

**BATIK ANAEROBİK MEMBRAN
BİYOREAKTÖRDE FARKLI MODÜL ŞEKLİ ve
MODÜL LİF ARALIKLARI İLE BİYOGAZ
GERİ DEVRİNİN ARITMA VERİMİNE
ETKİLERİ**

Handan Pelin ATEŞER

**Yüksek Lisans Tezi
Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı
Danışman: Doç. Dr. Yusuf SAATÇI
MAYIS-2013**

**T.C
FIRAT ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

**BATIK ANAEROBİK MEMBRAN BİYOREAKTÖRDE FARKLI MODÜL ŞEKLİ ve
MODÜL LİF ARALIKLARI İLE BİYOGAZ GERİ DEVRİNİN ARITMA VERİMİNE
ETKİLERİ**

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Handan Pelin ATEŞER

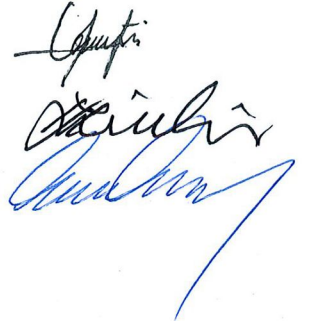
101112101

**Tezin Enstitüye Verildiği Tarih : 6 Mayıs 2013
Tezin Savunulduğu Tarih : 2 Mayıs 2013**

Tez Danışmanı: Doç. Dr. Yusuf SAATÇI (F.Ü)

Diğer Jüri Üyeleri: Prof. Dr. Ayhan ÜNLÜ (F.Ü)

Doç. Dr. M. Şaban TANYILDIZI (F.Ü)



MAYIS-2013

ÖNSÖZ

Tez çalışmamın tüm aşamalarında desteğini esirgemeyen tez danışmanım Sayın Doç. Dr. Yusuf SAATÇI' ya, Sayın Prof. Dr. Halil HASAR hocama, Sayın Yrd. Doç. Dr. Mustafa ARSLAN' a ve çalışmamızı 110Y043 No.' lu proje ile destekleyen TUBİTAK ile bu projede yer alan grup çalışma arkadaşlarıma çok teşekkür ederim.

Ayrıca, her zorlukta yanımda olan ve desteklerini hiçbir zaman esirgemeyen canım aileme sonsuz teşekkürlerimi sunarım.

Handan Pelin ATEŞER
ELAZIĞ, 2013

İÇİNDEKİLER

	<u>Sayfa No</u>
ÖNSÖZ	i
İÇİNDEKİLER	ii
ÖZET	iv
SUMMARY	v
ŞEKİLLER LİSTESİ	vi
TABLolar LİSTESİ	x
SİMGELER ve KISALTMALAR LİSTESİ	xi
1. GİRİŞ	1
1.1. Genel Bilgiler	3
1.1.1. Anaerobik (Havasız) Arıtım	3
1.1.1.1. Anaerobik Arıtımın Safhaları	5
1.1.1.1.1. Hidroliz Safhası	6
1.1.1.1.2. Asit Üretimi Safhası	6
1.1.1.1.3. Metan Üretim Safhası	7
1.1.1.2. Anaerobik Arıtımın Avantaj ve Dezavantajları	8
1.1.1.2.1. Anaerobik Arıtımın Avantajları	8
1.1.1.2.2. Anaerobik Arıtımın Dezavantajları	9
1.1.2. Membran Proseslerine Genel Bakış	10
1.1.2.1. Basınçlı Membran Prosesleri	11
1.1.2.1.1. Mikrofiltrasyon (MF)	11
1.1.2.1.2. Ultrafiltrasyon (UF)	12
1.1.2.1.3. Ters Osmoz (RO)	13
1.1.2.1.4. Nanofiltrasyon (NF)	15
1.1.2.2. Anaerobik Membran Biyoprosesler	16
1.2. Literatür Özeti	17
2. MATERYAL VE METOT	21
2.1. Reaktör	21
2.2. Yapılan Analizler ve Analiz Yöntemleri	25
2.2.1. Toplam katı madde	26
2.2.2. Toplam uçucu katı madde (TUKM)	26
2.2.3. Toplam askıda katı madde (AKM)	26
2.2.4. Kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ)	26
2.2.5. Toplam Alkalinite	27
2.2.6. Gaz analizleri	28
2.3. Gaz Ölçüm Düzeneği	29
3. BULGULAR	30
3.1. Farklı Modül Şekillerinin SAnMBR Arıtma Verimine Etkisi	30
3.1.1. Arıtılabilirlik Çalışmaları	30
3.1.2. Çamur Analizleri	40
3.2. Farklı Gaz Geri Devrinin SAnMBR Arıtma Verimine Etkisi	46

3.2.1.	Arıtılabilirlik Çalışmaları.....	46
3.2.2.	Çamur Analizleri	55
3.3.	Farklı Membran Modülü Lif Aralıklarının SAnMBR Arıtma Verimine Etkisi.....	61
3.3.1.	Arıtılabilirlik Çalışmaları.....	61
3.3.2.	Çamur Analizleri	71
3.3.3.	Biyogaz üretimi	75
4.	SONUÇLAR ve TARTIŞMA	77
	KAYNAKLAR.....	85
	ÖZGEÇMİŞ.....	91

ÖZET

Membran biyoreaktörler, suyun yeniden kullanımı ve geri dönüşümü gibi mükemmel çıkış suyu kalitesi gerektiren atık su arıtımında giderek artan oranlarda kullanılmaktadır. MBR' lar sıvı karışımdaki askıda katı maddelerin (MLSS) giderimine ve düşük atık çamur üretimine, kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ) ve biyolojik oksijen ihtiyacı (BOİ) açısından yüksek giderme verimine ve su ıslahına imkân verirler.

Bu tez çalışmasında amaç, sentetik atıksuların arıtılması için batık AnMBR' ın fizibilitesi, çeşitli kimyasal parametrelerin giderim verimi, biyogaz üretimi ve reaktör çamur özelliklerinin karakterizasyonu ile membran modül geometrik şekli ve biyogaz geri devri arasındaki ilişkiyi değerlendirmektir.

Deneylerde kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ), toplam organik karbon (TOK), toplam katı maddeler (TKM), toplam fosfor (TP), toplam azot (TN), sülfat gibi parametreler periyodik olarak ölçüldü.

Analiz sonuçlarında, akıların KOİ giderimleri %95-98 ve konsantrasyonları 40-280 mg/L olarak ölçüldü. Reaktör işletme süresince, KOİ, $SO_4^{=}$ ve TOK uzaklaştırma verimleri, sırasıyla %95-98, %15-70, %96-98 olarak bulundu. Aynı zamanda uçucu katı madde (TUKM) verimi %97-98' in üzerinde gerçekleşti. Akılardaki toplam katı maddenin (TKM) önemli bir kısmının çözünmüş katı maddelerden oluştuğu belirlendi. Atıksulardaki optimum pH' ın belirlenmesi için yapılan araştırmalar süresince, pH 6,3-8,45 aralığında kaldı. Reaktördeki alkalinite ve TUA değerleri, sırasıyla, 1500-3500 mgCaCO₃/L ve 80-180 mg HoAc/L arasında ölçüldü.

TUA/Alkalinite oranı tüm deneysel çalışmalar için 0,1 değerinin altında kaldı. Yüksek KOİ giderimine ilaveten yüksek biyogaz kalitesi elde edildi. Batık anaerobik membran reaktörün işletilmesi süresince elde edilen biyomas konsantrasyonu 5,6-9,2 g/L aralığındaydı.

Sonuçlar batık anaerobik membran biyoreaktörün spesifik bakterileri tutmak için etkili bir proses olduğunu ve atıksuların arıtımı için mezofilik şartlar altında anahtar bir faktör olabileceğini gösterdi.

Bu çalışmada arıtım etkinliği üzerine membran geometrik şeklinin farklılıklarının fazla etkili olmadığı görüldü. Fakat batık anaerobik membran biyoreaktörlerin verimi üzerine biyogaz püskürtme daha etkiliydi.

Anahtar kelimeler: Batık anaerobik membran biyoreaktör, atıksu arıtımı, biyogaz püskürtme, membran geometrisi, metan üretimi

SUMMARY

THE EFFECTS ON TREATMENT EFFICIENCY OF MEMBRANE MODULE SHAPES, FIBER RANGES AND BIOGAS SPARGING IN THE SUBMERGED ANAEROBIC MEMBRANE BIOREACTOR

MBRs are being increasingly used for wastewater treatment that requires excellent effluent quality, e.g., water reuse or water recycling. MBRs allow high concentrations of mixed liquor suspended solids (MLSS) and low production of excess sludge; enable high removal efficiency of biological oxygen demand (BOD) and chemical oxygen demand (COD), and water reclamation.

In this thesis, the aim was to study the feasibility of submerged anaerobic membrane bioreactors (SAnMBRs) for synthetic wastewater treatment, quantifying the specific chemical parameters removal efficiency and biogas production. In addition reactor sludge properties and relations between membrane module shapes and biogas sparking were evaluated in submerged anaerobic bioreactor.

Some parameters such as COD, solids, alkalinity, volatile fatty acids (VFA), total phosphorus (TP), total nitrogen (TN), and sulfate were measured periodically. Results of the analysis were indicated the of COD removal efficiency of permeate 95-98% with a value around 40-280 mg/l. During the operation the removal efficiencies of COD, $\text{SO}_4^{=}$, TOC were 95-98%, 15-70% and 96-98%, respectively. The removal efficiency of volatile suspended solids (VSS) was over 97-98%. A great rate of total suspended solids (VSS) was found to be included dissolved solid. It was found that optimum performance was with pH in the range of 6.3 and 8.45. Alkalinity and VFA values in the reactor were around 1500-3500 mg/L as CaCO_3 and 80-180 mg HoAc/L, respectively.

VFA/alkalinity ratio was below to 0.1 for all experimental conditions. A high COD removal efficiency was achieved, and the biogas which has a good quality performed. The during operation biomass concentrations were maintained in the range of 5.6-9.2 g/L. Results also show that the application of anaerobic membrane bioreactors is an efficient way to retain specific bacteria that can be a key factor for the treatment of wastewaters under mesophylic conditions.

In this study, it was concluded that negligible effects of membrane geometric forms on removal efficiency. However, biogas sparging was slightly effective on performance of submerged anaerobic membrane bioreactors.

Key words: Submerged anaerobic membrane bioreactor, wastewater treatment, biogas sparging, membrane geometry, methane production.

ŞEKİLLER LİSTESİ

Sayfa No

Şekil 1.1.	Anaerobik proseslerdeki karbon dönüşümünün şematik gösterimi	8
Şekil 1.2.	Membran işletim şekillerinin şematik gösterimi.....	11
Şekil 1.3.	Membran ayırma prosesi	11
Şekil 1.4.	Mikrofiltrasyon prosesinin şematik gösterimi	12
Şekil 1.5.	Ultrafiltrasyon prosesinin şematik gösterimi	13
Şekil 1.6.	Osmoz olayının şematik gösterimi	14
Şekil 1.7.	Ters osmoz olayının şematik gösterimi	14
Şekil 1.8.	Ters osmoz prosesinin şematik gösterimi.....	15
Şekil 1.9.	Nanofiltrasyon prosesinin şematik gösterimi.....	16
Şekil 2.1.	Sistem bileşenlerinin şematik gösterimi	23
Şekil 2.2.	Gaz ölçüm düzeneğinin şematik gösterimi	29
Şekil 3.1.	Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki değişimler	31
Şekil 3.2.	Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki pH değişimleri.....	31
Şekil 3.3.	Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki alkalinite değişimleri.....	32
Şekil 3.4.	Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki KOİ konsantrasyonları	32
Şekil 3.5.	Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki KOİ verimleri.....	33
Şekil 3.6.	Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TN konsantrasyonları	34
Şekil 3.7.	Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TN verimleri	34
Şekil 3.8.	Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki NH ₄ -N konsantrasyonları	35
Şekil 3.9.	Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki NH ₄ -N verimleri.....	35
Şekil 3.10.	Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki SO ₄ = konsantrasyonları	36
Şekil 3.11.	Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki SO ₄ ⁼ verimleri	36
Şekil 3.12.	Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TP konsantrasyonları.....	37
Şekil 3.13.	Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TP verimleri	37
Şekil 3.14.	Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TOK konsantrasyonları	38

Şekil 3.15.	Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TOK verimleri.....	38
Şekil 3.16.	Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TKM konsantrasyonları.....	39
Şekil 3.17.	Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TKM verimleri.....	39
Şekil 3.18.	Farklı membran modülleriyle yapılan işletme süresince reaktör çamurunda haftalık ortalama pH değerleri	41
Şekil 3.20.	Farklı membran modülleriyle yapılan işletme süresince reaktör çamurunda ortalama TUA konsantrasyonları	42
Şekil 3.21.	Farklı membran modülleriyle yapılan işletme süresince reaktör çamurunda ortalama katı madde değişimleri	42
Şekil 3.22.	Farklı membran modülleriyle yapılan işletme süresince toplam akı değişimi.....	43
Şekil 3.23.	Farklı membran modülleriyle yapılan işletme süresince HBS değişimi	43
Şekil 3.24.	Farklı membran modülleriyle yapılan işletme süresince HOY değişimi	44
Şekil 3.25.	Farklı membran modülleriyle yapılan işletme süresince SRT değişimi.....	44
Şekil 3.26.	Farklı membran modüllerinde işletme süresince reaktörde üretilen gaz konsantrasyonlarının zamanla değişimi.....	45
Şekil 3.27.	Farklı membran modülleriyle yapılan işletme süresince gaz geri devirli ve geri devirsiz kısımlarda oluşan biyogazın içerikleri ve günlük üretim miktarları	46
Şekil 3.28.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki değişimler	47
Şekil 3.29.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki pH değişimleri.....	47
Şekil 3.30.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki toplam alkalinite değişimleri	48
Şekil 3.31.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki KOİ konsantrasyonları	48
Şekil 3.32.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki KOİ verimleri.....	49
Şekil 3.33.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TN konsantrasyonları	49
Şekil 3.34.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde elde edilen akılarda TN verimleri.....	50
Şekil 3.35.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki NH ₄ -N konsantrasyonları	50
Şekil 3.36.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde elde edilen akılarda NH ₄ -N verimleri	51
Şekil 3.37.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki SO ₄ ⁼ konsantrasyonları	51

Şekil 3.38.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde elde edilen akılardaki SO_4^- verimleri	52
Şekil 3.39.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TP konsantrasyonları	52
Şekil 3.40.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TP verimleri	53
Şekil 3.41.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TOK konsantrasyonları	53
Şekil 3.42.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TOK verimleri	54
Şekil 3.43.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TKM konsantrasyonları	54
Şekil 3.44.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TKM verimleri	55
Şekil 3.45.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince reaktör çamurunda haftalık ortalama pH değerleri	55
Şekil 3.46.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince reaktör çamurunda ortalama toplam alkalinite konsantrasyonları	56
Şekil 3.47.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince reaktör çamurunda ortalama TUA konsantrasyonları	56
Şekil 3.48.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince reaktör çamurunda ortalama katı madde değişimleri	57
Şekil 3.49.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince toplam akı değişimi	57
Şekil 3.50.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince HBS değişimi	58
Şekil 3.51.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince HOY değişimi	59
Şekil 3.52.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince SRT değişimi	59
Şekil 3.53.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince reaktörde üretilen gaz konsantrasyonlarının zamanla değişimi	60
Şekil 3.54.	Farklı gaz debilerinde işletme süresince gaz geri devirli ve geri devirsiz kısımlarda oluşan biyogazın içerikleri ve günlük üretim miktarları	61
Şekil 3.55.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki değişimler	62
Şekil 3.56.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki pH değişimleri	63
Şekil 3.57.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki toplam alkalinite değişimleri	63
Şekil 3.58.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki KOİ konsantrasyonları	64
Şekil 3.59.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki KOİ verimleri	64
Şekil 3.60.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TN konsantrasyonları	65

Şekil 3.61.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akıldaki TN verimleri	65
Şekil 3.62.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akıldaki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları	66
Şekil 3.63.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akıldaki $\text{NH}_4\text{-N}$ verimleri.....	66
Şekil 3.64.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akıldaki $\text{SO}_4^{=}$ konsantrasyonları	67
Şekil 3.65.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akıldaki $\text{SO}_4^{=}$ verimleri	67
Şekil 3.66.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akıldaki TP konsantrasyonları.....	68
Şekil 3.67.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akıldaki TP verimleri.....	68
Şekil 3.68.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akıldaki TOK konsantrasyonları	69
Şekil 3.69.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde TOK verimleri.....	69
Şekil 3.70.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde TKM konsantrasyonları	70
Şekil 3.71.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akıldaki TKM verimleri.....	70
Şekil 3.72.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince reaktör çamurunda haftalık ortalama pH değerleri	71
Şekil 3.73.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince reaktör çamurunda ortalama toplam alkalinite konsantrasyonları	71
Şekil 3.74.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince reaktör çamurunda ortalama TUA konsantrasyonları	72
Şekil 3.75.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince reaktör çamurunda ortalama katı madde değişimleri	73
Şekil 3.76.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince toplam akı değişimi	73
Şekil 3.77.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince HBS değişimi	74
Şekil 3.78.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince HOY değişimi	74
Şekil 3.79.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SRT değişimi.....	75
Şekil 3.80.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince reaktörde üretilen gaz konsantrasyonlarının zamanla değişimi.....	75
Şekil 3.81.	Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince gaz geri devirli ve geri devirsiz kısımlarda oluşan biyogazın içerikleri ve günlük üretim miktarları.....	76

TABLÖLAR LİSTESİ

Sayfa No

Tablo 1.1.	Başlıca anaerobik mikroorganizma grupları.....	5
Tablo 1.2.	İşletme şartları.....	19
Tablo 2.1.	Sentetik atıksuyun bileşenleri ve konsantrasyonları	24
Tablo 2.2.	Hazırlanan membran modüllerinin özellikleri	24
Tablo 2.3.	SAnMBR sistemi işletme şartları.....	25
Tablo 2.4.	Gaz kromatografisinde metan analizi yapmak için optimize edilen şartlar....	28

SİMGELER ve KISALTMALAR LİSTESİ

AHR	: Anaerobik hibrit reaktör
AnMBR	: Anaerobik membran biyoreaktör
BOİ₅	: Biyolojik oksijen ihtiyacı
EPS	: Hücre dışı polimerik ürünler
ED	: Elektrodializ
HBS	: Hidrolik bekleme süresi
HOY	: Hacimsel organik yükleme
KOİ	: Kimyasal oksijen ihtiyacı
MBR	: Membran
MF	: Mikrofiltrasyon
MLS	: Tam karışimli sıvıda toplam katı madde
MLSS	: Tam karışimli sıvıda askıda katı madde
MLVSS	: Tam karışimli sıvıda uçucu katı madde
NF	: Nanofiltrasyon
nm	: Nanometre
RO	: Ters osmoz
SAnMBR	: Batık anaerobik membran
SMP	: Çözünebilir mikrobiyal ürünler
SRT	: Çamur yaşı
TKM	: Toplam katı madde
TN	: Toplam azot
TOK	: Toplam organik karbon
TP	: Toplam fosfor
TUA	: Toplam uçucu asit
TUKM	: Toplam uçucu katı madde
UASB (YAHÇY)	:Yukarı akışlı havasız çamur yatağı
UF	: Ultrafiltrasyon
V	: Süzüntü hacmi
µm	: Mikrometre

1.GİRİŞ

Atıksuların arıtımında anaerobik sistemlerin, düşük enerji tüketimi, daha az çamur üretimi, atık stabilizasyonu ve biyogaz eldesi gibi önemli avantajları vardır (Saddoud ve diğ., 2007; Ho ve Sung, 2010). Anaerobik sistemlerin bu olumlu yönlerinin yanı sıra çıkış sularının alıcı ortam standartlarını sağlayamaması ve reaktörden mikroorganizma kaçışı gibi olumsuz yönleri de bulunmaktadır. Metanojenik organizmaların yavaş büyüme hızlarını biyomas konsantrasyonundan bağımsız kılmak için hidrolik ve katı alıkonma sürelerini artırmak suretiyle, biyomas alıkonması anaerobik biyoreaktörlerde önemlidir. Anaerobik sistemler, harici veya sistem içerisine batık şeklindeki membran sistemleriyle birleştirilerek bu olumsuzluklar giderilmeye çalışılmıştır.

MBR' lar; suyun yeniden kullanımı ve geri dönüşümü gibi mükemmel çıkış suyu kalitesi gerektiren atık su arıtımında giderek artan oranlarda kullanılmaktadır. MBR' lar sıvı karışımdaki askıda katı maddelerinin (MLSS) giderimine ve düşük atık çamur üretimine, kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ) ve biyolojik oksijen ihtiyacı (BOİ) yüksek giderim verimine ve su ıslahına imkân verirler.

Anaerobik mikroorganizmaların yavaş çoğaldığı biyoreaktördeki tüm mikroorganizmaların tam olarak alıkonması mikrofiltrasyon (MF) veya ultrafiltrasyon (UF) membran modülleri kullanılarak anaerobik membran biyoreaktörlerde (AnMBR) başarılabilir. Batık membran sisteminde membranların bir tanka yerleştirilerek suyun vakum ile çekilmesi sağlanır. Membrandan geçemeyen konsantre kısım ise tank içerisinde kalmaktadır. Bu sistemin avantajı, konsantre kısmın debisinin azalması ve vakum altında çalıştığı için basınç altında çalışan sistemlere göre enerji maliyetinin daha az olmasıdır (Taşıyıcı, 2009).

Anaerobik membran biyoreaktör teknolojisi katı ve kolloidal organik maddelerin artan rejeksiyonundan çıkış suyu kalitesini artırabilir ve ayrıca daha yüksek biyomas konsantrasyonları sağlayabilirler. Böylece, enerji ihtiyacının önemli olduğu aerobik prosesler üzerinde, enerji ihtiyacı ve çamur üremesinde arıtma sunarak anaerobik arıtmanın verimliliğini artırır. Ancak, membran kirlenmesi AnMBR' ların en önemli dezavantajıdır. Bunun kontrolü elde edilen verimi artırır. Anaerobik bakterilerin düşük büyüme hızları dikkate alındığında, sistemler yüksek biyomas konsantrasyonlarında işletildiğinde, AnMBR teknolojisi fizibil olmaktadır. Bu durum, yüksek hacimsel yükleme hızına ve dolayısıyla küçük reaktör hacimlerine imkân sağlamaktadır.

Katı konsantrasyonları, membranın yüzeyine karşı partiküllerin akışını direkt olarak etkilemektedir. Bundan dolayı, membran üzerinde katıların birikmesi, muhtemelen AnMBR' lardaki kritik akıyı sınırlandıran en önemli faktördür (An ve diğ., 2009; Meng ve diğ., 2009).

Biyomas, kolloidler (Choo ve diğ., 2000), çözünebilir organik maddeler (Harada ve diğ., 1994), inorganik çökeltiler (Yoon ve diğ., 1999) ve hücre dışı polimerik maddeler (Nagaoka ve diğ., 1996; Chang ve Lee, 1998) gibi kirletici maddeler akı azaltıcı etkenler olarak tarif edilmektedir. Bu maddelerin her birinin önemi işletme koşullarına bağlıdır.

AnMBR' ı sınırlayan temel faktör membranların çabuk kirlenmesidir. AnMBR proseslerindeki biyolojik kirleticiler biyomas, hücre enkazları, mikrobiyal hücrelerin oluşturduğu kompleks ağlar ve hücre dışı polimerik maddeler (EPS), çözünmüş mikrobiyal ürünler (SMP) olarak tarif edilen biyopolimerleri kapsar (Kang ve diğ., 2002; Huang ve diğ., 2009; An ve diğ., 2009). Bu polimerler daha küçük boyutlu olduklarından membran yüzeylerine kolayca yapışabilirler (Meng ve diğ., 2009). SMP direkt olarak membran süzüntü akışını ve/ veya permeabilitesini etkileyen bir kirletici olarak değerlendirilmiştir. Filtrasyon direncinin yüksek SMP içeriği ile lineer olarak arttığı belirtilmiştir (Meng ve diğ., 2006). EPS' nin temel içeriği proteinler, karbonhidratlar ve humustur.

Çözeltideki inorganik maddeler membran yüzeyinde birikerek membran gözenekleri içerisinde hapis olmaları ile kalıcı kirlenmeye neden olurlar. Ayrıca çözeltideki katyonlar biyokek tabakası içerisinde birikerek kekin daha fazla kalınlaşmasına ve kirlenmenin artışına neden olurlar (Kang ve diğ., 2002; Koyuncu, 2007). Bu membran yüzeyinde biriken biyopolimerler arasında köprü ve/veya metal tuzlarının birikmesi karboksil ve fosfat grupları gibi anyonik grupları yük nötralizasyonuna sebep olabilir (Choo ve Lee, 1996; Seidel ve Elimelech, 2002; An ve diğ., 2009). AnMBR' da kimyasal veya kalıcı kirlenmeye neden olan kirletici tipleri struvit ($MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$), dolomit ($CaMg(CO_3)_2$), $K_2NH_4PO_4$ ve kalsit ($CaCO_3$), hidroksiapatit ($Ca_{10}(PO_4)_6(OH)_2$) kapsadığı rapor edilmiştir (Yoon ve diğ., 1999; Liao ve diğ., 2006; Koyuncu, 2007). Özellikle Ca^{+2} ve Mg^{+2} gibi katyonların varlığı kirlenme tabakasının oluşumunda etkili olmaktadır. Membran kirlenmesi performansı doğrudan etkilediğinden membran ya temizlenmeli ya da değiştirilmelidir. Aksi takdirde sistem verimi düşmekte ve mikroorganizma faaliyetleri olumsuz etkilenmektedir.

AnMBR' lar giriş KOİ' nin %98' ini biyogaz haline dönüştürebilir, üstelik, anaerobik mikroorganizmaların yavaş büyümesi nedeniyle bu sistemlerde üretilen çamur

çok düşüktür. Genellikle, AnMBR' lar, mükemmel kalitede yakıt biyogaz üretme kapasitesine sahiptir (Skouteris G., ve diğ., 2012).

Yorumlanan çalışmalarda, AnMBR' lar kentsel atıksu ve işlenmemiş evsel atıksular arasında değişen çeşitli tipteki atıkların arıtımı için kullanılmıştır. AnMBR' ların çoğu mezofilik aralıklarda 35°C veya termofilik aralıklarda 55°C civarında işletilmiş olsa bile 20°C civarında da test edilmiştir. Karışık çözeltilerin sıcaklığı KOİ giderme verimini etkiler ve daha yüksek sıcaklıklarda daha iyi KOİ giderme verimine yol açar. Örneğin; 2010 yılında Ho ve Sung tarafından 25°C ve 15°C' de çalıştırılan iki AnMBR' dan sırasıyla %95 ve %85' in üzerinde sonuçlar elde edilmiştir (Skouteris G., ve diğ., 2012).

AKM giderim verimleri ile ilgili olarak, referanslarda çok yüksek değerler rapor edilmiştir, özellikle de %99' dan daha yüksek değerlerin rapor edildiği saptanmıştır. Son olarak pH şoklarının KOİ giderme verimi üzerinde uzun süreli olumsuz etkilerinin olduğu söylenebilir (Skouteris G., ve diğ., 2012).

Biyogaz püskürtme kek tabakasının oluşmasını engeller (Hulse ve diğ., 2009) ve elde edilen verimi bir miktar yükseltebilir.

Bu çalışmada, batık anaerobik membran biyoreaktörlerde (SAnMBR) farklı modül şekilleri ve modül lif aralıkları ile biyogaz geri devrinin sistem verimine etkileri incelenmiştir. KOİ, TOK, TP, TN, , $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{SO}_4^{=}$ ve katı madde parametreleri üzerinde yapılan analizler ile sistem performansı araştırılmıştır.

1.1. Genel Bilgiler

1.1.1. Anaerobik (Havasız) Arıtım

Arıtma teknolojileri temelde, aerobik (havalı) ve anaerobik (havasız), olmak üzere iki bölüme ayrılabilir. Aerobik arıtma sistemlerinin maliyeti yüksek, hızı, verimi düşük olduğundan dolayı başka sistemlerin arayışına gidilmiş ve anaerobik arıtma sistemleri geliştirilmiştir (Ülkü, 2006).

Anaerobik arıtma, organik bileşikler metana dönüştüren seri ve paralel bir çok adımla biyokimyasal reaksiyonlardan oluşan mikrobiyolojik proseslerden meydana gelir. Anaerobik atıksu arıtımı evselden endüstriyele çok farklı özelliklerdeki atıksuların arıtımı için çok hızlı gelişen ve gelecek vaat eden bir teknoloji olarak tanımlanabilir. Kuvvetli atıkların arıtımında aerobik arıtma proseslerine kıyasla çok daha ekonomik olduğu

belirlenen anaerobik arıtım prosesleri son yıllarda evsel atıksu arıtımında da kullanılmaktadır (Bozok, 2006).

Anaerobik arıtma, kirliliğin azaltılmasında, özellikle gıda üretimi yapan ve tarıma dayalı endüstrilerin (şeker, maya, mısır, alkol, süt ürünleri, selüloz ve kağıt) atıksularına bir asırdan fazla süredir uygulanmaktadır. Anaerobik arıtma sistemlerinin az alan kaplaması, hızlı olması ve uygulanabilirliği sayesinde kullanımı oldukça artmıştır. Yüksek yükleme hızları, proses stabilitesi ve düşük çamur üretimi anaerobik proseslerin başlıca avantajları arasındadır. Anaerobik proseslerin uygulanmalarındaki artışın en önemli sebeplerinden biri de net enerji üretimidir. Bu prosesler net enerji ürettiği gibi, aynı zamanda üretilen biyogaz, fosil yakıtların yerine kullanılmaktadır. Bu sayede, sera gazı etkisinin azaltılmasına da olumlu katkı sağlamaktadır. Bu durum atık arıtımında anaerobik proseslerin gelecekteki önemini daha da arttırmaktadır (Ülkü, 2006).

Günümüzde anaerobik sistemler; meyve suyu, bira, alkol destilasyonu, süt ve peynir, balık ve deniz ürünleri, şeker, kağıt, ilaç vb. birçok endüstriye ait atıksuların arıtılmasında yoğun olarak kullanılmaktadır (Demirer, 2006).

Anaerobik arıtma diğer yöntemlere nazaran diğer avantajlara da sahiptir. Yüksek KOİ' li atıksuların anaerobik arıtımı aerobik arıtmaya göre daha ekonomiktir. Anaerobik arıtma kullanılarak 2700 kW-sa/1000 kg KOİ enerji üretilebilir. Aerobik arıtmaya göre daha az çamur oluşur. Anaerobik arıtma sonunda KOİ' nin yaklaşık % 98' i biyogaz olarak adlandırılan ve yaklaşık %70 civarında metan yüzdesine sahip olan gaz karışımına dönüşmektedir. Daha az alan kaplar ve donanım maliyeti düşüktür. Anaerobik mikroorganizmaların sıcaklık değişimi ve besin maddelerinin sınırlanmasına dayanıklılığı yüksek olduğundan mevsimlik endüstriler için de oldukça uygundur. Anaerobik arıtma diğer arıtma yöntemleriyle kombine edilerek daha yüksek arıtma verimi elde edilebilir (Çoban, 2009).

Anaerobik arıtma prosesinin tasarımında, hidrolik bekleme süresi (HBS) ve çamur yaşı (SRT) parametreleri oldukça önemli bir yer tutmaktadır ve etkili bir stabilizasyon işleminin gerçekleşebilmesi için yüksek çamur yaşına ihtiyaç duyulmaktadır. Düşük çamur yaşlarında sistemin stabilizasyon kapasitesi oldukça sınırlı bir düzeyde kalmaktadır. Anaerobik bakterilerin düşük büyüme oranları dikkate alındığında, eğer sistem yüksek biomass konsantrasyonunda işletilebilirse, anaerobik membran bioreaktör teknolojisinin daha ekonomik olabileceği öngörülmektedir (Jeison ve van Lier, 2007).

Anaerobik arıtma biyolojik bir proses olduğundan arıtmada en önemli pay mikroorganizmalara aittir. Dolayısıyla anaerobik arıtmada birçok farklı mikroorganizma türü rol oynar. Ancak temel işlevi iki grup mikroorganizma gerçekleştirir. Bunlar; asit bakterileri ve arkelerin büyük çoğunluğunu oluşturan metanojenlerdir (Çoban, 2009).

Anaerobik arıtma temel olarak üç safhada gerçekleşir (Çoban, 2009):

1. Yüksek yoğunluklu organik maddelerin hidroliz sonucu düşük yoğunluğa sahip organik maddelere dönüştürülmesi,
2. Düşük yoğunluklu organik maddelerin asit bakterilerince asetata dönüştürülmesi,
3. Metan bakterileri tarafından asetat, H_2 ve CO_2 ' den metan üretimi

Tablo 1.1. Başlıca anaerobik mikroorganizma grupları (Çoban, 2009).

