hacim deplasmanı" metodu ile ölçülmüştür. Gaz muhtevasının tesbiti ise "Orshad Cihazı" nda, gazın içindeki CO_2 yüzdesi belirlenmek sureti ile yapılmıştır (Katz, 1977).

4.2.4. Deneysel Çalışma Planı

Deneysel çalışma süresince her iki reaktör, organik yükleri aynı olacak şekilde beslenmiştir. Sürekli reaktöre bir saat içerisinde verilen debi, kesikli reaktöre 15 dk'da verilmiş 45 dk besleme yapılmamıştır. Deneysel çalışmada uygulanan işletme programı Tablo 4.5 da özet olarak verilmiştir. Detaylı işletme programı sürekli ve kesikli reaktör için (Tablo 4.6) de verilmiştir. Kesikli reaktörde, optimum besleme zamanının tesbiti için yapılan çalışmaya ait program (Tablo 4.7) de özetlenmiştir.

4.3. AŞI ÇAMURUNUN ÖZELLİKLERİ

Aşı çamuru daha önce pilot tesis deneyleri yapılan bir HÇYR'den sağlanmıştır (Özçoban 1986). Reaktörün taban kısmından yoğun üst kısmından ise seyreltik çamur alınmıştır. Çamurun alındığı reaktörde uzun süredir (6'aydan fazla) işletmeye ara verildiği bilinmektedir. Aşı çamurunda

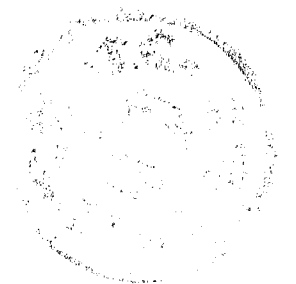
toplam katı madde (TKM) ile uçucu katı madde (UKM) ölçülmüştür. Ölçüm sonuçları (Tablo 4.8) de verilmiştir.

Tablo 4.4 izleme ve Analiz Programı

Parametre	Numune Yeri	Ölçme Sıklığı
Sıcaklık	Reaktör	Sürekli
pH*	Reaktör Çıkışı	Günlük
Alkalinite	Reaktör Çıkışı	Günlük
KOI	Giriş-Çıkış	3/ Hafta
AKM	Çıkış	3/ Hafta
TUA	Çıkış	3/ Hafta
N	Giriş-Çıkış	1/4 Hafta
P	Giriş-Çıkış	1/4 Hafta
Toplam KM	Reaktör	Organik Yükün Değiştiği An- larda
Q_{gaz}^{**}	R. Çıkışı	3/ Hafta
CO ₂ % **	Gaz	3/ Hafta

* Sistemin kararlılığından şüphe edildiği anlar numune musluklarından alınan numunelerde de bakılmıştır.

** Gaz debisi Q_{gaz} ile gazdaki CO₂ yüzdesi 3 ay sonra ölçülmeye başlanmıştır.



Tablo 4.5 : Deneysel Çalışma İşletme Programı

Parametre	Sürekli Reaktör	Kesikli Reaktör
Debi (Q), l/gün	3.5-70	3.5-70
Hidrolik Bekleme Süresi (θ),gün	0.15-2.97	0.15-2.97
Giriş KOI'si mg/l	3000	3000
Organik Yük kgKOI/m ³ -gün	1.01-20.19	1.01-20.19
Hidrolik Yük m ³ -m ³ -gün	0.34-6.73	1.35*-26.92

* Besleme süresinin 15 dk/saat olmasına göre hesaplanmıştır.

Tablo 4.6 : Sürekli ve Kesikli Reaktör için Çalışma Programı

P e r y o d	Deney Süresi (l/gün)	Toplan Süre mg/l	Debi (l/gün)	Giriş KOI'sı mg/l	Hidrolik Bekleme Süresi		Organik Yük kgKOI/m ³ -gün	Hidrolik Yükleme (m ³ -m ³ -(gün))	
					Gün	Saat		Sürekli Reaktör	Kesikli Reaktör
M1	36	36	3.5	3000	2.97	71.31	1.01	0.337	1.346
M2	37	73	7	3000	1.49	35.66	2.02	0.673	2.692
M3	14	87	10	3000	1.04	24.96	2.88	0.962	3.846
M4	26	113	15	3000	0.69	16.64	4.33	1.442	5.769
M5	14	127	20	3000	0.52	12.48	5.76	1.923	7.692
M6*	79	204	34.5	3000	0.30	7.23	9.95	3.317	13.269
M7	26	230	52	3000	0.2	4.8	15.00	5.000	20.000
M8	20	250	70	3000	0.15	3.57	20.19	6.73	26.92

* Bu periyodun 18 günü, sistemin bozulması üzerine bu süre uzamıştır.

**Tablo 4.7 : Kesikli Reaktör Optimum Besleme Süresi Tespiti
Deney Programı**

Tarih	Süre (gün)	Debi (l/gün)	Besleme Süresi (dk/saat)	Giriş KOI'sı mg/l	Hidrolik Bekleme (dk/saat)	Organik Yük kgKOI/m ³ -gün	Hidrolik Yükleme m ³ /m ³ -gün
KOP1	20	34.5	15	3000	0.3	9.95	13.269
KOP2	15	34.5	30	3000	0.3	9.95	13.269
KOP3	15	34.5	45	3000	0.3	9.95	13.269
KOP4	15	34.5	60	3000	0.3	9.95	13.269

Tablo 4.8 : Aşı Çamurunun Özellikleri

	TKM mg/l	UKM mg/l	UKM —— TKM %	Konan Miktar
Seyreltik Çamur	6930	4570	66	5.4
Yoğun Çamur	10500	7415	71	5
İki Çamurun Karışımı	8646	5938	68.5	10.4

5. BÖLÜM

5. DENEY SONUÇLARI VE DEĞERLENDİRME

5.1. İŞLETMEYE ALMA ÇALIŞMALARI

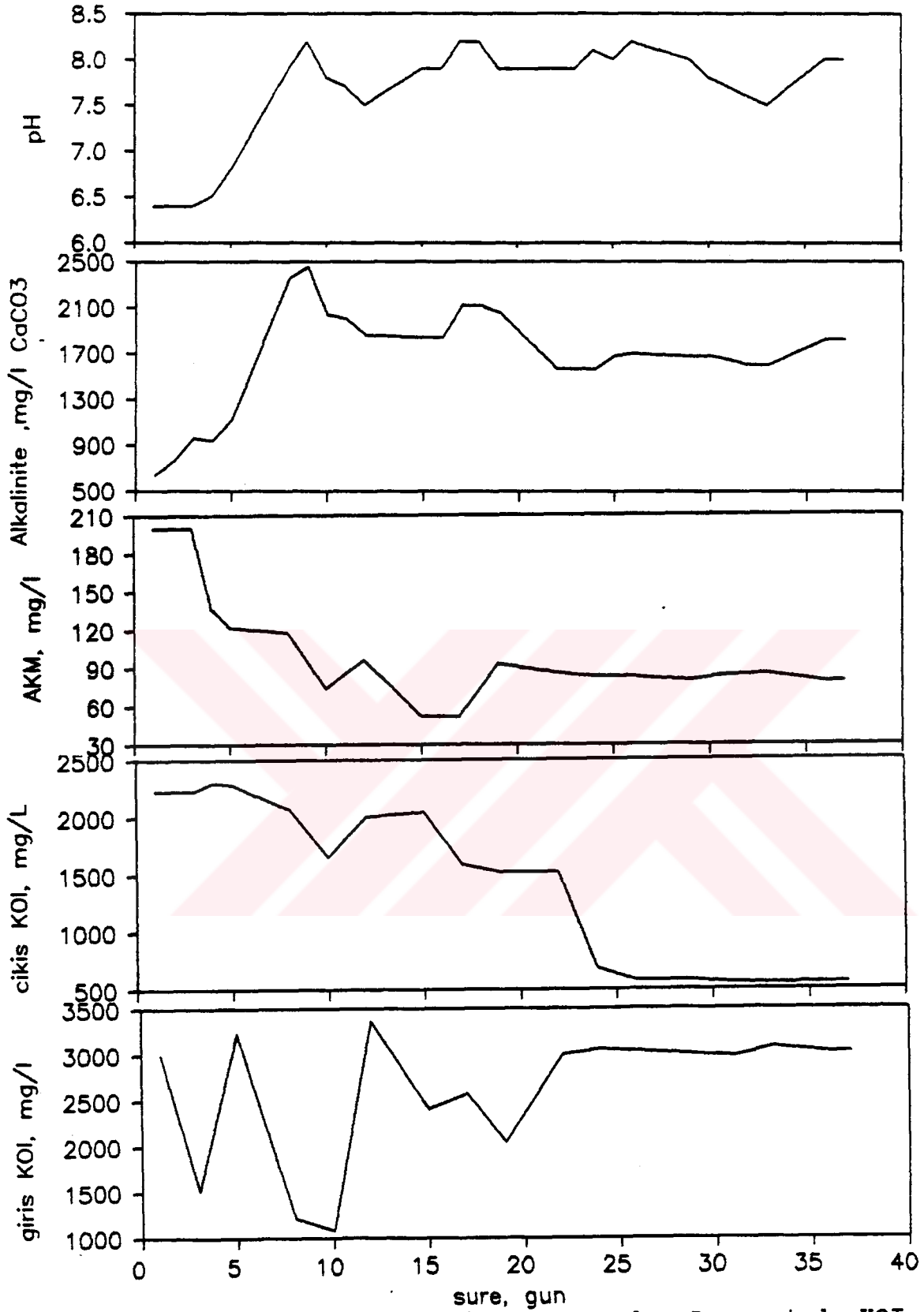
Reaktörlere UKM konsantrasyonu ortalama 5938 mg/l olan 10.4 er litre aşı çamuru konularak 3.5 l/gün'lük debi ile beslenmeye başlanmıştır. Sistemin beslendiği atığın ortalama KOI'si 3000 mg/l dir. Başlangıçtaki organik yük 1,01 kgKOI/m³-gün çamur yükü ise 0.17 kgKOI/kg UKM-gün dür. Sürekli reaktör, 0.146 lt/saat'lık kesikli reaktör ise 0,146 lt/15 dak (4x0,146 = 0.584 l/saat) lik debi ile beslenmiştir. Kesikli reaktör 15 dak beslenmiş 45 dk. beslenmemiştir. İşletmeye alma devresine ait sürekli reaktör sonuçları Şekil 5.1 de kesikli reaktör sonuçları ise Şekil 5.2 de verilmiştir. Bu peryodun ilk haftasında her iki reaktörün pH ve alkalinitesinde düşmeler meydana gelmiştir. Bu duruma gerekli müdahaleler yapılmıştır. Aynı süre içinde çıkış KOI'sı ve AKM değerleri yüksek seyreltmıştır. Gaz çıkışı sürekli reaktörde 15. gün kesikli reaktörde ise 13.gün başlamıştır. Çıkış KOI'sinde ise 10. günden itibaren bariz azalmalar meydana gelmiştir. Reaktörlerin KOI giderim verimlerinin % 80'i geçmesi ve bu durumun ardışık 3 ölçümde (1 hafta) devam etmesi üzerine reaktörlerin atığa alıştığına karar verilmiş ve yükleme arttırılmıştır. Her iki reaktör için kararlı hal sonuçları Tablo 5.1 de verilmiştir.

Tablo 5.1 : İşletmeye Alma Peryodu Kararlı Hal Sonuçları

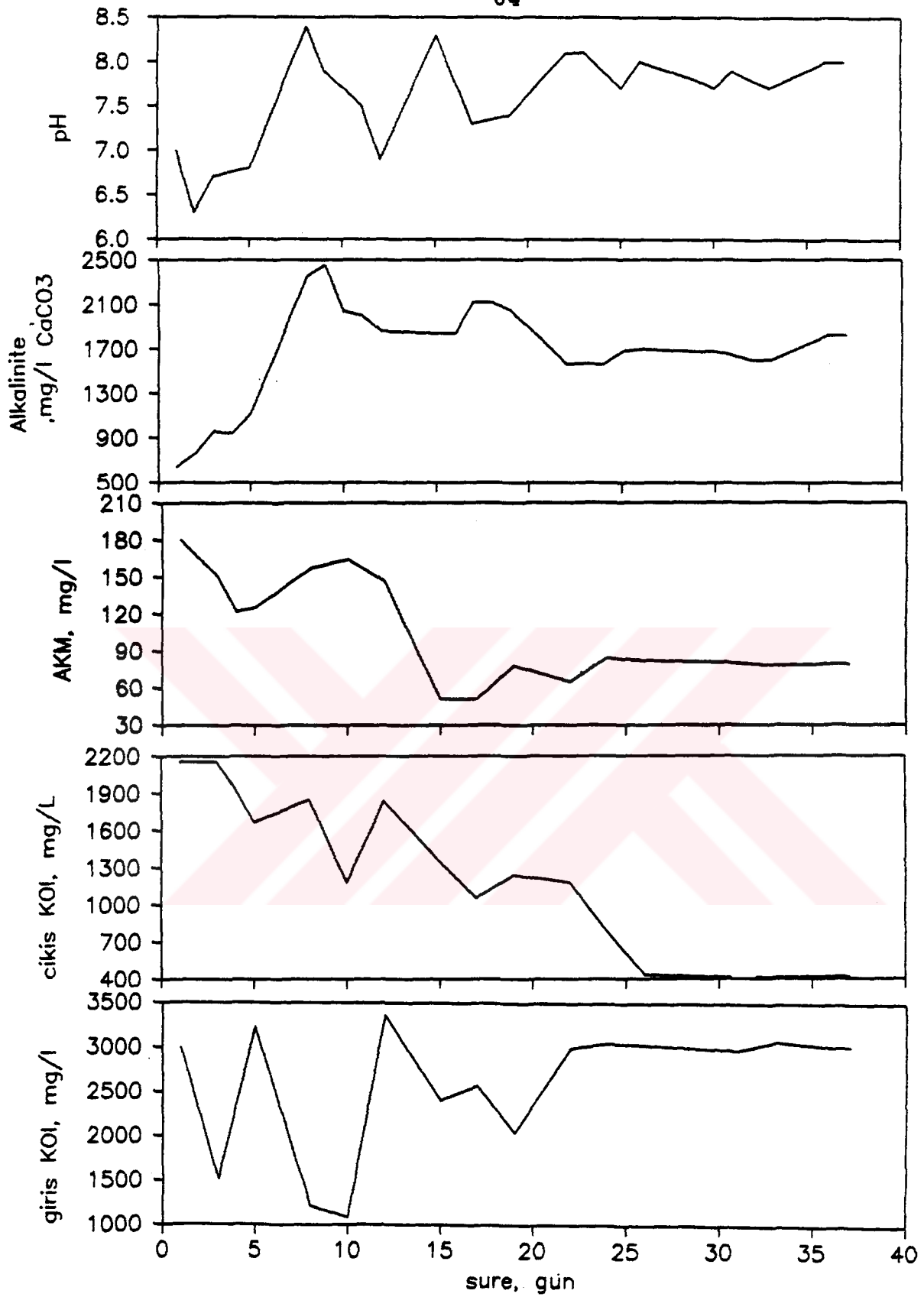
Parametre	Sürekli Reaktör	Kesikli Reaktör
Giriş KOI si (mg/l)	3020	3020
Çıkış KOI si (mg/l)	560	417
pH	7,8	7,8
Alkalinite (mg/l)	1676	1375
AKM	82	80
Organik Yük kgKOI/m ³ -gün	1,01	1,01
Hidrolik Yük m ³ /m ³ -gün	0,34	1,35

Reaktörlerde deney periyodunun ilk 8 günü çıkıştaki AKM konsantrasyonu yüksektir. Bilahere AKM konsantrasyonu tedrici olarak azalarak kararlı hale ulaşmıştır. Bunun, uzun süre beslenmeden normal oda şartlarında bekleyen aşı çamuru- nun ölü kısmının yıkanmasından ileri geldiği aşıkardır. Reaktörlerin çıkışındaki AKM ve KOI konsantrasyonlarının azalması benzerlik göstermektedir. İşletmeye alma devresindeki her iki reaktörün çıkışındaki AKM konsantrasyonları birbirine çok yakındır.

İşletmeye alma devresinde kesikli reaktörün KOİ giderim verimi sürekli reaktöre göre daha yüksektir. Kararlı halde reaktör çıkışındaki KOİ değeri ortalaması kesikli reaktör için 417 mg/l iken sürekli reaktör için 560 mg/l dir. Bu durum daha sonraki deney periyodu sonuçları ile de benzerlik göstermektedir.



Şekil 5.1 Sürekli Reaktör işletmeye Alma Devresinde KOl, AKM, Alk ve pH'nın Süreye Bağlı Olarak Değişimi



Şekil 5.2 Kesikli Reaktör işletmeye Alma Devresinde KOI, AKM, Alk ve pH'nın Süreye Bağlı Olarak Değişimi

5.2 DENEYSEL ÇALIŞMA SONUÇLARI

Reaktörlerin işletmeye alma devrelerinin tamamlanması üzerine organik yük arttırılarak çalışmalara devam edilmiştir. Genellikle reaktörlerin çıkış KOI sınırın 500 mg/l nin altına düşmesi ve ardışık üç ölçümde de birbirine yakın sonuç elde edilmesi üzerine kararlı hale ulaşıldığı kabul edilerek yük arttırılmıştır. Organik yüklerdeki artışlar Tablo 4.6 da verilen çalışma programına göre yapılmıştır.

Sürekli reaktöre ait kararlı hal sonuçları Tablo 5.2 de verilmiştir. Deneysel çalışma sırasında sürekli reaktörde ölçülen parametrelerin sonuçları süreye bağlı olarak Şekil E1, E2, E3, E4, E5, E6, E7, E8, E9, E10, E11, E12 de verilmiştir.

Kesikli reaktöre ait kararlı hal sonuçları tablo 5.3 de verilmiştir. Ölçülen parametreleri süreye bağlı değişimi ise Şekil E13, E14, E15, E16, E17, E18, E19, E20, E21, E22, E23, E24, E25, E26 da verilmiştir.

Deneysel çalışma sırasında toplam uçucu asit (TUA), gaz debisi (Qgaz) ve gazdaki metan yüzdesi (%CH₄) 3. peryottan itibaren (M3) ölçülebilmektedir.

Tablo 5.2 : Sürekli Reaktör Kararlı Hal Sonuçları

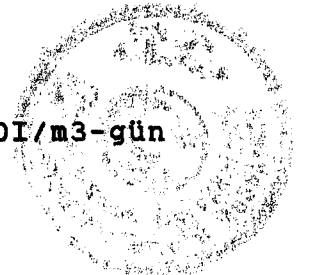
Parametre	Deney Peryodu						
	P2	P3	P4	P5	P6	P7	P8
Giriş KOI (mg/lt)	3008	3014	2966	3044	3073	3033	3013
Çıkış KOI (mg/lt)	438	440	565	482	556	609	654
pH	7.5	7.6	7.7	7.3	7.35	7.3	7.28
Alkalinite (mg/lt)	1546	1585	1309	1544	1338	1120	1028
AKM (mg/lt)	81	81	79	125	94	116	141
TUA (mg/lt)	-	397	454	430	453	427	477
Qgaz l/gün	-	11.34	15.9	21.65	41	57	76.17
% CH ₄	-	79	78.6	78	71	75	74

5.3. DENEY SONUÇLARININ DEĞERLENDİRİLMESİ

Reaktörlerde çalışma süresince elde edilen sonuçlar ile önemli bazı parametrelerin değerlendirilmeleri aşağıda verilmiştir.

5.3.1. Organik Yük ve KOI

Çalışma süresince organik yük 1.01-20.19 kgKOI/m³-gün aralığında değiştirilmiştir.



işletmeye alma peryodunun tamamlanması üzerine organik yük 1.01 kg KOI/m³-gün den 2.02 kg KOI/m³-gün'e çıkarılmıştır. Debi ve organik yükteki % 100 lük bu ani artış üzerine reaktörler, yeni duruma hemen adapte olamamıştır. Bunun sonucu sürekli reaktörün çıkış KOI'si peryodun 7. gününde 1100 mg/l ye yükselmiştir. Bu yükseliş 11. güne kadar devam ederek 1200 mg/l'ye kadar çıkmıştır. Kesikli reaktörde ise çıkış KOI'si peryodun 7. günü 1497 mg/l'ye yükselmiştir. Sürekli reaktörün yeni duruma adaptasyonu yaklaşık iki hafta, kesikli reaktörün adaptasyonu ise bir hafta sürmüştür. Çıkış KOI'sinin 500 mg/l'nin altına düşmesi her iki reaktörde de 30 günü bulmuştur. Bu geçikmenin sebebi reaktörde yeterli biyokitle birikiminin olmaması ve yükün ani olarak iki misline çıkarılmasıdır. Daha sonraki yük artışlarında (deney peryotlarında) sistemin kararlı hale gelmesi daha kısa süreler almıştır. Bunun sebebi zamanla reaktörlerdeki biyokitle birikiminin yeterli seviyeye ulaşması ve mikroorganizmaların atığa alışmasıdır. Organik yükün yüzde ellinin altında bir oranda artırılması halinde reaktörler yeni duruma daha çabuk adapte olmuşlar ve kararlı duruma kısa zamanda ulaşmışlardır. Organik yükün yüzde elli veya daha fazla bir oranda artırılmalarında ise reaktörlerin yeni duruma adapte olmaları ve kararlı hale ulaşmaları daha uzun zaman almıştır.

Reaktörlerdeki kararlı hallere ait pH, alkalinite, çıkış KOI, TUA, O₂ gaz ve CH₄ değerlerinin organik yükle değişimi sürekli reaktör için Şekil 5.3 de kesikli reaktör için Şekil 5.4 de verilmiştir.

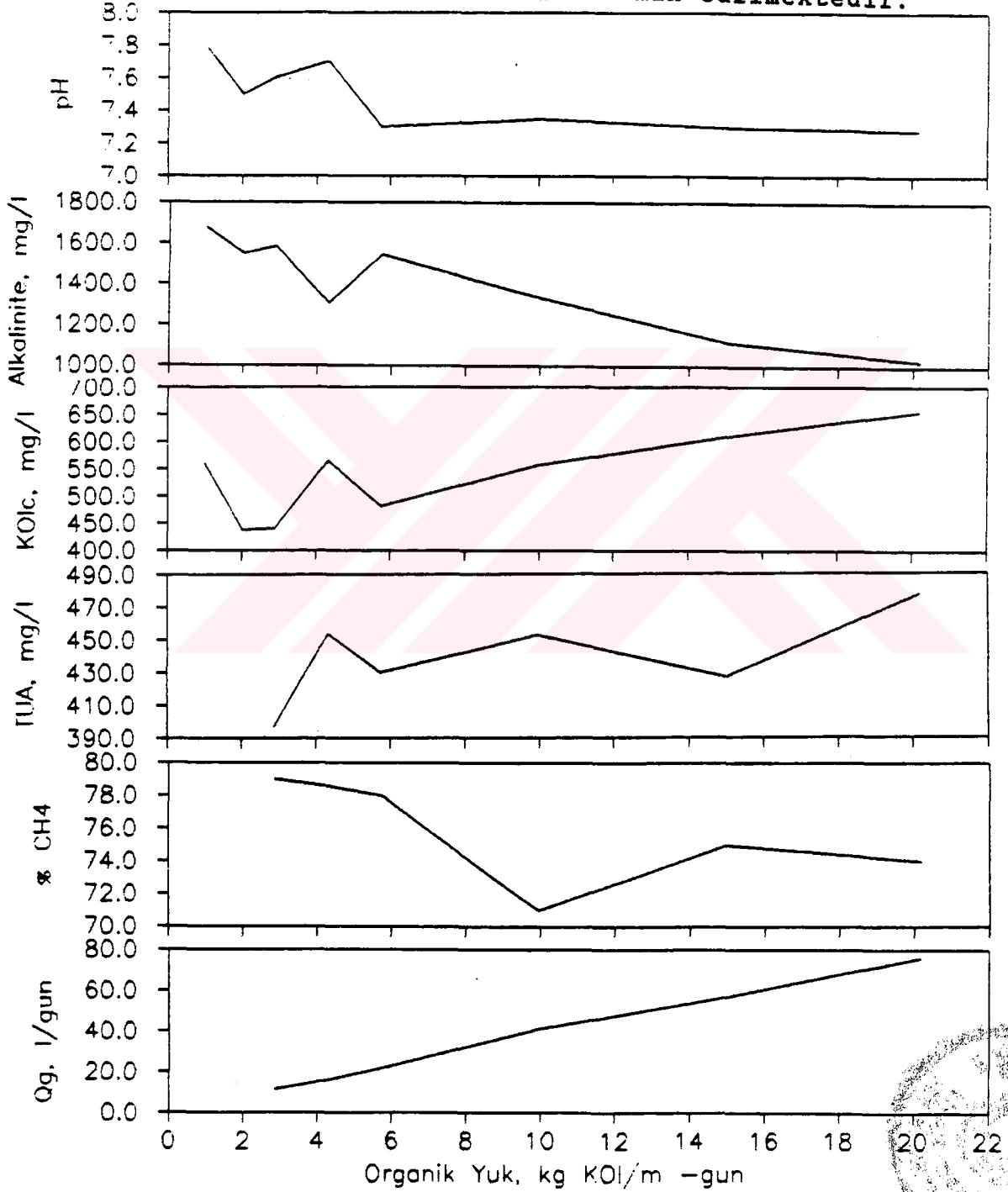
Tablo 5.3 : Kesikli Reaktör Kararlı Hal Sonuçları