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

1.1.1.1. Anaerobik Arıtımın Safhaları

Havasız arıtma farklı mikroorganizma gruplarının rol aldığı oldukça kompleks bir biyokimyasal süreçtir. Bu proseslerde üç bakteri grubunun rol oynadığı belirlenmiştir. İlk bakteri grubu, kompleks polimerlerin hidrolizi ve fermentasyonunda görevli olan fermentasyon bakterileridir. Bunların faaliyetleri sonucu, suksinat ve laktat gibi ara metabolize ürünleri oluşmaktadır.

İkinci fazda, yani asit üretimi fazında hidrojen üreten asit bakterileri bulunur. Bunlar birinci fazda oluşan fermentasyon ürünlerini asetat, hidrojen ve CO_2 ' e dönüştürürler.

H_2 , CO_2 ve asetat, metan oluşum fazı olarak bilinen üçüncü faz boyunca indirgenerek metana dönüşürler. Bu aşamada görev alan bakteriler metan bakterileri olarak tanımlanmaktadır ve metan bakterileri, anaerobik çürüme proseslerini gerçekleştiren bakteri grupları arasında en iyi bilinenlerdir (Bişgin, 2006).

1.1.1.1.1. Hidroliz Safhası

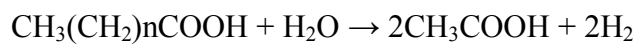
Bu aşamada selüloz, lignin ve hemiselüloz gibi karbonhidratlar glikoz, pentoz ve heksoza; proteinler, polipeptid ve aminoasitlere; yağlar ise alkollere, asitlere ve hidrojene dönüşmektedir. Fakat bazı bileşikler anaerobik bakteriler tarafından kolaylıkla parçalanamaz.. Bu durumda hidroliz hız sınırlayıcı basamak olarak kabul edilmektedir ve substratın anaerobik arıtma için uygunluğunun belirlenmesi gerekmektedir.

Anaerobik arıtmanın hidroliz safhasında; yüksek yoğunluklu organik maddeler düşük yoğunluklu organik maddelere ayrıştırılır. Bir nevi asit ve metan üretimi safhaları için hazırlık yapılır. Hidroliz safhası kimi zaman asetojen safhası ile tek bir safha olarak düşünülüp hidroliz ve asetojen safhası adı altında toplanır. Bu safha temel olarak hücre dışı enzimleri tarafından gerçekleştirilir. Dolayısıyla enzimlerin çalışma şartlarını etkileyen faktörler bu safhanın hızını da etkiler.

Hidroliz safhasının hızını etkileyen faktörler, hidrolik bekletme süresi, ortamın pH'ı ve sıcaklığıdır. Hidrolik bekletme süresi yeterli olmadığında organik maddelerin hidrolizi tam olarak gerçekleşemez. Dolayısıyla bir sonraki safha olan asit üretimi safhasında asit bakterilerinin uçucu asitlere dönüştüreceği basit yapılu organik maddelerin miktarı yetersiz olmuş olur. Bu da daha az organik madde giderimine ve daha az metan üretimine sebep olur. Genel olarak hidroliz safhası anaerobik arıtma için hız sınırlayıcı değildir ancak, atıksuyun içinde düşük yapılu organik maddelere ayrışması zor maddeler mevcut ise hidroliz safhası anaerobik arıtma için hız sınırlayıcı olabilir (Çoban, 2009).

1.1.1.1.2. Asit Üretimi Safhası

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



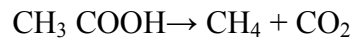
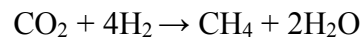
Diğer bir kısım asetojenik bakteri grubu ise açığa çıkan karbondioksit ve hidrojeni kullanarak asetik asit oluşturmaktadır. Ancak bu ikinci yolla oluşan asetik asit miktarı, birinciye oranla daha azdır.



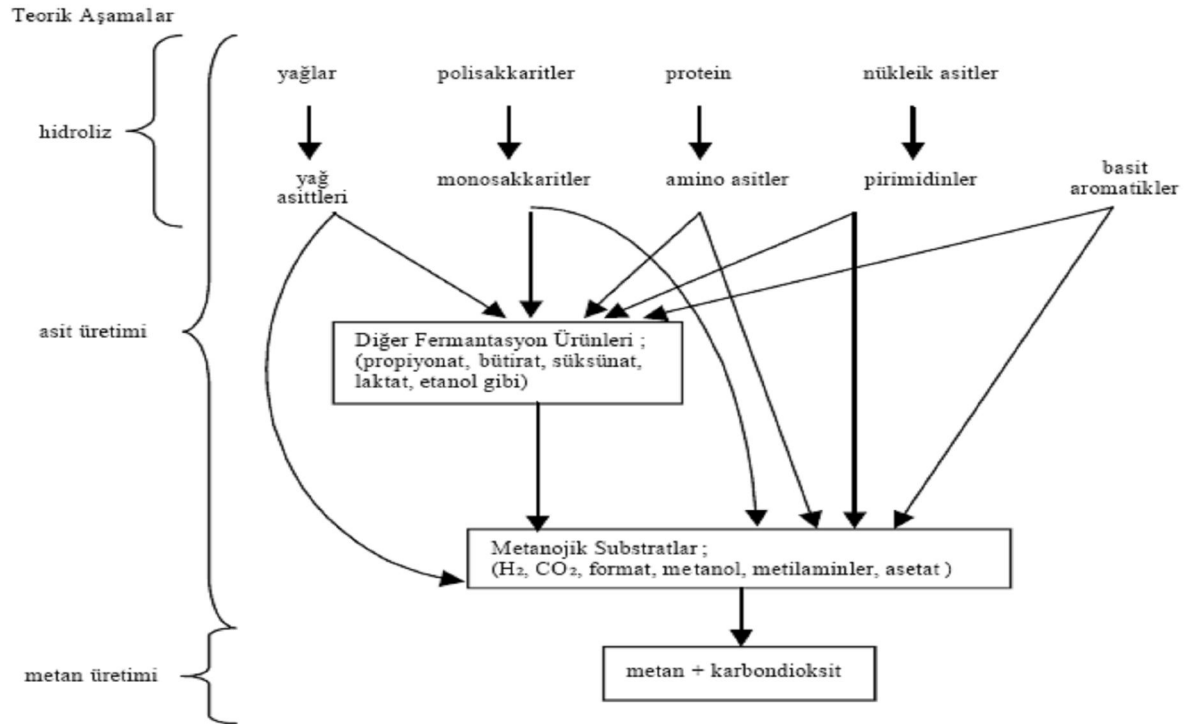
Atıksuda bulunan KOİ' nin yaklaşık olarak %70' lik bir kısmı bu aşamada asetik aside, diğer kısmı ise hidrojene dönüştür (Bozok, 2006).

1.1.1.1.3. Metan Üretim Safhası

Metan üretimi yavaş bir süreçtir ve genellikle anaerobik arıtmada hız sınırlayıcı basamak olarak kabul edilmektedir. Metan üretimi, asetotrofik metanojenler tarafından, asetik asidin ($\text{CH}_3\text{-COOH}$) kullanımıyla ve/veya hidrojenotrofik metanojenler tarafından CO_2 ve H_2 sentezi ile oluşur. Karbondioksit ve hidrojenden metan üreten bakteriler, asetik asidi kullanan bakterilerden çok daha hızlı olarak çoğalmaktadır. Bu sebeple, ortamda yeterli CO_2 ve H_2 olduğu ve H_2 kısmi basıncının da uygun olduğu sürece bu yolla CH_4 üretimi devam eder. Ancak metan üretim safhasının her zaman hız sınırlayıcı olması söz konusu değildir. Bazen hidroliz safhası da kritik olabilir. Bu aşamada oluşan metan miktarının %30' u CO_2 ve H_2 ' den %70' i ise asetik asidin parçalanmasından elde edilmektedir (Bozok, 2006).



Anaerobik arıtma proseslerinde organik bileşiklerin metan gazına dönüştürülmesinde çeşitli tür ve özellikte mikroorganizma grupları yer almaktadır. Bu kompleks organiklerin oksijensiz ayrıştırılması hidroliz, asit üretimi ve metan üretimi olmak üzere üç aşamada gerçekleşmektedir. Bu aşamalar Şekil 1.1' de gösterilmektedir.



Şekil 1.1. Anaerobik proseslerdeki karbon dönüşümünün şematik gösterimi

1.1.1.2. Anaerobik Arıtımın Avantaj ve Dezavantajları

1.1.1.2.1. Anaerobik Arıtımın Avantajları

Anaerobik arıtım yöntemleri ile aerobik biyoteknolojiler karşılaştırıldığında anaerobik arıtmanın bir çok avantajının olduğu görülmektedir. İlk olarak, biyolojik büyüme hızı anaerobik proseslerde aerobik sistemlere göre daha azdır. Anaerobik proseslerde organik maddenin sadece %5-15' i biyokütle oluşumunda kullanılmaktadır. Bu durum, arıtma sonrasında biyolojik çamur bertarafının, aerobik sistemlere göre daha düşük maliyetli ve kolay olacağını göstermektedir (Keriş, 2008).

Anaerobik sistemlerde biyolojik büyüme hızının düşük olması ilave besin maddesi ihtiyacının daha az olmasını sağlamaktadır. Anaerobik arıtma sırasında metan gazının oluşması, sistemin diğer bir avantajıdır. Oluşan metan elektrik veya ısı enerjisi üretimi için kullanılabilir bir enerji kaynağıdır ve enerji değeri standart şartlarda (0°C, 760 mmHg basıncı) 35,8 kJ/L' dir (Keriş, 2008).

Aerobik sistemlerin işletilmesi esnasındaki yüksek enerji ihtiyacına karşın, anaerobik sistemlerde hem enerji sarfıyatı daha az olmakta, hem de sistem kullanılabilir bir enerji kaynağı üretmektedir. Anaerobik sistemler çok yüksek organik yüklemelerde de

çalıştırılabilmektedir. Buna karşın, aerobik sistemlerde oksijen transferi sınırlı olduğundan yüksek organik yükler uygulanamamaktadır. Bu durumda, KOİ değeri 5000 mg/L' den büyük olan atıksuların arıtılmasında anaerobik sistemlerin kullanılması daha verimli arıtma sağlamaktadır (Keriş, 2008).

1.1.1.2.2. Anaerobik Arıtımın Dezavantajları

Anaerobik arıtmanın başlıca dezavantajları şunlardır:

- Biyokütle gelişimi için uzun başlangıç evresinin gereksinimi
- Seyreltik atıksularda yeterli alkalitenin üretilmemesi
- Bazı durumlarda çıkış suyunda istenilen standart değerlerin sağlanamaması
- Seyreltik atıksuların arıtılması durumunda oluşan biyogaz miktarının az olması ve elde edilen enerjinin sistemi ısıtmaya yetmemesi
- Aşırı sülfatlı atıksularda koku probleminin olması
- Nitrifikasyonun mümkün olmaması
- Metanojenlerin toksit maddelere ve çevre şartlarına aşırı duyarlı olması
- Düşük sıcaklıklarda kinetik hızların daha da düşük olması
- Biyokütlenin maksimum aktivitesi için gerekli olan azot konsantrasyonunun daha fazla olması

Anaerobik sistemlerin diğer bir olumsuz tarafı atıksuda sülfat bileşiklerinin olması durumunda ortaya çıkmaktadır. Proteinlerin parçalanması veya sülfatların indirgenmesi sonucu ortaya çıkan H_2S hem toksik, hem de korozyon özelliği gösterir. Ayrıca, biyogaz içindeki H_2S istenmeyen kötü kokulara neden olmaktadır. Biyogazın yakılması durumunda H_2S ' in SO_2 ' e oksitlenmesi ile koku problemi azalmaktadır. Ancak, bu durumda da hava kirletici bir parametre olan $SO_4^{=}$ meydana gelmektedir. Bu nedenle, anaerobik arıtmada H_2S oluşumu her zaman kontrol altında tutulmalıdır (Keriş, 2008).

Anaerobik ayrışma esnasında ara ürün olarak organik asitlerin oluşması ortamın pH değerini sürekli değiştirmektedir. Metanojen bakterilerin yaşayabileceği pH aralığı 6,5 ile 8,0 olduğundan sistemde sürekli pH kontrolü yapılmalı ve gerektiğinde tampon maddesi ilave edilmelidir (Keriş, 2008).

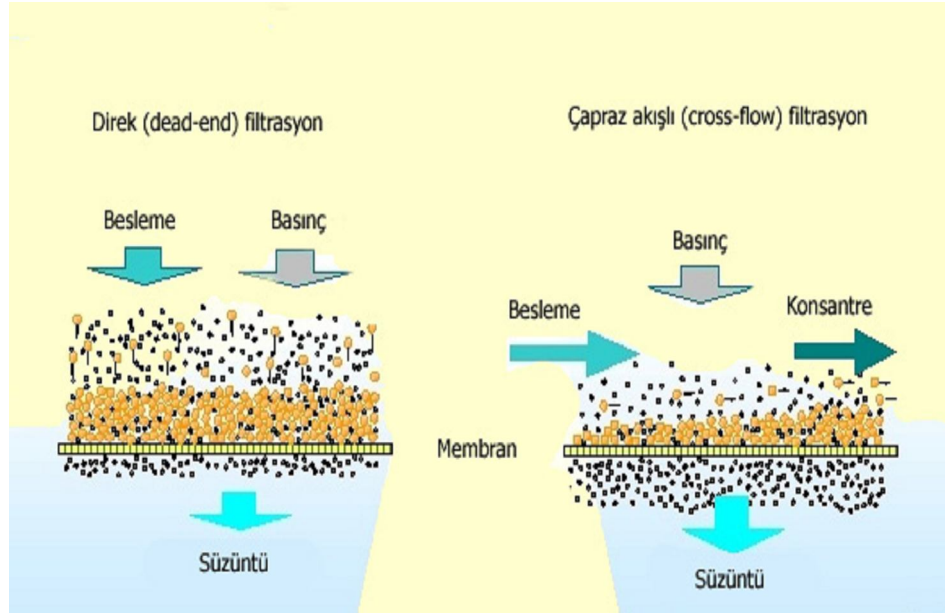
1.1.2. Membran Proseslerine Genel Bakış

Membranlar, kendine bir sürücü kuvvet uygulandığında fiziksel ve kimyasal özelliklerin bir fonksiyonu olarak çözelti içindeki bazı türleri ayırma yeteneğine sahip ince bir film tabakasıdır (Eren, 2006).

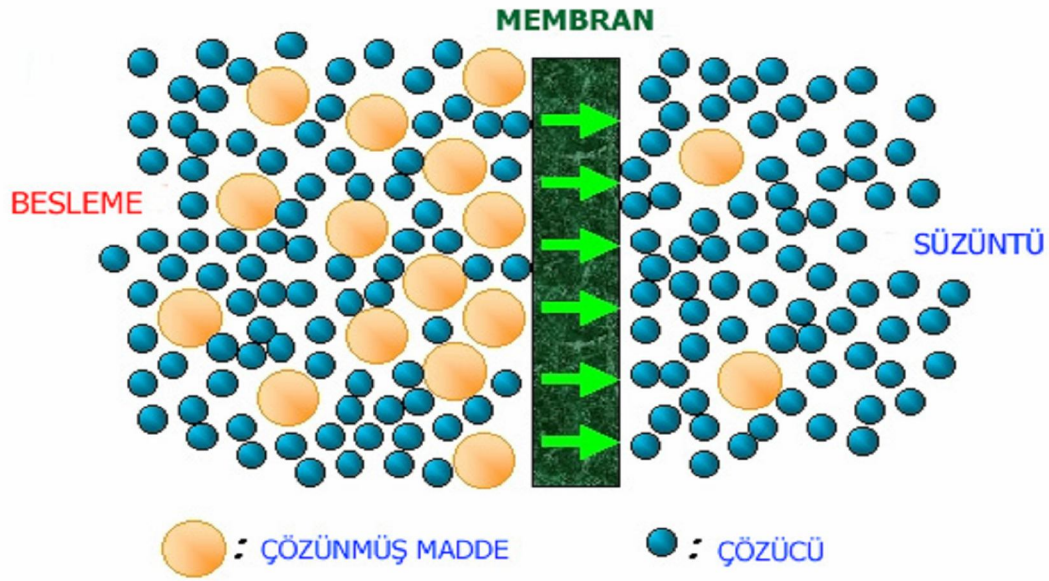
Membran filtrasyonu, partikül maddelerin, kolloidlerin, büyük moleküllerin, iyonların, askıda katı maddelerin ve çözünmüş maddelerin ayırımı amacıyla kullanılan bir teknolojidir. Filtrasyon sırasında besleme çözeltisi membrandan geçerken, süzüntü ve konsantre olmak üzere iki akıma ayrılmaktadır. Membranın gözenek çapından daha küçük olan maddeler, membrandan geçerek süzüntüye karışmakta ve bu sırada daha büyük moleküller veya çözünmüş maddeler tutularak konsantre akımında kalmaktadırlar. Basit bir membran ayırma prosesi Şekil 1.2’ de gösterilmiştir (Taşıyıcı, 2009).

1980’ li yıllardan itibaren mikrofiltrasyon (MF), ultrafiltrasyon (UF), nanofiltrasyon (NF), ters osmoz (RO) ve elektrodializ (ED) prosesleri dünyada yaygın olarak arıtma tesislerinde kullanılmaya başlanmıştır. Son yıllarda, membran üretim teknolojisindeki gelişmeler, membran proseslerin, gıda, kimya, petrokimya, maden, metal işleme, biyoteknoloji, eczacılık, elektronik gibi birçok endüstride kullanımını artırmıştır. Başlangıçta çok pahalı bir proses olan membran prosesler, bu gelişmeler ile, diğer fiziksel ayırma yöntemleri olan adsorpsiyon, solvent ayırımı, distilasyon, kristalizasyon ve gaz ayırımı gibi proseslerle karşılaştırılabilir hale gelmiştir (Taşıyıcı, 2009). Membran Bioreaktorler (MBR’ lar) günümüzde evsel ve endüstriyel atıksuların arıtımında aktif bir şekilde uygulanmaktadır

MBR’ lar atıksu arıtımında sıvı/katı ayırımının düşük basınçlı membran filtrasyon konseptiyle yapıldığı askıda büyümeli biyolojik arıtma sistemleridir (Yiğit, 2007). Adından da anlaşılacağı gibi membran ayırma ile biyolojik arıtma sağlar. Yüksek MLSS konsantrasyonlarından dolayı sisteme fazla organik yükleme yapılabilir. MBR’ larda nitrifikasyonun olumsuz etkilenmesi veya toksik organiklerin engelleyici etkileri bağlamındaki işletme problemleriyle daha az karşılaşmaktadır. MBR’ lar mükemmel bir fiziksel dezenfeksiyon sağlar. Çünkü, biyolojik olarak arıtılmış su aynı tank içinde batık mikrofiltrasyon (gözenek çapı yaklaşık 0,1–1 μm) veya ultrafiltrasyon (gözenek çapı yaklaşık 0,01–0,1 μm) membranlarıyla vakum ile çekilip, yaklaşık >6 log (logaritmik giderim) protozoa, 5-6 log bakteri ve 1-2 log virüs giderimi sağlanmaktadır (Yiğit, 2007).



Şekil 1.2. Membran işletim şekillerinin şematik gösterimi



Şekil 1.3. Membran ayırma prosesi (Taşıyıcı, 2009).

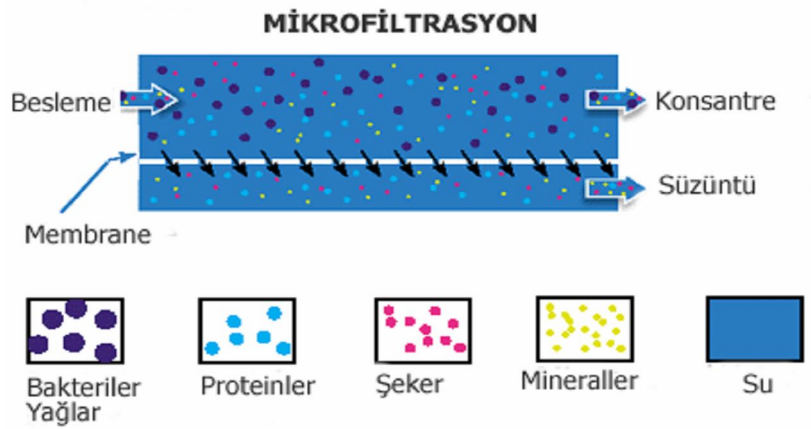
1.1.2.1. Basınçlı Membran Prosesleri

1.1.2.1.1. Mikrofiltrasyon (MF)

Mikrofiltrasyon genellikle 0,05- 5 μm arasındaki gözenek boyutları ile karakterize edilmekte olup, daha çok su ortamında partiküler maddelerin, mikroorganizmaların,

virüslerin ve koloidal maddelerin giderilmesi maksadıyla kullanılmaktadır. Membran direnci düşük olduğu için düşük basınç altında işletilmekte ve ortalama olarak 2 bar'a kadar olana basınçlarda çalıştırılmaktadır (Kaykıoğlu, 2010).

Mikrofiltrasyon prosesi bakteriler, yağlar, proteinler ve mantarlar gibi yüksek molekül ağırlıklı bileşiklerin gideriminde, kimyasal, biyolojik, farmakolojik ve gıda çözeltilerinin arıtımında ve atıksu arıtmada kullanılır. Bu proses aynı zamanda diğer membran proseslerde soruna yol açacak maddelerin giderilmesi için ön arıtım yöntemi olarak kullanılmaktadır (Eren 2006.)



Şekil 1.4. Mikrofiltrasyon prosesinin şematik gösterimi (Eren, 2006).

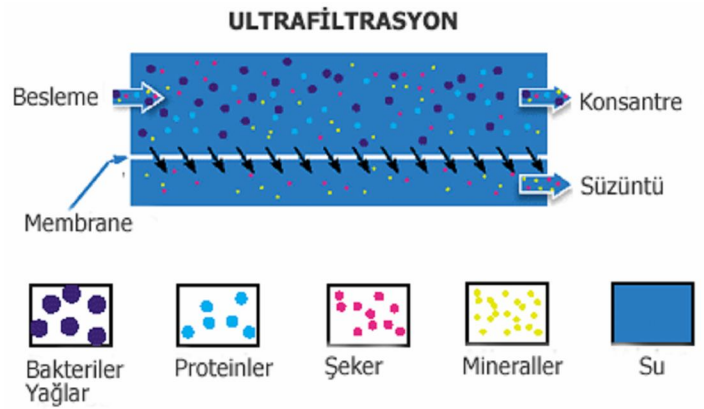
1.1.2.1.2. Ultrafiltrasyon (UF)

Ultrafiltrasyon membranlarının gözenek büyüklükleri 0,05-1nm arasında değişmektedir. Uygulanan basınç 1-10 bar aralığındadır. Ultrafiltrasyon membranları da mikrofiltrasyon membranları gibi yatay akışlı olarak işletilmektedir (Eren, 2006).

UF membranlarında moleküler ağırlık engelleme sınırı, çözülmüş maddenin moleküler ağırlığına göre karakterize edilmekte, ancak parçacığın boyutuna, şekline ve yüküne göre değişmektedir. Membran tutma mekanizmasında küresel şekiller (protein vb.) doğrusal şekillere (polimer vb.) göre daha fazla tutulmaktadır. Moleküler ağırlığı daha fazla olmasına rağmen doğrusal olan bir madde membran gözeneklerinden geçebildiğinden, küresel olanlara göre membranın tutma verimi doğrusal maddeler için daha azdır. UF membran performansını belirlemekteki etkin faktör, kolloidlerin ve büyük

moleküllerin membran yüzeyinde birikerek membran tıkanmasına sebep olan konsantrasyon polarizasyonudur (Taşıyıcı, 2009).

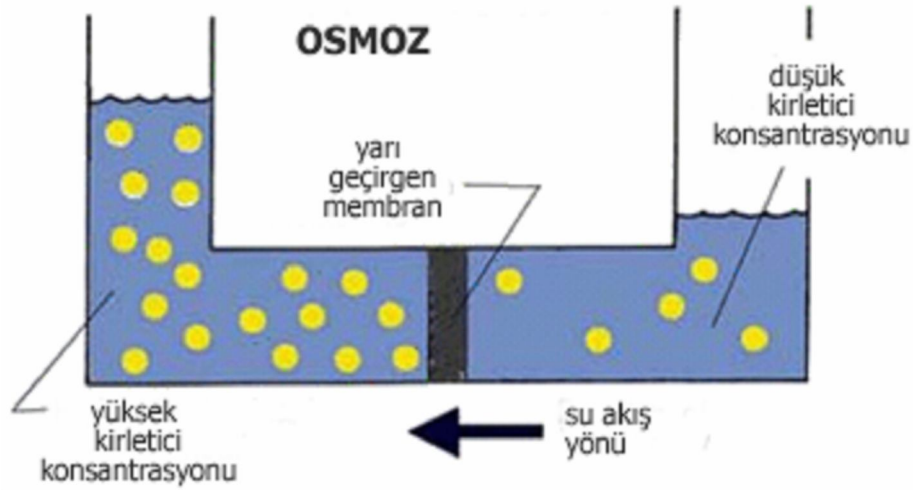
Bu prosesler genellikle askıda katı maddeler, kolloidal maddeler, bakteriler ve yüksek molokül ağırlıklı maddelerin giderilmesi için kullanılırlar. Ayırmadaki temel etken molekül büyüklükleridir. Ultrafiltrasyon membranları ters osmoz prosesi öncesinde konsantrasyon polarizasyonu ve tıkanmayı önlemek için ön arıtım amaçlı kullanılmaktadır. Böylelikle ters osmoz membranlarının ekonomik ömrü uzatılmış olur (Eren, 2006).



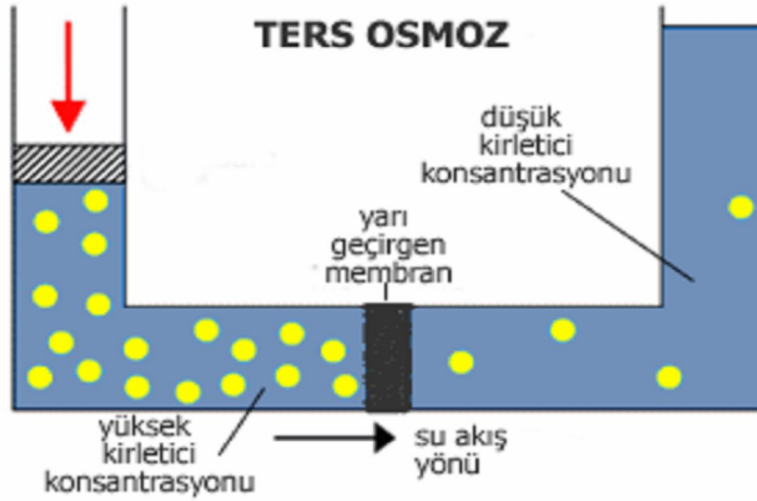
Şekil 1.5. Ultrafiltrasyon prosesinin şematik gösterimi (Eren, 2006).

1.1.2.1.3. Ters Osmoz (RO)

Osmoz, yarı geçirgen bir membrandan çözünen maddenin konsantrasyonunun küçük olduğu yerden çözünen maddenin konsantrasyonunun büyük olduğu yere, her iki taraftaki kimyasal potansiyel eşit oluncaya kadar su geçişinin meydana geldiği doğal bir olaydır. Meydana gelen bu dengede membranın her iki tarafında ki basınç farkı da osmotik basınç farkına eşittir. Suyun akış yönünü ters çevirmek için osmotik basınç farkından daha büyük bir basınç uyguladığımızda doğal olarak çözeltiden suyun ayrımı gerçekleşecektir. Bu olaya ise Ters Osmoz denir ve ayrıca hiperfiltrasyon olarak ta adlandırılmaktadır (Koçak, 2007).



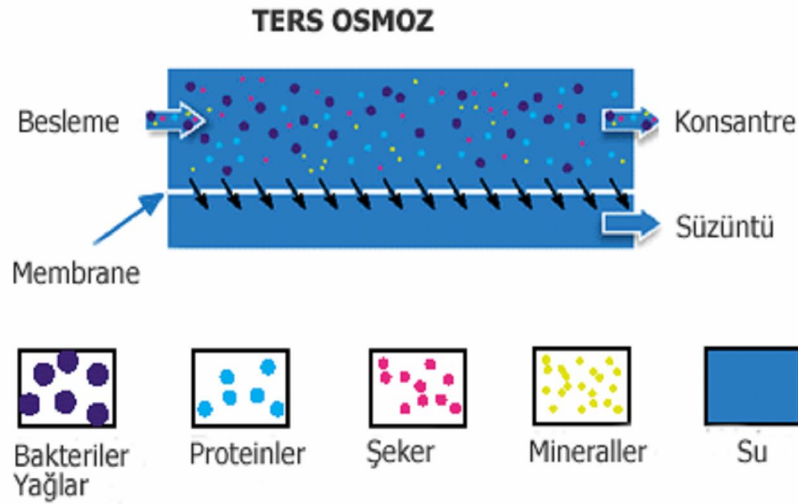
Şekil 1.6. Osmoz olayının şematik gösterimi (Eren, 2006).



Şekil 1.7. Ters osmoz olayının şematik gösterimi (Eren, 2006).

Ters osmozun temel ilkesi membran içerisinde yalnızca su geçişine izin vermesidir. Bunun dışında kalan bütün maddeler (tuz, şeker vs.) membran tarafından tutulmaktadır. Arıtılan su kimyasal, fiziksel ve bakteriyolojik olarak saftır. Ters osmoz sistemlerinde kullanılan ve arıtma işleminin gerçekleştiği membranlar hem su içindeki bazı iyonlara karşı oldukça hassastırlar ve bu sebeple iyi bir ön arıtma sistemine ihtiyaç duyarlar (Eren, 2006).

RO membranları bütün çözülmüş organik ve inorganik türleri ayırabilmektedir. RO olayının teorisi, solvent ve çözeltilerin membran üst tabakasında çözündüğü ve difüze olduğu “Çözünme-Difüzyon Modeli” ne dayandırılmaktadır. RO membranlarında 10-100 bar arasında değişen yüksek basınçların uygulanması gerekmektedir (Eren, 2006).



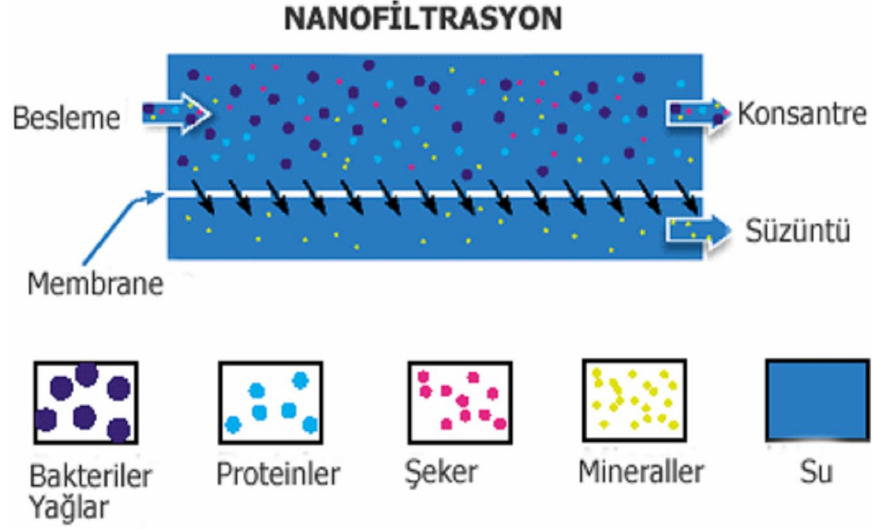
Şekil 1.8. Ters osmoz prosesinin şematik gösterimi.

Ters osmoz prosesi tekstil atıksularından renk giderimi, elektro kaplama endüstrisinde metal geri kazanımı, mezbaha atıksularının arıtımı, gıda endüstrisinde geri kazanım, sızıntı suyu arıtımında, kâğıt endüstrisinde renk giderimi, demir çelik endüstrisinde, madencilikte, tarımsal drenaj sularının tekrar kullanılması gibi birçok endüstride kullanılmaktadır (Kaykıoğlu, 2010).

1.1.2.1.4. Nanofiltrasyon (NF)

NF kavramı, 200 kg/kmol molekül ağırlığı ve buna ait 1 nm (10 angstrom) büyüklük ile ilgilidir (Kaya, 2007). Nanofiltrasyon, özellikle sulu çözeltilerdeki organik maddelerin giderilmesi amacıyla kullanılır. Ters osmoz ve ultrafiltrasyon arasında yer alır. NF membranları ile 10–20 bar arasında çalışılır. NF membranlarındaki giderme mekanizması, ters osmoz gibi çözünme – difüzyon modeline göre gerçekleştirilmektedir (Kaleli, 2006).