Parametre	Deney Peryodu						
	P2	P3	P4	P5	P6	P7	P8
Giriş KOI'sı (mg/l)	3008	3014	2940	3034	3016	3010	3040
Çıkış KOI'sı (mg/l)	442	364	427	532	516	490	490
pH	7,4	7,6	7,6	7,6	7,7	7,2	7,2
Alkalinite (mg/l)	1525	1443	1248	1358	1706	1276	1282
AKM (mg/l)	77	80	86	131	87	131	139
TUA (mg/l)	-	347	387	404	427	370	370
Qgaz (l/gün)	-	11.3	15.9	21.47	39	58.4	78.2
% CH4	-	80.7	78.7	78	77	73	73

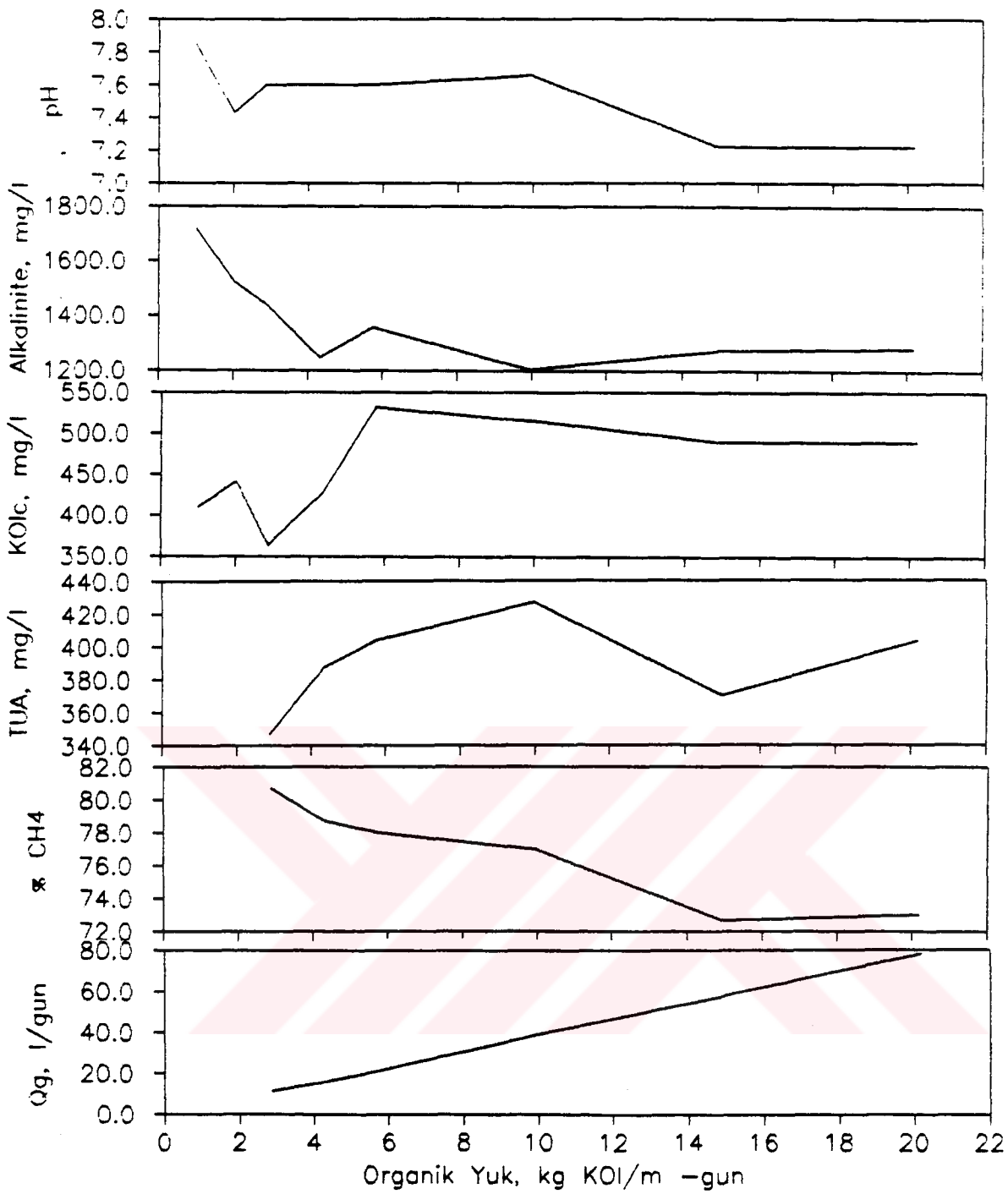
KOI giderim verimi sürekli reaktörde % 78 ile % 86 arasında, kesikli reaktörde ise % 82 ile % 88 arasında değişmektedir. Reaktörlerde organik yük arttıkça KOI giderim verimi azalmaktadır. Sürekli reaktördeki KOI giderim verimi düşük yüklerde % 86 iken, yük arttıkça tedrican azalarak % 78'e kadar düşmektedir. Bu değerler kesikli reaktörde %88 ve % 82 dir. Reaktörlere ait KOI giderim verimlerinin organik yükü ile değişimi Şekil 5.5 de verilmiştir.

KOI kullanım hızı (R1), organik yükü doğrusal olarak değişmektedir. KOI giderme hızının organik yükü ile değişimi sürekli reaktör için Şekil 5.6 de, kesikli reaktör için Şekil 5.7 'de verilmiştir. Ortalama KOI giderme hızı süre-

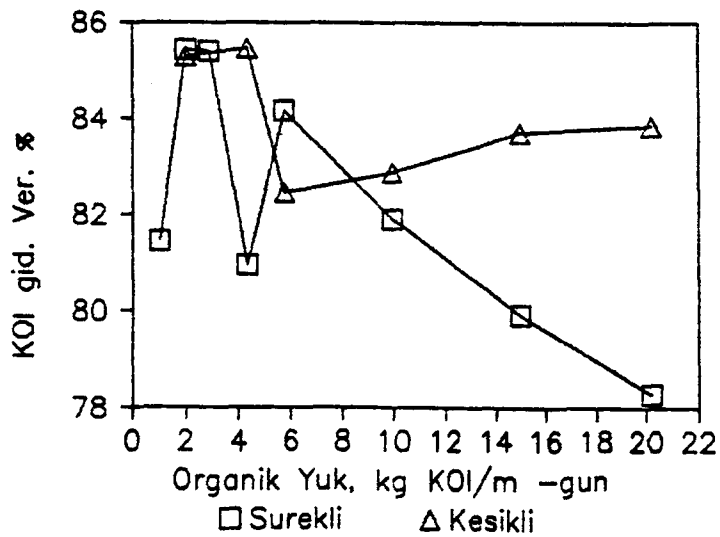
li reaktörde 0.80 kesikli reaktörde 0.85 olarak tesbit edilmiştir. Her iki reaktörde de KOI giderim hızının (R12), 0.85'in üzerine çıkarılamayışının, giriş KOI'sinin, anaerobik sistemler için minimum limit sayılabilecek konsantrasyonda (3000 mg/l) olması ve besleme çözeltisinde granülasyona olumlu etki yapan (Ni ve Co) konsantrasyonlarının yetersiz olmasından kaynaklandığı tahmin edilmektedir.



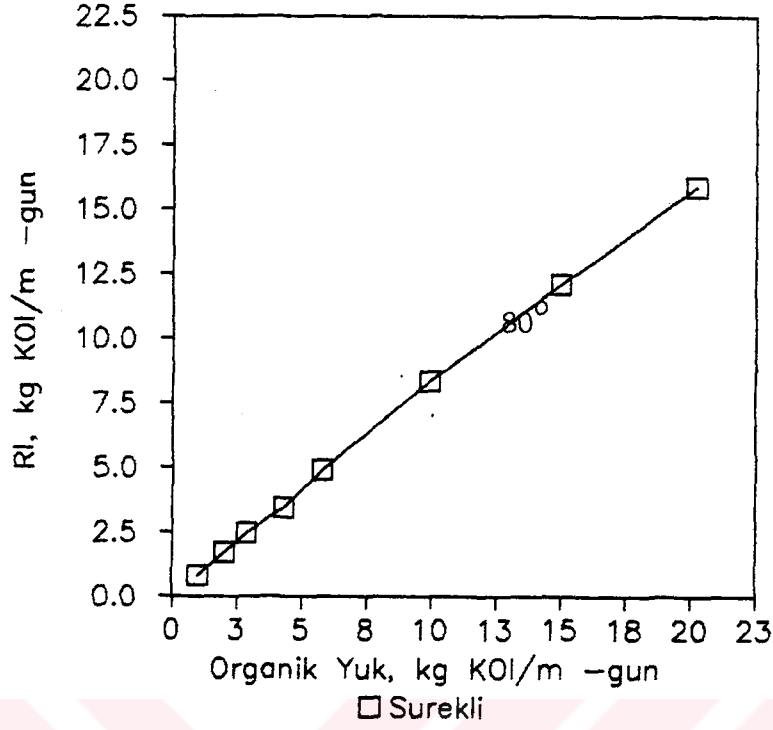
Şekil 5.3. Sürekli Reaktör kararlı Hal Sonuçları



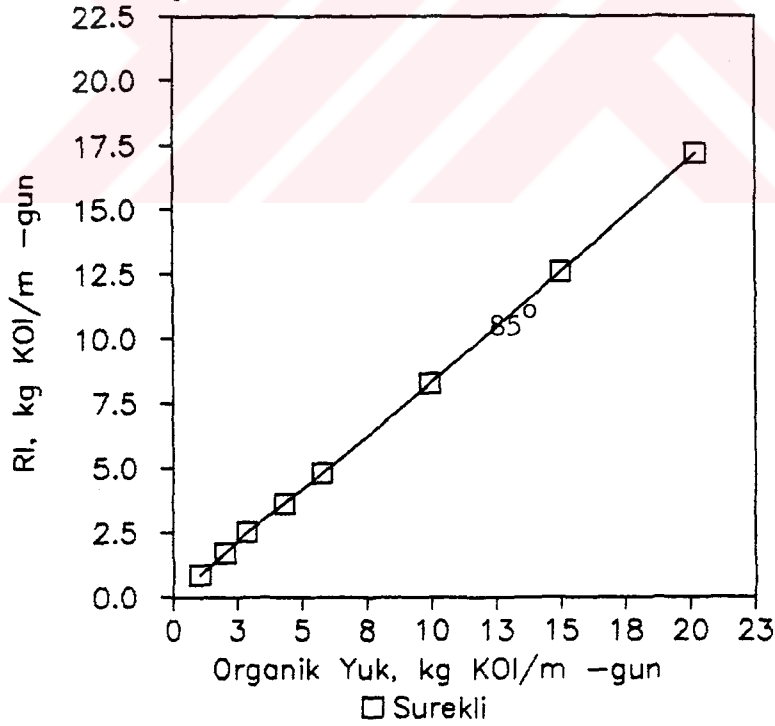
Şekil 5.4. Kesikli Reaktör kararlı Hal Sonuçları



Şekil 5.5 : Reaktörlerin KOI Giderme Verimlerinin Organik Yükle Değişimi



Şekil 5.6 : Sürekli Reaktör KOI Giderme Hızının Zamanla Değişimi



Şekil 5.7 : Kesikli Reaktör KOI Giderme Hızının Zamanla Değişimi



5.3.2. pH, Alkalinite ve Uçucu Asitler

Genellikle kesikli reaktör çıkışındaki pH ve alkalinite değerleri sürekli reaktöre göre daha yüksek ölçülmüştür. Reaktör çıkışındaki TUA konsantrasyonları işletme süresince sürekli reaktörde 500 mg/l, kesikli reaktörde 400 mg/l civarında seyretmiştir. Kararlı hallerde ise bu değerler yaklaşık 50 mg/l azalmıştır. Çalışma süresince uçucu asit/alkalinite oranı genellikle sürekli reaktörde 0.33, kesikli reaktörde ise 0.27 civarında olmuştur. Bu da kesikli reaktörün, sürekli reaktöre göre daha kararlı olduğunun bir göstergesidir.

Organik yükün arttırılmasını müteakip birkaç gün reaktörlerin pH ve alkalinitesinde azalma, buna mukabil TUA konsantrasyonunda yükselme meydana gelmiştir. Bilahare reaktörlerin yeni duruma adapte olması ile parametrelerde düzelmeler başlamıştır. Kesikli reaktörün adaptasyon süresi sürekli reaktöre göre daha kısadır. Bu da kesikli reaktörün sürekli reaktöre göre daha kararlı olduğunun diğer bir göstergesidir.

5.3.3. Gaz Üretimi ve Kompozisyonu

Reaktörlerdeki gaz üretimi organik yüklerle lineer olarak artmaktadır. Gaz muhtevsındaki metan yüzdesi organik yük arttıkça azalmaktadır. Deney peryotlarındaki kararlı hâl gaz debisi ile üretilen gazdaki metan muhtevası (yüzdesi)nin değişimi sürekli reaktör için Şekil 5.8 de, kesikli reaktör için 5.9 da verilmiştir. Çalışma boyunca sürekli reaktördeki metan muhtevası % 70 in üzerinde seyretmiş bazı peryot-

larda % 80'e yaklaşmıştır. Kesikli reaktörde ise metan muhtevası % 75 ile % 80 arasında değişmektedir. Reaktörlerde üretilen gazda metan muhtevasının yüksek olmasının sebebi beslenen atığın, KOI konsantrasyonunun nisbeten düşük oluşu, kolay parçalanabilir glikoz ağırlıklı bir atık olması ve CO₂ nin bir kısmının sıvı fazında çözünerek sistemi terk etmesi ile izah edilebilir.

Sürekli reaktörde metan üretim hızının (metan verimliliğini) organik yük değişimi 0.32-0.34 m³ CH₄/kgKOI-giderilen aralığında değişmekte ve organik yük arttıkça verimlilik azalmaktadır. Sürekli reaktörde, metan üretim maksimum teorik metan üretimi hızının % 90'ına ulaşmaktadır. Yani giderilen her kgKOI başına ortalama

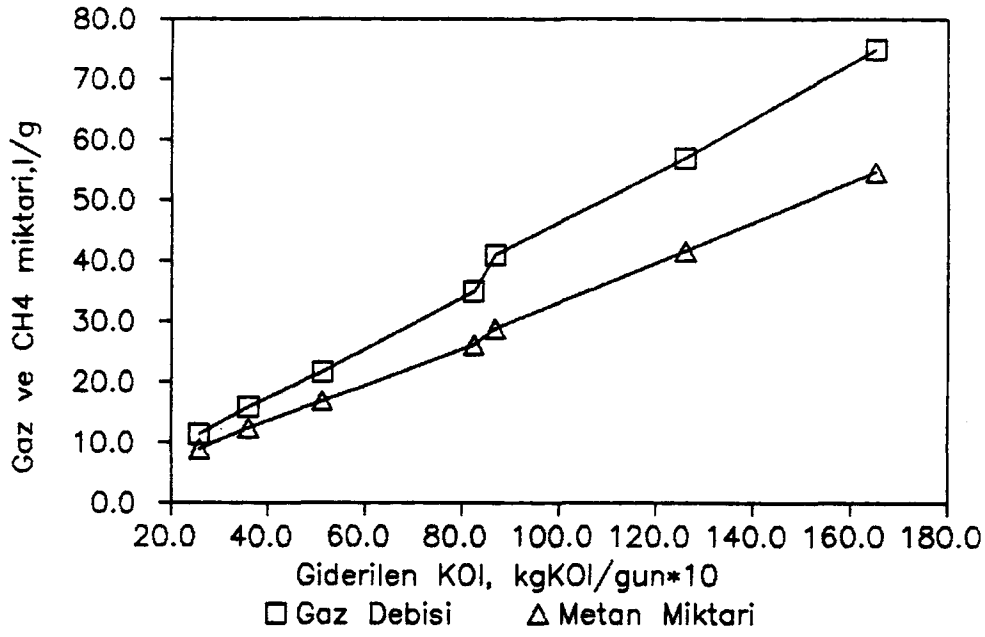
$$0.33 \times 37\,300 \text{ kg/m}^3 = 12.309 \text{ kg/m}^3 = 3.4 \text{ kW-Sa/m}^3$$

eşdeğerinde biyoenerji geri kazanılmıştır.

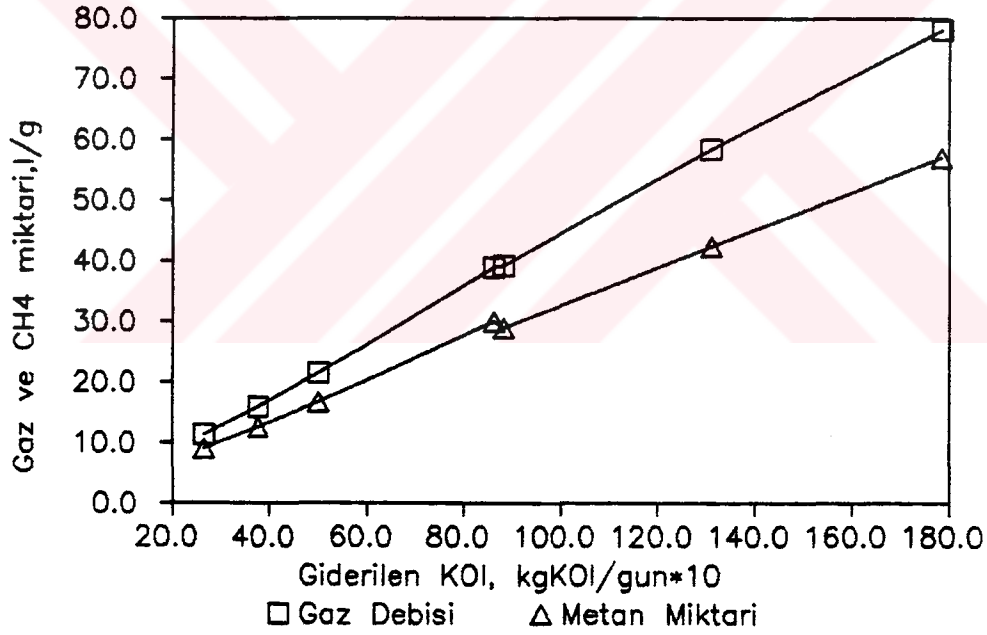
Kesikli reaktörün metan verimliliği 0.33-0.34 m³ CH₄/kgKOI-gideririlen aralığında değişmektedir. Buna göre kesikli reaktör teorik metan verimliliğinin % 97 si oranında metan üretmektedir. Bu durumda, giderilen her kgKOI için ortalama olarak

$$0.335 \times 37.300 \text{ kg/m}^3 = 12.669 \text{ kg/m}^3 = 3.57 \text{ kW Sa/m}^3$$

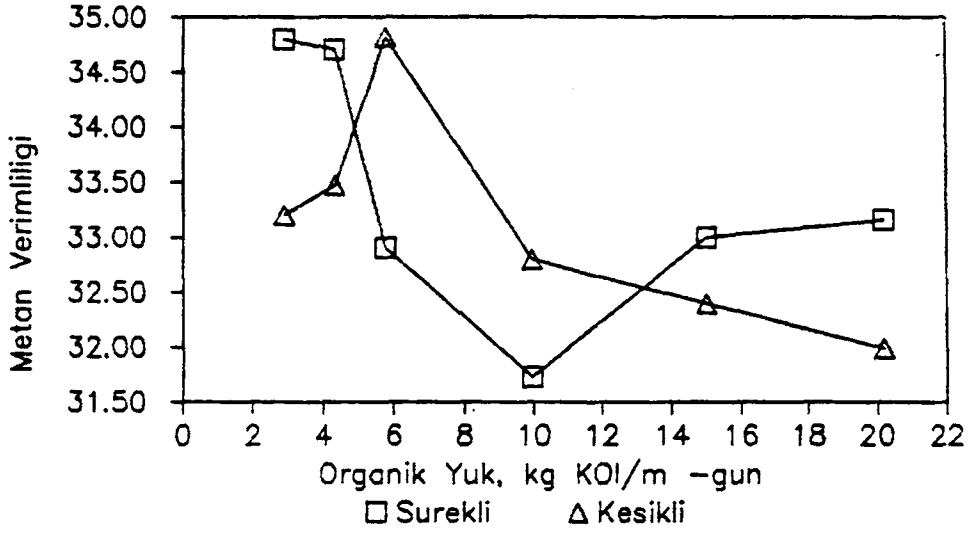
eşdeğerinde biyoenerji geri kazanımı mümkün olmuştur. Her iki reaktör için metan verimliliğinin organik yüklerle değişimi Şekil 5.10'da verilmiştir.



Şekil 5.8 : Sürekli Reaktörde Gideriklen KOl'ye Göre Gaz ve Metan Miktarı



Şekil 5.9 : Kesikli Reaktörde Gideriklen KOl'ye Göre Gaz ve Metan Miktarı



Şekil 5.10: Reaktörlerde Metan Verimliliğinin Organik Yükle Değişimi

5.3.4. Biyokitle Birikimi

Reaktörlerdeki biyokitle (camur) miktarını tesbit etmek maksadıyla çalışmanın 4. peryodundan itibaren numune musluklarından alınan örneklerde TKM ve UKM tayinleri yapılmıştır. İlk üç peryotta ölçüm yapılmamasının sebebi birinci numune musluğuna kadar biyokitle birikiminin olmamasıdır. Her iki reaktörde de biyokitle alt kısımda daha yoğun bulunmakta üst kısma çıktıkça yoğunluk düşmektedir.

Çamur konsantrasyonu 1.ve 2. muslukta sürekli reaktörde 35.000 mg/lt ye kesikli reaktörde ise 40.000 mg/lt ye kadar çıkmıştır. Çamur sürekli reaktörde 4. musluğa kesikli reaktörde ise 5. musluğa kadar yoğun olarak yükselmiştir. Kesikli reaktörde KOI gideriminin sürekli reaktöre göre yüksek olmasının sebeplerinden biriside reaktördeki camur miktarının fazla olmasıdır. Her iki reaktör, ilk üç peryotta çok az miktarda biyokitle birikimine rağmen yeterli arıtımı sağlamışlardır. Bu ise oluşan çamurun aktivitesinin çok iyi olduğunu göstermektedir.

Her iki reaktörde de hidrolik yük arttıkça çamur yatağı genişlemiştir. Gözle yapılan muayenelerde yapılan tesbitlere göre reaktör tabanından yukarı doğru çıkıldıkça granül boyutları küçülerek çamur örtüsü kısmında ve yakın bölgelerde yumak yapısına dönüşmektedir. Çamur örtüsü bölmesin de bile ortalama olarak 2000 mg/l konsantrasyonunda çamur bulunmaktadır. Çamurun içindeki uçucu (organik) kısım reaktör tabanında üst kısımlara göre daha düşüktür. UKM/TKM oranı reaktörlerde ortalama olarak 0.7 civarında olup bu

değerin taban kısımlarda 0.6 ya kadar düştüğü olmuştur. Bunun sebebi inorganik madde muhtevası fazla olan çamurların daha ağır olması sebebi ile daha iyi çökelmesidir. UKM/TKM oranı kesikli reaktörde sürekli reaktöre göre %2-3 civarında daha fazladır. Bu durum KOI giderme verimindeki farkla da paralellik göstermektedir.

Reaktörlerdeki çamur yaşları şu bağıntı ile hesaplanmıştır.

$$\theta_c = \frac{X \cdot V}{(Q - Q_w) \cdot X_c + Q_w \cdot X_w} \quad (5.1)$$

burada,

Q= Atık su debisi, l/gün

X_c=Çıkıştaki UKM konsantrasyonu mg/l

X= Reaktördeki ortalama biyokitle konsantrasyonu, mg/l

V=Reaktör hacmi, l

X_w=Sistemden atılan fazla çamurdaki UKM konsantrasyonu (mg/l)

Q_w=Sistemden atılan fazla çamurun debisi, l/gün.

Hesaplanan çamur yaşları Tablo 5.4 de özetlenmiştir. Her iki reaktörde de çamur yaşları çok yüksek çıkmıştır. Kesikli reaktörde biyokitle birikimi sürekli reaktöre göre daha yüksek olduğu için çamur yaşı da daha yüksektir.

Granül büyüklükleri 4 mm ye kadar tesbit edilmiştir. Granül çapları reaktör tabanlarında daha büyük olup yukarı çıkıldıkça küçülmüştür.

Tablo 5.4. Organik Yüke Bağlı Olarak Çamur Yaşının Değişimi.

Debi l/gün	Org.Yük kgKOI/m ³ gün	Sürekli		Kesikli	
		X,mg/l	θ_c ,gün	X,mg/l	θ_c ,gün
15	4.33	8260	71,17	9450	75.12
20	5.76	10420	42,55	11380	44.08
34.5	9.95	13334	45.36	14340	49
34.5	9.95	12400	39.04	13620	41.2
50	15.00	15440	27.18	18200	28.3
70	20.19	16600	17.17	18440	19.06

5.4 KİNETİK DEĞERLENDİRME

İki adet model havasız çamur yataklı reaktörde gerçekleştirilen bu çalışma sonuçları monod ve ikinci mertebe kinetiği yönünden değerlendirilmiştir. Bu değerlendirmeler sonucunda anaerobik sistemler için hangi kinetiğinin uygun olduğu araştırılmıştır. Havasız çamur yataklı reaktörlerin hidrolik rejiminin tam karışımliya yakın dispersiyonlu akım olduğu bilinmektedir (Çiler M., 1985, Ubay G., 1993).