Nanofiltrasyon membranları tıpkı ters osmoz membranları gibidir. Ancak nanofiltrasyon membranlarının ağ yapısı daha açıktır. Bu Na^+ ve Cl^- gibi tek yüklü iyonların membranda daha az tutulacağını fakat Ca^{+2} ve CO_2^{-2} gibi çift yüklü iyonların daha çok tutulacağını işaret eder. Buna ilaveten herbisitler, insektisitler, pestisitler boya ve şeker gibi düşük molekül ağırlıklı bileşikler gibi maddelerin membranda alıkonması oldukça yüksektir (Koçak, 2007).



Şekil 1.9. Nanofiltrasyon prosesinin şematik gösterimi (Eren, 2006).

1.1.2.2. Anaerobik Membran Biyoprosesler

AnMBR, atıksu arıtımı için ileri bir teknoloji sunmaktadır. Ancak bunların uygulanması yüksek maliyetlerinden dolayı sınırlanmaktadır. Bununla birlikte, bunlar yüksek askıda katı madde içeren atıksuların arıtımı sürecindeki gibi toplam katı alıkonmasının ve/veya granüle oluşumu ile biyomass alıkonmasının etkili olmadığı durumlarda cazip bir alternatif sunar. Bir AnMBR’ da, organik maddelerin ayrışmasında optimum koşulları sağlayan, biyomass ve partikül organik maddeler fiziksel olarak reaktörde alıkonur.

Yapılan çalışmalar, anaerobik membran biyoreaktörün (AnMBR) yoğun koşullar altındaki atıksuların arıtımı için anahtar olabilen spesifik bakterilerin (biyo çamur) alıkonması için verimli bir yöntem olduğunu göstermiştir. Suyun geri kullanımı amacı ile endüstriyel proseslerin birçoğu için uygulanmasında verimli olabilmektedirler. AnMBR’ lar ile tüm evsel ve endüstriyel düşük, orta ve yüksek dirençli kirletici yüklerinin arıtımında çalışılmaktadır. AnMBR’ lar aynı zamanda enerji kazanımı nedeniyle önemli rol oynamaktadır. AnMBR’ daki yüksek biokütle konsantrasyonu konsantre atıksuların arıtımına imkan sağlamaktadır.

AnMBR çalışmaları arasında harici membran modülleri ve konsantre atıksular üzerinde odaklanılmıştır. Tipik olarak yüksek biomas konsantrasyonları sağlanarak son derece yüksek KOİ giderimleri elde edilmiştir (Fuchs ve diğ., 2003).

1.2. Literatür Özeti

Son yıllarda bir membran ünitesi ile birleştirilmiş bir anaerobik reaktör olan anaerobik membran biyoreaktörleri (AnMBR' lar) üzerinde çalışmalar yoğunlaşmıştır. AnMBR' lar ile yapılan uygulamalarda, membranlar reaktör dışına (harici) ve reaktör içerisine (batık) yerleştirilebilmektedir. Batık anaerobik membran biyoreaktörler (SAnMBR); düşük alan ihtiyacı, yüksek kalitede çıkış suyu ve biyokütle yıkanmaksızın kararlı performans sağlayan membran modülünün içerisinde alıkonmasını sağlayabildikleri için, anaerobik biyoteknolojinin uygulanmasında önemli bir alternatif teşkil etmektedir (Saddoud ve diğ., 2007; Ho ve Sung, 2010).

Aerobik batık MBR' lar belli temel prensiplerde SAnMBR ile benzer olmasına rağmen, işletme koşullarının optimizasyonu, membran kirlenme mekanizması ve kirlenme kontrol stratejileri ile ilgili SAnMBR daha detaylı araştırmalar gerekmektedir (Meng ve diğ., 2009.)

Lin. H. ve diğ. (2011), tarafından yapılan bir çalışmada, laboratuvar ölçekli SAnMBR, ikincil evsel atıksu arıtımı için, KOİ değeri ortalama 425 mg/ L, TP 4,3±0,5 mg/L ve NH₄-N konsantrasyonu ise 32,4±11,6 olan atıksu ile sıcaklık yaklaşık 30±3 °C ve ortam pH' sı 7 civarında tutularak 106 gün işletilmiştir. Tam ölçekli SAnMBR dizaynı için HBS 8-12 saat aralığında seçilmiş ve sürdürülebilir membran akısı laboratuvar ölçekli deney koşullarında yaklaşık 11 L/m² kabul edilmiştir. KOİ giderim verimi yaklaşık %90 ve 0,26 L CH₄/gKOİ_{giderim} metan verimi oranı elde edilmiştir. Ayrıca TKM gideriminde >99,5' lik verim sağlanmıştır. NH₄-N ve TP gideriminde verim sağlanamamıştır. İşletme sırasında sürekli biyogaz üretimi gözlenmiştir. Oluşan biyogaz içeriği; %75-85 CH₄, %5-8 CO₂ ve %5-15 N₂' dir (pH=7 ve alkalinite= 1900 mg CaCO₃/L).

Gao ve diğ. (2010), SAnMBR performansı üzerinde yükseltilmiş pH şoklarının etkisini araştırmıştır. Elde edilen sonuçlar, pH 8 şok etkisinin küçük olduğunu, pH 9,1 ve 10 şoklarının ise KOİ giderimi, biyogaz üretimi ve SAnMBR performansı üzerinde uzun süreli negatif etkilerinin olduğunu göstermiştir. Normal şartlar (pH 7) yeniden sağlanması halinde performansı pH 8, 9.1 ve 10 şoklarından kurtarmak yaklaşık olarak 1, 6, 30 gün sürmüştür. Sistem giriş KOİ konsantrasyonu 2782 mg/L ile 3350 mg/L arasında dalgalanma göstermiştir. Kararlı halde yaklaşık %90 KOİ giderimi elde edilmiştir. NaOH kullanılarak pH 8' e yükseltilmiş. Bu pH artışı, süpernatant ve süzüntüde daha yüksek KOİ değerine neden olarak KOİ giderim verimini %90' dan %83' e düşürmüştür. 7 saatlik bir

Çalışma sonrasında pH tekrar 7' ye ayarlanmış. 44. günde reaktör pH' sı 9,1' e yükseltilmiştir. Bu neredeyse KOİ giderim veriminde %90 dan %75' e hızlı bir düşüşle sonuçlanmıştır. Sistem tekrar pH 7' ye ayarlanarak ve 6 gün içerisinde KOİ giderim veriminin %90' ı aşan değerlere ulaştığı gözlenmiştir. 65. günden sonra reaktör pH' sı 10' a yükseltilmiştir. pH' ın 66. günde 0,01 M HCl ile 7,5' e ayarlanmasına rağmen büyük ölçüde KOİ bozulması gerçekleşmiş ve daha sonraki günlerde de KOİ veriminin %30 gibi daha düşük değerlere düştüğü görülmüş. Bu pH değişimi 30 günden daha fazla bir süre KOİ giderimini düşürmüştür. Gaz bileşimi de pH şoklarından etkilenmiştir. Kararlı haldeki gaz fazı yaklaşık %68 CH₄ ve %25 CO₂' den ve geri kaşan kısmı ise N₂' den oluşmuştur. Reaktörde pH 8 şokundan sonra CH₄/CO₂ 2,7' den 2,1' e düşürülerek 2 gün içerisinde iyileşme sağlanmıştır.

J. Ho ve diğ. (2010), ' nin sentetik kentsel atıksu arıtımında methanojenik aktiviteleri incelemek için yaptıkları çalışmada iki laboratuvar ölçekli harici anaerobik membran biyoreaktör, AnMBR 1 ve AnMBR 2 sırasıyla, 15°C ve 25°C' de paralel olarak işletilmiştir. Kentsel atıksuyu temsil etmek için, giriş KOİ, TN, TP ve alkalinite değerleri sırasıyla 500, 40, 10 ve 300 mg/L olan sentetik atıksu hazırlanarak sistem çalıştırılmıştır. Toplam KOİ giderim veriminin, sırasıyla AnMBR 1 ve AnMBR 2 için %85 ve % 95' den daha fazla olduğu belirlenmiştir. Ancak AnMBR 1' de KOİ gideriminin çoğunlukla biyolojik olarak gerçekleştiği gözlemlenmiştir. Methanojenik aktivite 1 günde 51.8 ml CH₄ / g VSS gün olmuştur ve sonunda %27 artarak AnMBR 1 için 75 günde 65.7 ml CH₄ / g VSS gün' e ulaşmıştır. Ancak, AnMBR 2 çamurunun methanojenik aktivitesi AnMBR 1' den daha düşük bulunmuştur. Bu çalışmada bağlı çamur sürekli olarak azalırken süspanse çamurun mikrobiyal aktivitesi sürekli artmıştır. Bağlı çamurun metan aktivitesi askıda çamurunkinden daha düşük bulunmuştur.

A. Robles ve diğ. (2012), kentsel atıksuların arıtımı için kullanılan sistemde performans üzerinde sıcaklığın etkisini ölçmek amacıyla mezofilik ve termofilik koşullarda batık anaerobik sistemde endüstriyel ölçekli hallow fiber membranların performansını belirlemek için laboratuvar ölçekli bir çalışma yapmışlardır. Bunun için ultrafiltrasyon membran modülü ile tesis 20°C, 25°C ve 30°C' de ve SRT 7 gün ile işletilmiştir. Karışım çözeltinin pH' ı 6,75 ve alkalitesi 600 mgCaCO₃/ L civarında tutulmuştur. Tesis yaklaşık 70 gün işletilmiştir ve HBS 5-24 saat arasında değişim göstermiştir. KOİ giderim verimlerinde her iki koşulda da önemli farklılıklar gözlenmemiştir ve KOİ giderim verimi yaklaşık %85 civarında belirlenmiştir.

C. Wen ve diğ. (1999)' nin, anaerobik şartlarda membran filtrasyonunun evsel atıksuların arıtımındaki etkisini araştırmak için yaptıkları çalışmada %60-97 arasında bir KOİ giderim verimi elde etmişlerdir. Ortalama değerin, data verilerine göre %84 olduğu belirlenmiştir. Sistem 2 farklı işletme şartlarında çalıştırılmıştır. İşletme şartları aşağıda gösterilmiştir:

Tablo 1.2. İşletme şartları

İşletme parametreleri	Çalışma 1	Çalışma 2
İşletme süresi (gün)	110	90
HRT (saat)	6	4
Giriş TKOİ (mg/L)	97,5-2600	123-1843
Giriş SS (mg/L)	100-800	100-1000
Giriş °C (mg/L)	14-25	18,5-22,5
Giriş pH	7,0-7,3	7,0-7,1
Toplam KOİ yüklemesi (kg/m ³ .g)	0,39-10,4 (3,49)	0,74-11,1 (4,21)

Araştırmada, mikrofiltrasyon ayırma ile atıksuyun kalitesi artırılmıştır. Çıkış suyu konsantrasyonları, 0,45 µm filtre kağıdı kullanılarak anaerobik biyoreaktörden alınan örneklerle ölçülmüştür. Tüm deney periyodu boyunca, yaklaşık 200 gün, giriş toplam KOİ konsantrasyonları 100-2600 mg/L arasında dalgalanmıştır. Mikroorganizmaların aktivitesinin sıcaklık düştüğünde azaldığı ve sonuç olarak da KOİ giderim veriminin azalmasına neden olduğu, anaerobik biyoreaktörde yapılan mevcut deneylerle gözlemlenmiştir. Anaerobik reaktörde KOİ giderimi, atıksu sıcaklığı 20°C' yi aştığında %85' in üzerindeyken, 15°C' nin altına düştüğünde ise verimin %70' in altına düştüğü belirlenmiştir. Çalışma 2' de biyokütle konsantrasyonunun 16 g/L' den 21 g/L' ye yükselmesi organik yüklemenin artırılmasından kaynaklanmıştır. Yapılan katı madde analizleri ile de, askıda büyüyen biyomasın, toplam biyomasın %80-90' nını oluşturduğu ve TSS' deki uçucu katı madde oranının 0,46-0,55 aralığında olduğu gözlemlenmiştir.

Gao W.J. ve diğ., (2011)' nin anaerobik batık membran biyoreaktör ile, mikrobiyal topluluk yapısı ve performans üzerinde sıcaklık şokları ve sıcaklık etkilerini araştırmak için yaptıkları çalışma 416 gün sürmüştür. Sistemde 0.03 m² yüzey alana sahip ultrafiltrasyon levha membran kullanılmıştır. Sonuçlar KOİ giderimi açısından SANMBR sisteminin sıcaklık değişikliklerine yüksek dirençli olduğunu göstermiştir. Arıtılmış kalıntı KOİ, 37°C ve 45°C' de 55°C' den daha yüksek bulunmuştur. Giriş KOİ konsantrasyonu 2120 ile 3600 mg/L arasında dalgalanmıştır. Süzüntü KOİ konsantrasyonu 37°C' de 380-530 mg/L, 45°C' de 500-720 mg/L arasında değişirken, 55°C' de 1760 mg/L' ye kadar

yükseldiği gözlenmiştir. Verimi, %75 i aşan değere tekrar ayarlamak yaklaşık 94 gün sürmüştür. Kararlı durumda 55°C’ de süzüntü KOİ’ sinin ortalama konsantrasyonunun 600-810 mg/ L civarında olduğu yapılan analizler sonucu belirlenmiştir. Biyogaz bileşimi ve biyogaz üretiminde önemli bir değışiklik saptanmamıştır. Ancak, sıcaklık şokları biyogaz üretiminde geçici artış ile sonuçlanmıştır. Sıcaklık şoku mikrobiyal popülasyonların zenginliğini ve çeşitliliğini etkilemiştir. 37°C, 45°C ve 55°C’ de kararlı durumda, biyogaz üretim oranları $0,21\pm0,03$; $0,20\pm0,03$; $0,21\pm0,02$ L/gr KOİ giderimidir. 3 çalışmada da biyogaz üretim hızlarının benzer olduğu gözlenmiştir.

2. MATERYAL VE METOT

2.1. Reaktör

Proje kapsamında yaptırılan laboratuvar ölçekli batık AnMBR sistemi Şekil 2.1' de görülmektedir. Sistemde besleme tankı, proses tankı, süzüntü suyunu deşarj eden 3 adet (üçer başlıklı) peristaltik pompa (Watson Marlow 320S), 2000 ml süzüntü suyu depolama tankları, membran modülleri (0,4 µm Hollow fiber,), 3 adet biyogaz geri devrini sağlayan kompresör (KNF Lab, Germany), 3 adet gaz akış ölçer (Dwyer, RMA-26-SSV), membran gaz difüzörleri, transformatör, sıcaklık göstergesi, manometreler, vanalar, PVC ve silikon bağlantı boruları bulunmaktadır. İki yönlü çalışan süzüntü suyu pompaları, merkezi kontrol paneli ile yarı otomatik olarak kontrol edilmektedir. Kontrol panelindeki zaman ayarlayıcı ile gaz akış hızı ve süresi ayarlanabilmektedir. Reaktör, şeffaf fleksiglas malzemeden imal edilmiştir. Reaktör alt kısımda çamur haznesi ve onun üzerinde iki hazneli batık membran ünitesinden oluşacak şekilde tasarlanmış ve her bir reaktöre 5 cm aralıklarla çamur numune alma vanaları konulmuştur. Reaktörün toplam sıvı hacmi 21,5 litredir. Reaktörde tam karışımı sağlamak için pedallı bir karıştırıcı (Heidolph, RZR 2041) kullanılmıştır. Karıştırıcının hızı 0-150 rpm arasında değişebilmekte ve değerler dijital ekranda görülebilmektedir. Sistemde 6 adet manometre (Kellgr Drugmeststedhing, PA-21-BA) kullanılmıştır. Manometreler ve gaz akışları bir kontrol paneli vasıtasıyla kontrol edilmekte ve bu panel bilgisayar programıyla (DAQ factory run time) desteklenmektedir. Akılar için alınan 6 adet terazi (AND, EK 3000i) bilgisayar programına (Rs multi ver. 1.10P) bağlanarak, anlık akı ve basınç değişimleri izlenmiştir.

Sistem bir su ceketine sahiptir ve dikdörtgen şeklindeki su ceketinin içerisinde silindirik şekilli anaerobik tank yer almaktadır. Sistemde sabit ısıyı sağlamak için 30 L hacminde termostatl bir su ısıtma tankı ilave edilmiştir. Su ısıtma tankı, termostatl bir rezistans ile ısıtılmakta ve termostat probu ceket içerisine bırakılarak, ceketindeki su sıcaklığının istenen derecede tutulması sağlanmıştır (37°C). Isıtma tankı içerisine yerleştirilen bir dalgıç pompayla su, ceket sisteme verilmekte ve sürekli devir sağlanmaktadır.

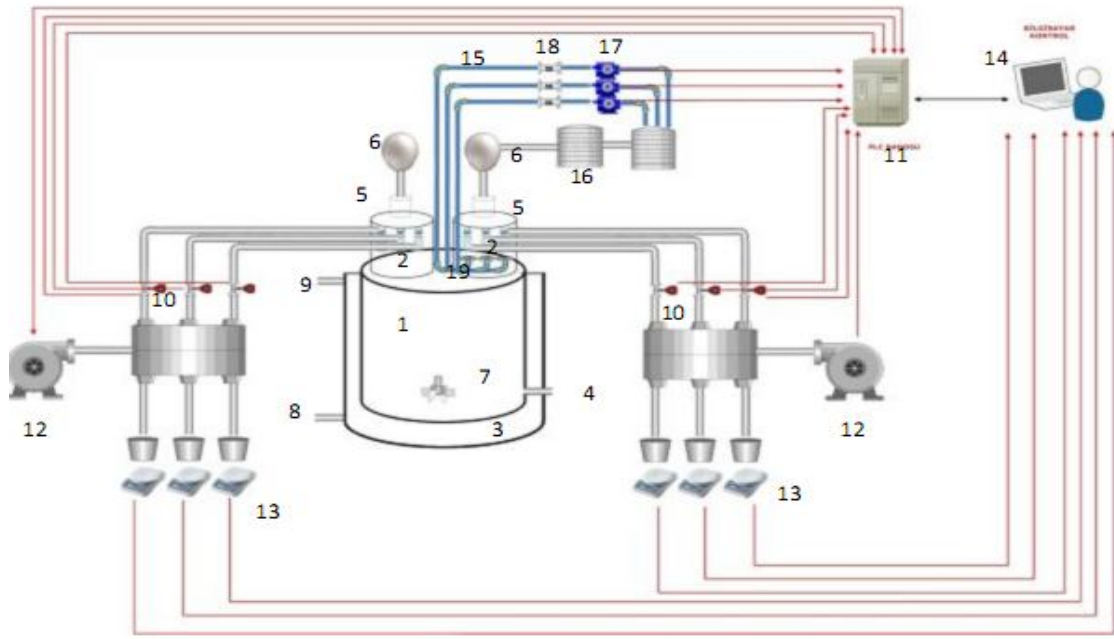
Sistemde oluşan gazın geri devri için bir gaz düzeneği oluşturulmuştur. Sistemde gaz toplama balonları, 3 adet manometre ve teflon diyaframlı hava pompaları kullanılmıştır. Gaz geri devrini sağlamak için membran difüzörler yapılmıştır. Bu amaçla, 1mm göz genişliğine sahip 25 cm çaplı hazır membran difüzörü alınarak 6 cm çapında kesilmiş ve

önceden hazırlanan fiber haznelere preslenerek 4 cm çapında membran difüzörler oluşturulmuştur. Hazırlanan difüzörler reaktörün biyogaz geri devri uygulanacak kısmına monte edilmiştir.

Reaktöre ayrıca, numune alma vanaları ve proses besleme tankı (20 L) bağlandı. Proses besleme tankı içerisine mini dalgıç pompa yerleştirildi. U borusu sistemine göre taşıma sistemine göre çalışan bir düzenek vasıtasıyla sistemdeki suyun akı şartlarında aynı seviyede kalması sağlandı. Karıştırıcı mili çevresinden oluşan sızıntı orlik conta kullanılarak giderildi. Ayrıca gaz akış düzeneği ve gaz difüzörlerinin farklı gaz akış hızlarında çalışması ile gaz pompalarının kontrolü yapıldı.

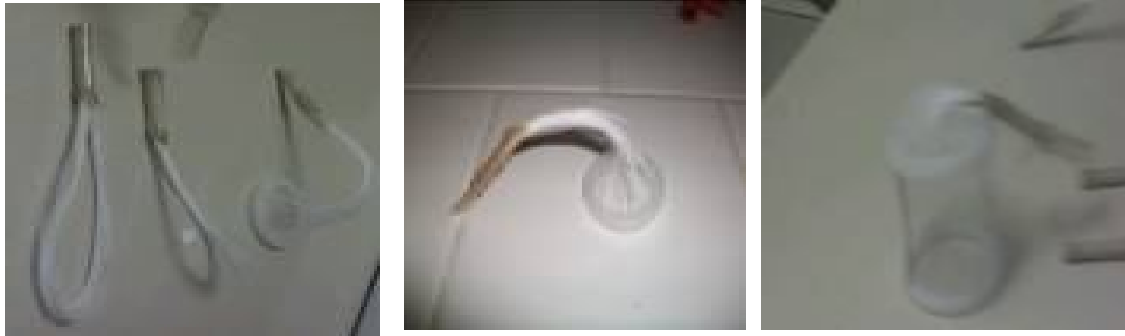
Reaktör bağlantıları yapıldıktan sonra, sisteme saf su doldurularak ve pompa, basınç ve akı ile bağlantıları kontrol edildi. Otomasyon üzerinde de kontroller yapıldı. Isıtıcı termostatu 37°C' de tutularak sistem iç ısısının kontrolleri yapıldı. Sistemin alıştırma safhasında herhangi bir olumsuzluğa karşı aşı temin edebilmek ve aşının atıksuya adaptasyonunu sağlamak amacıyla, sistemin yanına kurulan 3,5 L hacminde bir yukarı akışlı havasız çamur yatağı, 37°C' de işletmeye alınarak aşı çamuru ile doldurulmuş ve seyreltik sentetik atıksu ile beslenmiştir. Efes Pilsen Bira Fabrikası (Adana) Anaerobik Atıksu Arıtma Tesisi'nden alınan çamur karakterize edilerek, sistemde aşı çamuru olarak kullanılmıştır. Reaktör, 1/3 oranında aşı/sentetik atıksu karışımıyla doldurulup, seyreltik sentetik atıksu ile beslenmiştir. Alıştırma devresi ve optimizasyonun ardından Tablo 4.1' de bileşenleri verilen sentetik atıksu kullanılarak sistem işletmeye alınmış ve reaktörde pH, alkalinite, KOİ, TKM TUKM ve AKM, Standart Metotlar'a göre periyodik olarak izlenmiştir (AWWA, APHA, 1992).

Sistemde kullanılan membran özellikleri Tablo 2.2.' de ve membran modül şekilleri ise Resim 2.1.' de gösterilmektedir.



1.Anaerobik reaktör, 2. Batık membran modülleri, 3.Su ceket, 4. Atıksu girişi, 5. Biyogaz çıkışı, 6. Gaz toplama balonu, 7. Mekanik karıştırıcı, 8.Sıcak su girişi, 9.Sıcak su çıkışı, 10. Basınç ölçer, 11. Kumanda panosu, 12. Peristaltik pompa, 13. On line teraziler, 14. Bilgisayar, 15. Gaz hattı, 16. Gaz yıkama, 17. Gaz pompaları, 18. Flowmetreler, 19. Difüzörler.

Şekil 2.1. Sistem bileşenlerinin şematik gösterimi



Resim 2.1. SAnMBR' da kullanılan membran modülleri

Tablo 2.1. Sentetik atıksuyun bileşenleri ve konsantrasyonları

Bileşenler	Miktar (mg/L)
Sodyum asetat (CH_3COONa)	6000
Amonyum klorür (NH_4Cl)	1350
Potasyum di hidrojen orto-fosfat (KH_2PO_4)	355
Magnezyum Sülfat (MgSO_4)	384
Potasyum klorid (KCl)	296
EDTA	400
Sodyum bikarbonat (NaHCO_3)	250
Kalsiyum klorür ($\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$)	65,6
Amonyum molibdat ($(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24} \cdot 4 \text{H}_2\text{O}$)	8,8
Bakır sülfat ($\text{Cu SO}_4 \cdot 5 \text{H}_2\text{O}$)	14.4
Demir sülfat ($\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$)	40
Kobalt klorür ($\text{CoCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$)	12,8
Çinko sülfat ($\text{ZnSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$)	176

Gaz geri devirli kısma silindir (M1), huni (M2) ve U (M3) şekilli ve aynı şekilde gaz geri devirsiz kısma silindir (M4), huni (M5) ve U (M6) şekilli membran modülleri yerleştirilerek, sistem Tablo 2.3’ de belirtilen şartlar altında işletmeye alındı.

Tablo 2.2. Hazırlanan membran modüllerinin özellikleri

Üretici Firma	Zena Membranes
Materyal	Polipropilen
Tipi	Hidrofobik
Gözenek Boyutu (μm)	0,4
Etkili Fiber Uzunluğu (cm)	19
Fiber çapı (μm)	280
Modüldeki Fiber Adedi	30
Etkili Modül Alanları (m^2)	0,005

Tablo 2.3. SANMBR sistemi işletme şartları

PARAMETRE	ORTALAMA DEĞER	BİRİM
SİSTEM		
Karıştırma hızı	30	rpm
Gaz deri devri	0,5-1,0-1,5	L/dk
Sıcaklık	37	⁰ C
Difüzör çapı	1	mm
Fiberler arası mesafe	0,5-1-1,5	mm
İlk gün hacimsel org. yük	4.195	kg KOİ/m ³ .gün
İlk gün HBS	1.24	gün
Membran gözenek boyutu	0,4	µm
SENTETİK ATIKSU		
pH	7,014	-
Alkalinite	1200	mg CaCO ₃ /L
KOİ	4600	mg/L
TOK	1465	mg/L
SO ₄ ⁼	320	mg/L
TN	81	mg/L
TP	15,54	mg/L
KOİ/N/P	296/5.2/1	
REAKTÖR		
Toplam KOİ	6200	mg/L
Alkalinite	2340	mg CaCO ₃ /L
pH	7.42	-
MLS	4360	mg/L
MLSS	2440	mg/L
MLVSS	2040	mg/L
TUA	132	mg HoAc/L

2.2. Yapılan Analizler ve Analiz Yöntemleri

Çalışma süresince TN (Kit no:14537), sülfat (Kit no:14791), TUA (Kit no:01763), NH₄-N (114559) ve TP (Kit no:14543) konsantrasyonları Nova 60 Spectraquant® (Merck) test kitleri kullanılarak spektrofotometre ile belirlendi. Çalışmadaki pH ve iletkenlik değerleri multi parametre cihazı (Mettler Toledo – Seven Multi) ile ölçüldü. TOK tayini için TOC-VCPN ve TNM-1 (Shimadzu) ile oto örnekleyici (ASI-V, Shimadzu) kullanıldı. Alkalinite, KOİ, TKM TUKM ve AKM Standart Metotlar’ a göre periyodik olarak izlendi (AWWA, APHA, 1992). Çalışma süresince kullanılan tüm kimyasallar analitik saflıktadır .

2.2.1. Toplam katı madde

100 ml iyice karıştırılmış numene sabit tartıma gelmiş ve darası alınmış bir porselen kroze konuldu ve 103°C’ de etüvde sabit tartıma getirildi. Desikatörde soğutulduktan sonra tartıldı ve aşağıdaki şekilde hesaplandı (APHA, AWWA, WEF; 1992).

$$\text{mg/L Buharlaşıma Kalıntısı} = \text{mg Kalıntı} \times 1000 / \text{ml numune}$$

2.2.2. Toplam uçucu katı madde (TUKM)

Porselen krozedeki toplam katı madde (buharlaştırma kalıntısı) 550°C’ de kül fırınında 2 saat süreyle yakıldı. Kroze desikatörde soğutulularak, tekrar tartıldı. Yakma ile meydana gelen kayıp uçucu maddelerin toplamı, krozedeki kalan maddeler ile toplam sabit kalıntı elde edildi.

$$\text{mg/L Toplam Sabit Kalıntı} = (B - C) \times 1000 / \text{ml numune}$$

B= 550°C’ de yakmadan sonraki kroze ağırlığı

C= Sabit tartımdaki boş kroze ağırlığı

2.2.3. Toplam askıda katı madde (AKM)

Çok yüksek konsantrasyonda askıda madde ihtiva eden ve zor süzülen numuneler hariç iyice karıştırılmış numuneden 1 cm²’ lik, filtrasyon alanına 14 ml veya daha fazla numune isabet edecek şekilde numune hacmi alındı ve 103°C’ de sabit tartıma getirilmiş 0,45 µm’ lik filtre kâğıdından vakum altında süzüldü. 3 defa 10’ ar ml’ lik damıtık su ile yıkandıktan sonra vakum kesilerek, membran filtre 103°C’ de 1 saat etüvde kurutuldu. Desikatörde oda sıcaklığına soğutulduktan sonra tartıldı. Aşağıdaki formüle göre hesaplamalar yapıldı (APHA, AWWA, WEF; 1992).

$$\text{mg/L Toplam AKM} = \text{mg askıda katı madde} \times 1000 / \text{numune hacmi (ml)}$$

2.2.4. Kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ)

Çözeltiler:

1. Kristal Ag₂SO₄
2. Kristal HgSO₄ (analitik saflıkta)
3. Sülfürik Asit-Gümüş Sülfat Çözeltisi

4. Standart $K_2Cr_2O_7$ çözeltisi, 0,25 N
5. Standart amonyum -demir-II -sülfat çözeltisi, 0,1 N
6. 0,025 N Potasyum Dikromat Çözeltisi
7. Ferroin Çözeltisi

Deneyin yapılışı: 20 ml su numunesi veya damıtık su ile 20 ml' ye seyreltilmiş numune 500 ml' lik ağzı rodajlı bir balona alındı. 30 ml gümüş sülfatlı sülfürik asit ve 0,4 gr. $HgSO_4$ ilave edilip karıştırıldı. 10 ml 0,25 N. potasyum dikromat çözeltisi ilave edildi. 30 ml gümüş sülfatlı sülfürik asit çözeltisi yavaşça ilave edildikten sonra balon iyice karıştırılarak derhal soğutucuya bağlandı. Geri soğutucu altında çözelti 2 saat kaynatılarak, kaynama düzgün olması için balona bir kaç tane cam boncuğu atıldı. İki saatlik kaynama periyodu sonunda balon soğutuldu, soğutucu yıkandı ve balondaki çözelti yaklaşık 120 ml. damıtık su ile seyreltildi. Birkaç damla ferroin indikatörü ilave edilerek ve 0,1 N demir amonyum-II-sülfat çözeltisi ile indikatörün rengi kırmızıya dönene kadar titre edildi ve mg/L olarak KOİ miktarı aşağıdaki formüle göre hesaplandı (APHA, AWWA, WEF; 1992):

$$mg/L KOİ = (V_o - V_1). N. 8000 / V$$

Burada;

V_o = Şahide sarf edilen demir amonyum sülfat miktarı

V_1 = Numuneye sarf edilen demir amonyum sülfat miktarı

V = Alınan ml numune miktarı

N = Demir amonyum sülfat normalitesi.

2.2.5. Toplam Alkalinite

Kullanılan Çözeltiler:

- 1- Fenolftalein Çözeltisi: Metiloranj çözeltisi: 0,5 g metiloranj 1000 ml damıtık suda çözülür.
- 2- Standard 0,02 N. H_2SO_4 çözeltisi
- 3- 0,02 N. Na_2CO_3 Ayar Çözeltisi

Deneyin Yapılışı:

5 ml su numunesi alınarak 50 ml' ye seyreltildi. 3 damla fenolftalein çözeltisi ilave edildi. Pembe renk oluyorsa, renk gidinceye kadar 0,02 N, sülfürik asitle titre edildi. Dönüm anına kadar sarf edilen asit miktarı kaydedildi. Aynı numuneye 3 damla metiloranj çözeltisi konarak, tekrar 0,02 N sülfürik asitle titrasyona devam edildi ve sarf edilen asit miktarı kaydedildi.

Toplam Alkalinite mg/L $\text{CaCO}_3 = B \times N \times 50000 / \text{ml numune hacmi} \times 10$

Formülünden hesaplandı (APHA, AWWA, WEF; 1992).

Burada:

B = İkinci dönüm noktası sonuna kadar sarf edilen mililitre olarak toplam sülfürik asit miktarı.

N = Sülfürik asit çözeltisinin normalitesidir.