5.4.1.İkinci mertebe kinetiği uygulaması

Grau ve arkadaşları (1975) tarafından geliştirilen ikinci mertebe kinetiğine deney sonuçları uygulanarak kinetik değerlendirme yapılmıştır.



Sürekli reaktörde ikinci mertebe kirtiğini uygulayabilmek maksadıyla 3.11, 3.12 denklemleri yardımı ile Tablo 5.5 hazırlanmış ve şekil 5.13 çizilmiştir. Yapılan değerlendirme sonucunda % 99.95 li korelasyonla KOI giderin hızı $k_2=3.356$ gün olarak tesbit edilmiş ve giriş KOI sine bağlı olarak çıkış KOI sinin

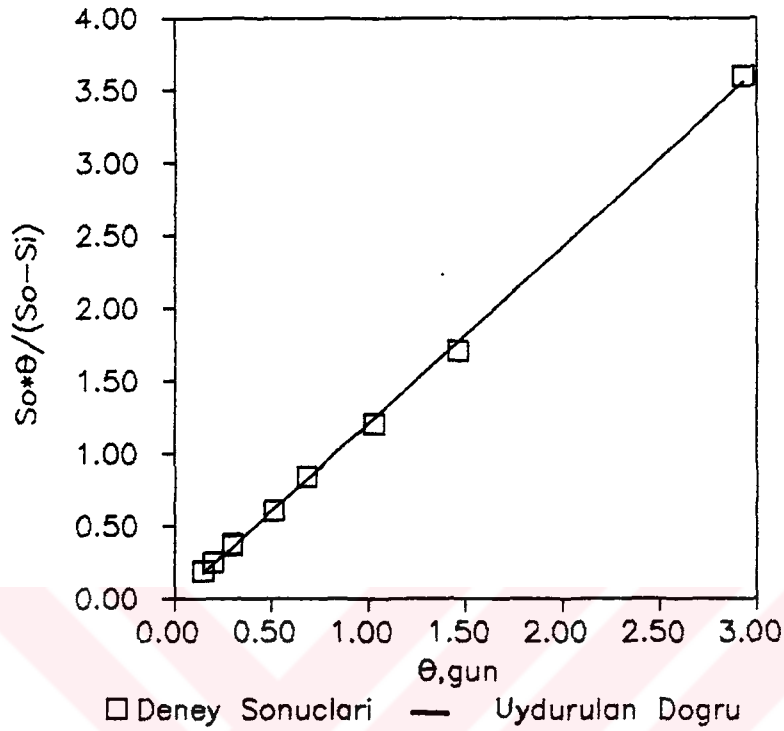
$$S = S_0 \left(1 - \frac{\theta}{1,217\theta - 0.006} \right) \quad (5.2)$$

denklemleri ile hesaplanabileceği belirlenmiştir.

Tablo 5.5 Sürekli Reaktör İkinci Mertebe Kinetiği Veri Değerleri

θ	S_0	S_1	X	$\frac{S_0\theta}{S_0 - S_1}$	a	k_2
0.68	2966	565	8260	0.84	0.16	2.244
0.512	3044	482	10420	0.608	0.096	3.043
0.3	3016	628	13334	0.379	0.079	2.863
0.3	3073	556	12400	0.366	0.066	3.75
0.2	3033	609	15440	0.25	0.05	3.92
0.15	3013	654	16600	0.192	0.042	4.32

Sürekli reaktör için a katsayısı 1,217, b katsayısı ise 0,006 olarak tesbit edilmiştir. b katsayısının küçük değeri olması çalışılan atık suyun çok iyi ayrıştığını göstermektedir.



Şekil 5.11 Sürekli reaktör Deney Sonuçların ikinci Mertebe Kinetiğine uygulanması

Kesikli reaktörde ikinci mertebe kinetiğini uygulayabilmek için 3.11 ve 3.12 denklemleri yardımı ile Tablo 5.6 hazırlanmış ve şekil 5.14 çizilmiştir.

Yapılan değerlendirmeler sonucunda ikinci mertebe kinetiği kesikli reaktöre %99.99 korelasyonla uyum göstermiştir. KOİ si için

$$S = S_o \left(1 - \frac{\theta}{1.153 \cdot 0 + 0.013} \right)$$

denklemleri bulunmuştur. Kesikli reaktör için $a = 1.153$ $b = 0.013$ olarak tesbit edilmiştir.

İkinci mertebe kiretiği her iki reaktörde de %100'e yakın bir karelosyonla uygun bulunmuştur.

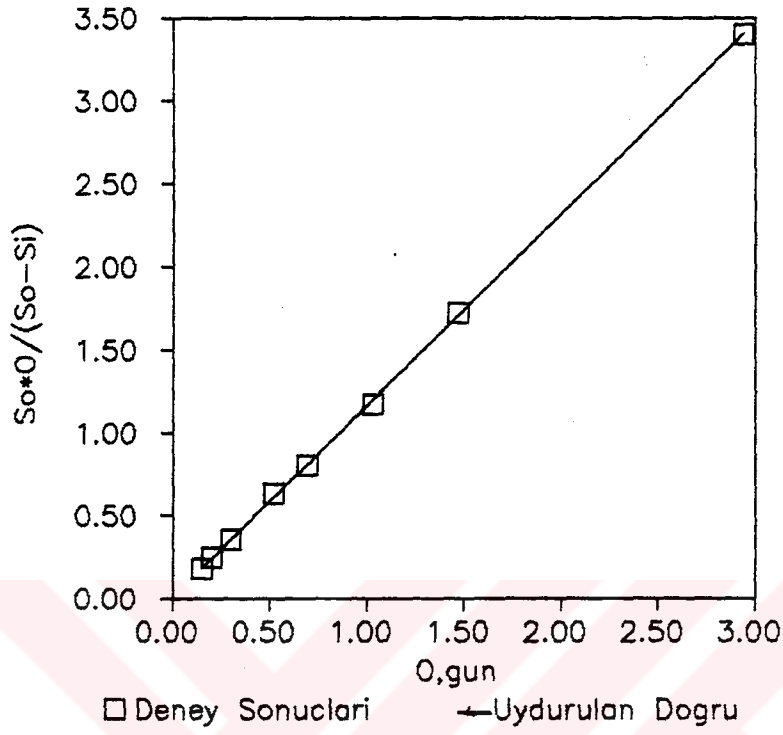
5.4.2. Monod Kiretiği Uygulaması

Her iki reaktörde de mikroorganizma konsantrasyonu reaktör boyunca sabit olacak şekilde ortalama bir değer alınarak monod kiretiği uygulanmıştır.

Sürekli reaktöre monod kinetiğinin uygulanması için hazırlanan datalar tablo 5.7'de verilmiştir. Katsayıları tesbit için datalar yardımı ile çizilen grafikler ise şekil 5.13 ve 5.15'de verilmiştir.

Tablo 5.6. Kesikli Reaktör İkinci Mertebe Kinetiği Veri Değerleri.

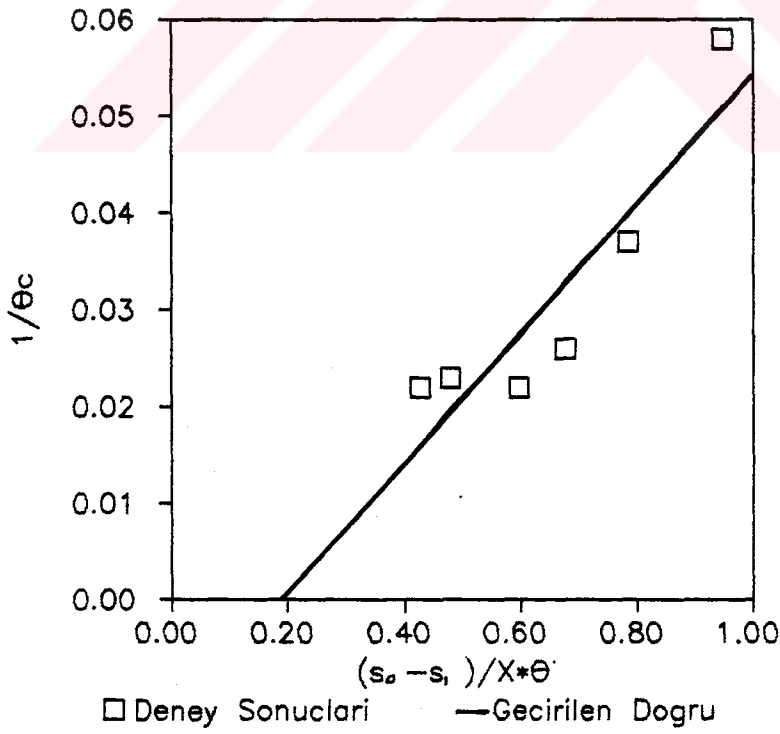
θ	S_0	S_1	X	$\frac{S_0 \theta}{S_0 - S_1}$	a	k_2
0.687	2940	427	9450	0.804	0.117	2.659
0.52	3034	532	11380	0.631	0.111	2.402
0.3	3016	516	14340	0.362	0.062	3.392
0.3	3030	474	13620	0.356	0.056	3.973
0.21	3010	490	18260	0.251	0.041	4.034
0.15	3040	490	18840	0.179	0.029	5.564

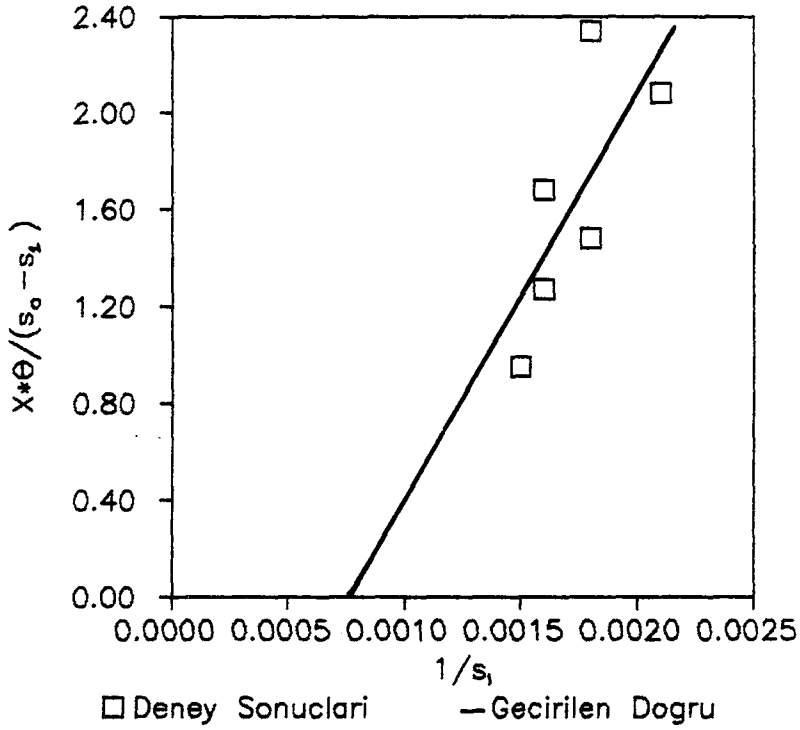


Şekil 5.12 Kesikli Reaktör Deney Sonuçlarının İkinci Mertebe Kinetiğine Uygulanması.

Tablo 5.7 Sürekli Reaktör Monod Kiretiği Dataları

θ	S_o	S_1	X	θ_c	$\frac{S_o - S_1}{X \cdot \theta}$	$\frac{1}{\theta_c}$	$\frac{1}{S_1}$	$\frac{\theta \cdot X}{S_o - S_1}$
0.687	2966	565	8260	71.17	0.427	0.022	1.77	2.34
0.512	3044	482	10420	42.55	0.480	0.023	2.075	2.08
0.3	3016	628	13334	45.36	0.597	0.022	1.592	1.68
0.3	3073	556	12400	39.04	0.677	0.026	1.799	1.48
0.2	3033	609	15440	27.18	0.785	0.037	1.642	1.27
0.15	3013	654	16600	17.17	0.947	0.058	1.529	0.95

Şekil 5.13: Sürekli Reaktör Y ve k_d nin hesap grafiği



Şekil 5.14: Sürekli Reaktör k ve K_s 'nin hesap grafiği.

Sürekli reaktöre monod kinetiğinin uygulanması sonucu $Y=0.006$. $k_d=-0.012$ gün⁻¹ olarak bulunmuştur. Fakat k ve k_s değerleri (-) değerler olmaktadır. Bu ise anlamsız bir sonuçtur.

Kesikli reaktöre de monod kinetiğinin uygulanması için hazırlanan datalar Tablo 5.8 da datalar yardımı ile çizilen grafikler ise şekil 5.15 ve 5.17 verilmiştir.

Tablo 5.8. Kesikli Reaktör Monod Kinetiği Dataları

θ	S_0	S_1	X	θ_c	$\frac{1}{\theta_c}$	$\frac{1}{S_1}$	$S_0 - S_1$	$\theta \cdot X$
					θ_c	S_1	$X \cdot \theta$	$S_0 - S_1$
0.687	2940	427	9450	75.12	0.013	0.0023	0.387	2.583
0.52	3034	532	11380	44.08	0.0237	0.0019	0.423	2.365
0.3	3016	516	14340	49	0.02	0.0019	0.581	1.721
0.3	3030	474	13620	41.20	0.24	0.0021	0.626	1.599
0.21	3010	490	18200	28.3	0.035	0.002	0.659	1.517
0.15	3040	490	18840	19.06	0.052	0.002	0.902	1.108

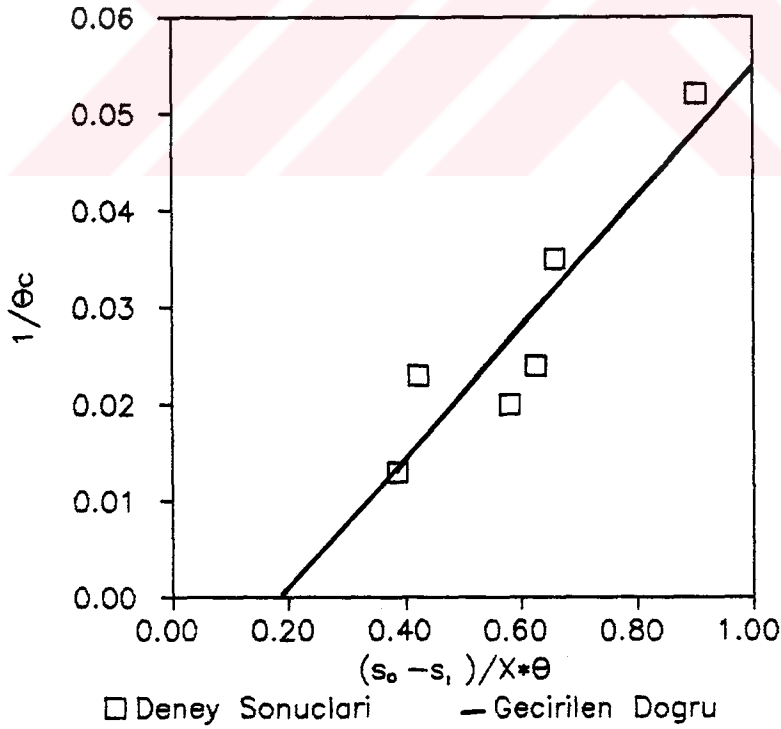
Monod kinetiğinin kesikli Reaktöre uygulanması sonucu

$Y=0.068$ $k_d=0.013$ gün⁻¹ olarak bulunmuştur. Diğer katsayılar ise (-) olarak tesbit edilmiştir. Bu durum ise anlamsız bir sonuçtur.

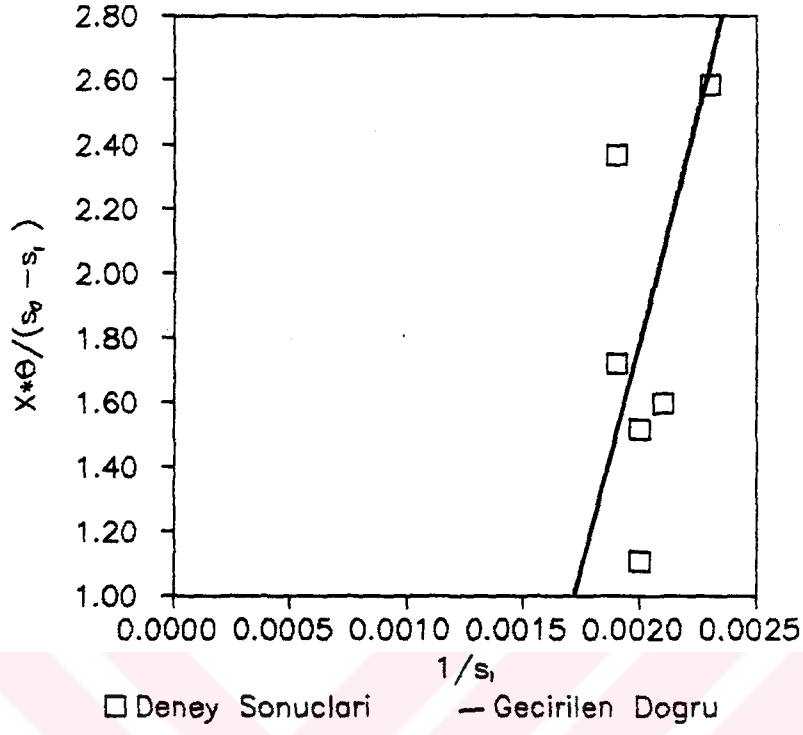
5.4.3. Kinetik Çalışmaların Değerlendirilmesi.

İkinci merteye kinetiği her iki reaktörde de çok yüksek korelasyonla uygun sonuçlar vermiştir. Monod kinetiği çalışmalarında Y ve k_d değerleri anlamlı değerler olarak bulunmasına rağmen k ve K_s değerleri anlamsız çıkmıştır. Literatürde aktif çamur sistemlerinde giriş KOI değerinin 1500 mg/l nin üstünde olması ve çamur yaşının yüksek olması halinde monod kinetiğinin uygun olmadığına dair bilgiler mevcuttur. (C.Kınacı, L.Akça, 1990)

Bu çalışmada da giriş KOI sı ortalama olarak 3000 mg/l ve çamur yaşı en az 15 gün dür. Monod kinetiği az korelasyonla bile anlamlı sonuçlar vermemiştir. Buna mukabil ikinci mertebe kiretiği çok yüksek korelasyonla anlamlı sonuçlar vermiştir. Yani anaerabik sistemler için monod kinetiğinin özellikle yüksek konstrasyonlar için uygulanması doğru değildir ikinci mertebe kinetiği anaerobik sistemler için daha uygundur.



Şekil 5.15: Kesikli Reaktör için Y ve k_d 'nin hesap grafiği



Şekil 5.16: Kesikli Reaktör için k ve K_s nin Hesap Grafiği.

5.5. KESİKLİ BESLEME İÇİN OPTIMUM BESLENME SÜRESİNİN TESBİTİ

Kesikli reaktörde 70 l/gün lük besleme ile yapılan çalışmalar tamamlandıktan sonra debi en büyük KOI giderimine elde edilen 34.5 lt/gün düşürülerek optimum besleme süresi tesbiti çalışmalarına başlanmıştır. Bu maksatla besleme periyotunda basılan atık su miktarı sabit tutularak besleme süresi bir saat içinde 15,30,45,60 (sürekli) dakika alınarak lüzumlu ölçümler yapılmıştır. Çalışmaların sonucunda elde edilen sonuçlar tablo 5.9 de verilmiştir.

Tablo 5.9: Optimum Besleme Süresinin Tesbiti için Yapılan Deneylerdeki Çıkış Suyu Sonuçları

Parametre	Besleme Süresi Dak/60 dak			
	15	30	45	60
pH	7.2	7.2	7.2	7.2
Alk, mg/l	1267	1196	1224	1276
çıkış KOI ,mg/l	445	412	463	486
AKM,mg/l	93	90	86	82
TUA,mg/l	310	294	307	430
Q gaz,l/gün	38.85	39.12	36.9	35
CH4 oram, %	77	76	75	74
E(verim),%	85.29	86.37	84.67	84

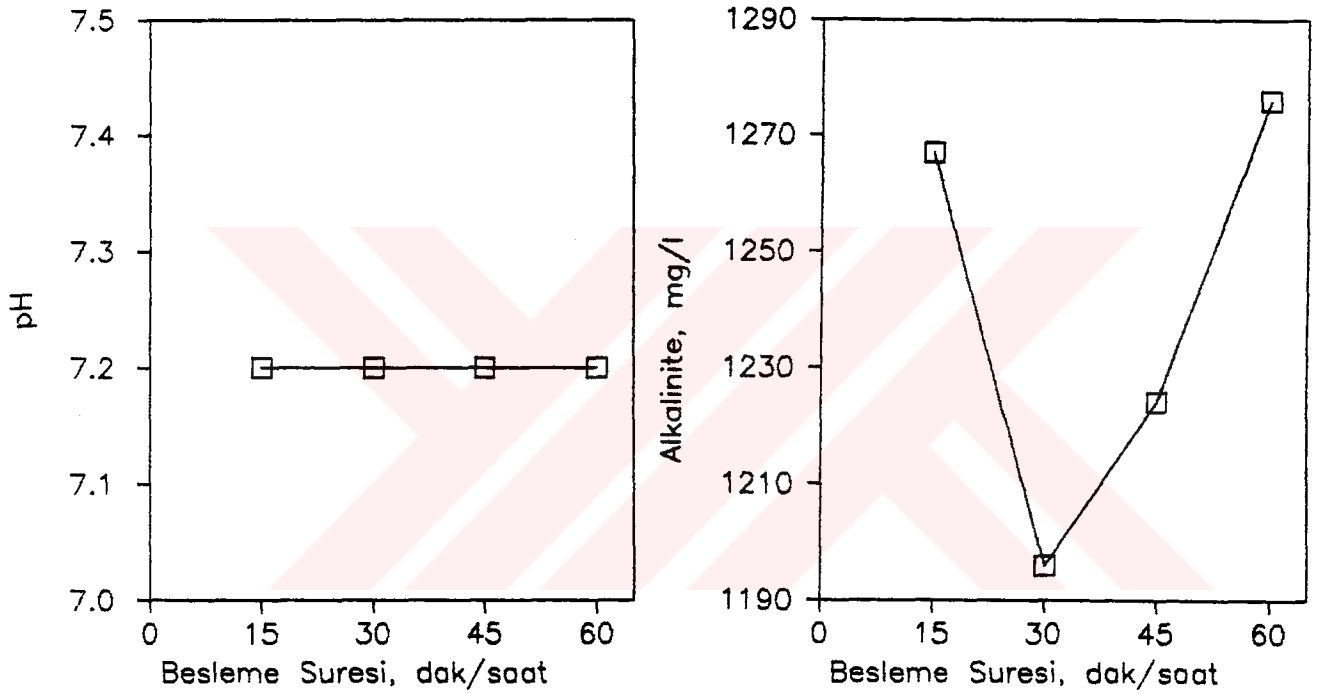
5.5.1. Sonuçların Değerlendirilmesi.

Değişik besleme sürelerindeki kararlı hallerde çıkış plt larında bir değişiklik olmamıştır. Alkalinite de ise en düşük değer parametrelere göre en uygun süre olan 30 dakikalık besleme süresinde elde edilmiştir. Bunun sebebi çevresel faktörlerde herhangi bir değişiklik olmadığı halde KOI' deki yüksek giderme olarak tahmin edilmektedir. Besleme sürelerine göre pH ve alkalimitenin kararlı hal sonuçları şekil 5.17 de verilmiştir.

Çıkış KOI sı 30 dk lık besleme peryodunda en düşük değere ulaşmıştır. Buna bağlı olarak TUA miktarı düşmüş çıkan gaz debisi artmıştır. Çıkış KOI leri ile TUA lerin besleme sürelerine göre değişimi şekil 5.18 de verilmiştir. Oluşan gaz debileri Şekil 5.19 de gösterilmiştir çıkıştaki KOI konstrasyonu dört besleme süresinde de daha önceki aynı debi ile yapılan deney peryodunda elde edilen çıkış değerlerinden küçük olmuştur. Oluşan toplam gaz miktarında ise küçük bir azalma meydana gelmiştir. Fakat gazdaki metan yüzdesinde artış olmuştur. Buna bağlı olarakta metan verimliliği artmıştır 60 dak/saat besleme peryodunda reaktör çıkışında ölçülen parametler ile gazdaki metan yüzdesi sürekli reaktörde daha önce aynı debi ile yapılan çalışmada elde edilen sonuçlarda daha iyidir. Bunun sebebi kesikli reaktörde biriken çamurun miktarının fazlalığı ve özelliklerinin iyiliğidir. Bu deneme süresinde reaktördeki çamur miktar ve özelliklerinde ölçülebilir bir değişiklik olmamıştır. Fakat reaktör çıkışındaki AKM miktarı besleme süresi uzadıkça tedrici olarak azalmış ve 60 dakikalık peryodda sürekli reaktörde elde edilen değer altına

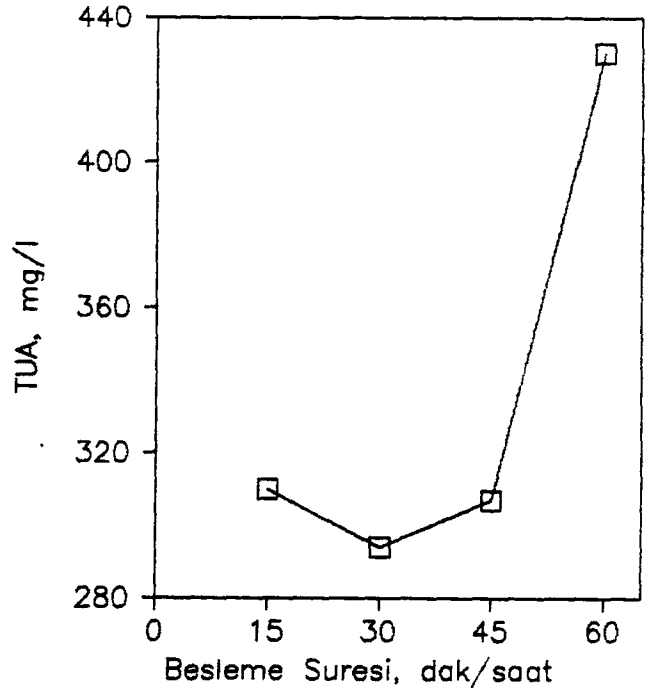
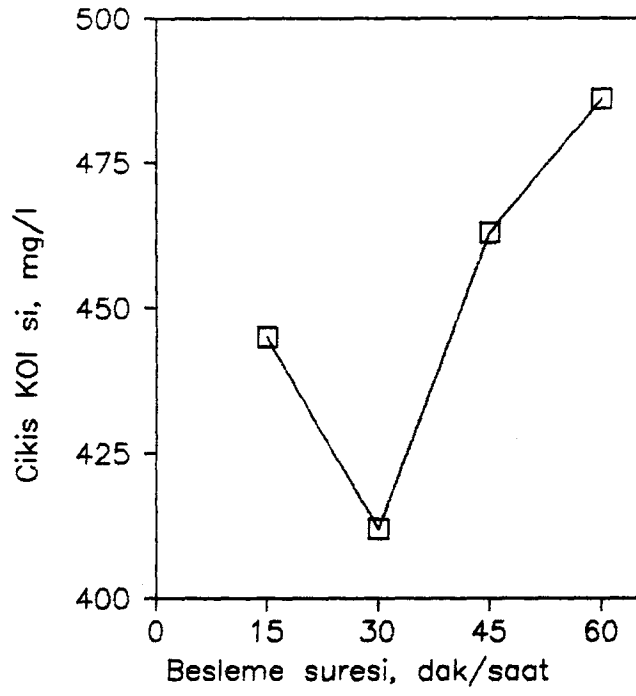
düşmüştür. Bunun da sebebi yine kesikli reaktördeki çamurun daha iyi olmasıdır. Besleme süresine bağlı olarak çıkış AKM konsantrasyonları şekil 5.20 de verilmiştir.

Yukarıda belirtilen sonuçlarda optimum kesikli besleme periyodu 30 dakika/saat olarak tesbit edilmiştir.

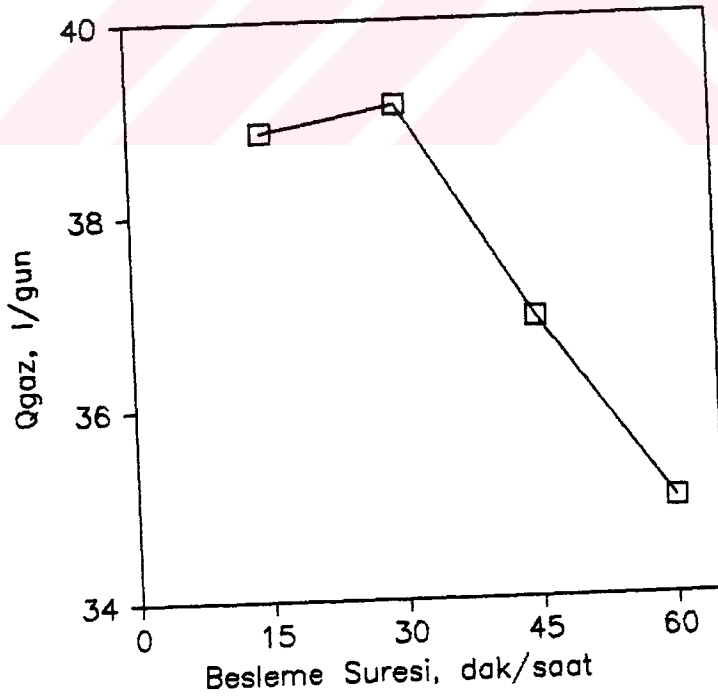


Şekil 5.17: Besleme süresine göre pH ve alkalinitenin değişimi.

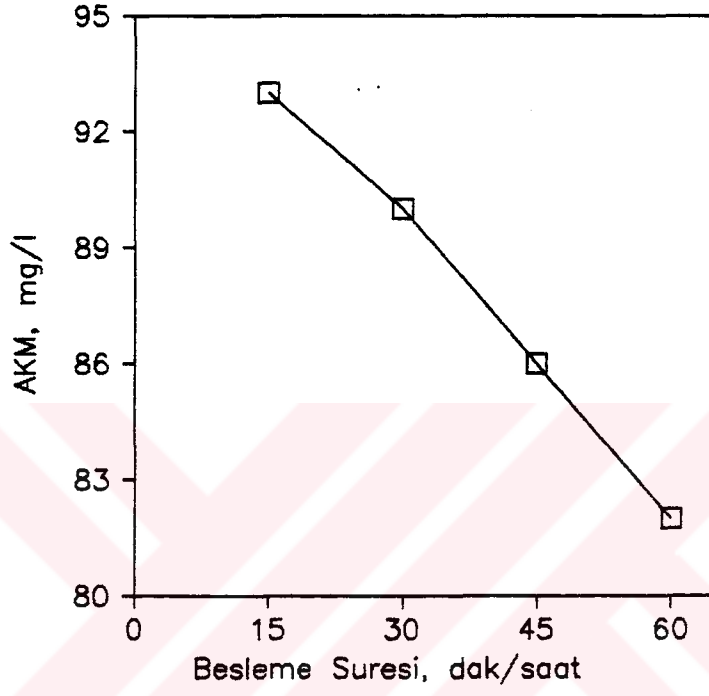




Şekil 5.18 Çıkış KOI sı ile TUA in besleme süresine bağlı olarak değişimi



Şekil 5.19 : Besleme Süresine Bağlı Olarak Oluşan Gaz Debileri



Şekil 5.20: Reaktör çıkışındaki AKM Konsantrasyonunun Besleme Süresine Göre Değişimi.



5.6 SÜREKLİ VE KESİKLİ BESLENMENİN GENEL MUKAYESESİ

Bu çalışma kapsamında yapılan deneysel ölçümlerde kesikli reaktörün bir çok parametre bakımından sürekli reaktöre göre daha iyi olduğu tebit edilmiştir. Kesikli reaktörde gaz çıkışı sürekli reaktörden önce buzlanmıştır. Yük arttırmalarında kesikli reaktör yeni yüke kendisi sürekli reaktörden önce adapte etmiştir. Bu durumun sebebi şöyle izah edilebilir:

Sürekli beslenen reaktörlerde hidrolik yük ve gaz debisi 24 saate üniform olarak yayılmakta ve kesikli beslenen reaktöre göre daha düşük seviyelerde kalmaktadır. Bunun sonucu olarak bilhassa hidrolik bekletme süresinin uzun olduğu dönemlerde karışım daha az olmakta ve bir takım ölü bölgeler ve kanallanmalar ortaya çıkabilmektedir. Bu ise substratla mikroorganizmaların yeterince temas edememesi sonucu nisbi bir verim düşüklüğüne yol açabilmektedir. Halbuki kesikli beslenen reaktörde besleme anındaki hidrolik yük ve gaz sürekli reaktöre göre bir kaç misli daha fazla olduğundan çok daha iyi bir karışım ve yeterli temas sağlanarak daha iyi bir arıtma gerçekleştirilebilmektedir. Ayrıca kesikli besleme daha etkili bir granülasyon ve nutrijent kullanımında mümkün kılmaktadır. Organizmalar özellikle mikro nutrijentleri kesikli besleme şartlarında daha etkili kullanabilmekte ve aktiviteleri daha yüksek olabilmektedir.

Sadece kesikli reaktörün çıkışındaki AKM miktarı sürekli reaktöre göre daha yüksektir. Bunun sebebi kesikli reaktöre ayrı miktardaki atığın sürekli reaktörün $1/4$ ü sürede verilmesi dolayısı ile bu esnada meydana gelen hidrolik akım ve bekleme sırasında oluşup fakat yetersiz hareket sebebi ile sıkışan gazların aniden çıkması sebebi ile oluşan yüksek orandaki karışım ve sürükleme kuvveti ile küçük zerreciklerin sistemden kaçmasıdır.

Kesikli beslenen anaerobik sistemlerin sürekli sistemlere göre KOİ giderme gaz oluşumu ve sistem stabilitesi bakımından daha iyi olduğu sonuç olarak soylenebilir. Atıksu debisi küçük ve/veya homojen olmayan ve kuvvetli atık oluşturan endüstrilerin atıksularının arıtımında kesikli beslemeli araerobik sistemlerin seçilmesi ile daha kararlı bir işletme mümkün olabilecektir.

6. BÖLÜM

SONUÇLAR

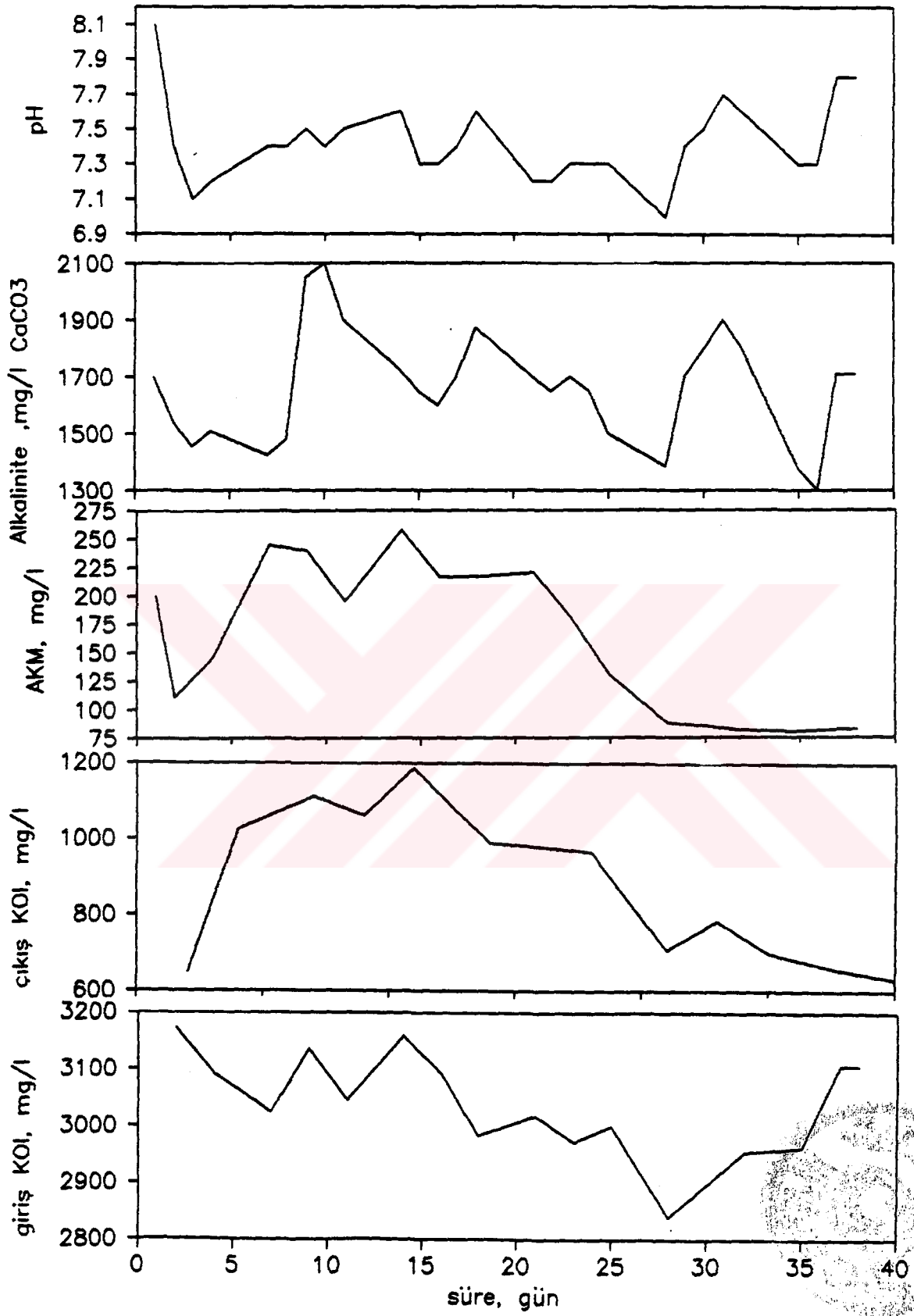
Havasız çamur yatağı sisteminde besleme rejiminin sistem kararlılığı ve çamur özelliklerine etkisinin araştırıldığı bu çalışmada elde edilen sonuçlar aşağıda özetlenmiştir.

- Aynı substratla ve sabit organik yükte çalıştırılan kesikli ve sürekli beslemeli reaktörlerde granülasyonu hızlandıracak kimyasal maddeler kullanılmadan KOI giderim verimi %80 in üstünde olmuştur. Çalışma boyunca kesikli reaktörün verimi devamlı olarak sürekli reaktörden daha yüksek kalmıştır.
- Çıkişsuyunun AKM kalitesi bakımından sürekli beslemenin kesikli beslemeye göre daha uygun olduğu görülmüştür. Çıkiştaki AKM nin problem teşkil etmesi halinde reaktör çıkışına bir plakalı çöktürme havzu yapılabilir.
- Kesikli reaktörde biyokitle birikimi ve granülasyon sürekli reaktöre göre daha iyi olmuştur. Kesikli sistemde oluşan granüller daha büyüktür ve katı madde konsantrasyonu da daha yüksektir. Havasız çamur yatağı sistemlerinde kesikli besleme granülasyonu hızlandırmakta ve daha iyi granüller oluşmasını temin etmektedir. Dolayısı ile seyrettik ve anaerobik tasfiye için limit

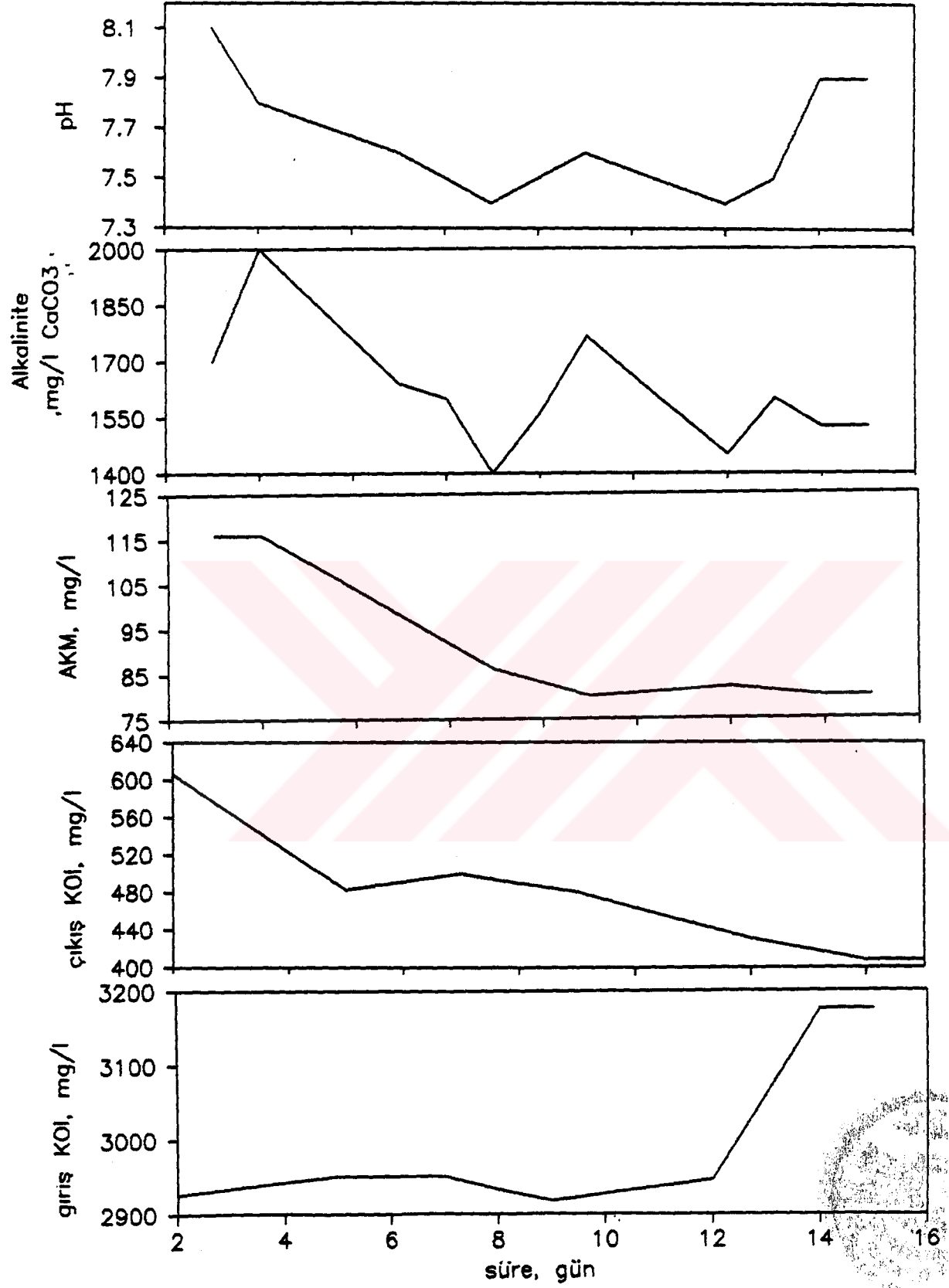
sayılan KOI konsantrasyonundaki (3000 mg/lt) atık suların havasız çamur yatağı ile arıtımında kesikli beslemeli reaktörler kullanılması daha verimli sonuçların alınmasını sağlayabilecektir.

- Kesikli beslemenin, anaerabik sistemlerde daha etkili bir karışım sağlaması sebebiyle özellikle işletmeye alma devrelerinde çok yararlı olduğu görülmüştür. Bu tür bir işletme ile daha etkili bir nütrient kullanımı da mümkün olabilecektir.
- Sistem kararlılığı ve farklı organik yüklere uyum bakımından da kesikli reaktörler daha iyi neticeler vermektedir. Ayrıca sistemin işletmeye alma süresinin kesikli reaktörde daha kısa olduğu bulunmuştur.
- Monod kinetiği her iki reaktör içinde uygun sonuçlar vermemiştir. İkinci mertebeye kinetiği sürekli reaktör için %99.95, kesikli reaktör için ise % 99.99 luk korelasyonla uygulanabilmektedir. İkinci mertebe kinetiği özellikle KOI sı yüksek atık suların anaerobik arıtımında monod kinetiğine göre daha iyi sonuçlar vermektedir.
- Yapılan araştırmalar sonucunda kesikli besleme halinde en uygun besleme süresi 30 dakika/1 saat alınabileceği tesbit edilmiştir.

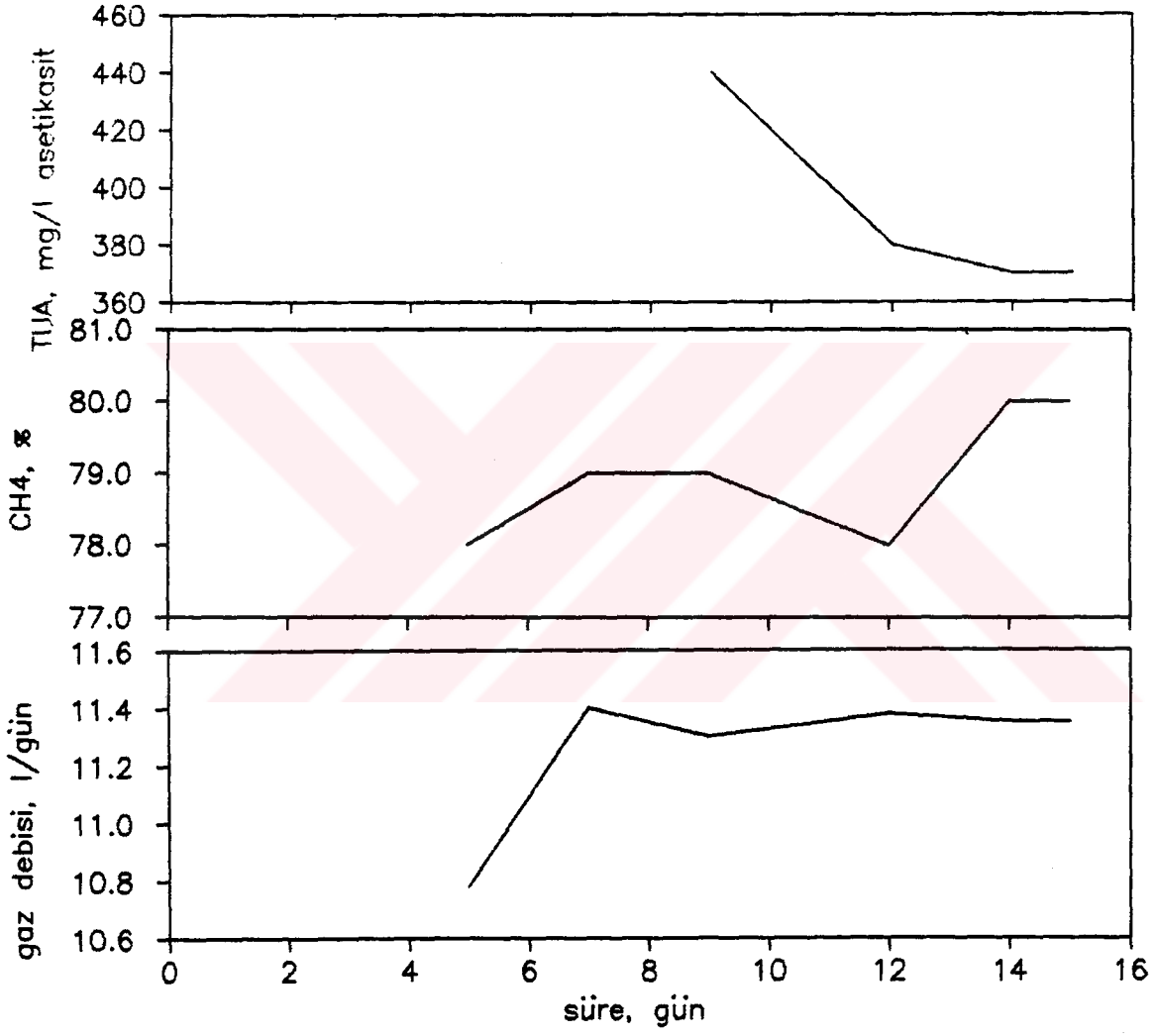




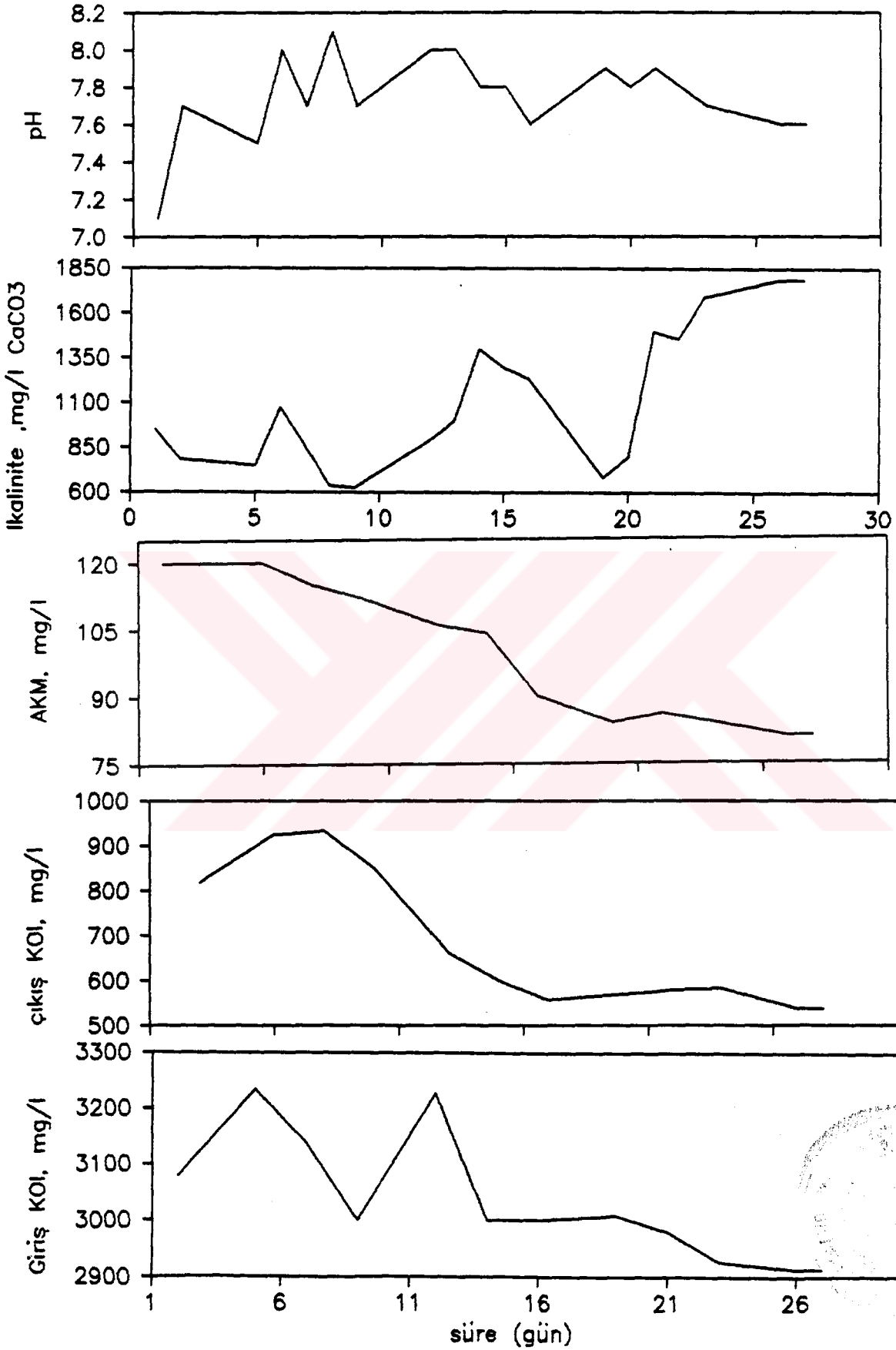
Şekil E1. Sürekli Reaktör M2 Periyodu Kararlı Hal Sonuçları