2.2.6. Gaz analizleri

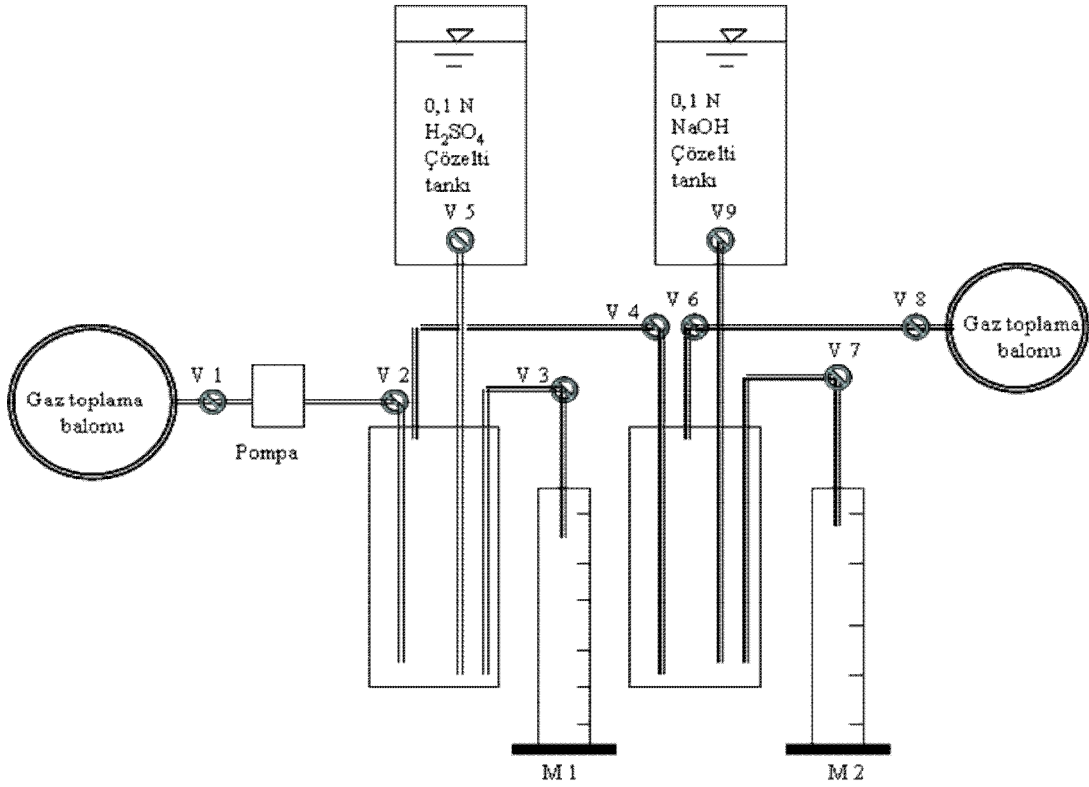
Gazdaki karbondioksit, reaktörlerde biriken toplam gaz ile NaOH çözeltisinden geçen gaz arasındaki farktan hesaplandı. Deneyleri doğrulamak için Madur (GA-21Plus) marka gaz analiz cihazında ayrıca karbondioksit ölçümleri de yapılmıştır. Gaz ölçüm düzeneğinden karbondioksiti alınmış olarak çıkan gaz 5 ml' lik sızdırmaz enjektörlere alınarak etiketlendi ve Tablo 2.4.' de belirtilen şartlar altında analiz edildi. Gaz kromatografisi ile yapılan analizlerde analitiksel metan standardı Fluka (Katalog No: 02329) kullanıldı. Gaz kromatografisinde (Shimadzu 2010 GS, Japan), metan standardı ve reaktörlerde oluşan metan miktarlarıyla elde edilen pik alanları hesaplandı ve konsantrasyonlar bulundu.

Tablo 2. 4. Gaz kromatografisinde metan analizi yapmak için optimize edilen şartlar

Alet özellikleri	
Gaz kromatografisi	Shimadzu 2010 GC
Dedektör	TCD (Termal Conductivity Dedektör)
Kolon	Carbowax
Kolon sıcaklığı	60°C
Taşıyıcı Gaz	Azot Gazı
Parametreler	
Taşıyıcı Gaz Akış hızı	30 ml/dk
Dedektör sıcaklığı	90°C
Örneğin enjekte edilen miktarı	0,5 ml

2.3. Gaz Ölçüm Düzeneği

Toplam gaz ölçümü için sıvı yer değiştirme metodu kullanıldı (Şekil 2.2). Toplam gaz hacmini belirlemek için, gaz toplama balonu üzerindeki V1 vanası kapatılarak, balon rektörden çıkartıldı ve reaktöre yenisi bağlandı. Daha sonra balon hava pompasına bağlandı. Pompa, tamamen asit çözeltisi ile doldurulmuş 8 L hacmindeki taşıma kabına monte edildi. Bu esnada V2 ve V3 vanaları açık, V4 ve V5 vanaları kapalı konumda tutularak pompa çalıştırıldı. Taşıma kabının üzerinde biriken gaz hacmi kadar sıvı taşarak, M1 mezüründe ölçüldü ve toplam gaz miktarı belirlendi.



Şekil 2.2. Gaz ölçüm düzeneğinin şematik gösterimi

Toplam gaz içerisindeki karbondioksit miktarını belirlemek için ikinci taşıma kabı 0,1 N sodyum hidroksit çözeltisi ile dolduruldu. Bu amaçla V2 ve V3 vanaları kapatılarak V5 ve V4 vanaları açıldı. Asit çözeltisi basıncının etkisi ile taşıma kabı üzerindeki gazın baz çözeltisine aktarılması sağlandı. Bu sırada V6 ve V9 vanaları kapalı, V7 vanası açık konumda tutuldu ve taşan baz çözeltisi M2 mezürüyle ölçüldü. Baz çözeltisi üzerinde biriken gazı önceden vakumlanmış olan balona aktarmak için V4, V6 ve V7 vanaları kapatılarak, V8 ve V9 vanaları açık tutuldu. Baz tankından gelen çözeltinin basıncı ile üst kısımdaki gaz, balonda toplandı.

3. BULGULAR

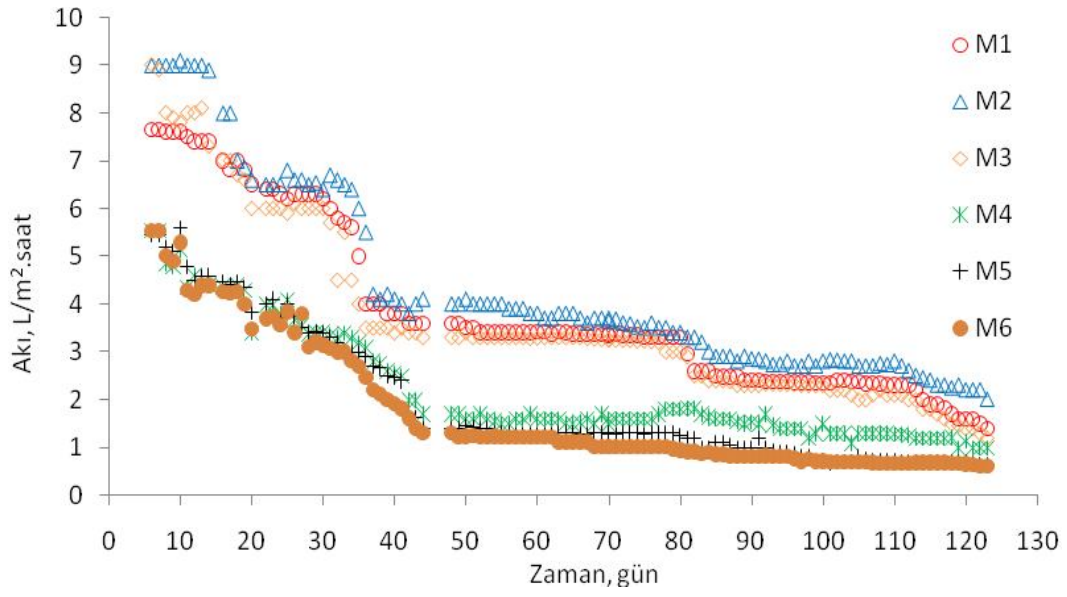
3.1. Farklı Modül Şekillerinin SAnMBR Arıtma Verimine Etkisi

3.1.1. Arıtılabilirlik Çalışmaları

Biyogaz geri devirli ve geri devirsiz ortamlarda farklı şekillerde oluşturulan hollow fiber membran modüllerinin arıtma performansını belirlemek amacıyla, SAnMBR sistemi membran yıkanmaksızın 124 gün işletilmiştir. Bu süre zarfında sistem Tablo 2.3' de belirtilen şartlar altında sürekli beslenmiş, çamur ve akılarda çeşitli analizler yapılarak, sistem performansı incelenmiştir.

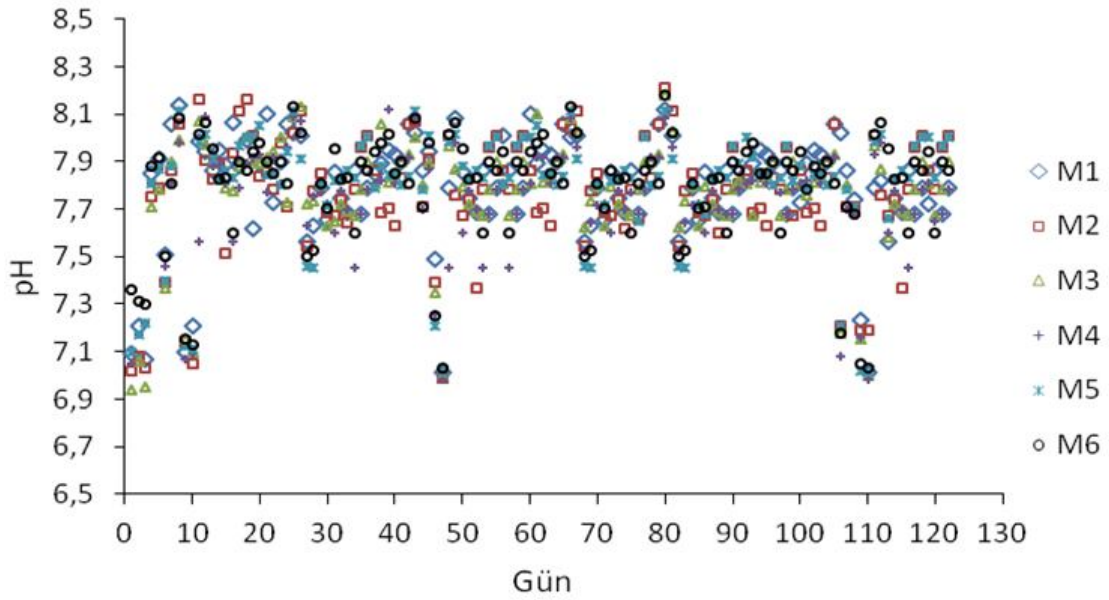
170-173 mbar arasında sabit olan trans-membran basıncında (TMP) membran modüllerinden süzüntü akıları sürekli izlenerek kaydedilmiştir. Tüm membran modüllerinde süzüntü akısı zamanla azalmıştır. İlk 5 gün içinde gaz geri devirli ve gaz geri devirsiz tüm membran modüllerinde ani bir düşüş gerçekleşmiştir. Bu düşüş 30 L/m².saat akı değerlerinden, süzüntü akıları gaz geri devirli modüllerde 7-10 L/m².saat ve gaz geri devirsiz modüllerde ise 5-6 L/m².saat'e düştükten sonra, 124 gün süreç içinde tüm membran modüllerinde süzüntü akıları azalarak gaz geri devirli membran modüllerinde 1-2 L/m².saat, gaz geri devirsiz membran modüllerinde ise 0,4-1 L/m².saat'e kadar azalış göstermiştir (Şekil 3.1.). Benzer veriler Choo ve Lee (1996) tarafından da verilmiştir. Başlangıç akısı 20 L/m².saat iken 200 gün sonra süzüntü akısı 1 L/m².saat'e kadar düşmüştür. Genel olarak gaz geri devri uygulanan modüllerdeki süzüntü akılarının, gaz geri devri yapılmayan membran modüllerindeki süzüntü akısından yüksek olduğu gözlenmiştir. Sistemden alınan süzüntü akı değerleri Şekil 3.1.' de sunulmuştur.

Modül şekli açısından değerlendirildiğinde, hem gaz geri devirli hem de gaz geri devirsiz modüllerde silindirik şeklindeki membran modüllerindeki süzüntü akısının daha yüksek olduğu gözlenmiştir. Bunu huni şeklindeki membran modüllerindeki süzüntü akısı izlemiştir. En düşük süzüntü akısı ise U şekli membran modüllerinde gözlenmiştir

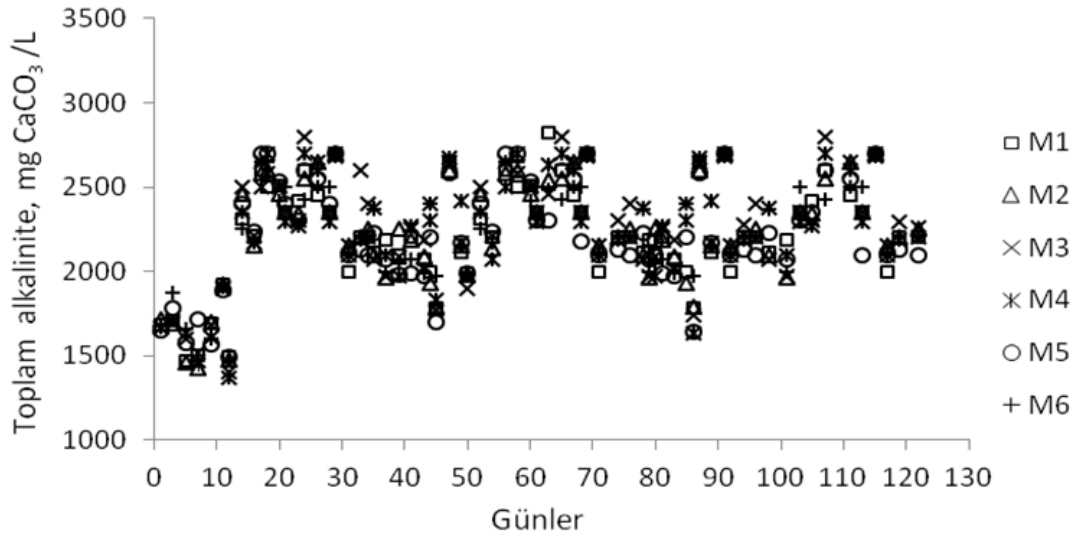


Şekil 3.1. Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki değişimler

Akılardan elde edilen günlük pH ve toplam alkalinite değişimleri Şekil 3.2 ve Şekil 3.3' de sunulmuştur.



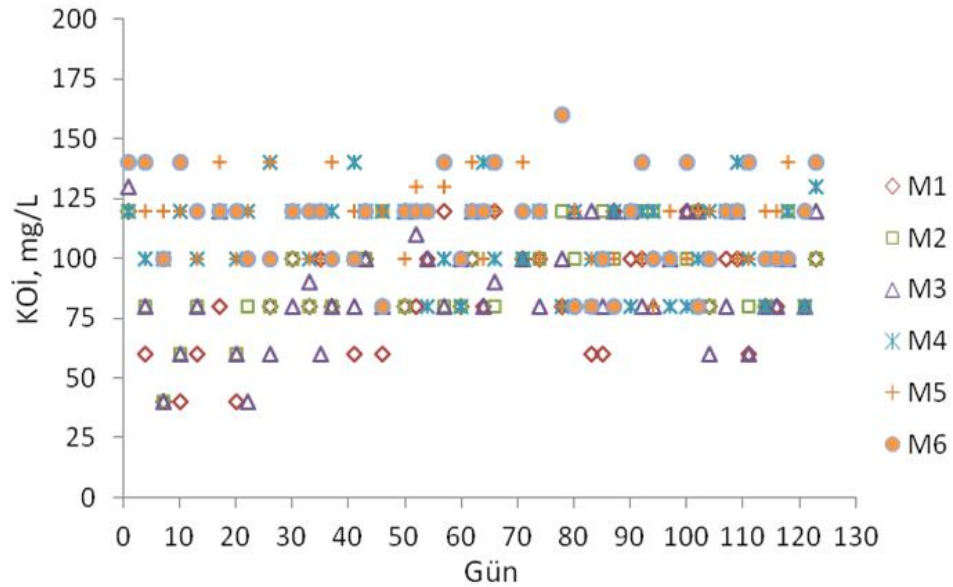
Şekil 3.2. Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki pH değişimleri



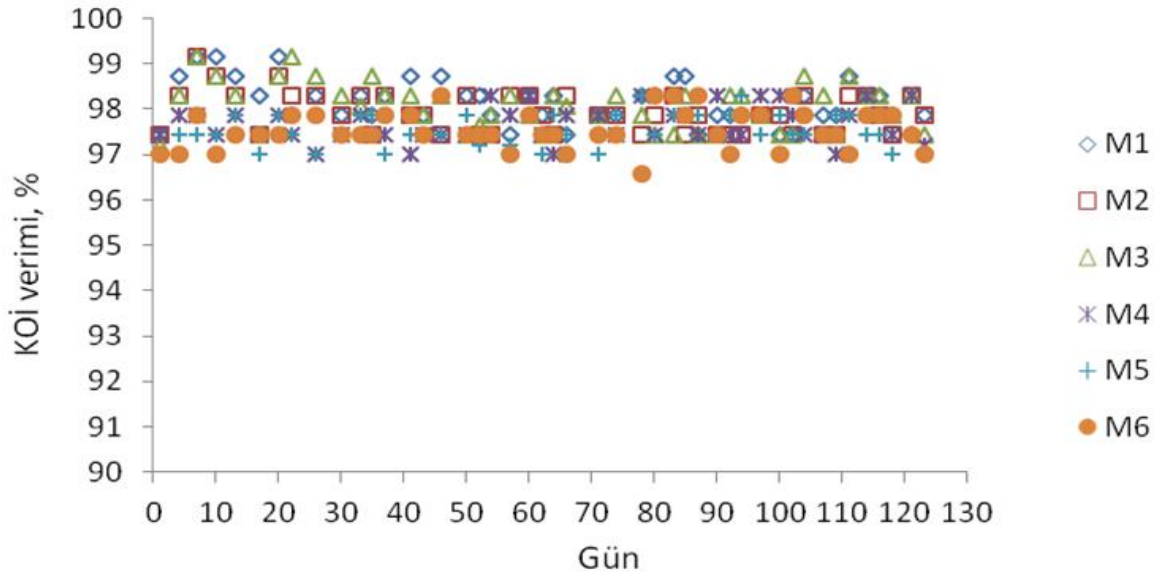
Şekil 3.3. Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki alkalinite değişimleri

İşletme sürecinde akılarda ve reaktörde pH ve alkalinite değerleri anaerobik arıtma için belirlenen sınır değerler içerisinde kalmıştır (pH=6,5-8,0 ve Toplam Alkalinite >1000-1500 mg CaCO₃/L). Alkalinite ve pH açısından modül şekli ile gaz geri devrinin önemli bir etkisi görülmemiştir

İşletme aşamasında elde edilen akıların KOİ konsantrasyonları Şekil 3.4 ve KOİ verimleri Şekil 3.5’ de görülmektedir.



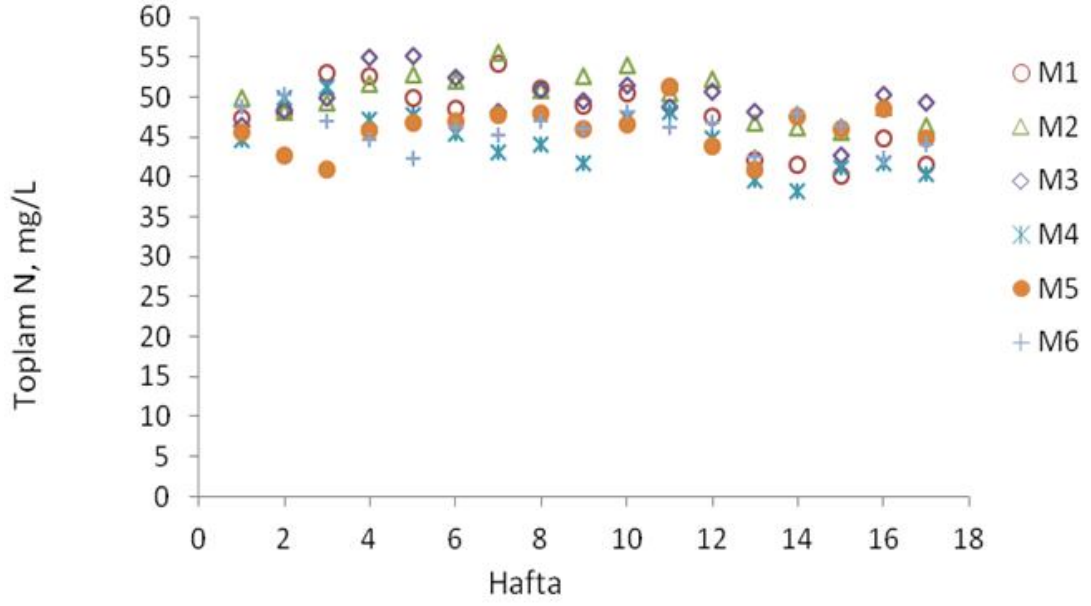
Şekil 3.4. Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki KOİ konsantrasyonları



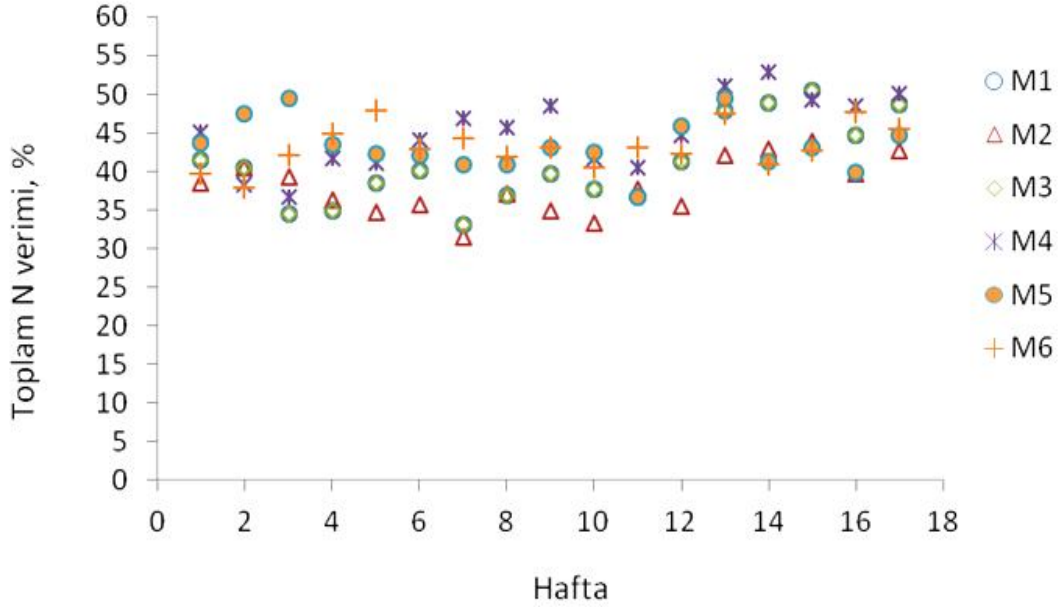
Şekil 3.5. Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki KOİ verimleri

Gaz geri devirli kısımda elde edilen akılarda (M1, M2 ve M3) KOİ verimi %98-99 iken, geri devirsiz kısımlardan elde edilen akılarda (M4, M5 ve M6) %97-98 arasında bulunmuştur. Akılarda KOİ konsantrasyonları 40-160 mg/L arasında değişim göstermiştir. Modül şekilleri arasında KOİ verimi açısından önemli bir fark görülmemesine karşın silindirik şekilli modül diğerlerine nazaran %0,5-1 oranında daha etkili bulunmuştur.

Membran akıllarında çalışma süresince elde edilen toplam azot (TN) ve $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları ile verimleri incelendiğinde, süzüntü sularının TN konsantrasyonu 35-55 mg/L arasında değişim gösterdiği Şekil 3.6' da görülmektedir. TN verimleri açısından gaz geri devirsiz sistemde bulunan membranların biraz daha verimli olduğu söylenebilir (Şekil 3.7).

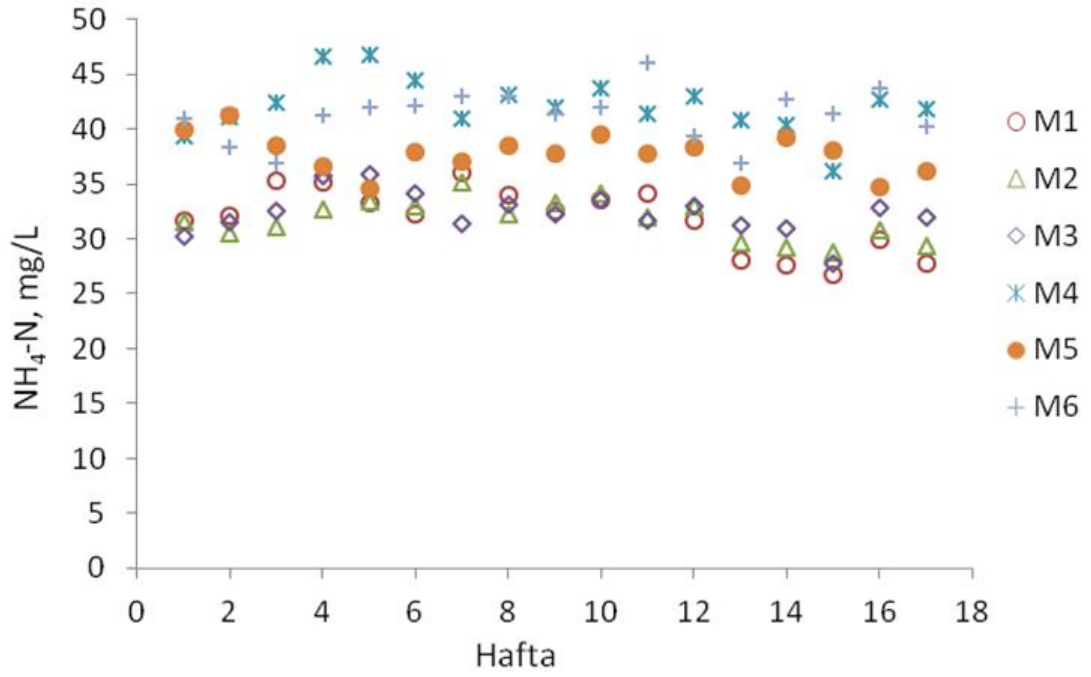


Şekil 3.6. Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TN konsantrasyonları

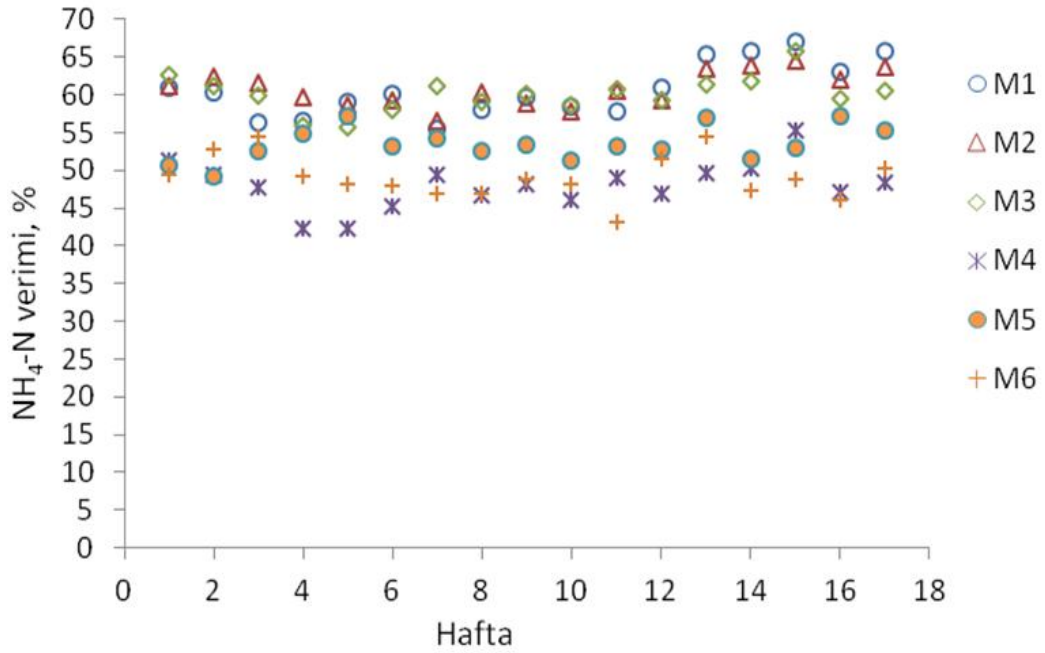


Şekil 3.7. Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TN verimleri

Akılardaki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları 28-50 mg/L aralığında değişmiş (Şekil 3.8) ve %40-65 oranında verimler elde edilmiştir (Şekil 3.9). TN benzer şekilde $\text{NH}_4\text{-N}$ giderimi de gaz geri devirsiz kısımda biraz daha yüksek bulunmuştur. Çünkü gaz geri devirli kısımda membran yüzeyindeki kek tabakasının sıyrılmasından dolayı süzüntü konsantrasyonu artmaktadır. Modül şekilleri açısından ise önemli bir fark görülmemiştir.



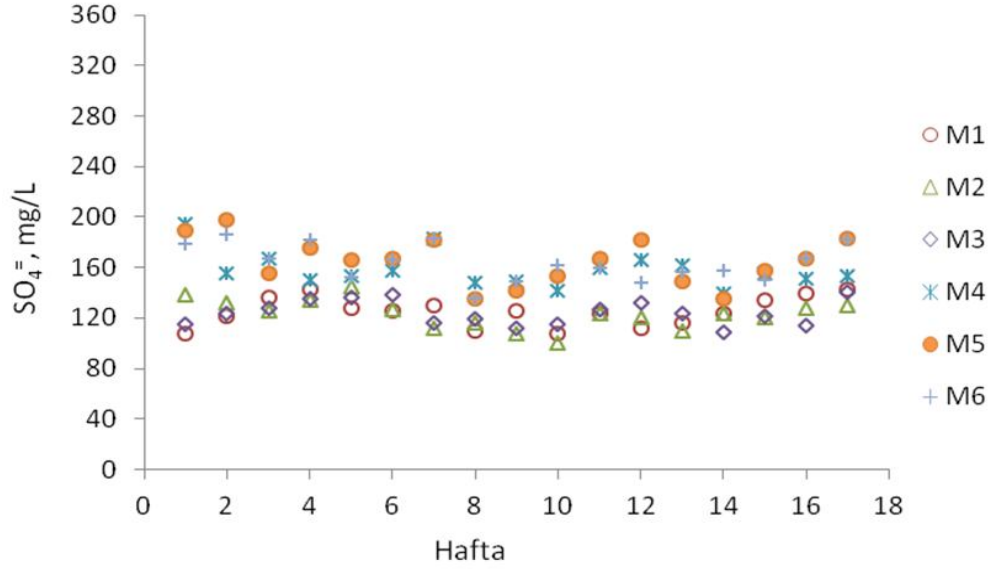
Şekil 3.8. Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki NH₄-N konsantrasyonları



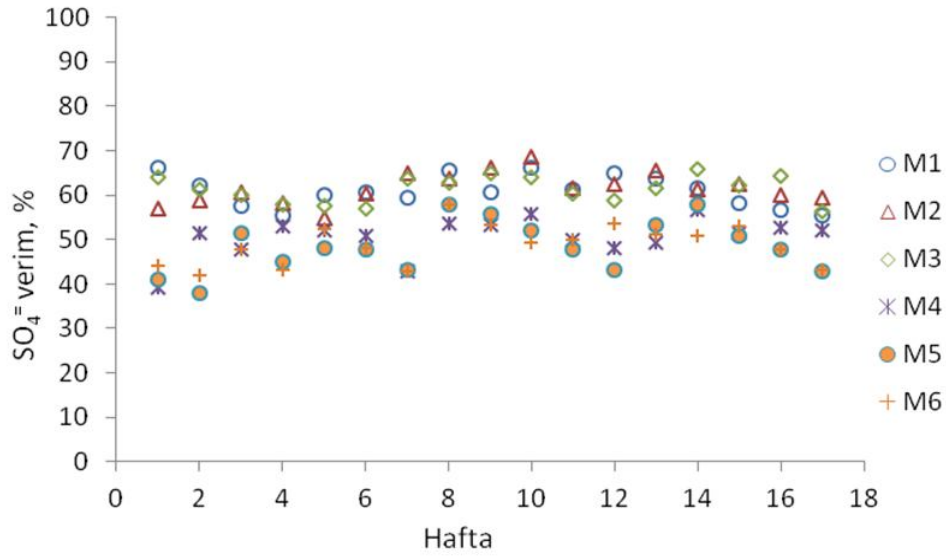
Şekil 3.9. Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki NH₄-N verimleri

Membran akılarında $\text{SO}_4^{=}$ konsantrasyonları 90-200 mg/L aralığında değişim göstermiştir. Giderme verimleri ise %38-70 arasında değişmektedir. Gaz püskürtmesinin uygulandığı membranlarda %5-10' a varan oranlarda daha iyi giderme verimi sağlanmıştır.

Huni ve silindir şekilli membranların $\text{SO}_4^{=}$ verimi biraz daha iyi bulunmuştur. Elde edilen sonuçlar Şekil 3.10 ve Şekil 3.11’ de görülmektedir.



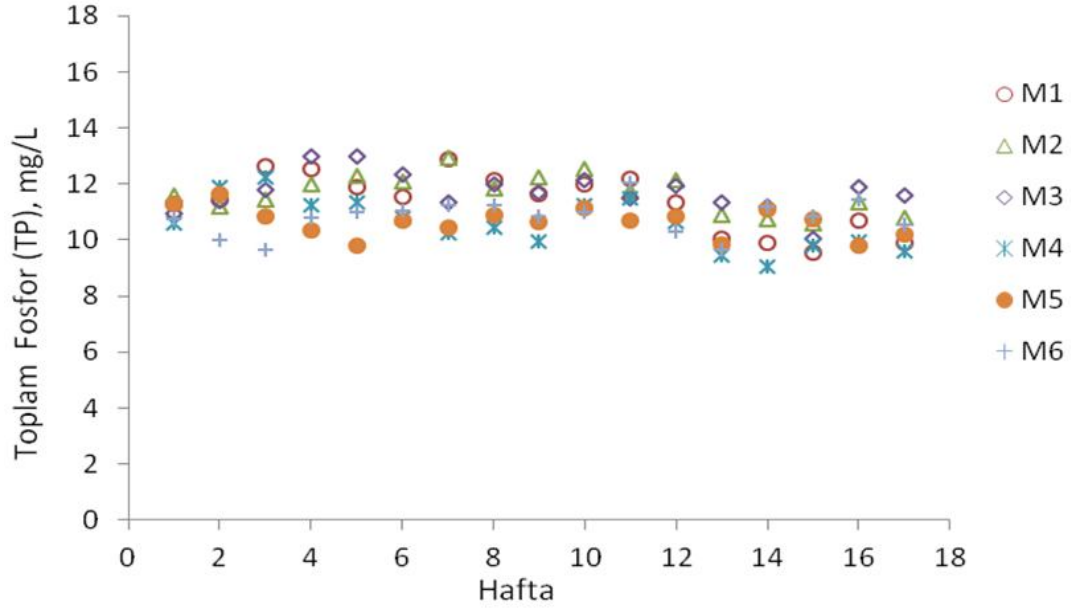
Şekil 3.10. Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki $\text{SO}_4^{=}$ konsantrasyonları



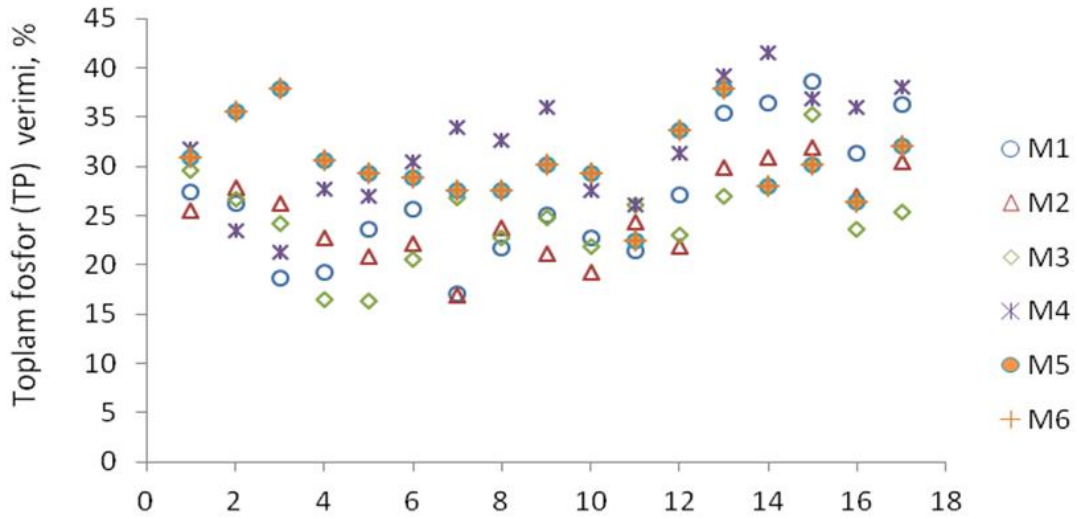
Şekil 3.11. Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki $\text{SO}_4^{=}$ verimleri

Toplam fosfor açısından (TP) sistem verimi incelendiğinde çalışma süresince TP konsantrasyonu tüm akılarda 9-13 mg/L aralığında değişim göstermiş ve %15-40 arasında verimler elde edilmiştir. Azotlu bileşiklere benzer şekilde TP verimi de gaz geri devirsiz

kısımdaki membran akılarına daha yüksek bulunmuştur. Modül şekilleri açısından önemli bir fark görülmemiştir. Çalışma süresince akılardan elde edilen TP konsantrasyonları Şekil 3.12 ve verimleri ise Şekil 3.13’ de sunulmuştur.



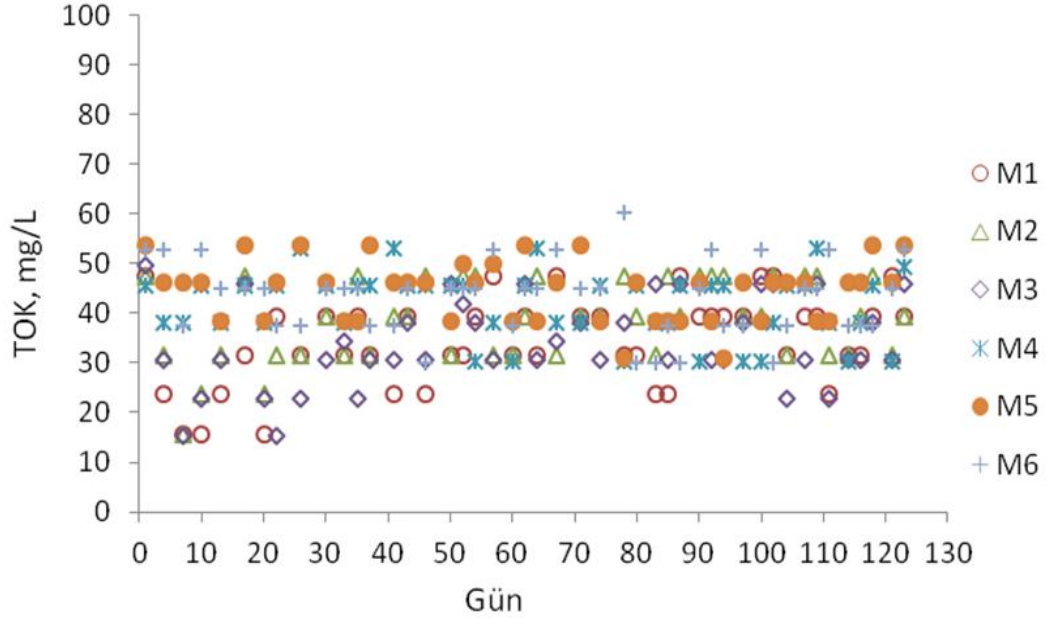
Şekil 3.12. Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TP konsantrasyonları



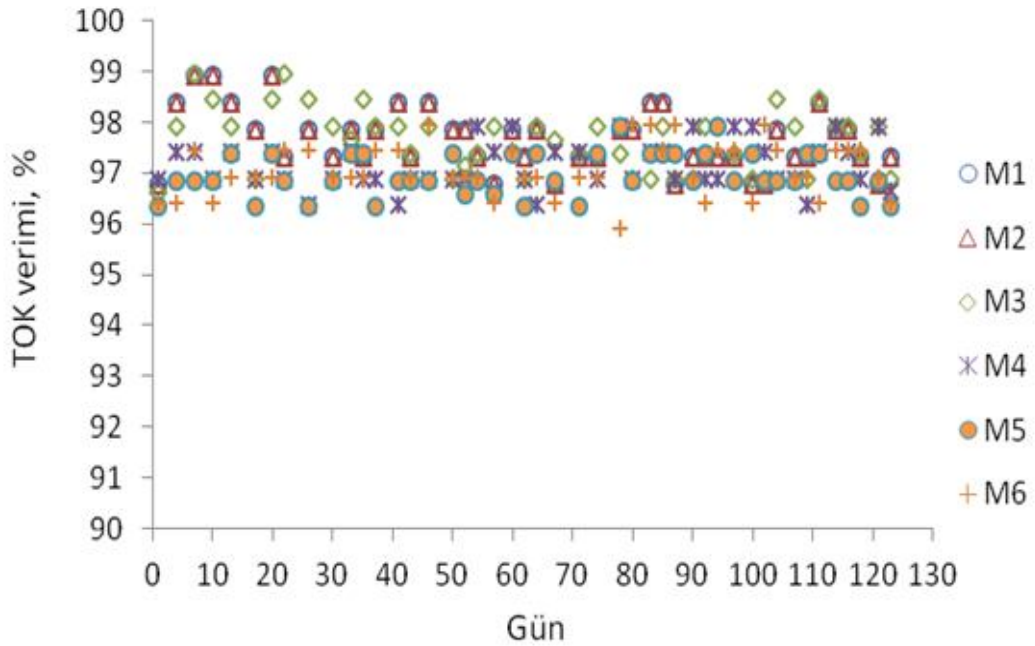
Şekil 3.13. Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TP verimleri

TOK analizleri çalışmamızın ilk haftalarında Nova 60 Spektrometre ile kitler kullanılarak ölçülmüş, TOK cihazının çalışma periyodumuzun ikinci ayında projemiz tarafından alınmış ve analizlere TOK cihazıyla devam edilmiştir. Akılarda TOK

konsantrasyonları 25-56 mg/L arasında değişim göstermiştir. TOK verimi ise %96-98 arasında bulunmuştur. Elde edilen sonuçlar Şekil 3.14 ve 3.15’ de görülmektedir. Gaz püskürtme ve modül şekilleri arasında TOK verimi açısından önemli bir fark görülmemiştir.

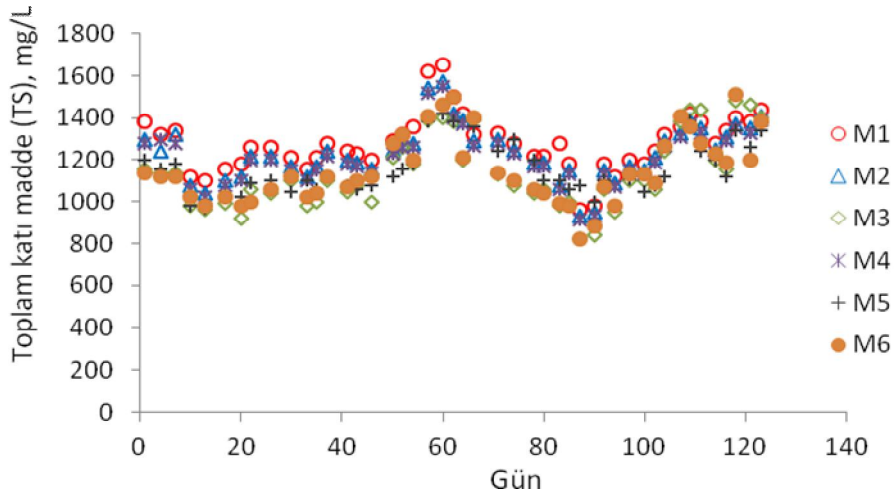


Şekil 3.14. Farklı membran modüllerinde işletme süresince SANMBR sisteminde akılardaki TOK konsantrasyonları

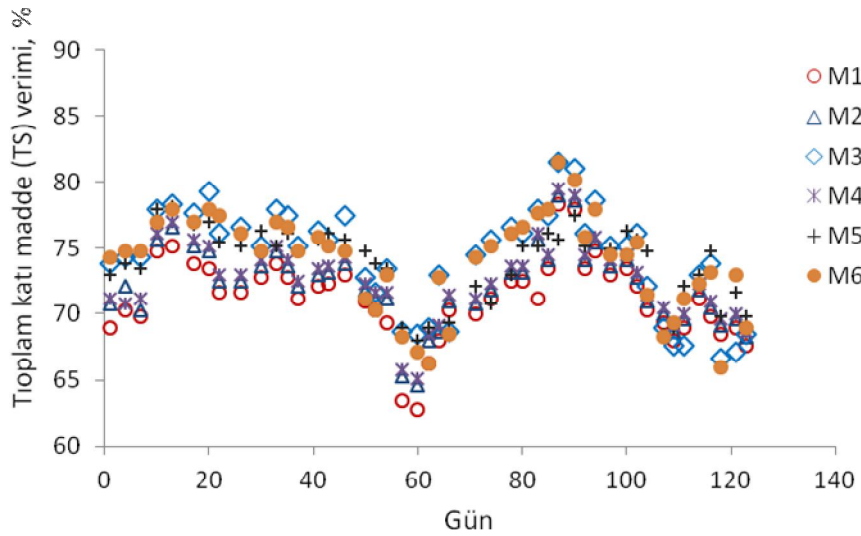


Şekil 3.15. Farklı membran modüllerinde işletme süresince SANMBR sisteminde akılardaki TOK verimleri

Tüm akılarda askıda katı madde (AKM) konsantrasyonu çalışma süresince 10 mg/L' nin altında kalmıştır. Benzer şekilde toplam uçucu katı madde (TUKM) konsantrasyonu çok düşük miktarlarda bulunmuştur. Her iki parametre için uzaklaştırma verimi %99' un üzerinde gerçekleşmiştir. Akılardaki zamana bağlı olarak TKM konsantrasyon değişimleri Şekil 3.16' da görülmektedir. Akılarda TKM konsantrasyonları 820-11620 mg/L arasında değişmektedir. Zamana bağlı olarak TKM verimleri değişkenlik göstermektedir (Şekil 3.17)



Şekil 3.16. Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TKM konsantrasyonları



Şekil 3.17. Farklı membran modüllerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TKM verimleri

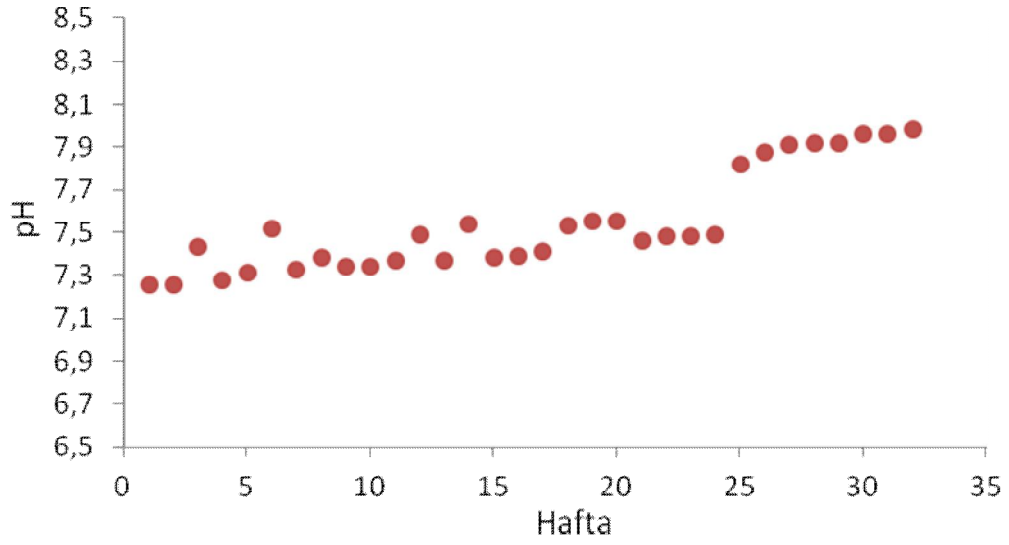
İlk zamanlarda verim %70-80 arasında iken çalışmanın 45.-60. günleri arasında azalmış (%65-70) ve sonra tekrar artmıştır. Çalışmanın 90. gününden itibaren verim kademeli olarak azalmıştır (Şekil 3.17).

Akılardaki katı maddenin tamamına yakının çözünmüş maddelerden oluşması, membran filtrasyonu ile çözünmüş katıların membranlar tarafından tamamen tutulamadığının göstergesidir. Zaman zaman akılarda, reaktördeki çözünmüş katılardan daha yüksek değerlerde çözünmüş katı madde görülmüştür. Gaz geri devirli kısımlardaki modüllerden gelen akıların TKM değerleri, diğerlerinden daha yüksek bulunmuştur. Gaz püskürtmeli kısımdaki membranlar içerisinde TKM açısından en yüksek verim M3 (U şekilli)' tür. Benzer şekilde geri devirsiz kısımda da M6 (U şekilli) modülü en iyi TKM giderimi sağlamıştır. Bu durum, bu modüllerde membran lifleri aralarında belirli mesafenin olmaması ve dolayısıyla organik kekin inorganik maddeleri absorblamasıyla açıklanabilir. Aynı zamanda gaz püskürtmenin yapıldığı kısma yerleştirilen modüllerdeki akılarda TKM' nin yüksek bulunması gazın keki sıyırma etkisiyle organik tıkanmaya sebep olan maddelerin membran yüzeyinden uzaklaştırılması ve dolayısıyla çözünmüş maddelerin tutunamaması ile açıklanabilir.

3.1.2. Çamur Analizleri

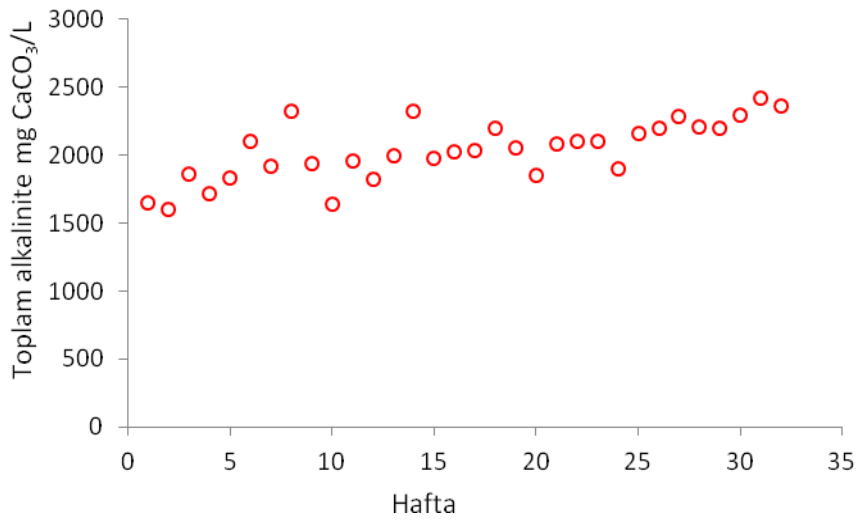
Reaktör alıştırma devresinden itibaren yaklaşık 32 haftalık süreçte pH, toplam alkalinite, toplam uçucu asit (TUA) ve katı madde konsantrasyonları (tam karışimli sıvıda toplam katı madde (MLS), askıda katı madde (MLSS) ve uçucu katı madde (MLVSS) açısından izlenmiştir.

Çalışma süresince (optimizasyon çalışmaları + işletme safhası) pH 7,2 ile 7,9 arasında değişmiştir. Haftalık ortalama pH değişimleri Şekil 3.18' de gösterilmiştir.



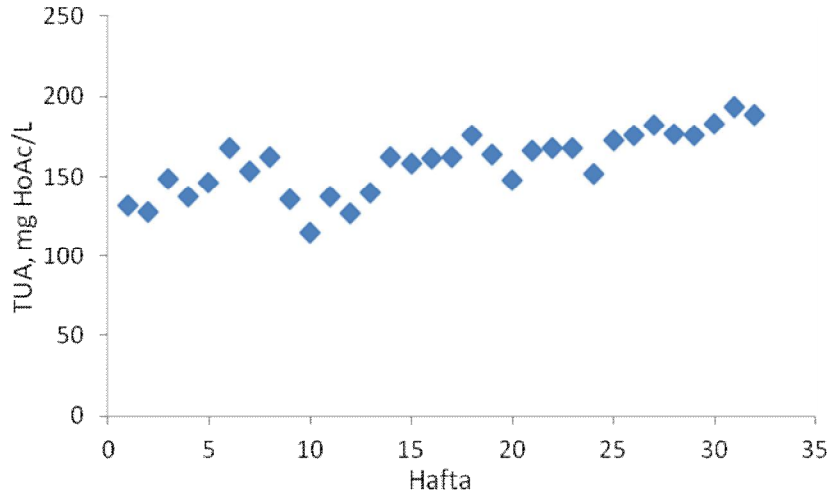
Şekil 3.18. Farklı membran modülleriyle yapılan işletme süresince reaktör çamurunda haftalık ortalama pH değerleri

Reaktörün kurulmasından itibaren toplam alkalinite 1500-2000 mg CaCO_3/L aralığında değişmiştir (Şekil 3.19).



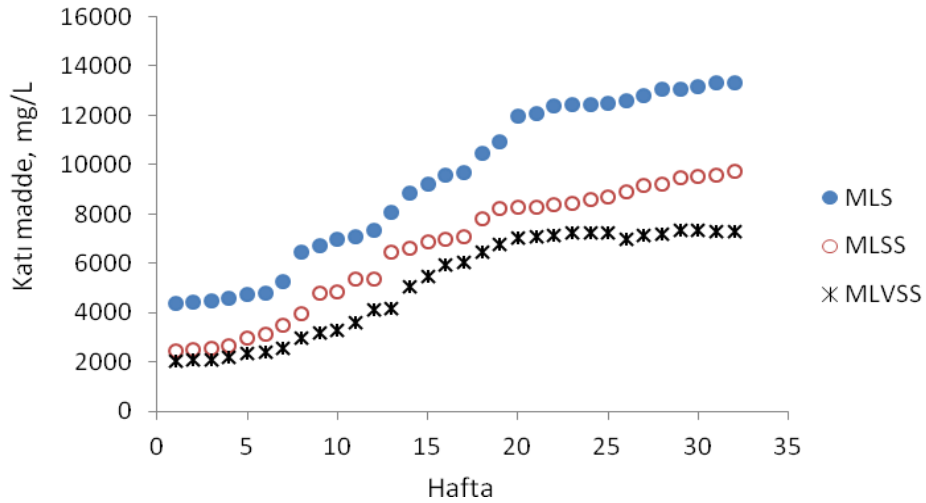
Şekil 3.19. Farklı membran modülleriyle yapılan işletme süresince reaktör çamurunda ortalama toplam alkalinite konsantrasyonları

TUA konsantrasyonları ise 120-180 mg HoAc/L arasında değişim göstermiştir (Şekil 3.20). Anaerobik arıtmada sistemde izlenmesi gereken bu parametreler açısından önemli bir sorunla karşılaşılmamıştır.



Şekil 3.20. Farklı membran modülleriyle yapılan işletme süresince reaktör çamurunda ortalama TUA konsantrasyonları

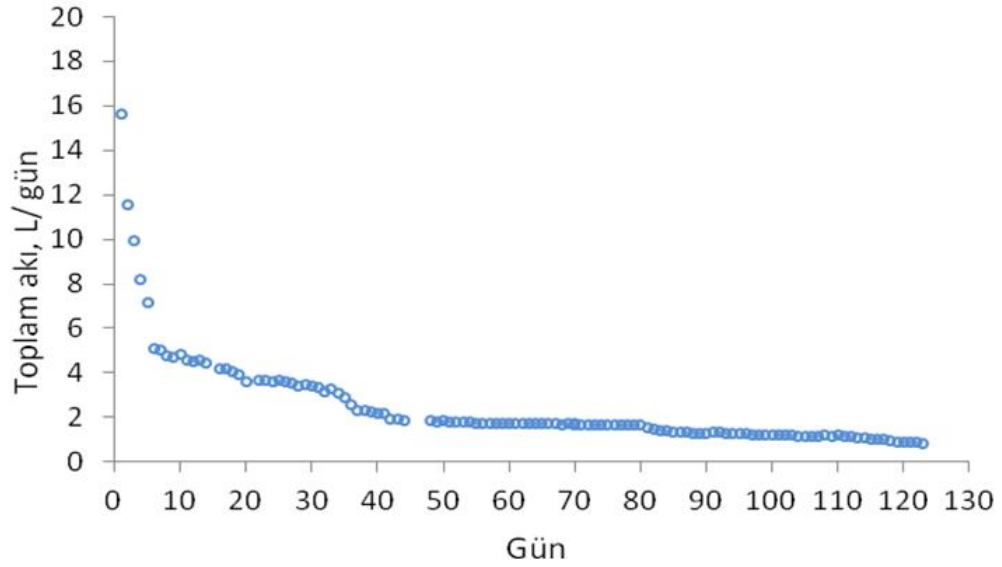
Çalışma periyodu boyunca reaktör çamurunda haftalık ortalama katı madde konsantrasyonları Şekil 3.21’ de görülmektedir. 32 hafta süresince analizlerde kullanılan çamur dışında reaktörden çamur atımı yapılmamıştır. MLS konsantrasyonu kademeli olarak artmış ve 4360 mg/L’ den 13320 mg/L’ ye yükselmiştir. Buna karşın MLSS konsantrasyonu 2440 mg/L’ den 9720 mg/L yükselmiştir.



Şekil 3.21. Farklı membran modülleriyle yapılan işletme süresince reaktör çamurunda ortalama katı madde değişimleri

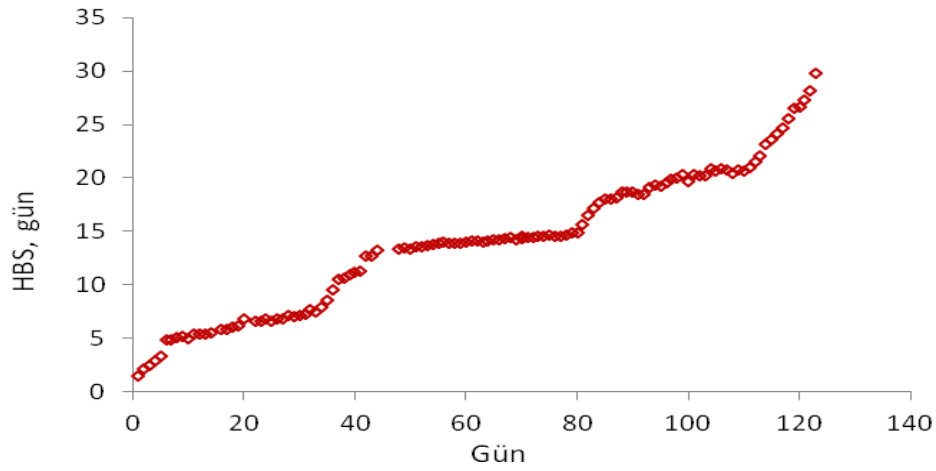
Çalışmanın 20. haftasından itibaren MLSS’ deki artış oldukça yavaşlamıştır. İlk 20 hafta süresince reaktördeki MLVSS hızla artmış, 20-32. haftalar arasında artış hızı oldukça yavaşlamıştır. Bunun nedeni akı azalmasına bağlı olarak hidrolik bekleme süresi (HBS)’ nin yükselmesi, organik yükün oldukça düşmesi ve mikroorganizmalar için gereken yeterli

substratın olmamasına bağlanabilir. Şekil 3.22’ de sistemdeki membranların günlük toplam akı değerleri toplamının değişimi görülmektedir.



Şekil 3.22. Farklı membran modülleriyle yapılan işletme süresince toplam akı değişimi

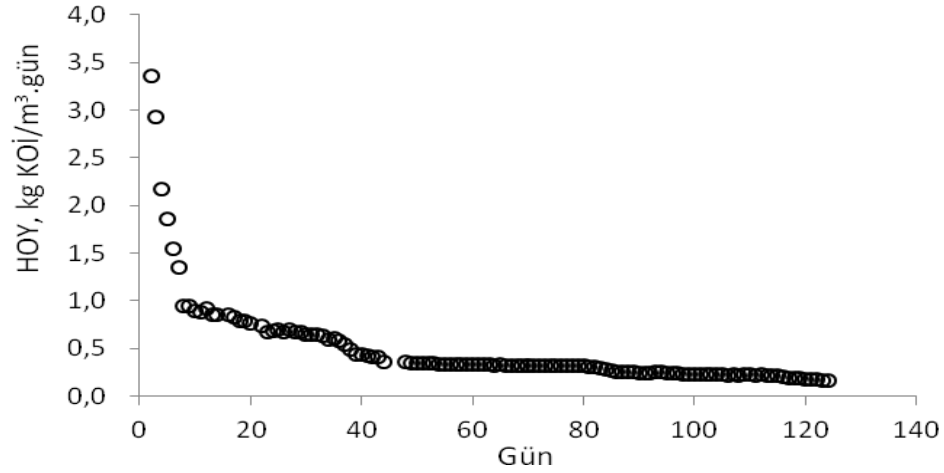
Besleme, reaktörden çekilen toplam akıya bağlı olduğundan HBS kademeli olarak artmaktadır (Şekil 3.23).



Şekil 3.23. Farklı membran modülleriyle yapılan işletme süresince HBS değişimi

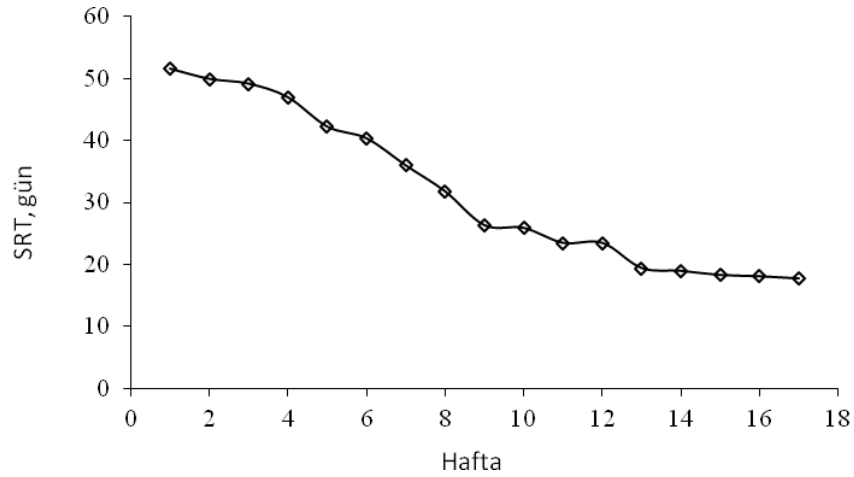
Hacimsel organik yük (HOY), sabit KOİ besleme (yaklaşık 4600 mg KOİ/L) şartlarında akıdaki azalmaya bağlı olarak 1. gün 3,36 kg KOİ/m³.gün değerinde iken 124. gün 0,154 kg KOİ/m³.gün değerine düşmüştür. Akı ve buna bağlı olarak HOY ilk 5 günde keskin bir düşüş göstermiştir. Bunu takip eden 40 gün süresinde akıdaki düşüş oldukça

yavaşlamıştır (Şekil 3.24). Toplam akı, 45.-80. günler arasında hemen hemen kararlı halde kalmış ve 80. günden sonra tekrar düşmüştür (Şekil 3.22).



Şekil 3.24. Farklı membran modülleriyle yapılan işletme süresince HOY değişimi

SAnMBR' da ortalama çamur yaşı 51,55 günden başlamış, ilk 7 hafta 40,3- 49,9 gün aralığında sürdürülmüştür ve devam eden sürelerde periyodik olarak azalarak 17. hafta sonunda 17,71 güne kadar düşmüştür. Bunun nedeni, uzun süre çalışma sonucu membranların değiştirilmeden kullanılmasıdır. Sonuçlar Şekil 3.25' de gösterilmektedir.

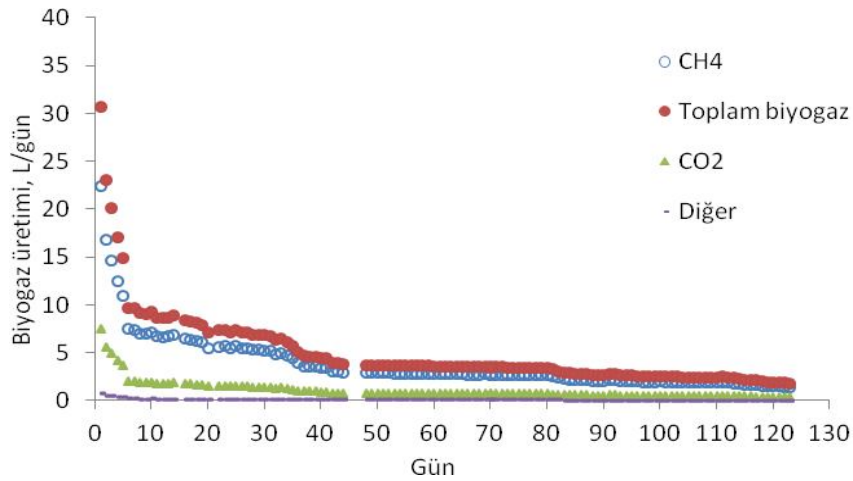


Şekil 3.25. Farklı membran modülleriyle yapılan işletme süresince SRT değişimi

3.1.3. Biyogaz üretimi

Gaz püskürtmesi yapılan ve yapılmayan kısımlarda oluşan biyogaz ayrı ayrı balonlarda depolanmıştır. Depolanan gazlar 1×1 hacminde bir enjektöre alınarak gaz kromatografi cihazı (Schimadzu 2010) ile metan konsantrasyonları belirlenmiştir. Toplam

gaz sıvı taşıma metodu ve gazdaki CO_2 konsantrasyonu NaOH çözeltisi içinde tutularak geri titrasyon metodu ile tespit edilmiştir. Metan ve toplam toplam gazdan çıkartılarak diğer gazlar toplamı hesaplanmıştır. Gaz ölçüm düzeneği Şekil 4.2’ de sunulmuştur. Gaz püskürtmesinin devamını sağlamak için ölçümler esnasında daha önceden depolanmış olan gazlar kullanılmıştır. Çalışma periyodu esnasında oluşan toplam biyogazın günlük miktarları ile CH_4 , CO_2 ve diğer gazların miktarları Şekil 3.26’ de verilmiştir.