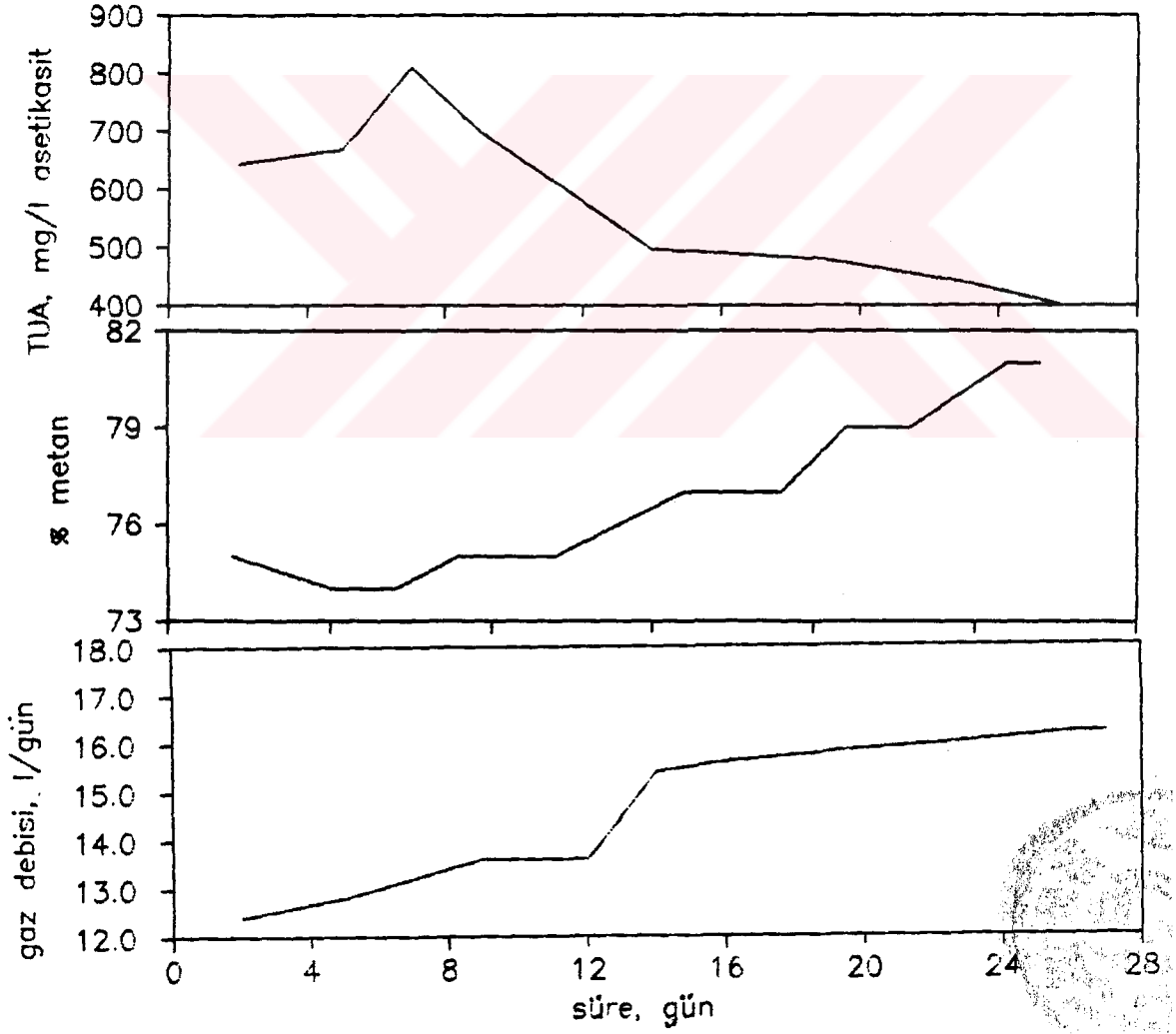
Şekil E2. Sürekli Reaktör M3 Periyodu Kararlı Hal Sonuçları



Şekil E3. Sürekli Reaktör M3 Peryodu Kararlı Hal Sonuçları
Devamı

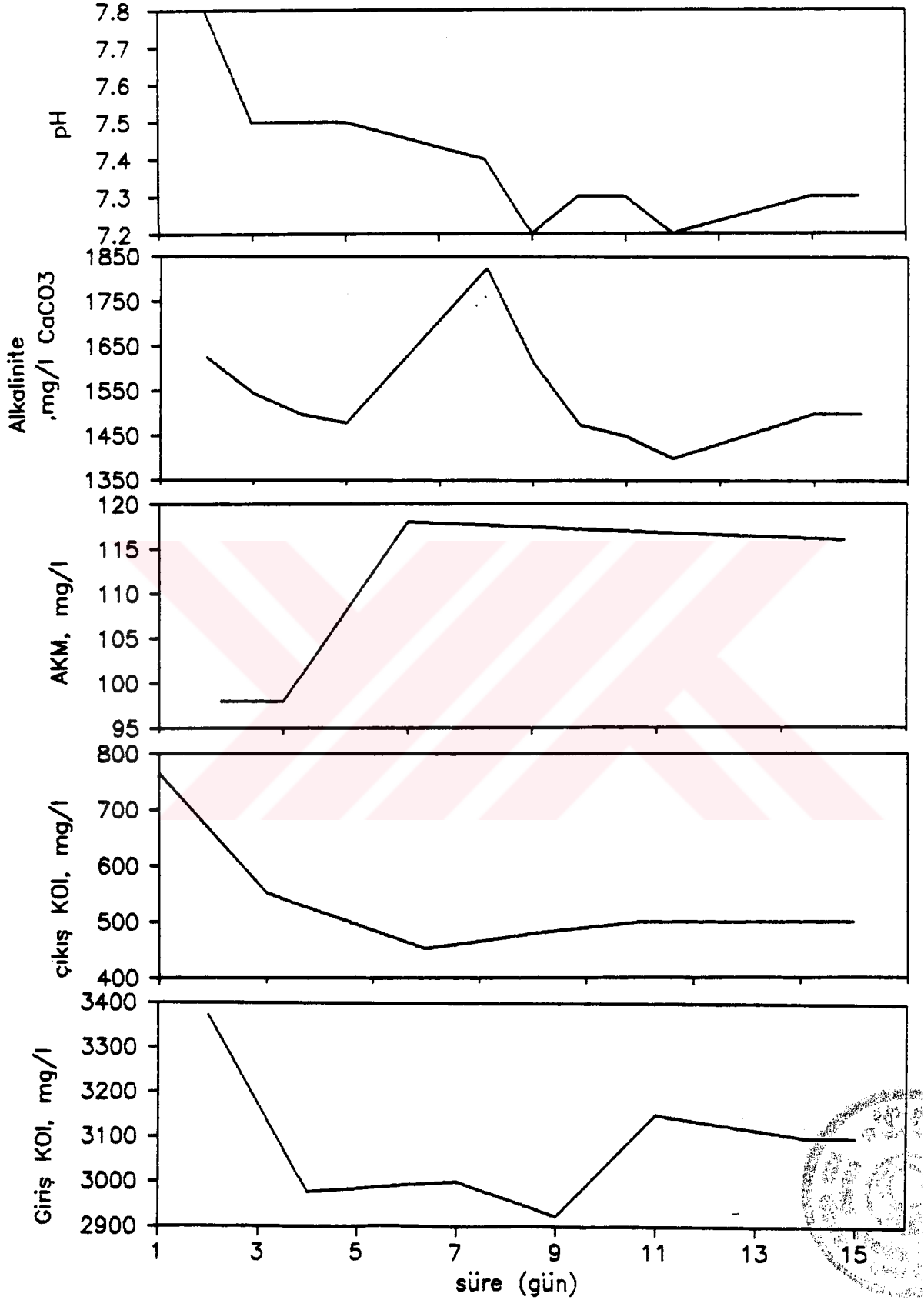


Şekil E4. Sürekli Reaktör M4 Peryodu Kararlı Hal Sonuçları

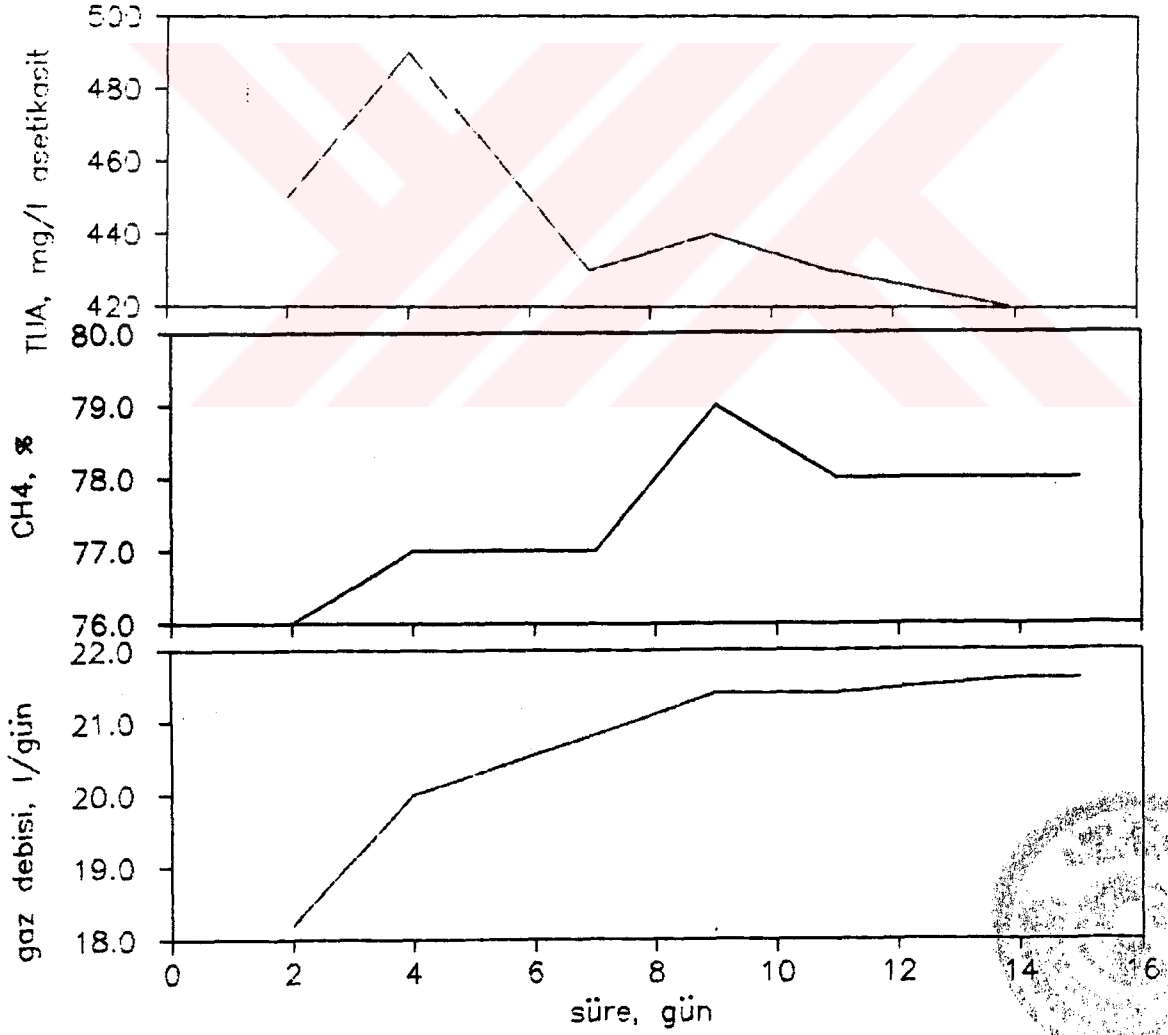


Şekil E5. Sürekli Reaktör M4 Peryodu Kararlı Hal Sonuçları

Devamı

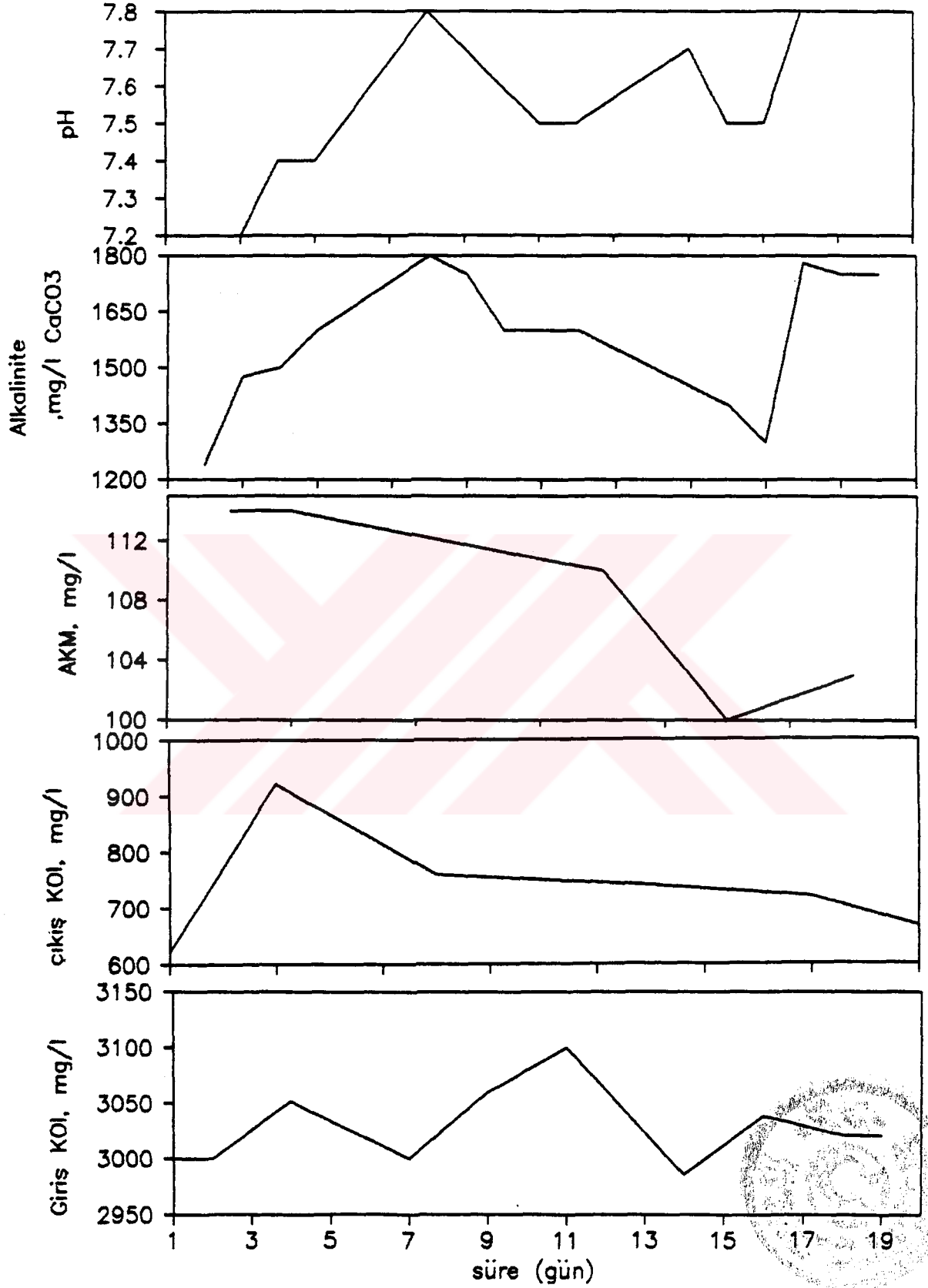


Şekil E6. Sürekli Reaktör M5 Peryodu Kararlı Hal Sonuçları

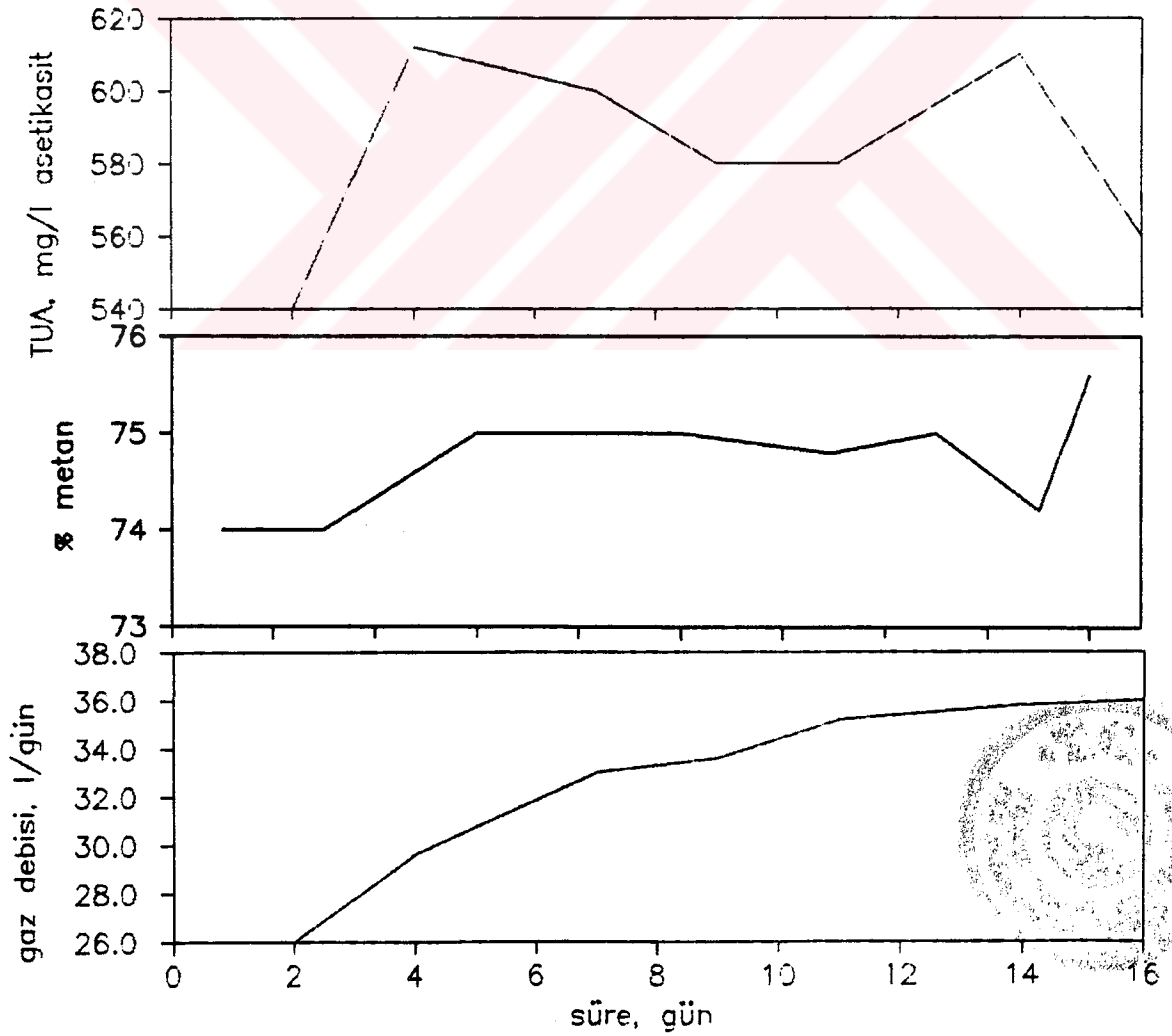


Şekil E7. Sürekli Reaktör M5 Peryodu Kararlı Hal Sonuçları

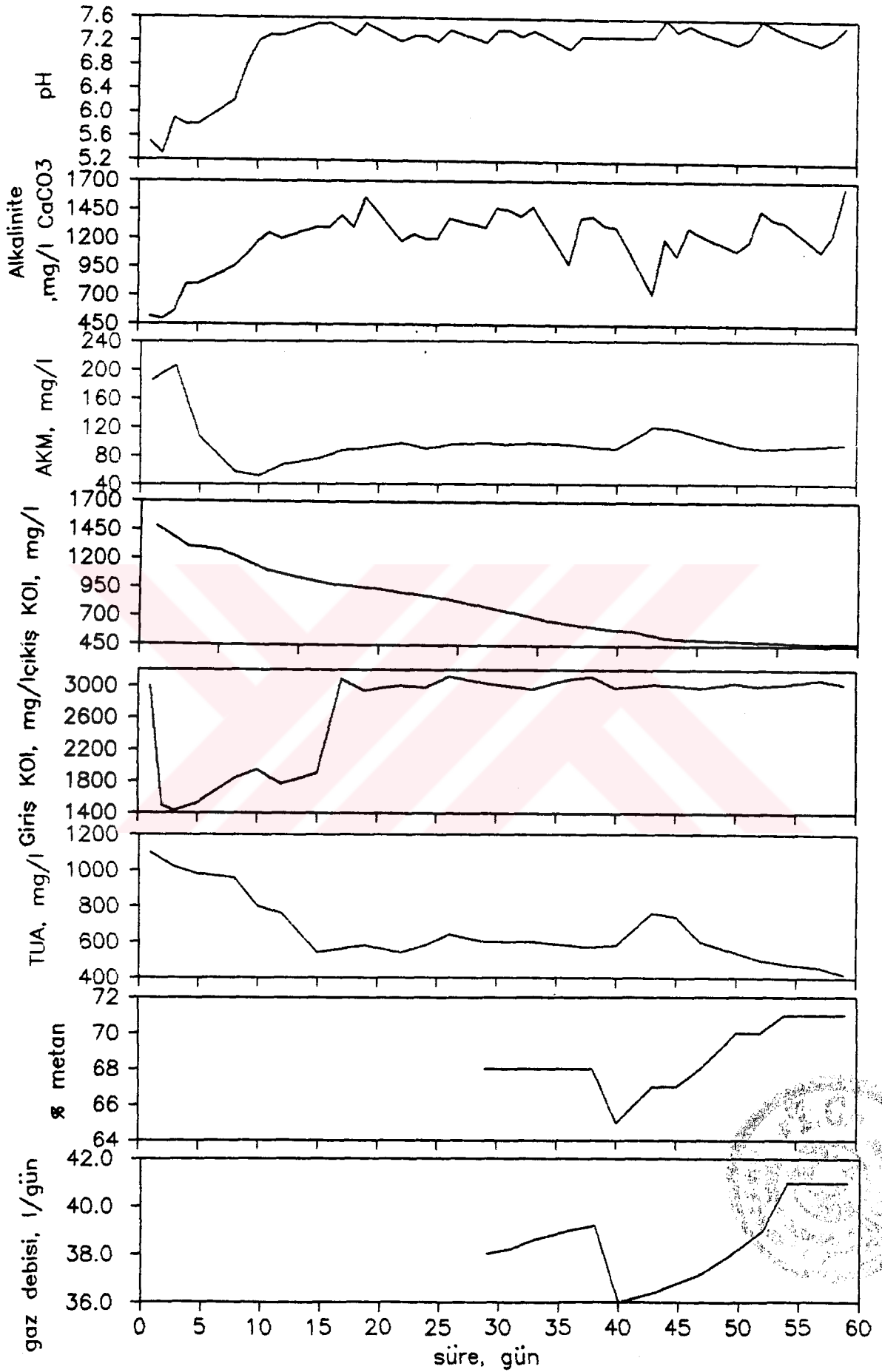
Devamı



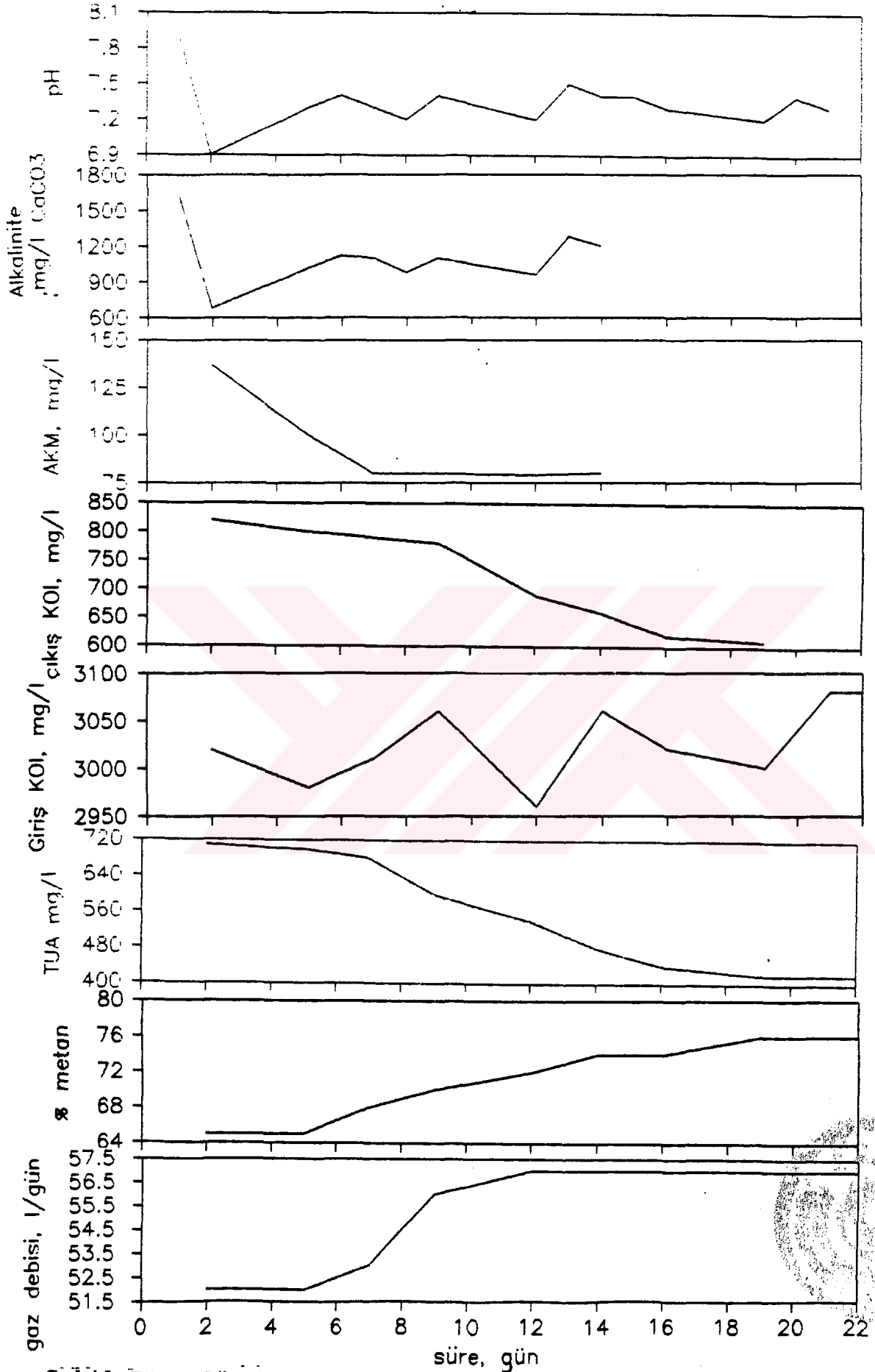
Şekil E8. Sürekli Reaktör M6 Peryodu Kararlı Hal Sonuçları