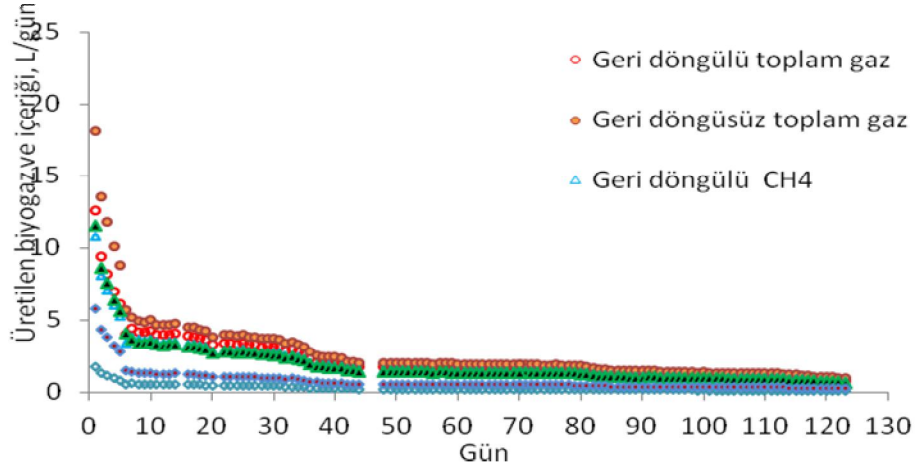


Şekil 3.26. Farklı membran modüllerinde işletme süresince reaktörde üretilen gaz konsantrasyonlarının zamanla değişimi

İşletme periyodunun yaklaşık ilk 10 gününde akı azalmasına bağlı olarak hacimsel organik yükleme hızla azaldığından toplam gaz miktarı da hızla azalmıştır. Toplam gazdaki CH_4 %71-83, CO_2 %11-24 ve diğer gazlar %5-6 arasında değişmiştir.

SAnMBR siteminin gaz geri devirli ve geri devirsiz kısmında oluşan gaz bileşenleri ve günlük değişimleri Şekil 3.27’ de verilmektedir.

Geri devirsiz kısımdan elde edilen toplam gaz biraz daha yüksek bulunmuştur. Ancak, geri devirli kısımdan elde edilen toplam gazın CH_4 içeriğinin yüksek, CO_2 içeriğinin daha düşük olduğu belirlenmiştir. Gaz püskürtmenin olduğu kısımdan elde edilen toplam gazın %79-83’ ü CH_4 , % 13-15’ i CO_2 iken, diğer kısımdaki gazın %70-77’ si CH_4 , % 18-20’ sinin CO_2 den oluştuğu tespit edilmiştir.



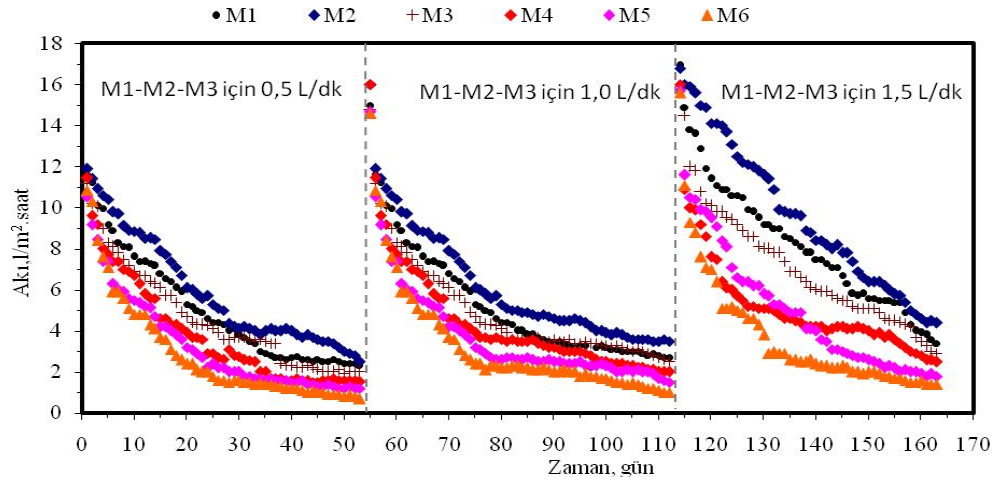
Şekil 3.27. Farklı membran modülleriyle yapılan işletme süresince gaz geri devirli ve geri devirsiz kısımlarda oluşan biyogazın içerikleri ve günlük üretim miktarları

3.2. Farklı Gaz Geri Devrinin SAnMBR Arıtma Verimine Etkisi

3.2.1. Arıtılabilirlik Çalışmaları

Biyogaz geri devirli ve geri devirsiz ortamlarda farklı şekillerde oluşturulan hollow fiber membran modüllerinin arıtma performansı ve kirlenme düzeylerini belirlemek amacıyla, SAnMBR sistemi membran yıkanmaksızın aşamalı membran modül değişimleri yapılarak 163 gün işletilmiştir. Biyogaz geri devrinin uygulandığı kısma 54 gün süre ile 0,5 L/dk, 55-115. gün 1,0 L/dk ve 116-163. gün 1,5 L/dk debide biyogaz püskürtmesi sağlanmıştır. Aynı zamanda biyogaz püskürtmesinin uygulanmadığı kısımlara da membranlar yerleştirilerek sistem performansı izlenmiştir.

Üç farklı gaz püskürme debisinde biyogaz geri döngüsü yapılmıştır. 0,5, 1,0 ve 1,5 L/dk biyogaz debisinde, olmak üzere sisteme aynı özellikte membran modülleri yerleştirilmiştir. Başlangıç akıları 11-12 L/m².saat olup yaklaşık olarak iki ay sonunda 2-2,5 L/m².saat seviyelerine düştüğü gözlenmiştir. Süreç sonunda membran modülleri değiştirilmiş ve 1 L/dk debi ile geri devirle gaz püskürtülmüştür. Başlangıç akısı, gaz debisinin artmasıyla, 15-16 L/m².saat akı değerlerinden yine yaklaşık 2 ay süre sonunda 2,5-3,5 L/m².saat seviyelerine düşmüştür. Daha sonra membran modülleri tekrar değiştirilmiş ve 1,5 L/dk geri devirle gaz püskürtülmüştür. Diğerlerinde takip edilen süreç bu aşamada da takip edilmiştir. Başlangıç akı, 16-17 L/m².saat değerlerinden süreç sonunda 3-4,5 L/m².saat değerlerine düştüğü belirlenmiştir.

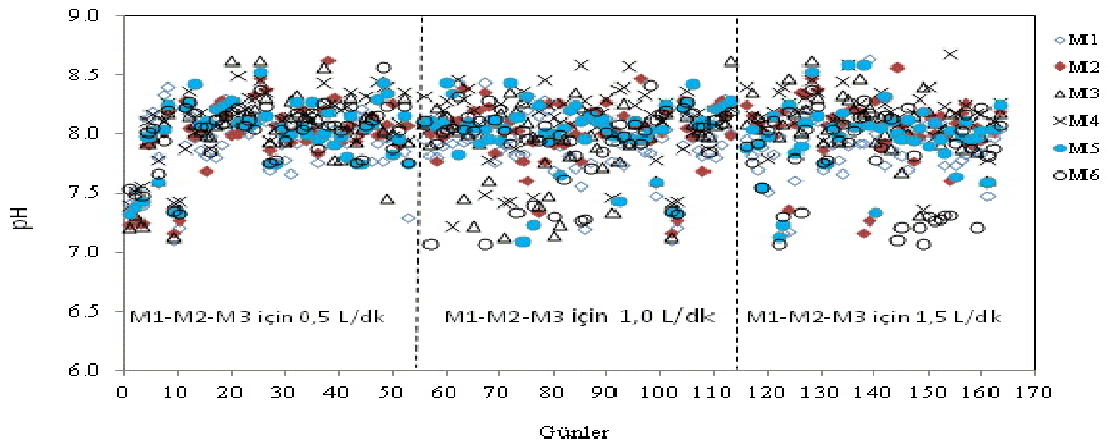


Şekil 3.28. Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki değişimler

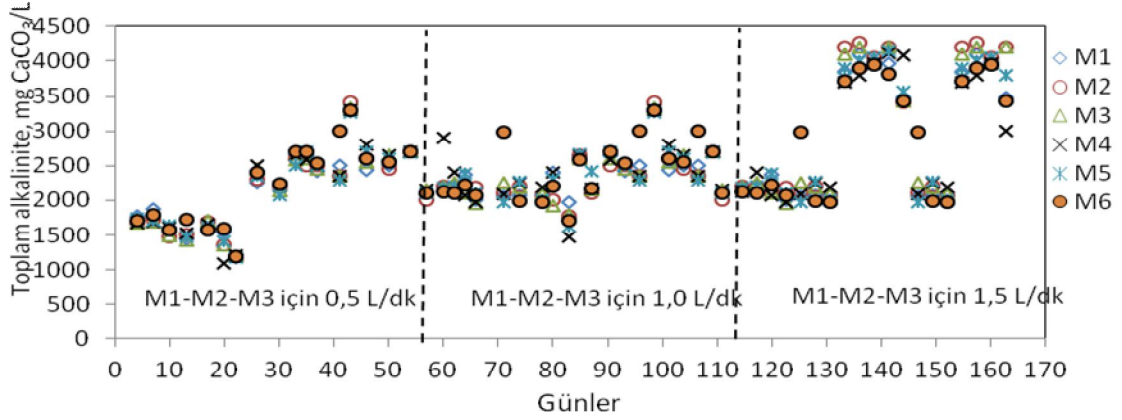
Şekil 3.28’ de görüldüğü gibi gaz geri devir püskürtme debisi arttırıldıkça akı değerlerinde bir artış gözlenmiştir. Membran modül şekilleri arasında da akı değerlerinde bir fark gözlenmiştir. Akı davranış sıralaması büyükten küçüğe sırasıyla silindir, huni ve U modülü şeklinde olduğu belirlenmiştir.

Gaz püskürtme debisi artıkça toplam akı artışı yanı sıra, modüller arasındaki akı farkı da açık bir şekilde belirginleşmiştir. Bu konuda çalışma yok denecek kadar azdır. Dolayısıyla çalışmamızda elde ettiğimiz bulguların literatüre ışık tutacağı düşünülmektedir.

Akılarda incelenen günlük pH ve toplam alkalinite değişimleri ise Şekil 3.29 ve Şekil 3.30’ da gösterilmiştir.



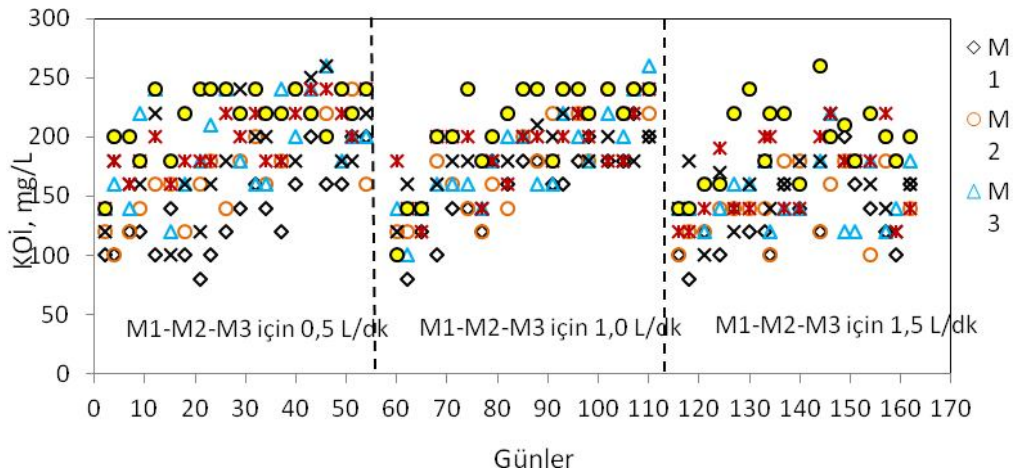
Şekil 3.29. Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki pH değişimleri



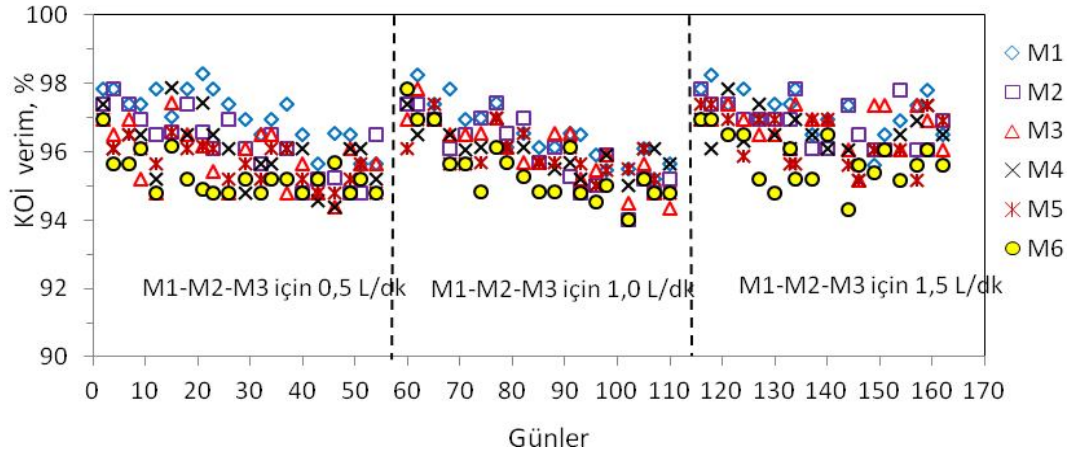
Şekil 3.30. Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki toplam alkalinite değişimleri

Her üç gaz debisi için akılardaki pH değişimi 7,5-8,5 aralığında değişim göstermiştir. Toplam alkalinite ise 1000-4000 mg CaCO_3/L aralığına değişim göstererek, anaerobik arıtma için belirlenen alt sınır değerlerin üstünde kalmıştır (Toplam alkalinite >1000-1500 mg CaCO_3/L). Alkalinite ve pH açısından modül şekli ile gaz geri devrinin önemli bir etkisi görülmemiştir. Ancak gaz geri devrinin uygulandığı modüllerden alınan akılarda gaz debisinin artışına bağlı olarak alkalinitenin arttığı görülmektedir.

İşletme aşamasında elde edilen akıların KOİ konsantrasyonları Şekil 3.31 ve KOİ verimleri Şekil 3.32’ de görülmektedir.



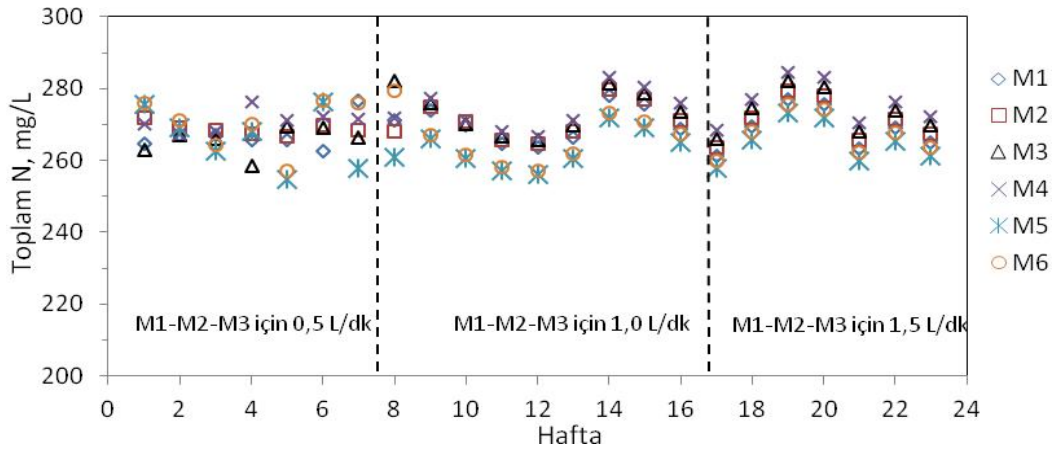
Şekil 3.31. Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki KOİ konsantrasyonları



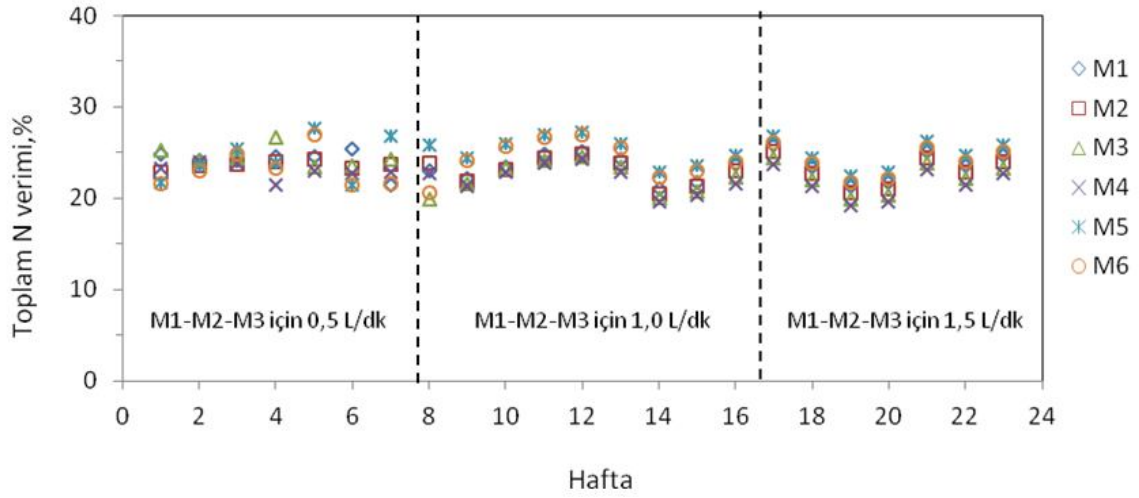
Şekil 3.32. Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki KOİ verimleri

Gaz geri devirli kısımda elde edilen akılarda (M1, M2 ve M3) KOİ verimi %95-98 iken, geri devirsiz kısımlardan elde edilen akılarda (M4, M5 ve M6) %94-97 arasında bulunmuştur. Akılarda KOİ konsantrasyonları 90-250 mg/L arasında değişim göstermiştir. Püskürtülen gaz debisinin artışına bağlı olarak gaz geri devrinin uygulandığı kısımdaki membran akıllarında kısmen daha yüksek KOİ uzaklaştırma verimleri sağlanmıştır. Benzer şekilde gaz akış hızının artışıyla KOİ uzaklaştırma veriminin daha etkili olduğu söylenebilir. En etkili KOİ uzaklaştırma verimi 0,5 ve 1,5 L/dk gaz debisinde ve silindir şekilli membran modülü akısında sağlanmıştır.

Membran akılarında toplam azot (TN) ve $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları ile verimleri incelendiğinde, süzüntü sularının TN konsantrasyonu ortalama 255-280 mg/L arasında değişim göstermiştir (Şekil 3.33).



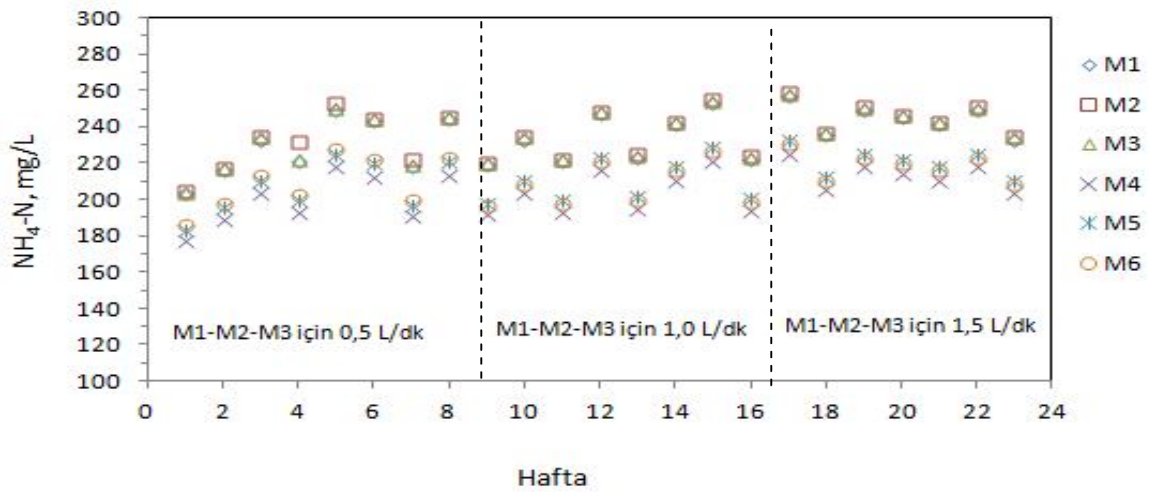
Şekil 3.33. Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TN konsantrasyonları



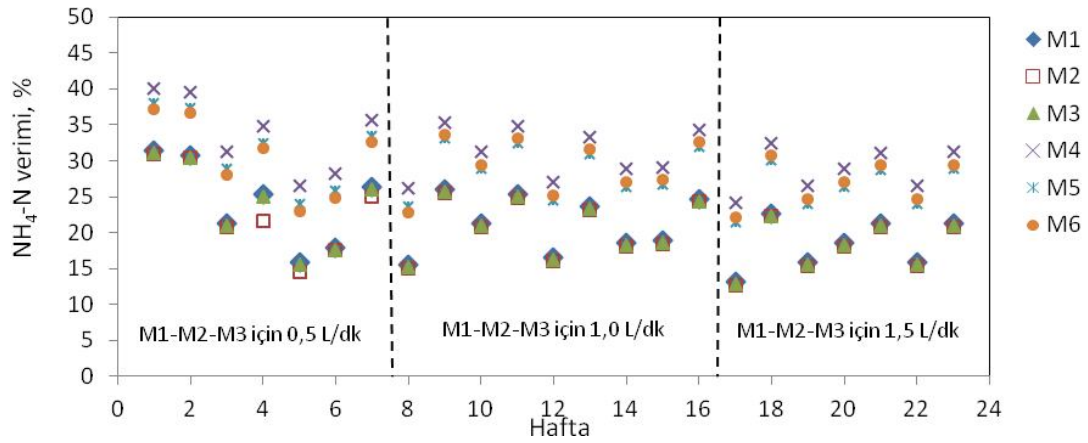
Şekil 3.34. Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde elde edilen akılarda TN verimleri

Gaz geri devirli ve geri devirsiz kısımlardaki membran akılarına ortalama TN verimleri % 20-25 aralığında bulunmuştur (Şekil 3.34).

Akılardaki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları 180-260 mg/L aralığında değişmiş (Şekil 3.35) ve % 15-35 oranında verimler elde edilmiştir (Şekil 3.36). $\text{NH}_4\text{-N}$ gideriminde modül şekilleri açısından önemli bir fark görülmemiştir. Ancak gaz geri devrinin $\text{NH}_4\text{-N}$ uzaklaştırılması üzerinde daha etkili olduğu söylenebilir

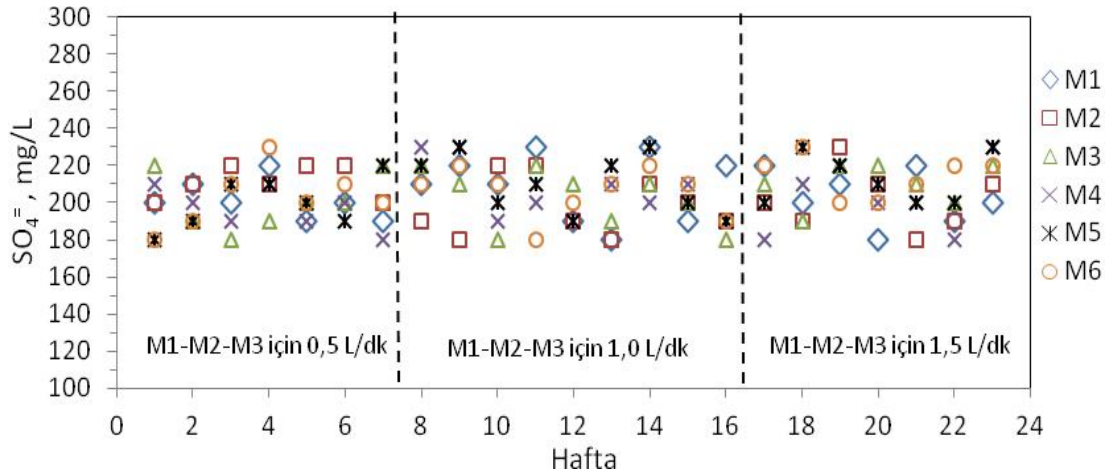


Şekil 3.35. Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları

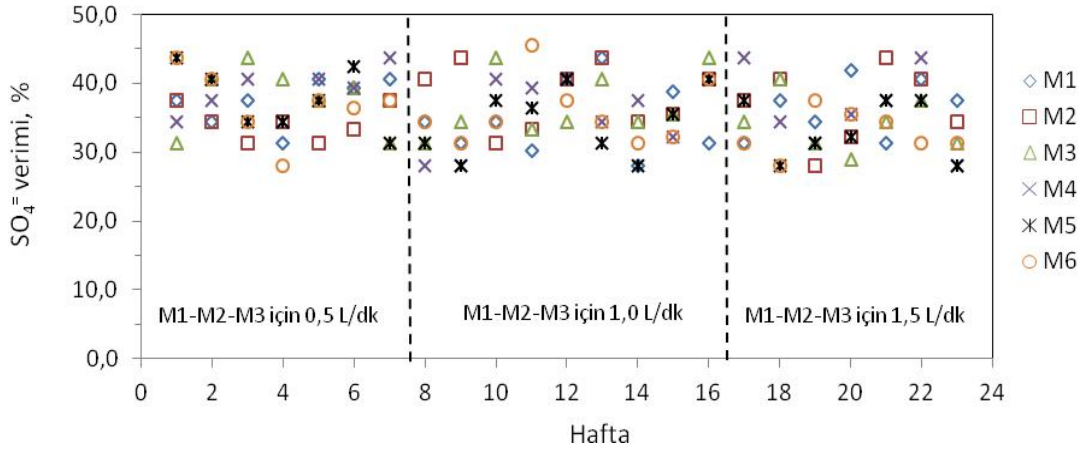


Şekil 3.36. Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde elde edilen akılarda $\text{NH}_4\text{-N}$ verimleri

Farklı gaz debilerinde çalıştırılan sistemdeki membran akılarına $\text{SO}_4^{=}$ konsantrasyonları 180-230 mg/L aralığında değişim gösterilmiştir. Elde edilen sonuçlar Şekil 3.37 ve Şekil 3.38’ de görülmektedir. $\text{SO}_4^{=}$ giderme verimleri ise %28-45 arasında değişim göstermiştir. Farklı gaz püskürmesinin uygulandığı membranlarda giderme verimi açısından önemli fark görülmemiştir. Huni ve silindir şekilli membranların $\text{SO}_4^{=}$ verimi kısmen daha yüksek bulunmuştur. Benzer şekilde gaz debisinin artışıyla sülfat uzaklaştırma verimleri arasında bir ilişki görülmemiştir.

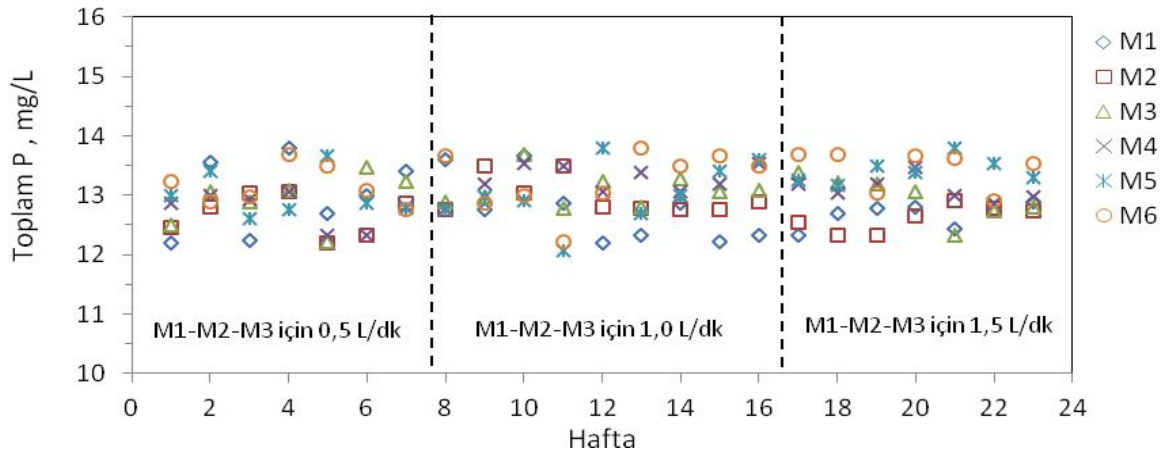


Şekil 3.37. Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki $\text{SO}_4^{=}$ konsantrasyonları

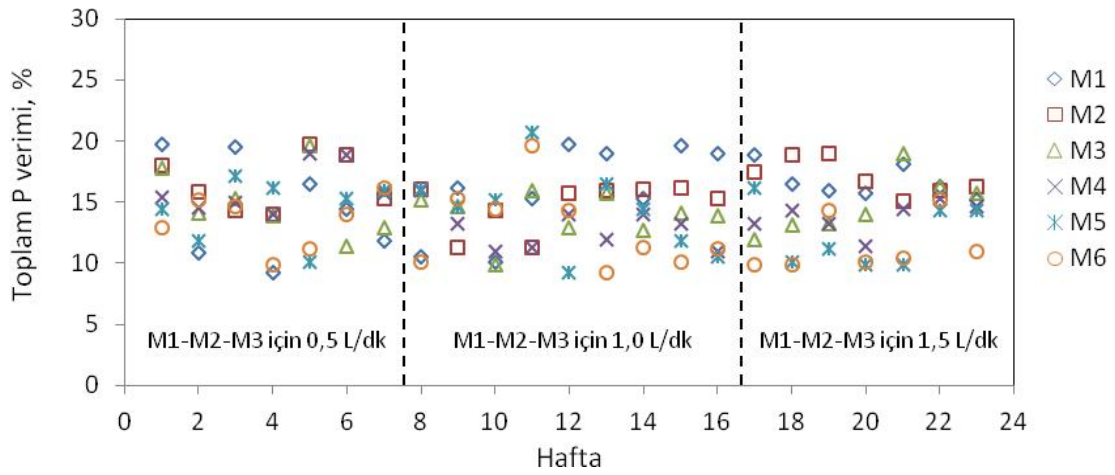


Şekil 3.38. Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde elde edilen akılardaki $SO_4^{=}$ verimleri

İşletme süresince akılardan elde edilen TP konsantrasyonları Şekil 3.39 ve verimleri Şekil 3.40' da sunulmuştur. Toplam fosfor açısından (TP) sistem verimi incelendiğinde çalışma süresince TP konsantrasyonu tüm akılarda 12-14 mg/L aralığında değişim göstermiş ve % 10-20 arasında verimler elde edilmiştir. Azotlu bileşiklere benzer şekilde TP verimi gaz geri devirsiz kısımdaki membran akılarına daha yüksek bulunmuştur. Gaz deri devir hızı açısından önemli bir fark görülmemiştir.

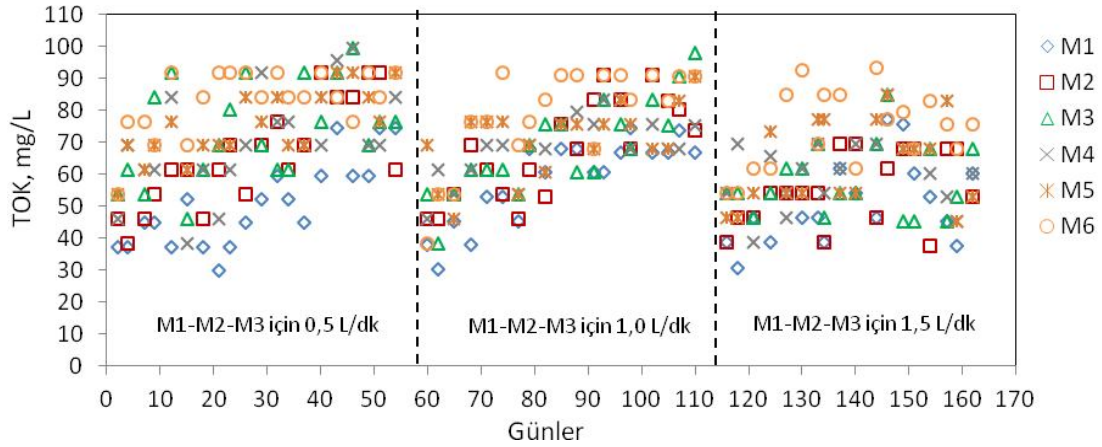


Şekil 3.39. Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TP konsantrasyonları

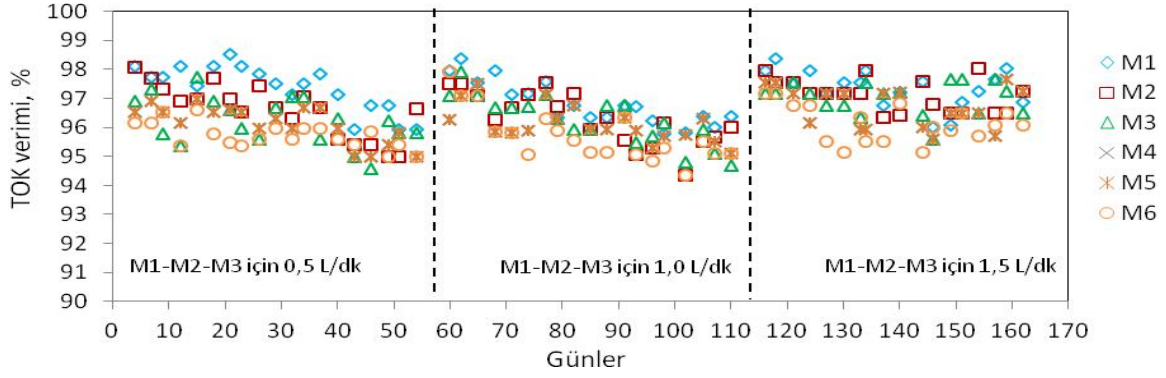


Şekil 3.40. Farklı gaz debilerinde işletme süresince SANMBR sisteminde akılardaki TP verimleri

Farklı gaz debisi şartlarında işletilen SANMBR sisteminden elde edilen akılarda TOK konsantrasyonları 30-100 mg/L arasında değişim göstermiştir. TOK verimi ise %95-98 arasında bulunmuştur. Elde edilen sonuçlar Şekil 3.41 ve Şekil 3.42’ da görülmektedir. Gaz püskürtme ve modül şekilleri arasında TOK verimi açısından önemli bir fark görülmemiştir.

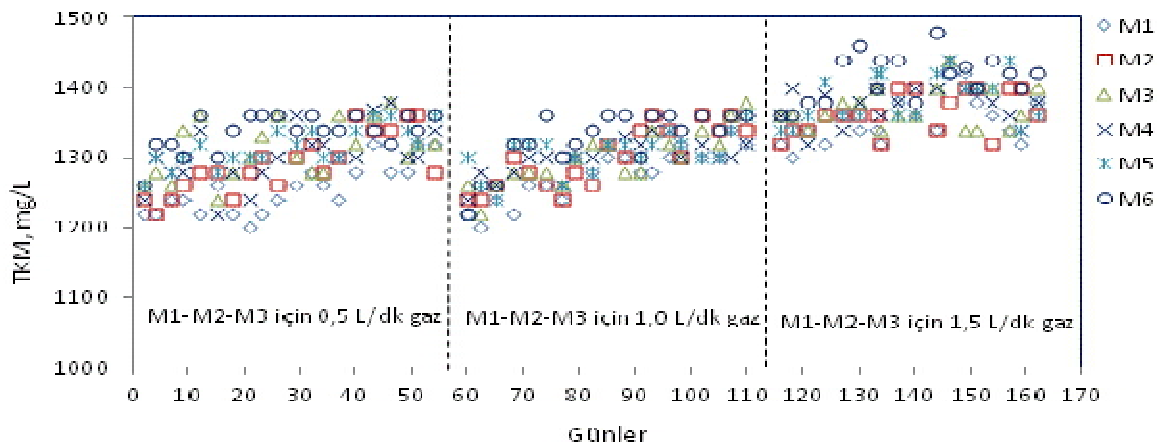


Şekil 3.41. Farklı gaz debilerinde işletme süresince SANMBR sisteminde akılardaki TOK konsantrasyonları

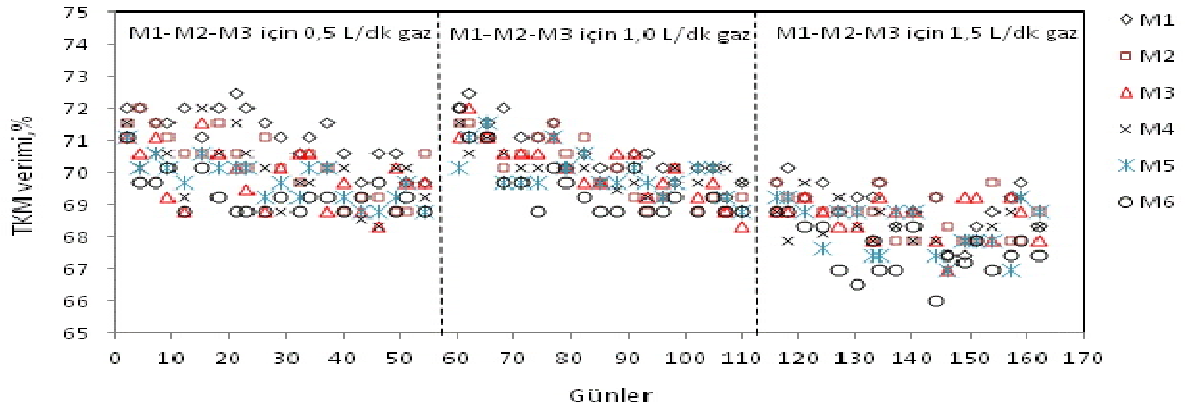


Şekil 3.42. Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TOK verimleri

Tüm akılarda askıda katı madde (AKM) konsantrasyonu çalışma süresince 10 mg/L'nin altında kalmıştır. Benzer şekilde toplam uçucu katı madde (TUKM) konsantrasyonu çok düşük miktarlarda bulunmuştur. Her iki parametre için uzaklaştırma verimi %99' un üzerindedir. Zamana bağlı olarak akılardaki toplam katı madde (TKM) değişimleri Şekil 3.43' de görülmektedir. Akılarda TKM konsantrasyonları 1200-1460 mg/L arasında değişmektedir. Tüm akılarda TKM' nin tamamına yakınının çözünmüş katı maddelerden oluştuğu tespit edilmiştir. Farklı gaz debilerinde zamana bağlı olarak TKM verimleri değişkenlik göstermektedir. 0,5 L/dk gaz debisinde verim %68-72 arasında iken 1,0 L/dk ve 1,5 L/dk gaz debisinde verim zamana bağlı olarak azalmıştır. Çalışmanın 90. gününden itibaren verim %70 düzeylerine düşmüştür (Şekil 3.44).



Şekil 3.43. Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TKM konsantrasyonları

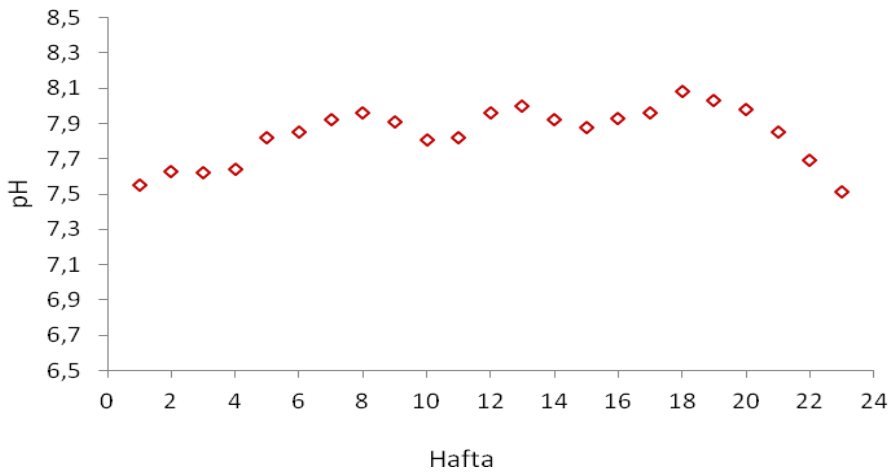


Şekil 3.44. Farklı gaz debilerinde işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TKM verimleri

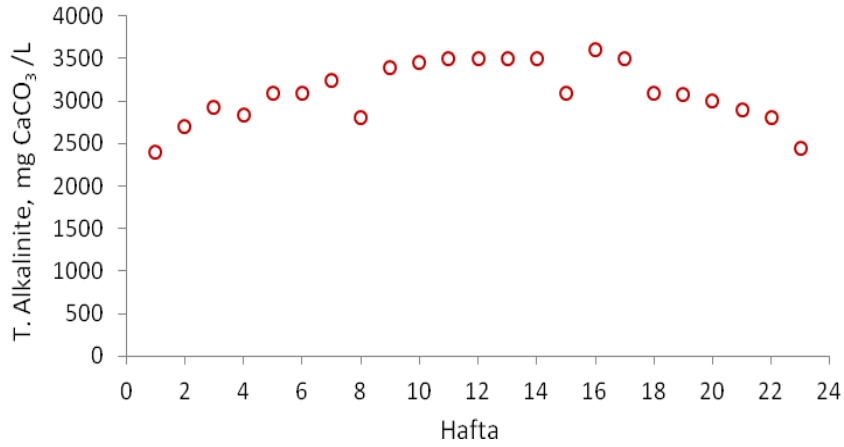
Bu sonuçlardan, gaz debisinin artışına bağlı olarak sistem içerisinde ve akılarda çözünmüş katıların arttığı söylenebilir.

3.2.2. Çamur Analizleri

Her üç gaz debisi için reaktörde yaklaşık 23 haftalık süreçle pH, toplam alkalinite, toplam uçucu asit (TUA) ve katı madde konsantrasyonları (tam karışımli sıvıda toplam katı madde (MLS), askıda katı madde (MLSS) ve uçucu katı madde (MLVSS) açısından izlenmiştir. Haftalık ortalama pH değişimleri Şekil 3.45’ de gösterilmektedir. Çalışma süresince pH 7,5 ile 8,1 arasında değişmiştir. Reaktörün kurulmasından itibaren toplam alkalinite 2200-3500 mg CaCO₃/L aralığında değişmiştir (Şekil 3.46).

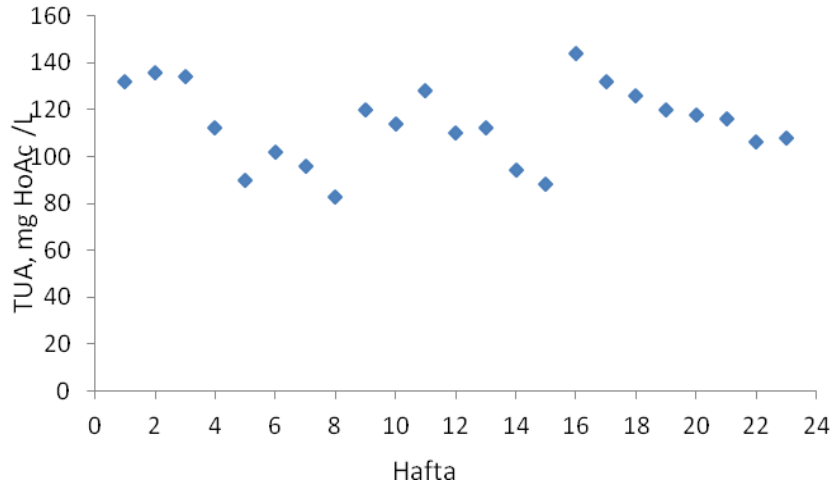


Şekil 3.45. Farklı gaz debilerinde işletme süresince reaktör çamurunda haftalık ortalama pH değerleri



Şekil 3.46. Farklı gaz debilerinde işletme süresince reaktör çamurunda ortalama toplam alkalinite konsantrasyonları

TUA konsantrasyonları ise 80-150 mg HoAc/L arasında değişim göstermiştir (Şekil 3.47).

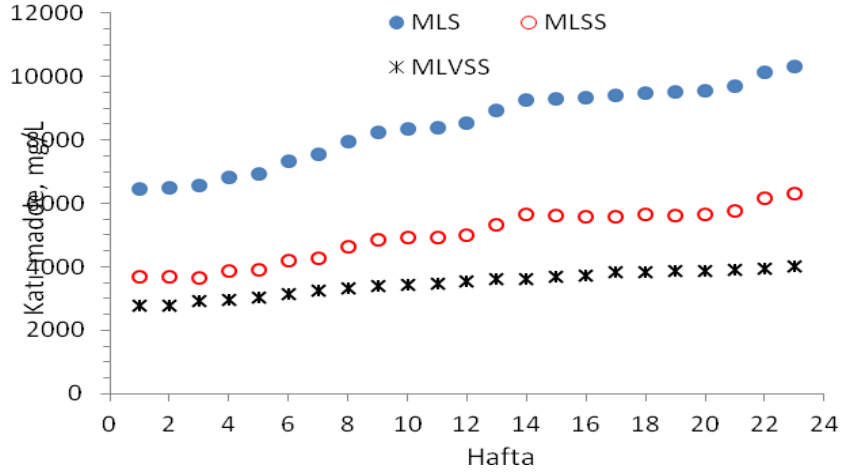


Şekil 3.47. Farklı gaz debilerinde işletme süresince reaktör çamurunda ortalama TUA konsantrasyonları

Anaerobik arıtmada sistemde izlenmesi gereken bu üç temel parametre açısından önemli bir sorunla karşılaşılmamıştır. Gaz debisinin artışına bağlı olarak pH ve alkalinite az da olsa düşüş göstermiştir. Çünkü ortama CO₂ verilmiştir.

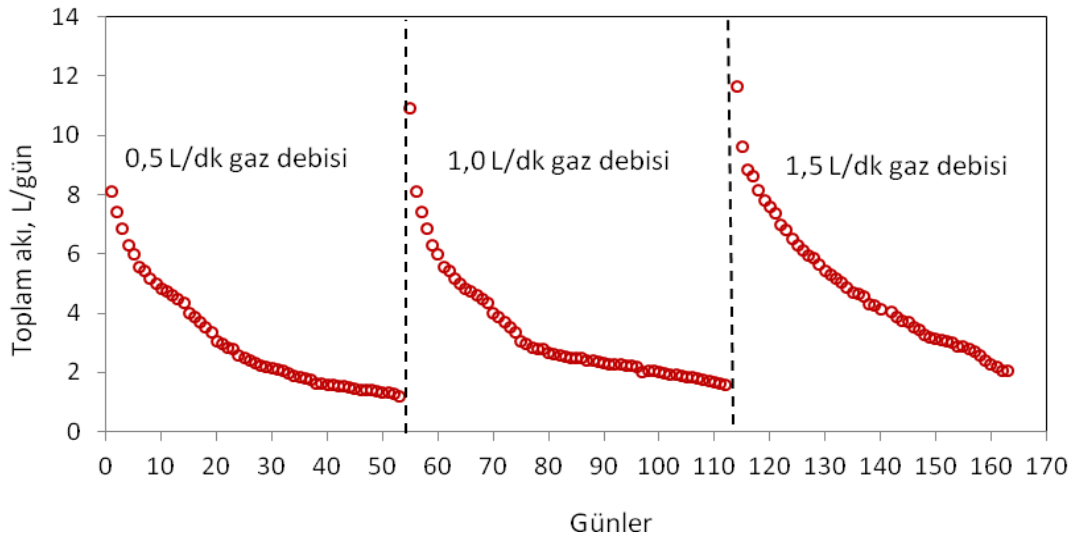
Çalışma periyodu boyunca reaktör çamurundaki haftalık ortalama katı madde konsantrasyonları Şekil 3.48’ de görülmektedir. 23 hafta süresince analizlerde kullanılan çamur dışında reaktörden çamur atımı yapılmamıştır. MLS konsantrasyonu kademeli

olarak artmış ve 6640 mg/L' den 10220 mg/L' ye yükselmiştir. MLSS konsantrasyonu ise 3440 mg/L' den 5720 mg/L' ye kadar yükselmiştir.

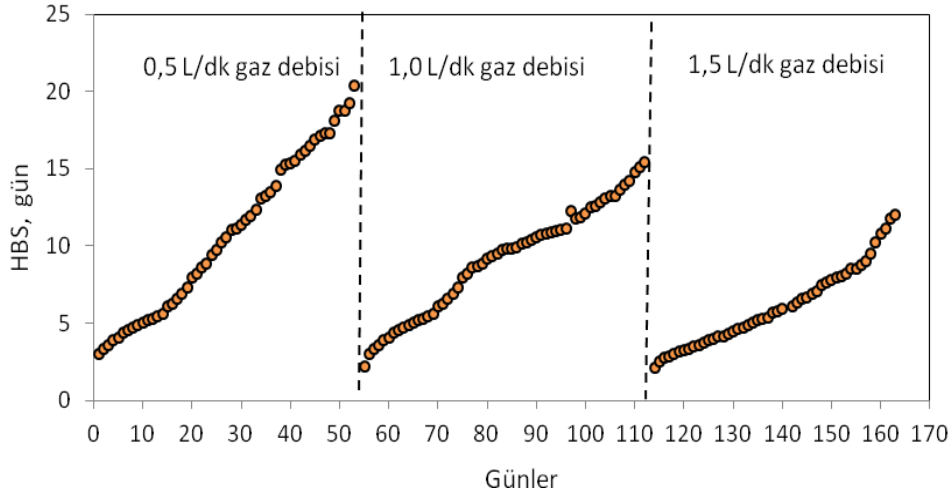


Şekil 3.48. Farklı gaz debilerinde işletme süresince reaktör çamurunda ortalama katı madde değişimleri

Çalışmanın 10. haftasından itibaren MLSS' deki artış oldukça yavaşlamıştır. İlk 20 hafta süresince reaktördeki MLVSS hızla artmış, 12-23. haftalar arasında artış hızı oldukça yavaşlamıştır. Bunun nedeni akı azalmasına bağlı olarak hidrolik bekleme süresi (HBS)' nin yükselmesi, organik yükün oldukça düşmesi ve mikroorganizmalar için gereken yeterli substratın olmamasına bağlanabilir. Şekil 3.49' da sistemdeki membranların günlük akı değerleri toplamının değişimi görülmektedir. Besleme reaktörden çekilen toplam akıya bağlı olduğundan HBS kademeli olarak artmaktadır (Şekil 3.50).

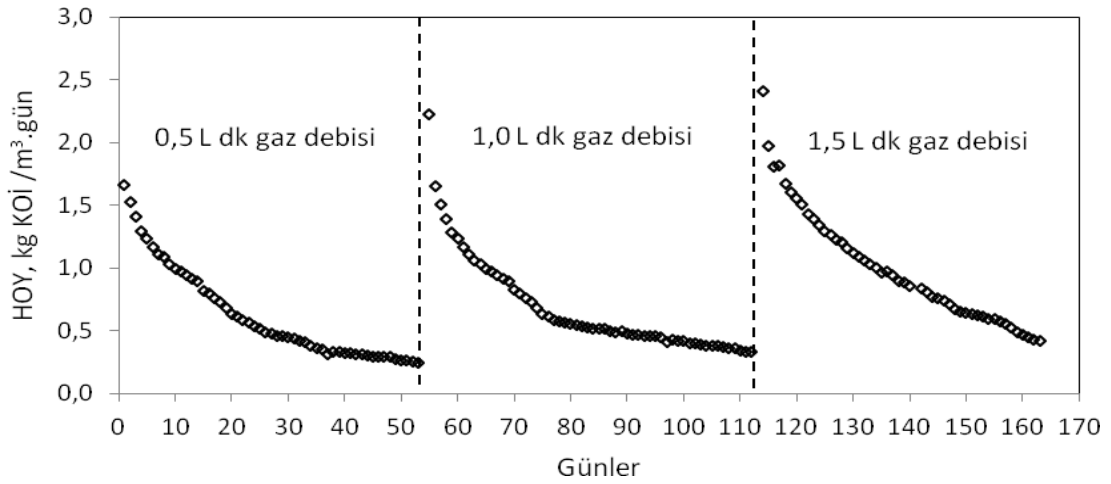


Şekil 3.49. Farklı gaz debilerinde işletme süresince toplam akı değişimi



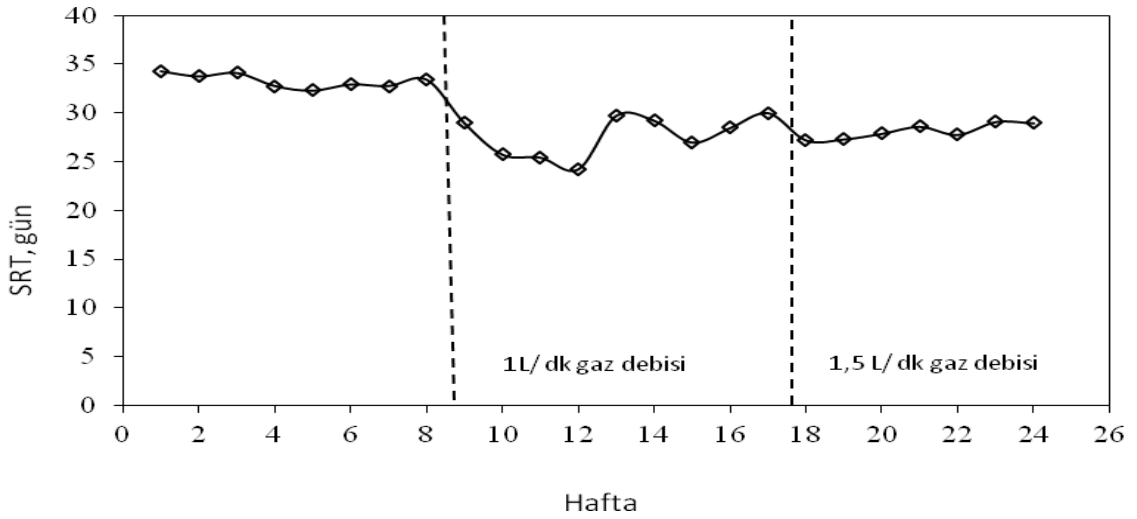
Şekil 3.50. Farklı gaz debilerinde işletme süresince HBS değişimi

0,5 L/dk gaz debisi şartlarında akı ve buna bağlı olarak HOY ilk 10 günde keskin bir düşüş göstermiştir. Bunu takip eden 40 gün süresinde akıdaki düşüş oldukça yavaşlamıştır. Toplam akı, 45.-80. günler arasında hemen hemen kararlı halde kalmış ve 80. günden sonra tekrar düşmüştür (Şekil 3.49). Hacimsel organik yük (HOY), sabit KOİ besleme (yaklaşık 4600 mg KOİ/L) şartlarında akıdaki azalmaya bağlı olarak 1. gün 3,46 kg KOİ/m³.gün değerinde iken 53. gün 0,25 kg KOİ/m³.gün değerine düşmüştür. 1,0 L/dk gaz debisi şartlarında başlangıçta reaktörden çekilen akılar, 0,5 l/dk gaz debisi şartlarına göre biraz daha yüksek düzeyde gerçekleşmiştir (Şekil 3.49). 55. ile 110. günler arasında sistemde HBS yaklaşık 2 günden 15 güne yükselmiştir (Şekil 3.50). Buna bağlı olarak HOY değeri aynı zaman zarfında 2,4 kgKOİ/m³.gün' den 0,35 kgKOİ/m³.gün' e düşmüştür (Şekil 3.51). 1,5 L/dk gaz debisinde çalışan sistemde daha yüksek akılar sağlanmış, HBS yaklaşık 2 günden 12 güne yükselmiş ve organik yük. 2,5 kgKOİ/m³.gün' den 0, 5 kgKOİ/m³.gün' e düşmüştür.



Şekil 3.51. Farklı gaz debilerinde işletme süresince HOY değişimi

Farklı gaz debilerinde çalıştırılan sistemde çalışma 3 aşamada sürdürülmüş ve reaktördeki çamur yaşı değişimleri Şekil 3.52’ de verilmiştir. 0,5 L/dk gaz debisi ile çalışan sistemde SRT ilk 8 hafta 33,42 ila 34,28 gün aralığında sürdürülürken, bu değer 1,0 L/dk gaz debisi şartlarında 24,26- 30,0 gün aralığında değişmiştir. 1,5 L/dk gaz debisi şartlarında ise 27,31-29,08 gün aralığında kalmıştır. Elde edilen bulgular düşük gaz debilerinde kısmen yüksek çamur yaşlarının oluştuğunu göstermektedir.



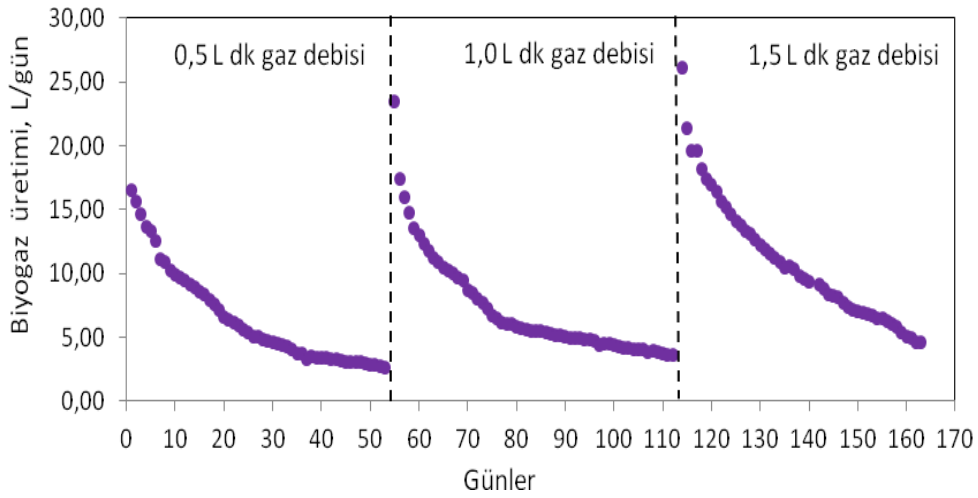
Şekil 3.52. Farklı gaz debilerinde işletme süresince SRT değişimi

3.2.3. Biyogaz üretimi

Çalışma periyodu esnasında oluşan toplam biyogazın günlük miktarları ile CH₄, CO₂ ve diğer gazların miktarları araştırılmıştır. SANMBR sisteminin farklı gaz debilerinde

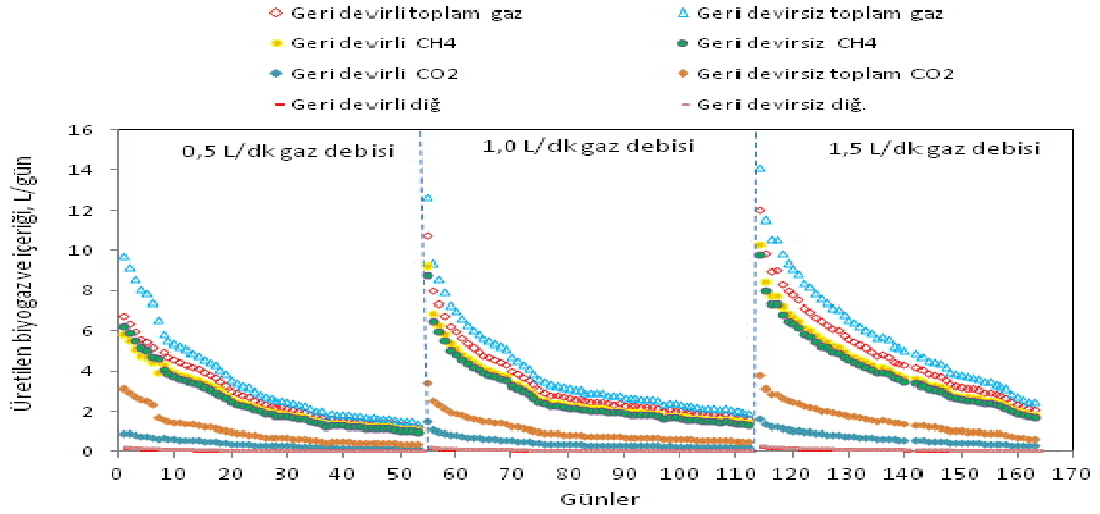
çalıştırılan sistemden elde edilen toplam gaz miktarları Şekil 3.53’ de ve oluşan gaz bileşenleri günlük değişimleri ise Şekil 3.54’ de verilmektedir. İşletme periyodunun yaklaşık ilk 10 gününde akı azalmasına bağlı olarak hacimsel organik yükleme hızla azaldığından toplam gaz miktarı da hızla azalmıştır. Toplam gazdaki CH₄ %71-80, CO₂, %11-24 ve diğer gazlar %5-6 arasında değişmiştir.

Üretilen biyogaz miktarı organik yüke bağlı olduğundan organik yükün azalmasına bağlı olarak gaz üretimi düşmektedir. Üç farklı gaz püskürtme debisinde gaz püskürtme debisindeki artışa bağlı olarak, toplam günlük gaz üretimi de artış göstermiştir (Şekil 3.53).



Şekil 3.53. Farklı gaz debilerinde işletme süresince reaktörde üretilen gaz konsantrasyonlarının zamanla değişimi

Aynı zamanda toplam gazdaki % metan miktarı gaz püskürtme debisine bağlı olarak az miktarda yükselmiştir (Şekil 3.54). Gaz geri devirli kısımdan elde edilen toplam gazdaki CO₂ yüzdesi diğer kısma göre % 4-5 oranında daha düşük, metan yüzdesi ise daha fazla bulunmuştur. Bunun nedeninin püskürtülen gazdaki CO₂ in kısmen çözeltide tutulması ile açıklanabilir. Aynı zamanda sistem alkalinitesinin yüksek olması pH’ ı tamponlamaktadır. Gaz püskürtmenin olduğu kısımdan elde edilen toplam gazın %79-83’ ü CH₄, %13-15’ i CO₂ iken, diğer kısımdaki gazın %71-78’ i CH₄, %18-20’ sinin CO₂’ ten oluştuğu tespit edilmiştir.



Şekil 3.54. Farklı gaz debilerinde işletme süresince gaz geri devirli ve geri devirsiz kısımlarda oluşan biyogazın içerikleri ve günlük üretim miktarları

3.3. Farklı Membran Modülü Lif Aralıklarının SAnMBR Arıtma Verimine Etkisi

3.3.1. Arıtılabilirlik Çalışmaları

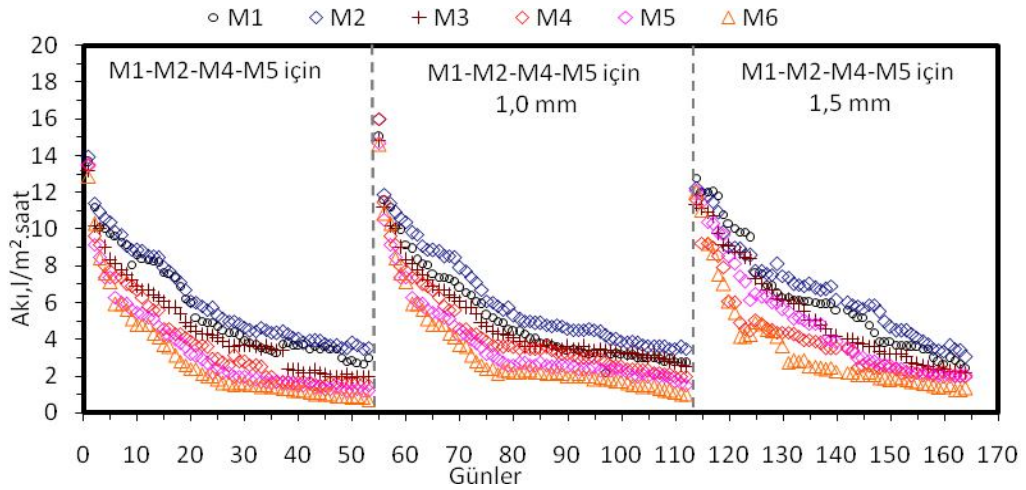
Biyogaz geri devirli ve geri devirsiz ortamlarda farklı şekillerde oluşturulan ve farklı membran lif aralıklarında çalıştırılan hollow fiber membran modüllerinin arıtma performansı ve kirlenme düzeylerini belirlemek amacıyla, SAnMBR sistemi membran yıkanmaksızın aşamalı membran modül değişimleri yapılarak 163 gün işletilmiştir. Sistemde, çalışma süresince biyogaz geri devrinin uygulandığı kısma 1,0 L/dk debide biyogaz püskürtmesi uygulanmıştır.