Şekil E9. Sürekli Reaktör M6 Peryodu Kararlı Hal Sonuçları
Devamı

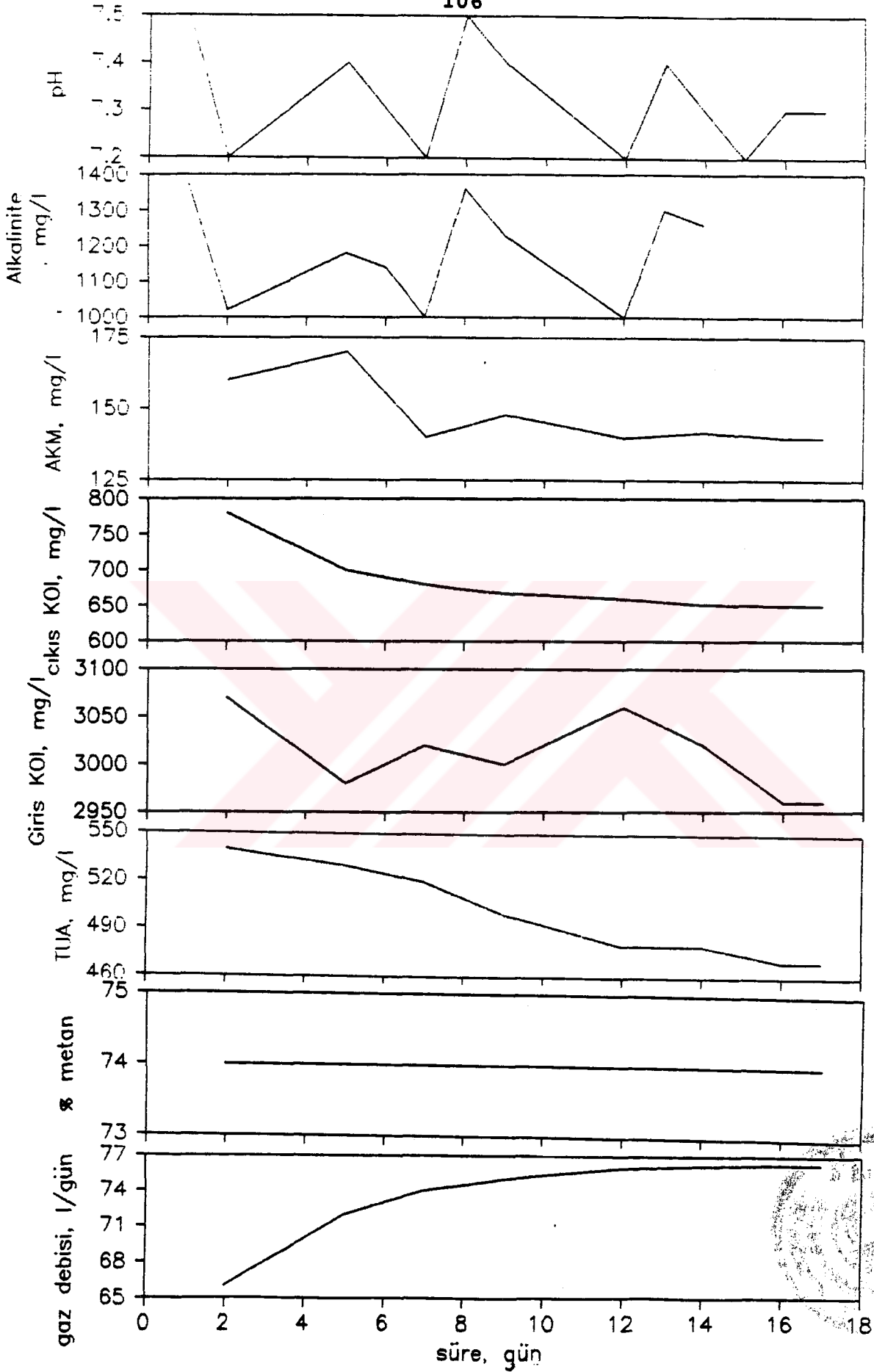


Şekil E10. Sürekli Reaktör M6.2 Peryodu Kararlı Hal Sonuçları

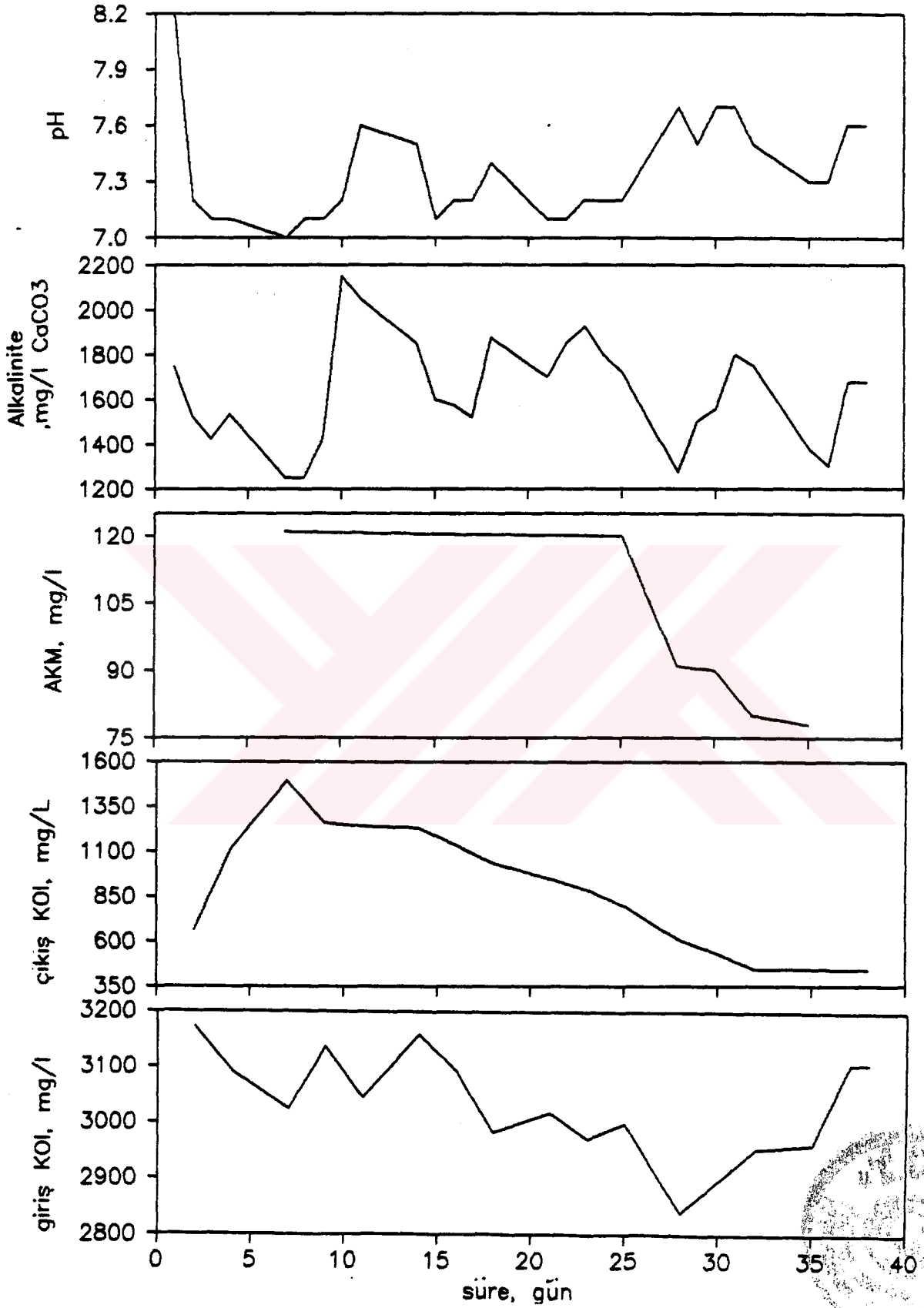


Şekil E11. Sürekli Reaktör M7 Periyodu Kararlı Hal Sonuçları

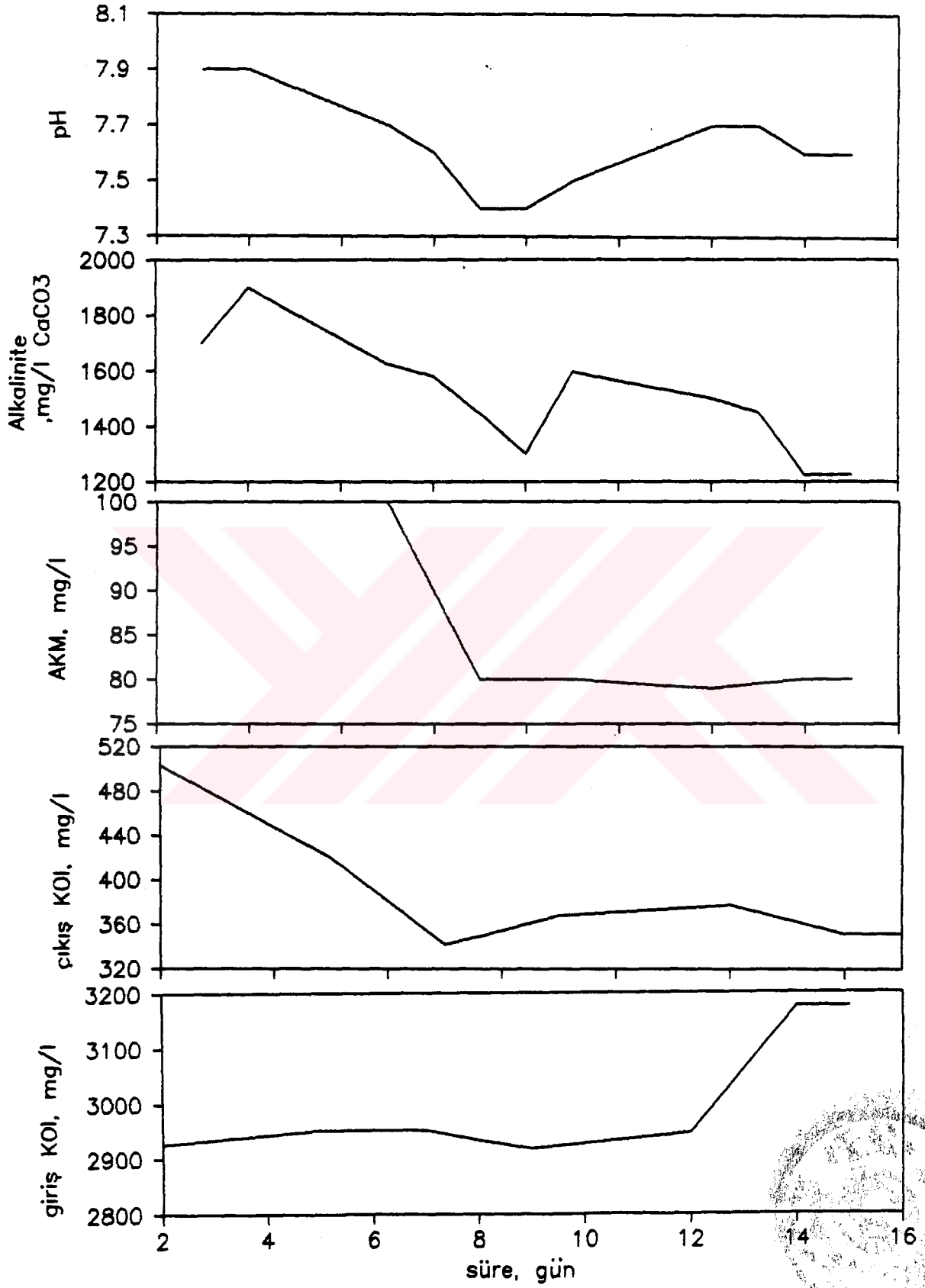
106



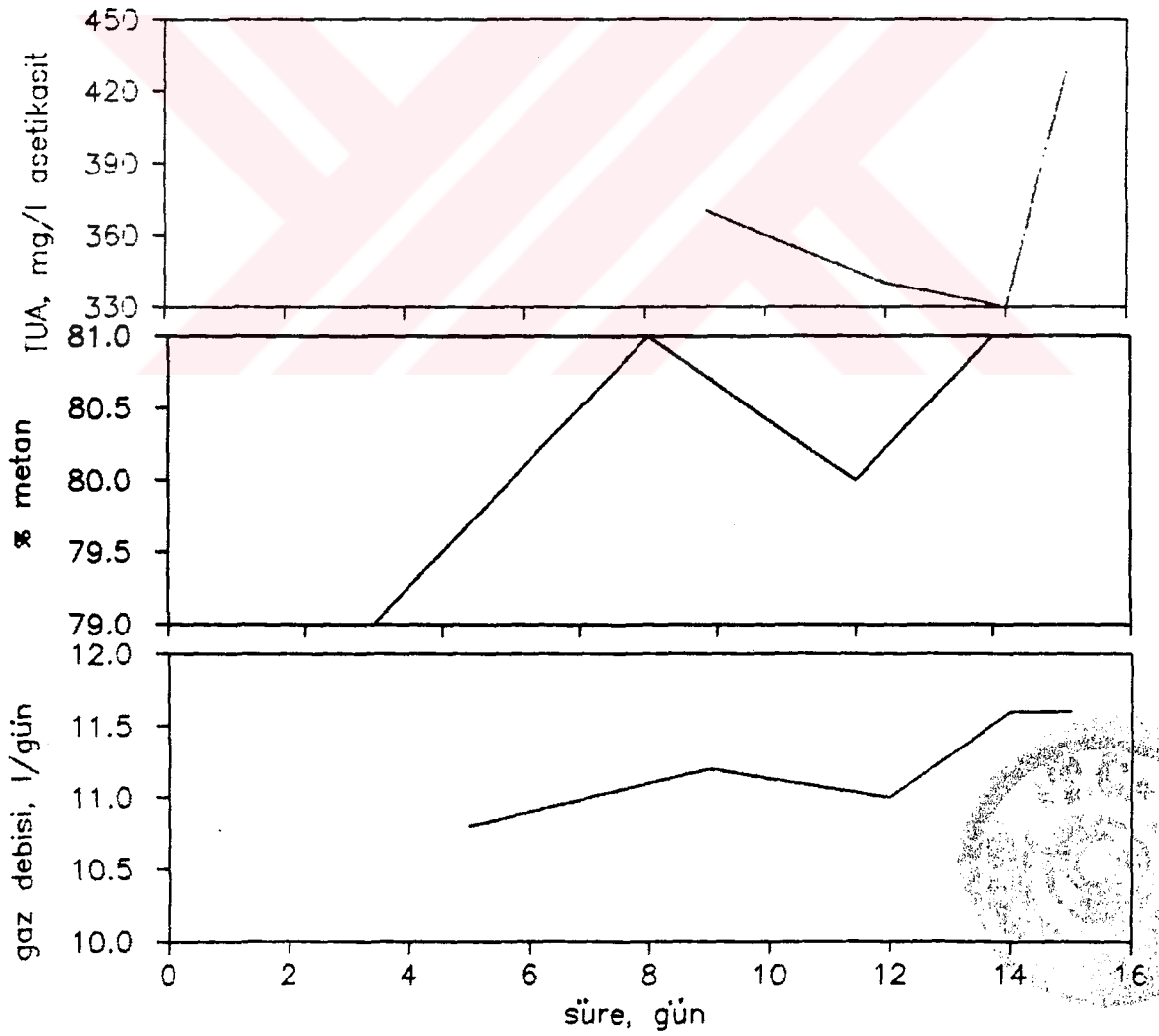
Şekil E12. Sürekli Reaktör M8 Peryodu Kararlı Hal Sonuçları



Şekil E13. Kesikli Reaktör M2 Periyodu Kararlı Hal Sonuçları

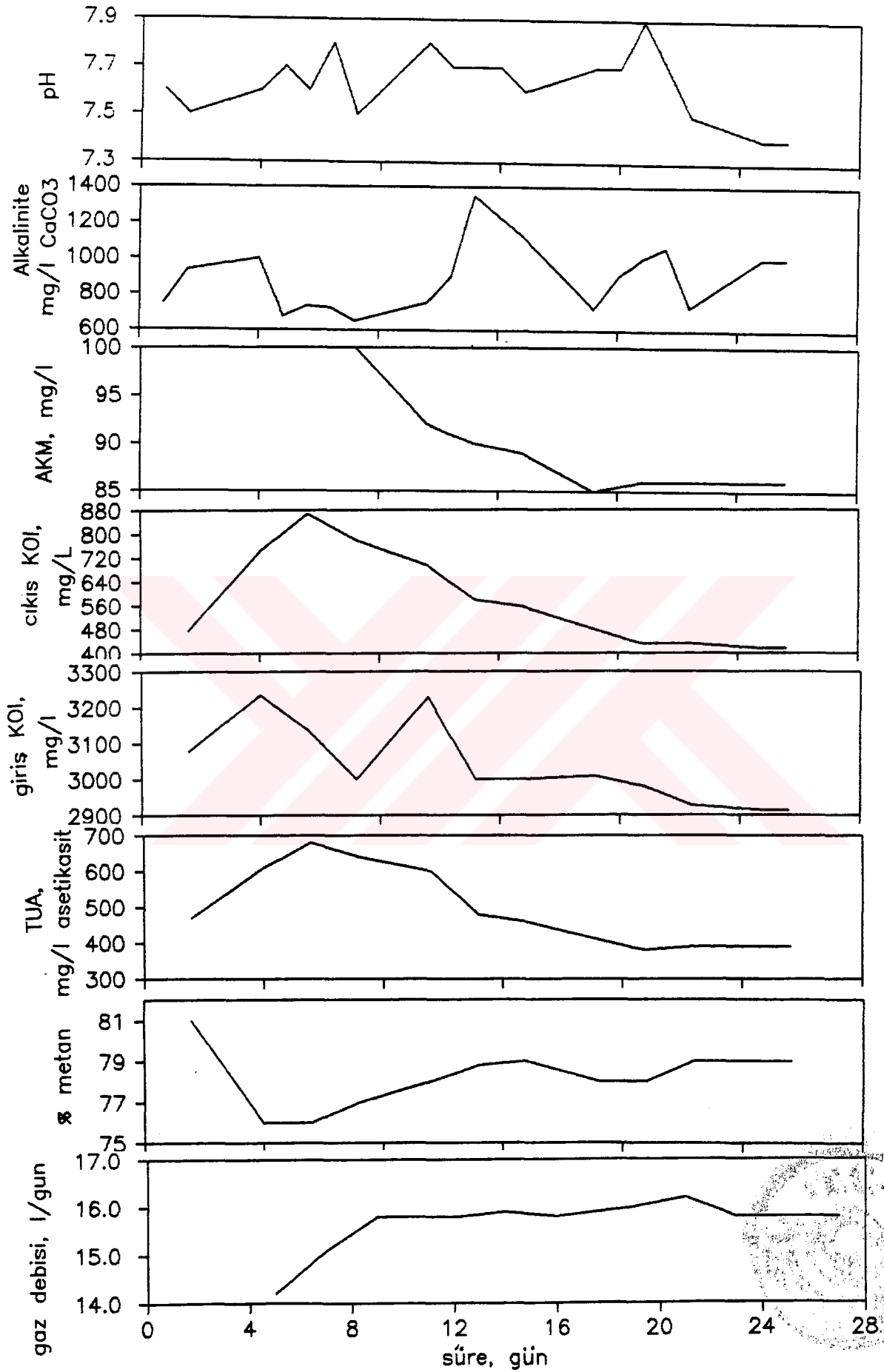


Şekil E14. Kesikli Reaktör M3 Peryodu Kararlı Hal Sonuçları

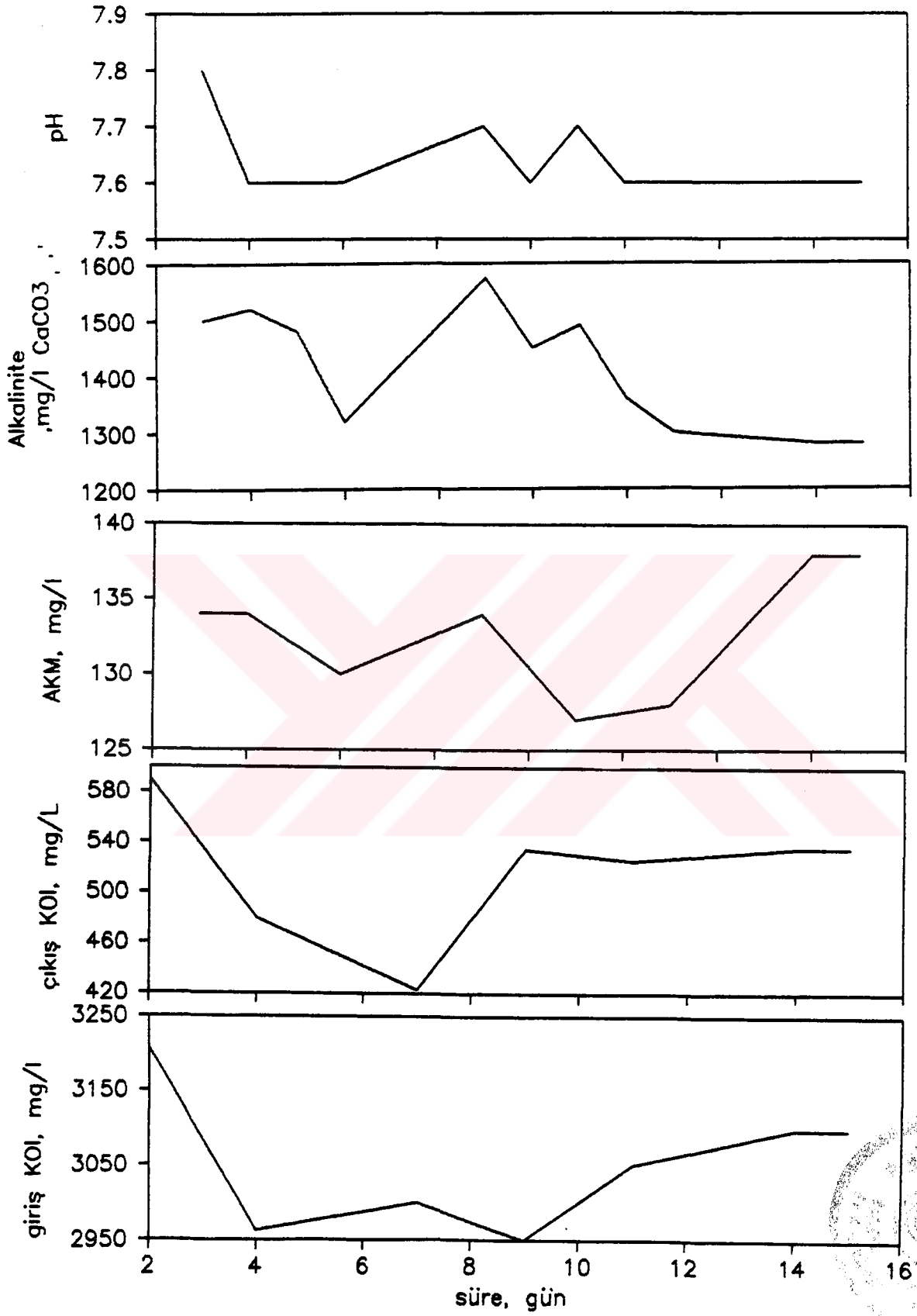


Şekil E15. Kesikli Reaktör M.³Peryodu Kararlı Hal Sonuçları

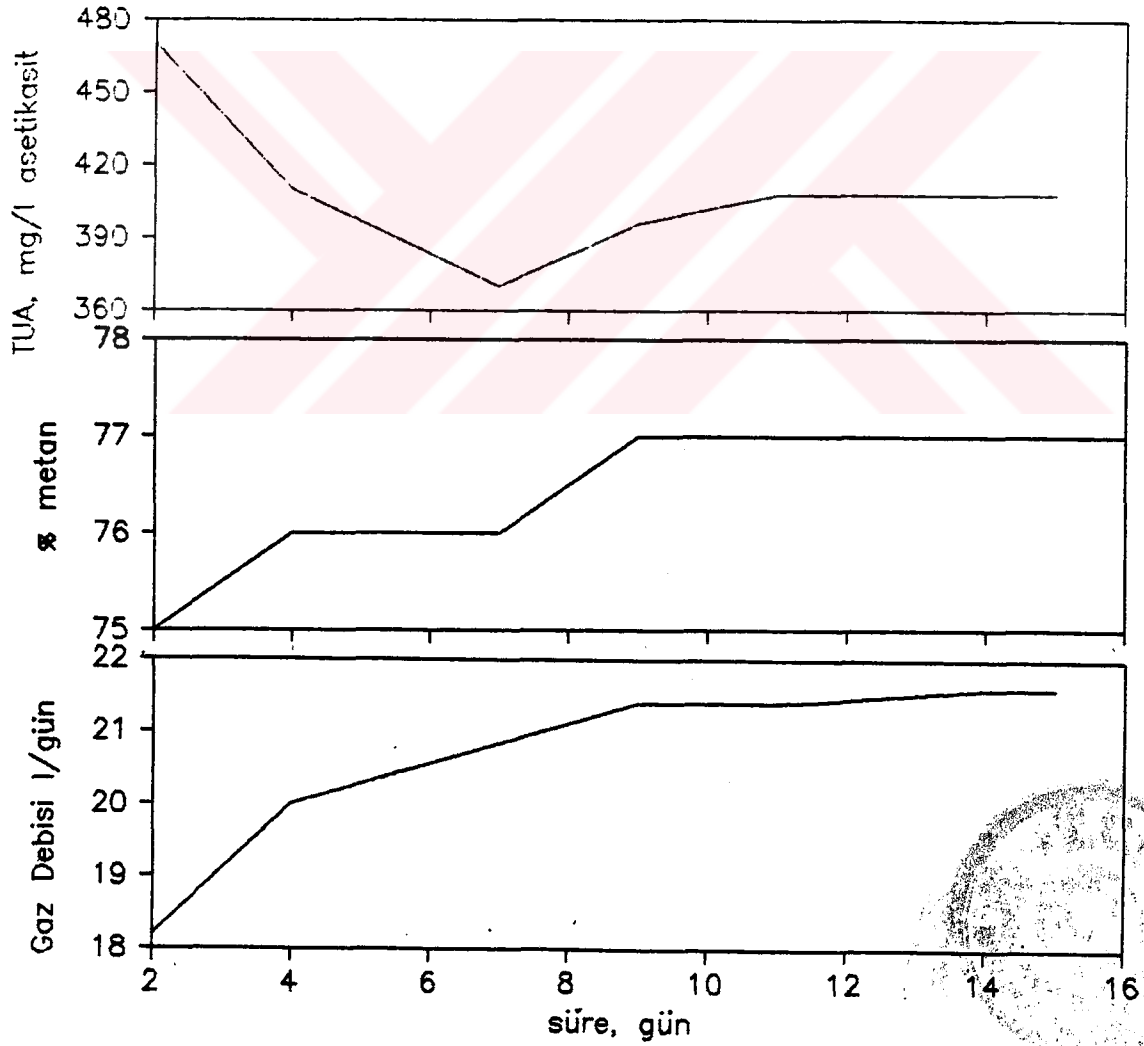
Devamı



Şekil E16. Kesikli Reaktör M4 Peryodu Kararlı Hal Sonuçları

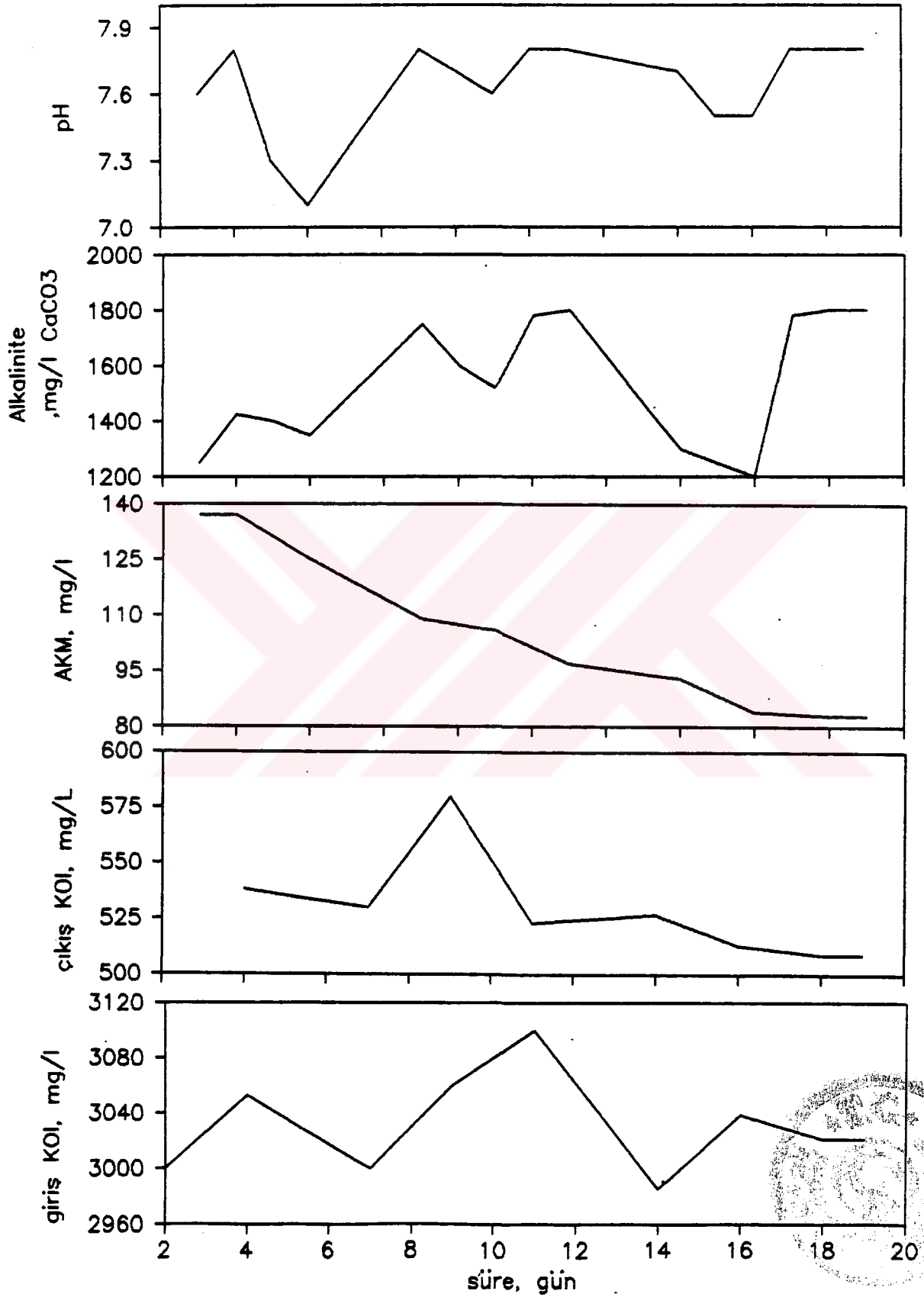


Şekil E17. Kesikli Reaktör M5 Peryodu Kararlı Hal Sonuçları

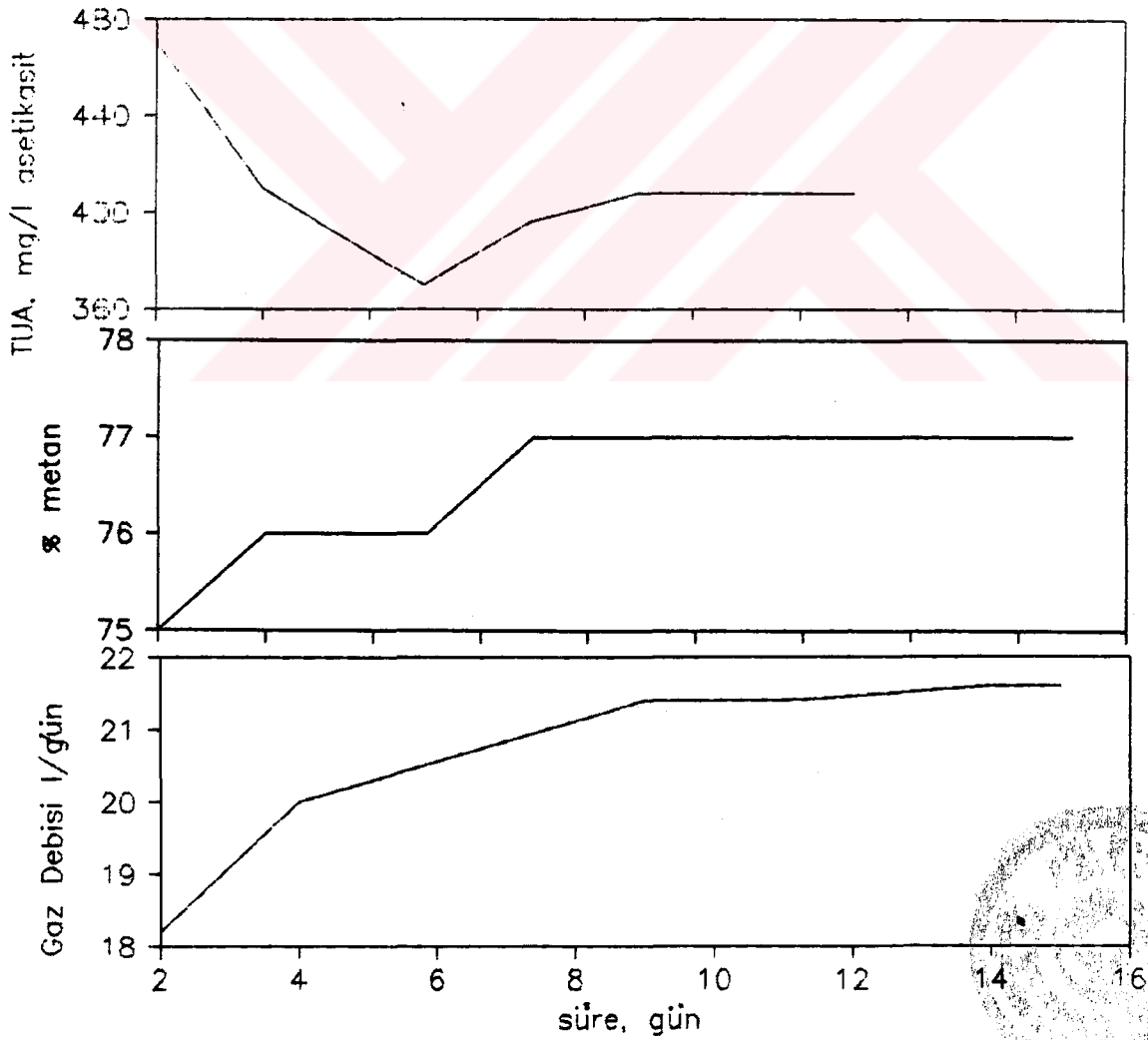


Şekil E13. Kesikli Reaktör M5 Peryodu Kararlı Hal Sonuçları

Devamı

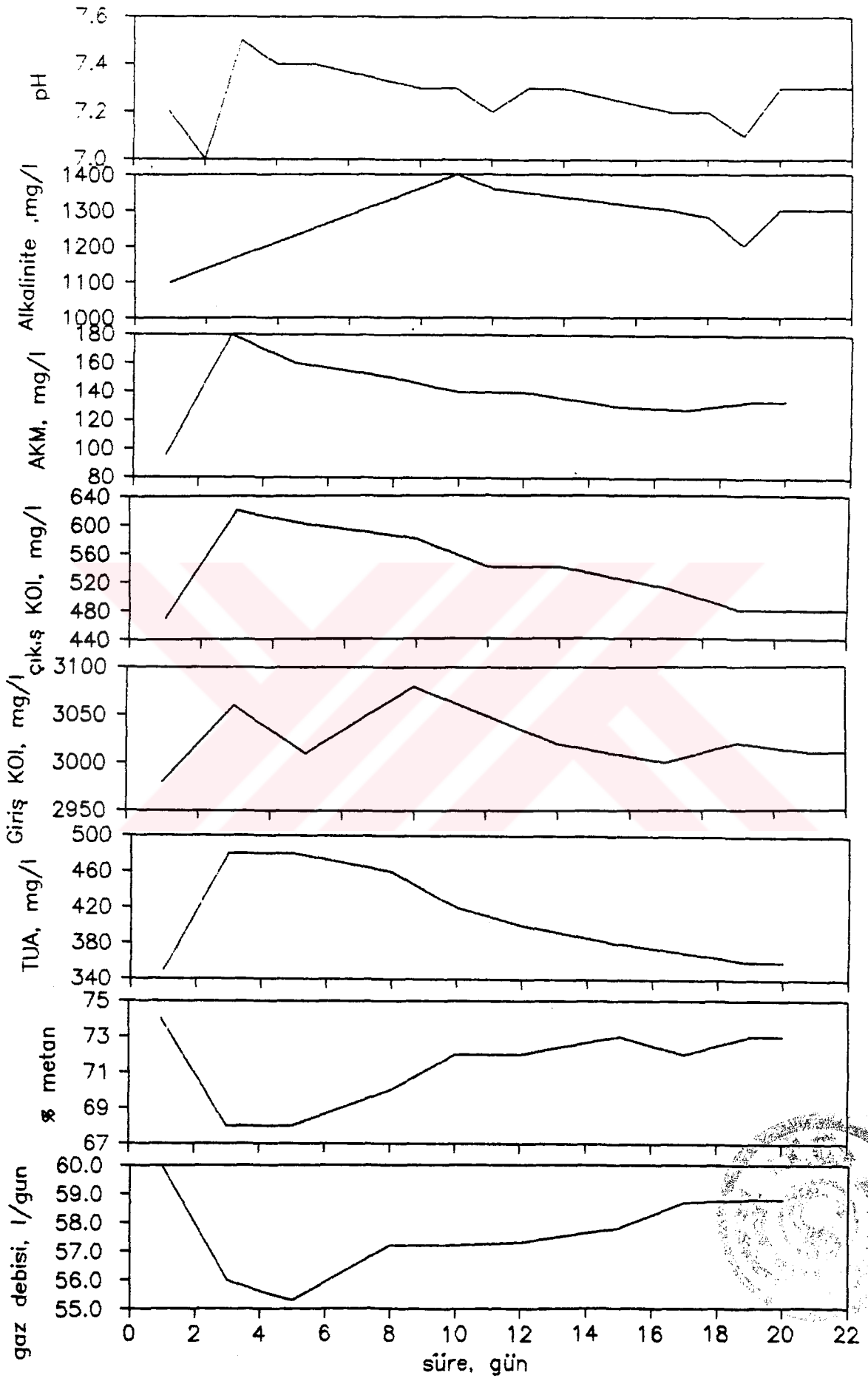


Şekil E19. Kesikli Reaktör M6 Peryodu Kararlı Hal Sonuçları

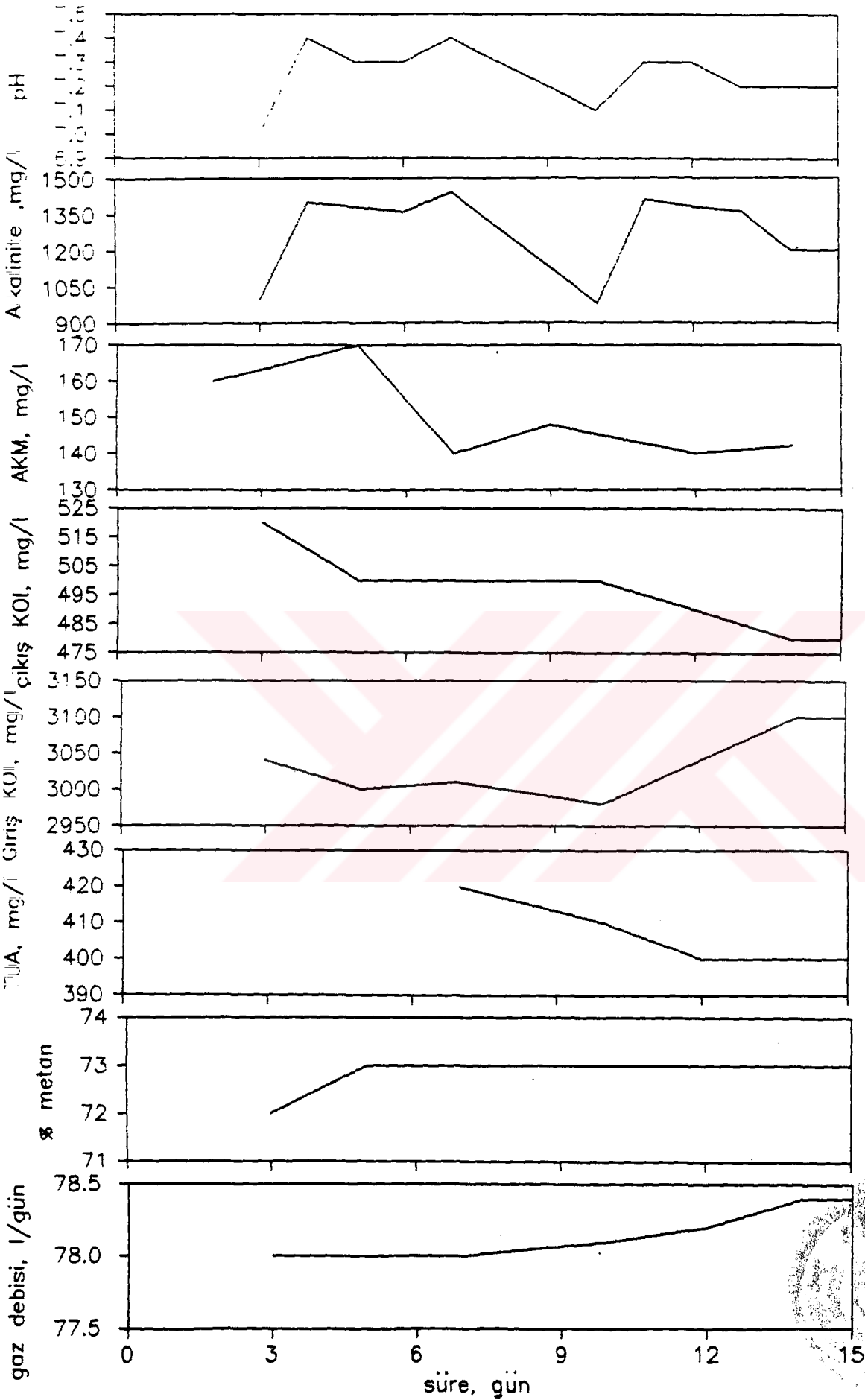


Şekil E20. Kesikli Reaktör M6 Peryodu Kararlı Hal Sonuçları

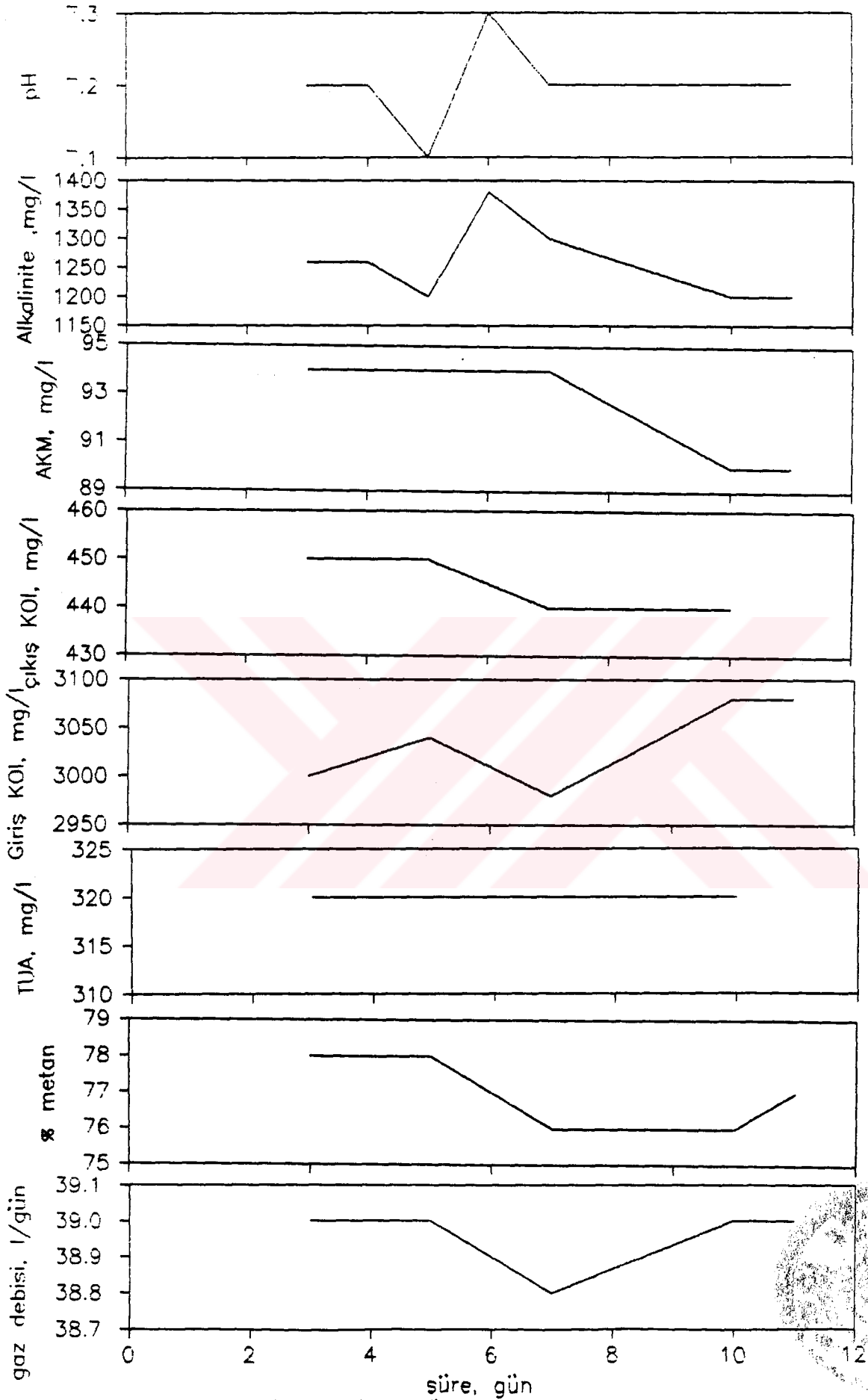
Devamı



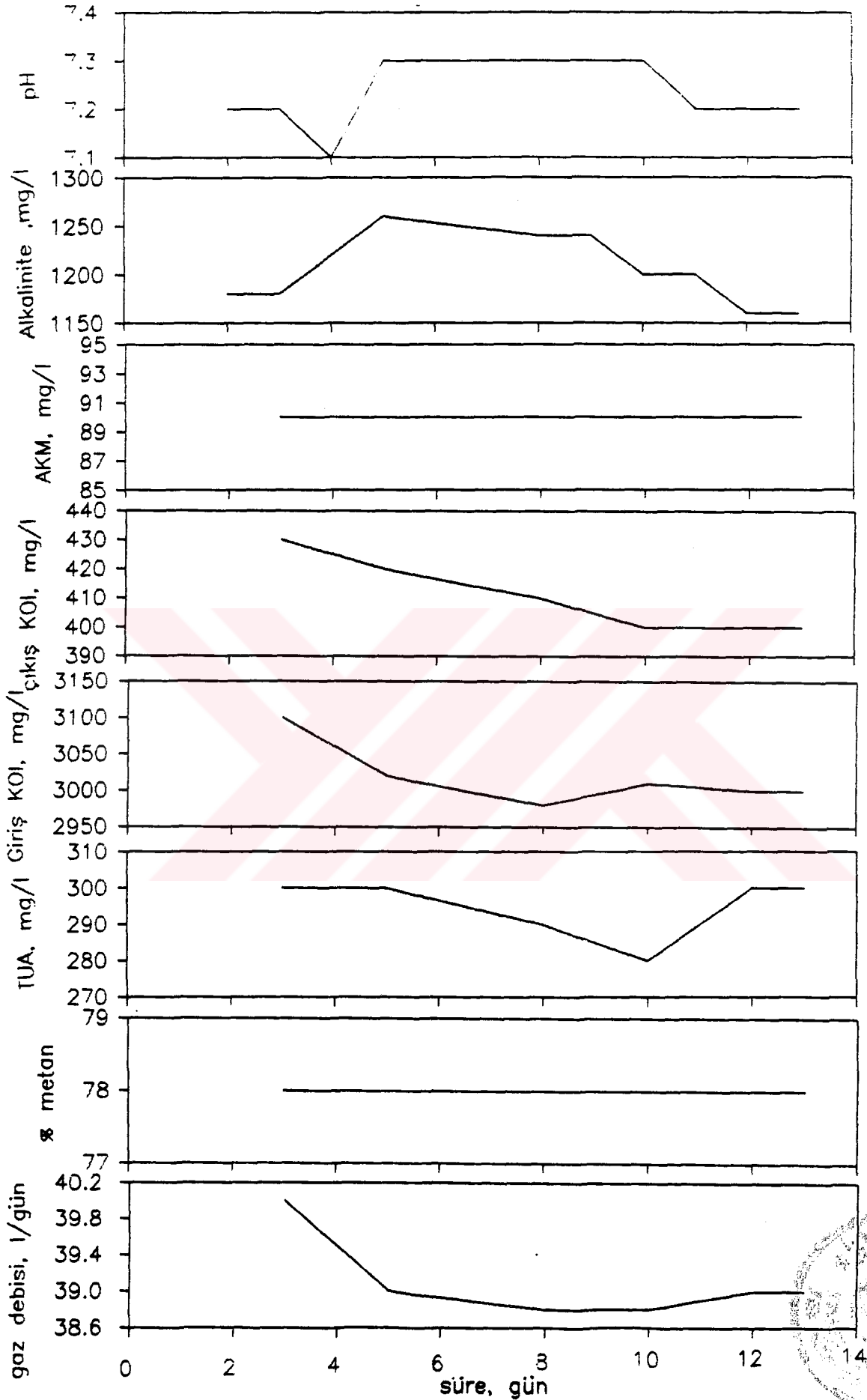
Şekil E21. Kesikli Reaktör M7 Peryodu Kararlı Hal Sonuçları



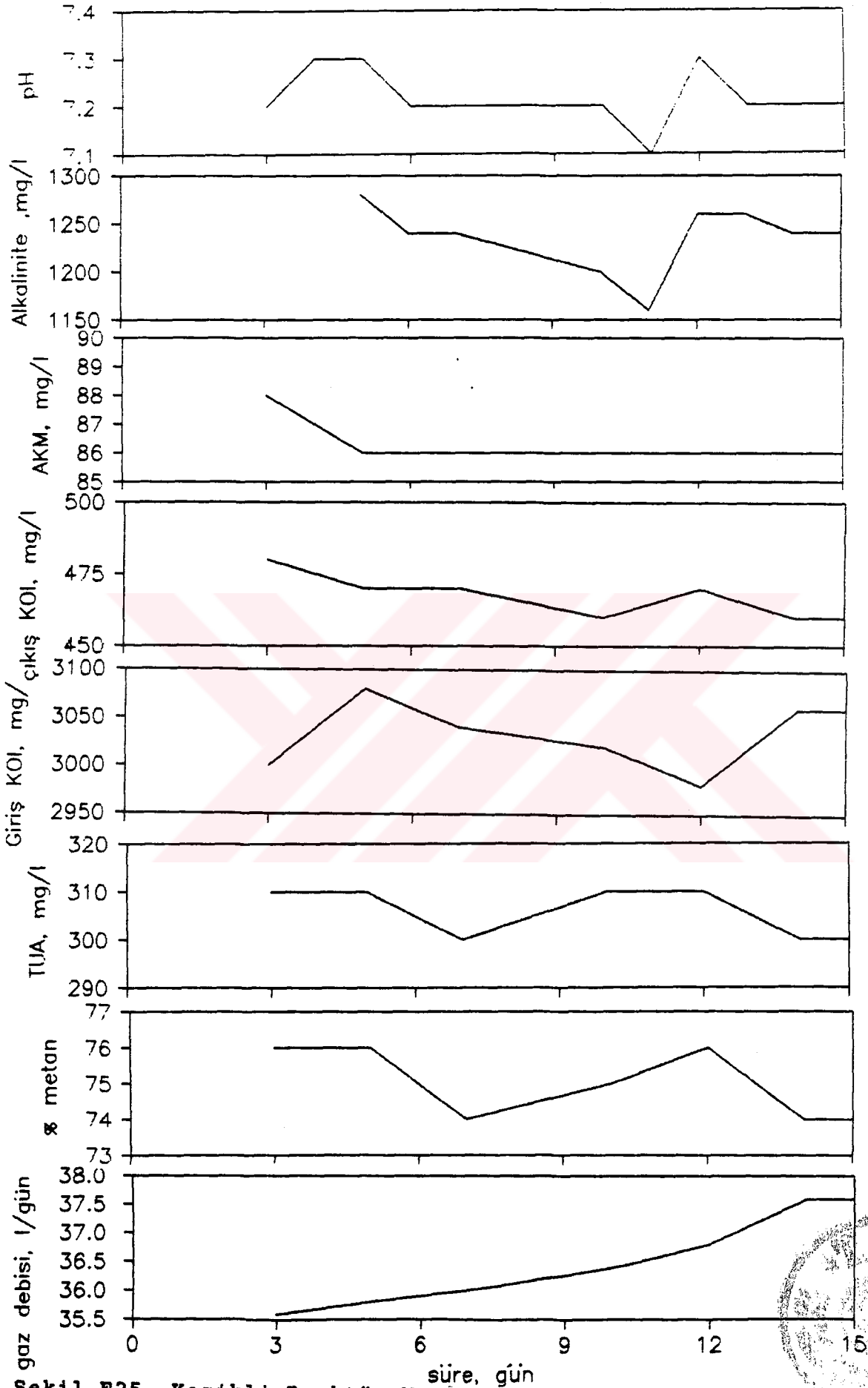
Şekil E22. Kesikli Reaktör M8 Peryodu Kararlı Hal Sonuçları



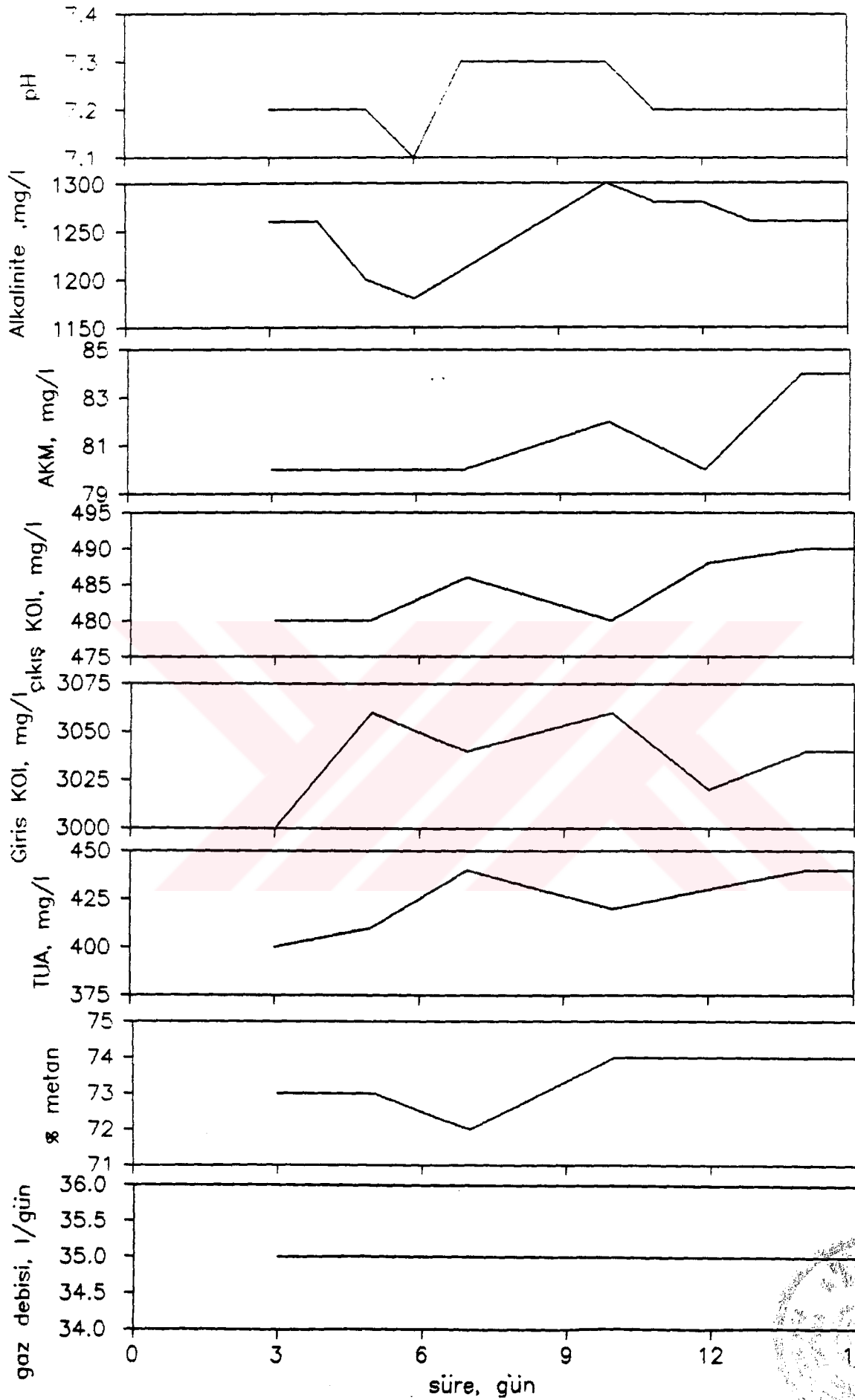
Şekil E23. Kesikli Reaktör M9 Peryodu Kararlı Hal Sonuçları



Şekil E24. Kesikli Reaktör M10 Periyodu Kararlı Hal Sonuçları



Şekil E25. Kesikli Reaktör M11 Periyodu Kararlı Hal Sonuçları



Şekil E26. Kesikli Reaktör M12 Peryodu Kararlı Hal Sonuçları

KAYNAKLAR

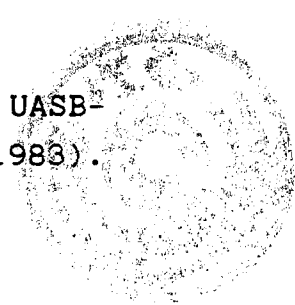
- [1] Anaerobic Digestion. Ed. D.A. Stafford, B.I. Wheatly et al. Applied Science Pub.Ltd. London (1981).
- [2] Anderson G.K. and Donnelly, T., "Anaerobic Contact digestion for treating high strength soluble wastes", in New processes of wastewater treatment and recovery, Ed.G. Mattock, Ellis Morwood (1978).
- [3] Anderson G.K. and Saw C.B., "State of the art of anaerobic digestion for industrial applications in the UK", Ind. waste Conf. in Purdue Univ., (1984).
- [4] Anderson, G.K., Donnelly, T. at al, "Comparison of the anaerobic contact and paked bed processes for the treatment of edible oil wastewaters", 41 st annual purdue Conf. on Ind. Waste, USA, (1986).
- [5] Andres, J.F., "Dynamic model of the anaerobic digestion process, " J.Sanitary Eng.Div.ASCE, 95, SAL, 95-116 (1969).
- [6] Archer, D.B., "The microbial basis of process control in methanogenic fermentation of soluble wastes". Enzyme Microb. Technology, 4, 162-170 (1983).
- [7] AWWA Standard Methods for Examination of Water and Wastewater. 16th Edition (1985).



- [8] Berg, L. Van Den, "Effect of Temperature on Growth and Activity of a Methanogenic Culture Utilizing Acetate" Canadian J. of Microbiology, 23, 898-902, (1977).
- [9] Berg, Van Den ve Lentz, G.P., "Fixed Film Reactors of Varying Surface to Volume Ratios for Treatment of Bean Bleaching Waste" Purdue Univ. Pub. (1979).
- [10] Berg, Van Den ve Lentz, P., "Performance and Stability of the Anaerobic Contact Process as Affected by Waste Composition, Inoculation and Solid Retention Time", Purdue Univ. Pub. (1981).
- [11] Berg, Van Den L. ve diğeri, "Effect of Type of Waste on Performance of Anaerobic Fixed Film and Upflow Sludge Bed Reactors" Proc. 36th Ind. Waste Conf., Purdue Univ., (1981).
- [12] Buhr, H.O. ve Andrews, J.F., "The Thermophilic Anaerobic Digestion Process", Water Res. 11, 129-143 (1977).
- [13] Collvignarelli, C., Urbini, G., et.al. Anaerobic-Aerobic Treatment of Municipal Wastewaters with Full-Scale Upflow Anaerobic Sludge Blanket and Attached Biofilm Reactors. Water Science and Technology. Vol.22 No: 1/2 pp. 475-482 (1990).
- [14] Çiler, M., Kuvvetli Atıksuların Yukarı Akışlı Havasız Çamur Yatağında Arıtım ve Tasarım Esasları, İTÜ Fen Bilimleri Ens., Doktora Lisans Tezi (1985).
- [15] Dagley, S. ve Nicholson, D.E., "An Introduction to Metabolic Pathways", John Wiley and Sons, Inc., (1970)



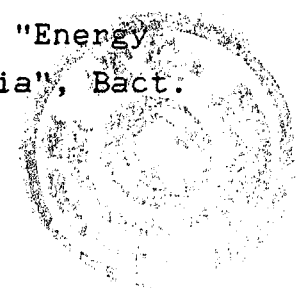
- [16] MAN, A.W.A., ve Dig. Anaerobic Treatment of Sewage Using a Granular Sludge Bed UASB-Reactor. Proc. Fifth Int. Sym. on Anaerobic Digestion, pp. 735-738, Bologna-Italy (1988).
- [17] MAN, A.W.A., ve Dig. The Use of EGSB and UASB Anaerobic Systems for Low Strength Soluble and Complex Wastewater at Temperatures Ranging from 8 to 30 °C. Anaerobic Digestion (1988).
- [18] De Zeeuw, W., Lettinga, G., "Acclimation of Digested Sewage Sludge During Start-up of an Upflow Sludge Blanket (UASB) Reactor" Proc. 35th Ind. Waste Conference, Purduc.Univ., 39-37, (1980).
- [19] De Zeeuw, W., "Acclimatization of Anaerobic Sludge for UASB-Reactor Start-up" Ph.D. Thesis, Wageningen Agricultural University, Holland, (1984).
- [20] Eckenfelder, W.W., "Industrial water pollution control" Mc Graw-Hill, N.Y., (1966).
- [21] Erden, S., "Evsel Atıksuların Havasız Çamur Yatağı ile Arıtımı", Lisans Tezi, İTÜ Çevre Müh.Bölümü (1977).
- [22] Prostell, B., "Wastesater-Energy for the Future" Water Waste Engineering, June, (1979).
- [23] Prostell, B., "Anaerobic Treatment in Sludge Bed System Compared with a Filter System" JWPCF, 53, 2, 216-222, (1981).
- [24] Froctell, B., "Process control in anaerobic waste water treatment", Water Science and Technology, 17, 1, (1985).

- [25] Ghosh, S., Ombreght, J.P. and Pipyn, P., "Methane production from industrial wastes by two-phose anaerobic digestion, " Water Research, 19, 9. (1985).
- [26] Grau, P., Dohanyas, M., and Chudoba, J., "Kinetics of multicomponent substrate removal by activated sludge" Water Pesearch, 9, 337-642 (1975).
- [27] Gujer, W., Zehnder, A.J.B., Converzior Processes in Anaerobic Digestion. Water Science and Techn., 15: (8/9)127-167 (1983).
- [28] Hall, E.R., ve Melcer, H., "Energy Recovery from Waste water by High Kate Anaerobic Treatment" Water and pollution Control, March/April, 20-25, (1984).
- [29] Hao, O.J., and Li, C.T., "Effect of slowly bio degredable organics on kinetic coefficients", J.Env. Eng. Div. ASCE, 113-1, (1987).
- [30] Harper, S.R., Suidan, M.T., Anaerobic Treatment Kinetics : Discussers Report. Water Science and Technology, Vol. 24, No. 8, pp. 61-78 (1991).
- [31] Henze, M.; Harremoes, P., "Anaerobic Treatment of Waste water in Fixed Film Reactors-A Literature Review" Water Sci. Tech., 15, 1-101, (1983).
- [32] Hickey, R.F., et al. Start-up, Operation, Monitoring and Control of High Rate Anaerobic Treatment Systems. Anaerobic Treatment Technology for Municipal and Industrial Wastewaters. Water Science and Technology Volume 24 Number 8. pp. 207-257 (1991).
- [33] Hulshoff Pol, L.W.; et al, "Granulation in UASB-Reactors" Water Sci. Tech., 15, 291-304, (1983).
- 

- [34] Hulshoff pol, L.W., Webers, H.A.A.M. and Lettinga, G., "The effect of addition of small amounts of granular sludge to the seed sludge on the start-up of UASB-reactors". In Proceedings of the European Symp. on AWWT (W.J. Van den Brink, Ed). TNO Corporate Communication Dept. N.L. (1983).
- [35] Hulshoff pol., L.W., Dolfig, J. at al, "Pellatization of anaerobic sludge in UASB-reactors on sucrose containing waste water. Current perspective in microbial Ecology: Proceedings of he 3rd Jnt. Symp. on Microbial Ecology, Eds: M.J. Klug and C.A. Reddy, A.S. for microbiology, USA (1984).
- [36] Jeries, J.S., and Mc Carty, P., "Biochemistry of methane fermentation using C_{14} tracers", JWPCF, 27, 178, (1965).
- [37] Jeries, J.S., "Industrial wastewater treatment using anaerobic fluidized-bed reactors", IAWPR Specialized Seminar on Anaerobic Treatment of Wastewater in Fixed Film Reactors, Copenhagen (1982).
- [38] Kasırğa, E., "Zeytinyağı endüstrisi atıksularının anaerobic biyolojik stabilizasyon yöntemi ile arıtılması ve kinetik model geliştirilmesi", yayınlanmamış Doktora Tezi, Dokuz Eylül Üniversitesi, Müh. Fak., (1988).
- [39] Kennedy, K.J. and Van den Berg, L., "Anaerobic digestion of piggery waste using a stationary fixed film reactor", Agricultural Wastes, 4, 151-158, (1982).
- [40] Kınacı, C., ve Akça, L., "Lif levha atıksularının aktif çamur prosesleri ile arıtım esasları", 7. Türk-Alman Çevre Müh. Sempozyumu, İstanbul, (1988).

- [41] Lettinga, G., Van Velsen, A.F.M. et al, "Use of UASB reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment ", Biotechnology and Bioengineering, XXII, 699-734, (1980).
- [42] Lettinga, G., Hobma, S.W., et al "Design, operation and economy of anaerobic treatment", Water Science and Technology, 15, 819, (1983).
- [43] Lettinga, G., Roersma, R., Grin, P., Anaerobic Treatment of Raw Domestic Sewage at Ambient Temperatures Using a Granular Bed UASB Reactor, Biotechnology and Bioengineering, 25, 1701-1723, (1983).
- [44] Lettinga, G., Hulshof Pol, L.W. et al, "High-rate anaerobic wastewater treatment using the UASB reactor under a wide range of temperature conditions", Biotechnology and Genetic Engineering Reviews, 2, (1984).
- [45] Lettinga, G., "Future prospects for anaerobic treatment at papermills", paper presented at the PIRA-conf. Cost effective treatment of papermill effluents using anaerobic technologies, U.K., 1986).
- [46] McCarty, P.L., "Anaerobic Waste Treatment Fundamentals", Part One, Public Works, (1964).
- [47] McCarty, P.L., "Anaerobic Waste Treatment Fundamentals", Part three, Public Works, (1964).
- [48] Mosey, F., Mathematical Modelling of the Anaerobic Digestion Process Regulatory Mechanism for the Formation of Short-chain Volatile Acids from Glucose. IAWPR In Fixed-film Reactors, Copenhagen (1982).

- [49] Mosey, P.E., and Foulkes, M., "Control of the anaerobic digestion process", in Swage Sludge Stabilization and Disinfaction, Ed. A.M. Bruce, (1984).
- [50] Novak, J.T., and Carlson, D.A., "The Kinetics of Anaerobic Long Chain Fatty Acid Degradation, Journal WPCF, 42 (11), 1932-1943 (1970).
- [51] Orozco, A., Anaerobic Wastewater Treatment Using an Open Flow Baffled Reactor at Low Temperature. In Poster Papers Proc. Fifth Int.Sym. on Anaerobic Digestion, pp. 759-762 Bologna-Italy (1988).
- [52] Öztürk, İ., Demir, İ., Havasız Çamur Yataklı Reaktörlerde Granülasyona Etki Eden Faktörlerin Araştırılması, İTÜ Uygur Araştırma Geliştirme Projesi. Ocak (1989).
- [53] Pette, K.C., ve diğerleri, "Full Scale Anaerobic Treatment of Beet-Sugar Wastewater" Proc. 35th Ind. Waste Conf. Purdue Univ., 635-642, (1980).
- [54] Pette, K.C., ve Versprille, A.I., "Application of the UASB-Concept for Wastewater Treatment" Anaerobic Digestion 1981, Eds. Hughes et.al., Elsevier Biomedical Press, (1982).
- [55] Pohland, F.G., ve Bloodgood, D.E., "Laboratory Studies on Mesophilic and Thermophilic Anaerobic Sludge Digestion" JWPCF, 35, 11-42, (1963).
- [56] Ruppel, W., ve diğerleri, "UASB Reduces COD 75-85 %, Produces Methane Gas" Food Processing, Sept., 66-68, (1982).
- [57] Salkinoja, S., "Biodegradability of Recalcitrant Organochlorine Compounds in Fixed Film Reactors" IAWPR Seminar, Copenhagen, (1982).

- [58] Salkinoja-Salonen, M.S. et al "Starting-up of an anaerobic fixed-film reactor", Water Science and Technology, 15, 305-308, (1983).
- [59] Sarner, E., "Influence and control of H_2S on full-scale plants and pilot plant experiments", Proceedings of Anaerobic Treatment a Grown-up Technology Organized by NVA, Amsterdam, NL (1986).
- [60] Speece, R.E., ve McCarty, P.L. "Nutrient Requirements and Biological Solids Accumulation in Anaerobic Digestion Advances in Water Pollution Research, Proc. of the Int. Conf. Sept. 1962, London, V.2, p. 305-322, Pergamon Press, (1964).
- [61] Speece, R.E., "Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewater Treatment" Environ. Sci. Tech., 17, 9, 416-427 B, (1983).
- [62] Switzenbaum, M.S., ve Jewell, W.J., "Anaerobic Attached Film Expanded-Bed Reactor Treatment" J.W.P.C.F., 52, 1953-1965, (1980).
- [63] Sutton, P.M., Li.A., et al "Dorr-Oliver's fixed-film, suspended-growth anaerobic systems for industrial waste water treatment and energy recovery", Ind.waste conf. in Purdue (1982).
- [64] Switzenbaum, M.S. "A comparison of the anaerobic filter and the anaerobic expanded/fluidized bed process", Water Science and Technology, 15, 8/9 (1983).
- [65] Thauer, R.K., Jungerman, K., and Decker, K., "Energy conservation in chemotropic anaerobic bacteria", Bact. Revs. 41(1), 100-180, (1977).
- 

- [66] Ubay, G., "Evsel Atıksuların Havasız Biyolojik Arıtımı üzerine bir araştırma" Doktora Tezi, İTÜ Fen Bilimleri Enstitüsü (1993).
- [67] Ubay, G., Havasız Çamur yataklı sistemlerin kinetik modellenmesi, İTÜ Fen Bilimleri Enstitüsü Yüksek Lisans Tezi (1989).
- [68] Welander, T. and Hansson, G., "Anaerobic treatment of a pulp industry wastewater", Proc. Anaerobic waste water treatment, symposium held in Noordwijkerhout, NL (1983).
- [69] Van der Berg and Kennedy, K.J., "Comparision of Advanced anaerobic reactors" Third Int.Symp. On. Anaerobic Digestion, Boston, USA, (1983).
- [70] Timur, A., Kuvvetli Atıkların Yukarı Akışlı Havasız Filtrelerde Arıtım Kinetiği, İTÜ Fen Bilimleri Enst. Doktora Tezi (1986).
- [71] Young, J. ve McCarty, P., "The anaerobic filter for waste treatment", JWPCF, May 1969.
- [72] Young, J.C., Factors Affecting the Design and Performance of Upflow Anaerobic Filters. Water Science and Technology. Vol. 24, No. 8., pp. 133-155. (1991).
- [73] Zehnder, A.J.B., "Ecology of Methane Formation", Water Pollution Microbiology, V.2., (1978).
- [74] Zeikus, J.G., "Microbial Populations in Digesters", Proc. of first Int. Symposium on Anaerobic Digestion, Applied Science Pub.Ltd. (1980).