Sistem 54 gün süre 0.5 mm (M1, M2, M4, ve M5) lif aralıkları ile çalıştırılmıştır. M3 ve M6 modülleri yumak şekilli olduğundan ve lif aralığından bahsedilemediğinden dolayı, bu modüller sisteme yerleştirilmiş, ancak bu kısımda değirdirmeye alınmamıştır. 55 ile 115. Günler arasında aynı modüller için 1,0 mm lif aralığı kullanılmış ve 116-163. günlerde 1,5 mm lif aralığında çalışılmıştır. Biyogaz püskürtmesinin uygulanmadığı kısımlara da benzer membranlar yerleştirilerek sistem performansı izlenmiştir.

Silindir (M1, M4) ve huni (M2, M5) şekilli modüllerde üç farklı lif aralığı kullanılarak yapılan çalışmalarda sisteme aynı zamanda U (M3, M6) şekilli modüllerde bağlanmıştır. Önceki çalışmalarda olduğu gibi sistemin bir bölümüne (M1, M2, M3) membranların bulunduğu kısma sabit püskürtme debisinde (1 L/dk) biyogaz geri devri

yapılmıştır. Diğer bölümde ise (M4, M5, M6 membranlarının bulunduğu kısım) biyogaz püskürtmesi uygulanmamıştır. Her bir lif aralığı için sistem yaklaşık olarak 55 gün süresince izlenmiştir. Başlangıç akıları 12-16 L/m².saat olup yaklaşık olarak iki ay sonunda 2-2,5 L/m².saat seviyelerine düştüğü gözlenmiştir. Her çalışma periyodu sonunda membran modülleri değiştirilerek yüzey alanları aynı kalmak şartıyla membran lif aralıkları artırılarak çalışma sürdürülmüştür.

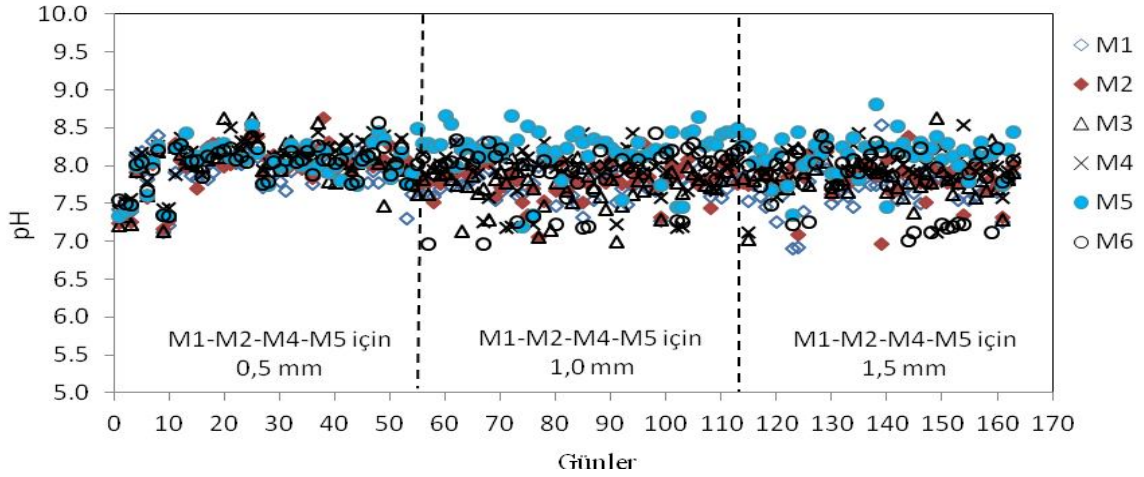
Şekil 3.55.' de görüldüğü gibi lif aralıklarındaki artışın, akı değerlerinde önemli bir değişim göstermediği ancak membran modülleri arasında akı farklarının olduğu tespit edilmiştir. Akı davranış sıralaması, gaz püskürtmesinin uygulandığı kısımda daha belirgin olmak üzere önceki çalışmalarda olduğu gibi büyükten küçüğe doğru sırasıyla silindirik, huni ve U modülü şeklindedir.



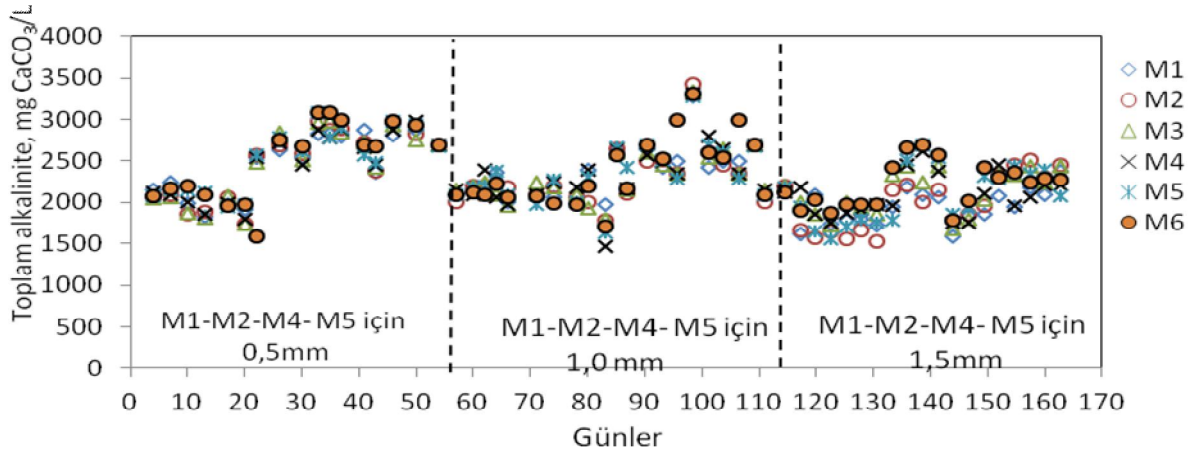
Şekil 3.55. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki değişimler

Çalışma süresince alınan akılardaki günlük pH ve toplam alkalinite değerleri Şekil 3.56 ve Şekil 3.57' de verilmiştir.

Farklı modül lif aralıkları için elde edilen akılardaki pH, 7,0 -8,7 aralığında değişim göstermiştir. Üç farklı lif aralıkları için toplam alkalinite konsantrasyonu çalışma başlangıcında 1500-2000 mg CaCO₃/L civarında ise de ilerleyen günlerde 2000-3000 mg CaCO₃/L konsantrasyonlarına yükselmiştir. Genellikle gaz geri devrinin uygulanmadığı modüllerde pH ve alkalinite değerleri biraz daha yüksek bulunmuştur. Alkalinite ve pH açısından modül şekli ile lif aralıkları arasında önemli fark görülmemiştir.



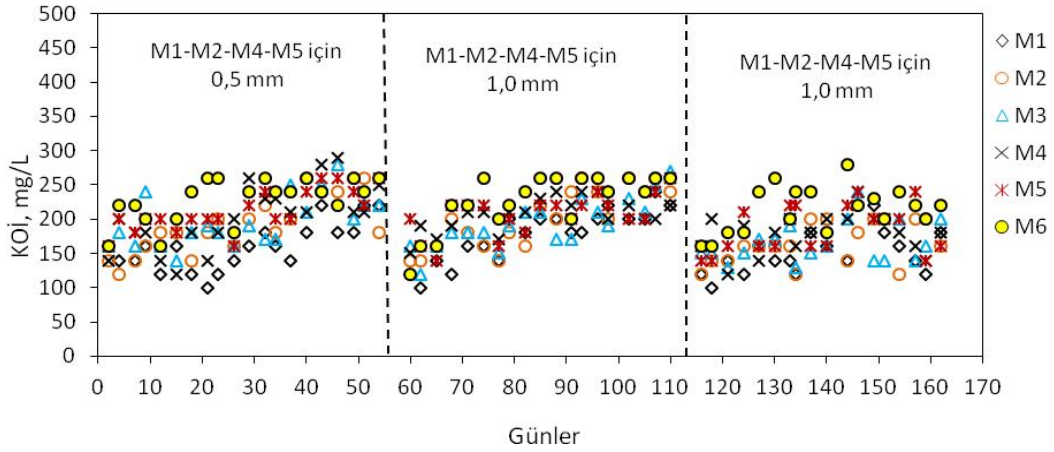
Şekil 3.56. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akıllardaki pH değişimleri



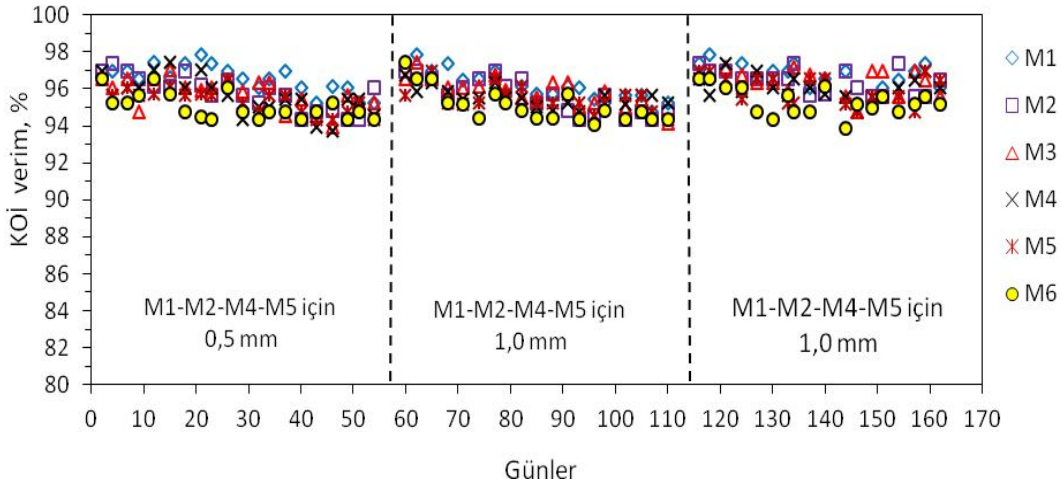
Şekil 3.57. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akıllardaki toplam alkalinite değişimleri

0,5 mm lif aralıklarında işletilen ve gaz geri devrinin uygulandığı modüllerde (M1 ve M2) akıllardaki KOİ verimi %96-98 iken, geri devirsiz kısımlardan elde edilen akılarda (M4 ve M5 ve) %95-97 arasında gerçekleşmiştir. Şekil 3.58’ de de görüldüğü gibi akılarda KOİ konsantrasyonları 90-280 mg/L arasında değişim göstermiştir. Akılar içerisinde en yüksek KOİ konsantrasyonlarına M6 (U şekilli) modül akısında rastlanmaktadır. Membran lif aralıklarının artışına bağlı olarak gaz geri devrinin uygulandığı kısımdaki membran akılarında kısmen daha yüksek (%0,5-1) KOİ uzaklaştırma verimleri sağlanmıştır.

İşletme süresince elde edilen akıların KOİ konsantrasyonları Şekil 3.58 ve KOİ verimleri Şekil 3.59’ da görülmektedir.



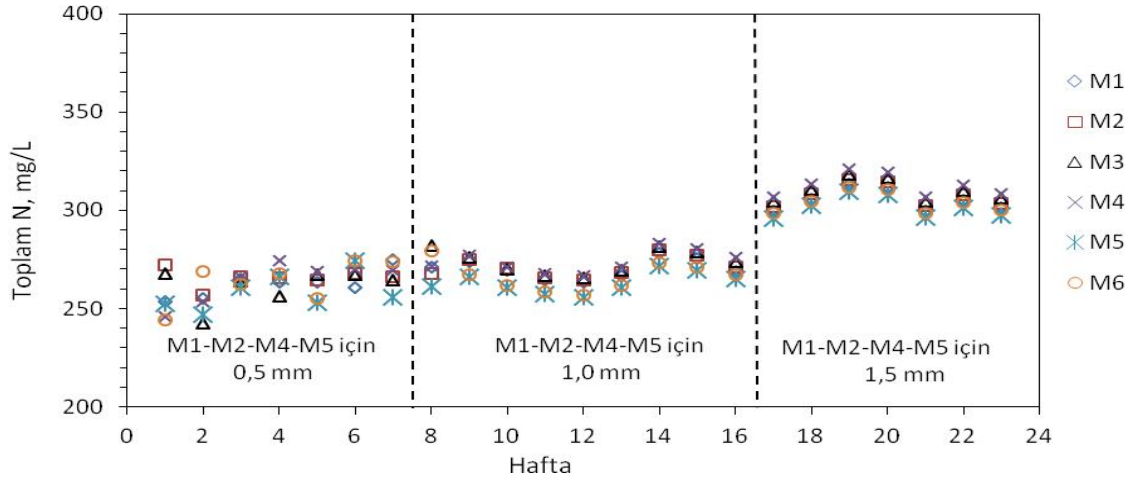
Şekil 3.58. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki KOİ konsantrasyonları



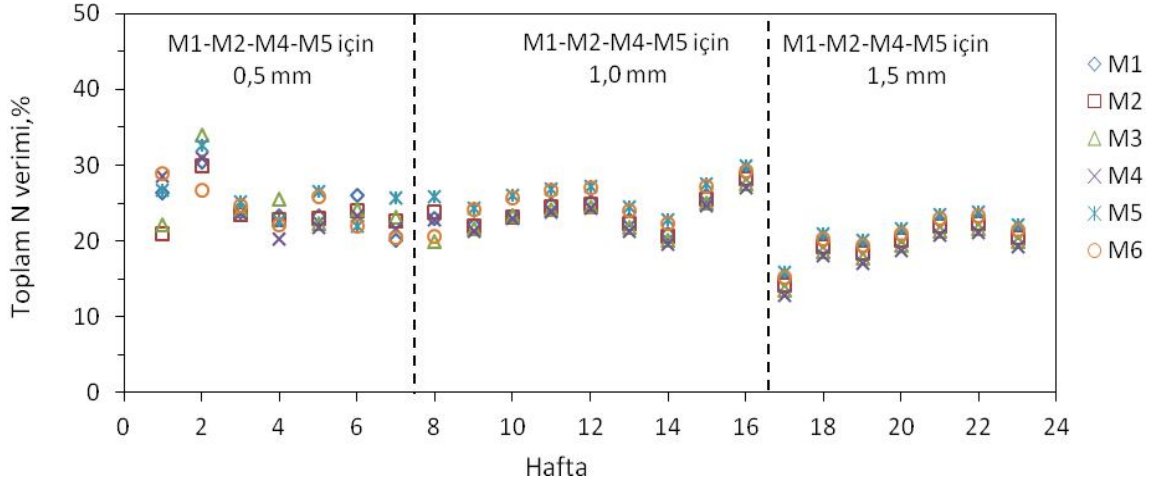
Şekil 3.59. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki KOİ verimleri

Membran akıllarında toplam azot (TN) ve $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları ile verimleri incelenmiştir. Akılardaki TN konsantrasyonu ortalama 240-320 mg/L arasında değişim göstermektedir (Şekil 3.60).

Modül lif aralığı arttıkça akılarda daha yüksek toplam azot konsantrasyonları görülmektedir. Ancak U şekilli modülde (M6) de benzer durumun görülmesi bu yükselmenin modül lif aralıklarından değil de reaktör şartlarından kaynaklanmış olabileceği fikrini güçlendirmektedir. Farklı modül lif aralıklarının uygulandığı membran akıllarında ortalama TN verimleri % 20-33 aralığında bulunmuştur (Şekil 3.61).

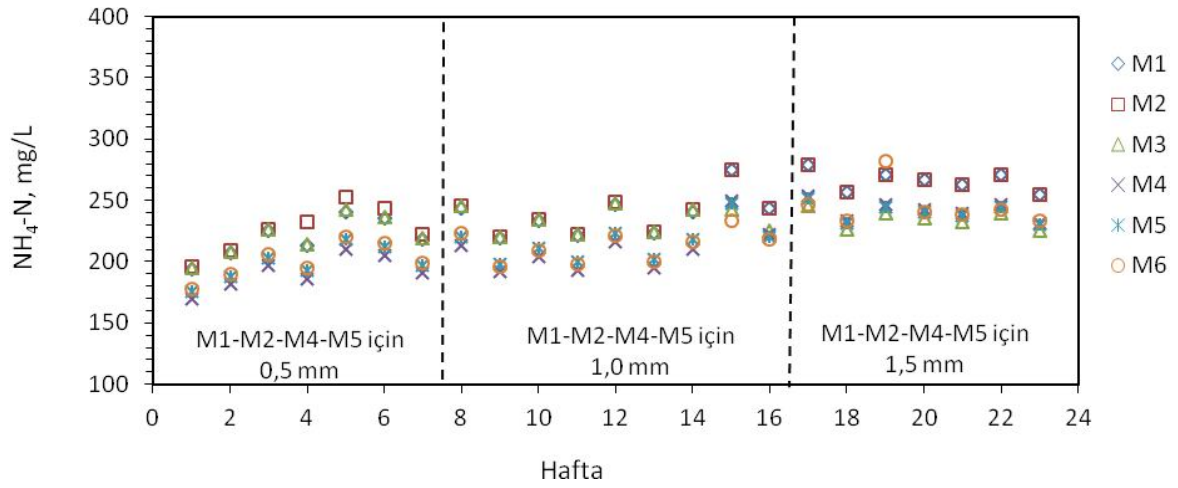


Şekil 3.60. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TN konsantrasyonları

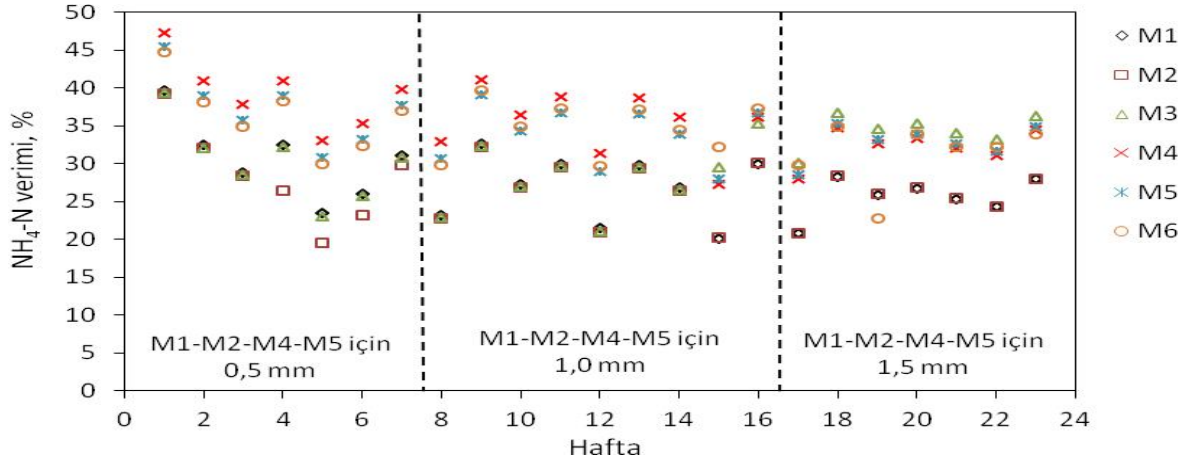


Şekil 3.61. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TN verimleri

Akılardaki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları ise 170-270 mg/L aralığında değişim göstermiş (Şekil 3.62) ve %20-47 oranında verimler elde edilmiştir (Şekil 3.63). $\text{NH}_4\text{-N}$ giderme veriminde de membran modüllerinde lif aralıkları açısından önemli bir fark görülmemiştir. Ancak toplam azot konsantrasyonunda olduğu gibi 1,5 mm lif aralığında çalışma süresince akılardaki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları biraz daha yüksek bulunmuştur.

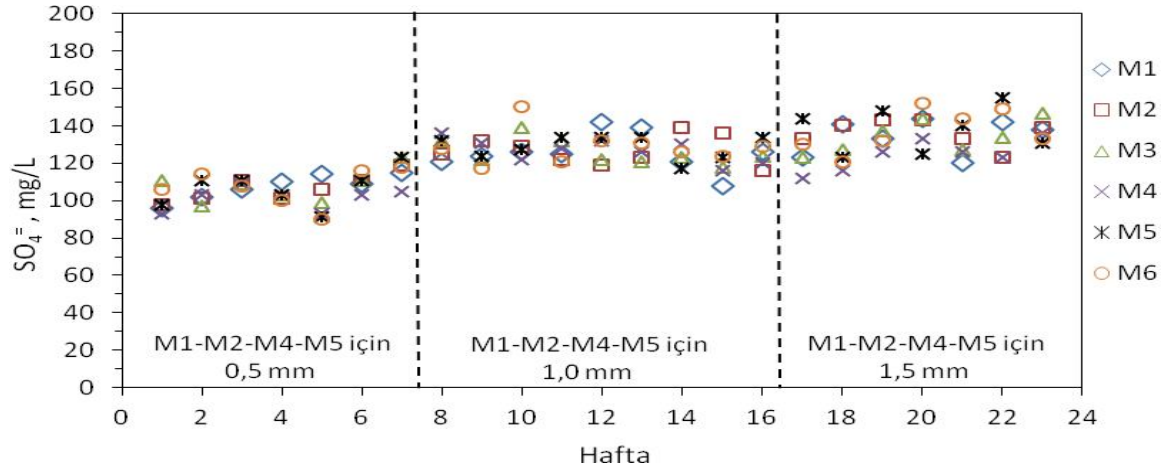


Şekil 3.62. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları

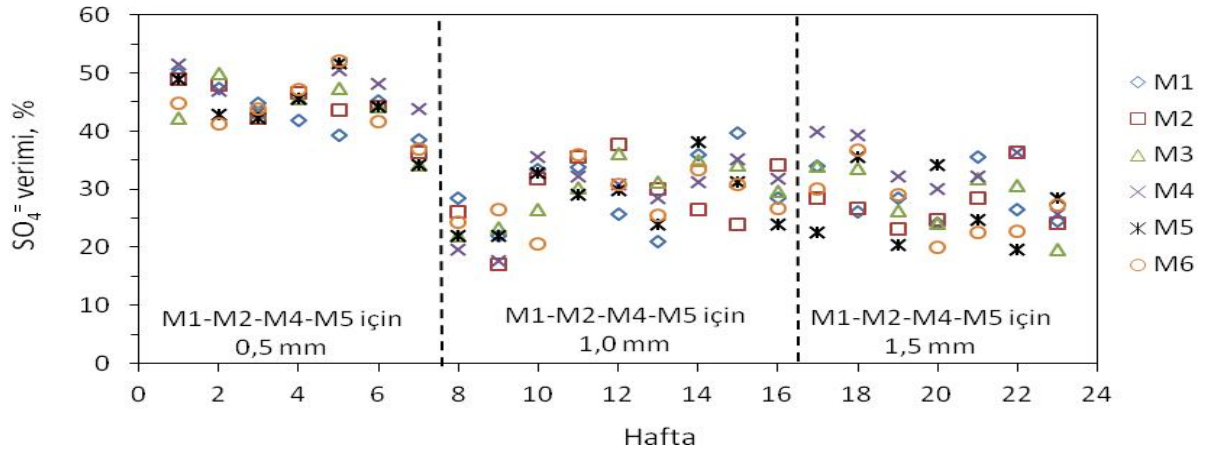


Şekil 3.63. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki $\text{NH}_4\text{-N}$ verimleri

Farklı modül lif aralıklarında işletilen sistemdeki membran akılarına $\text{SO}_4^{=}$ konsantrasyonları 90-150 mg/L aralığında değişmektedir (Şekil 3.64). Akılardaki $\text{SO}_4^{=}$ giderme verimleri 0,5 mm lif aralığında %35-55 iken 1,0 ve 1,5 mm lif aralığındaki çalışmalarda % 15-40 arasında değişim göstermiştir. Farklı lif aralıklarının uygulandığı membran modüllerinde $\text{SO}_4^{=}$ giderme verimi açısından önemli bir fark görülmemiştir (5.65).

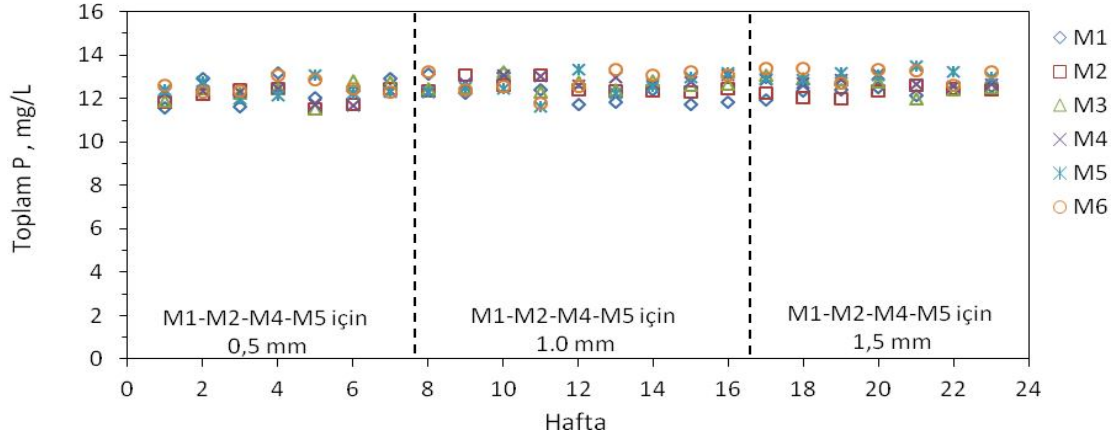


Şekil 3.64. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki $SO_4^{=}$ konsantrasyonları

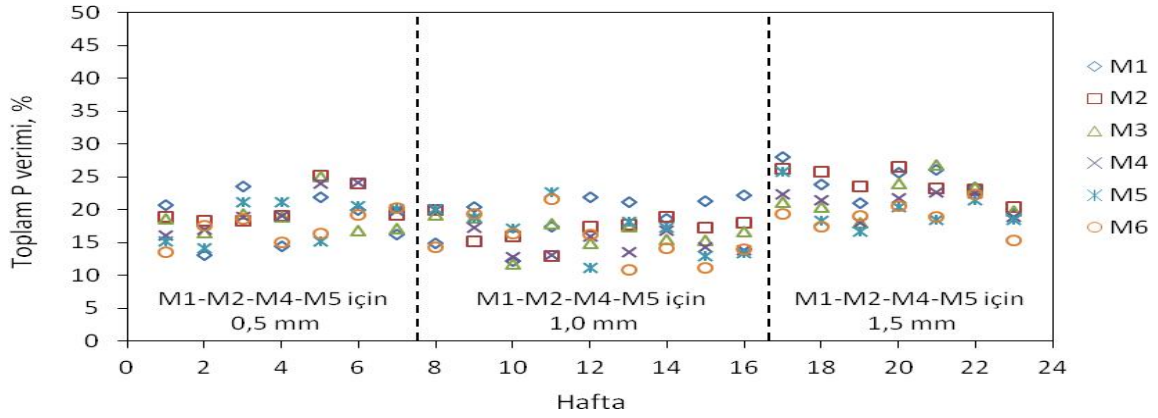


Şekil 3.65. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki $SO_4^{=}$ verimleri

İşletme süresince akılardan elde edilen TP konsantrasyonları Şekil 3.66 ve verimleri ise Şekil 3.67’ de görülmektedir.



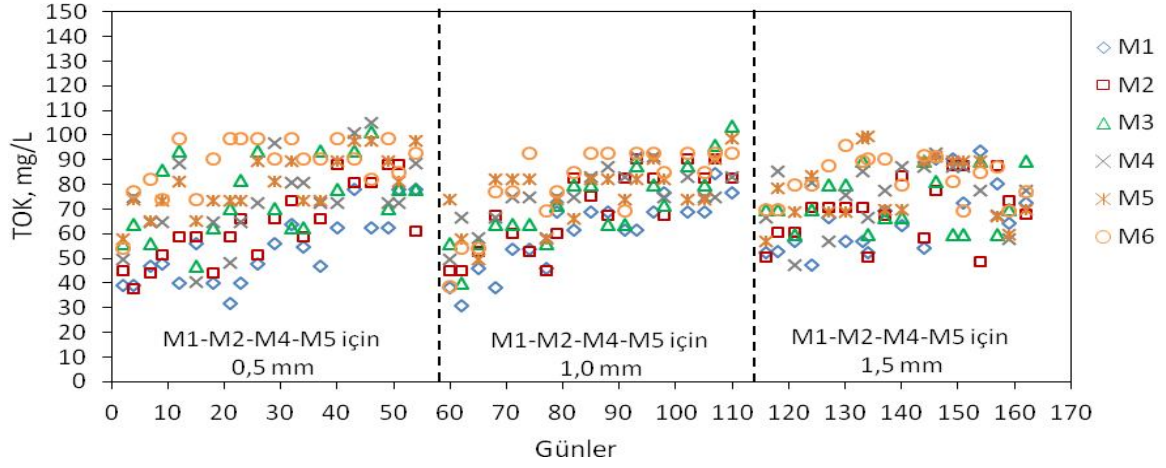
Şekil 3.66. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TP konsantrasyonları



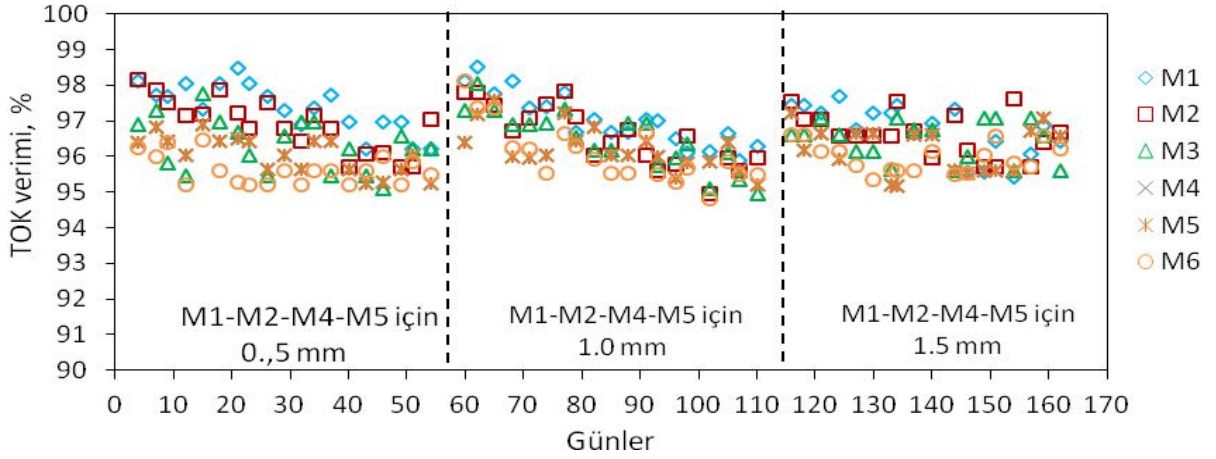
Şekil 3.67. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TP verimleri

Sistem verimi incelendiğinde çalışma süresince TP konsantrasyonu tüm akılarda 11-14 mg/L aralığında değişim göstermiş ve %10-25 arasında verimler elde edilmiştir. TP verimi açısından da lif aralıklarının etkisi önemsiz bulunmuştur.

Çalışma süresince SAnMBR sisteminden elde edilen akılarda TOK konsantrasyonları 30-105 mg/L arasında değişim göstermiştir. TOK verimi ise %95-98 arasında bulunmuştur. Elde edilen sonuçlar Şekil 3.68 ve 3.69’ da görülmektedir. Modül lif aralıkları arasında TOK verimi açısından önemli bir fark görülmemiştir.

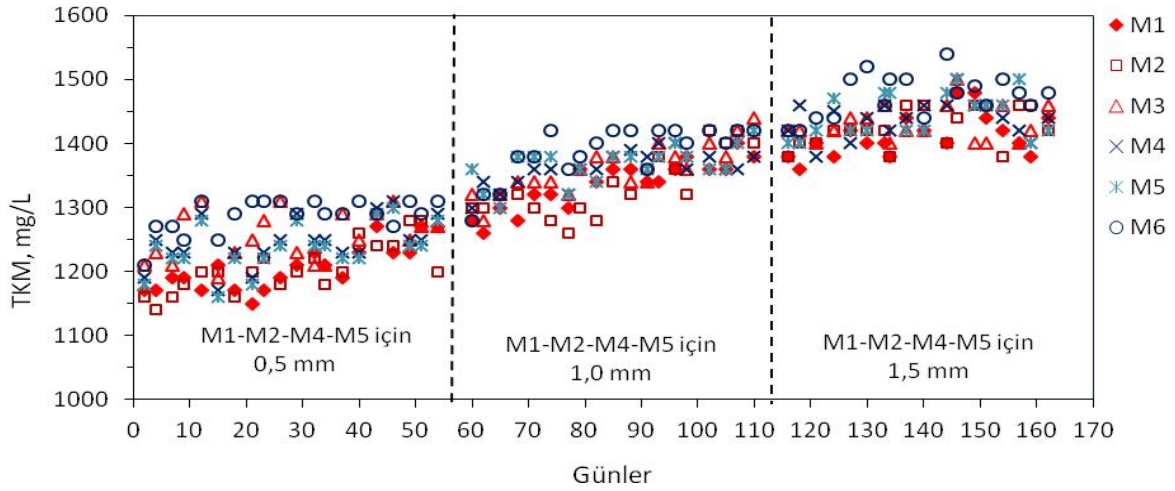


Şekil 3.68. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TOK konsantrasyonları



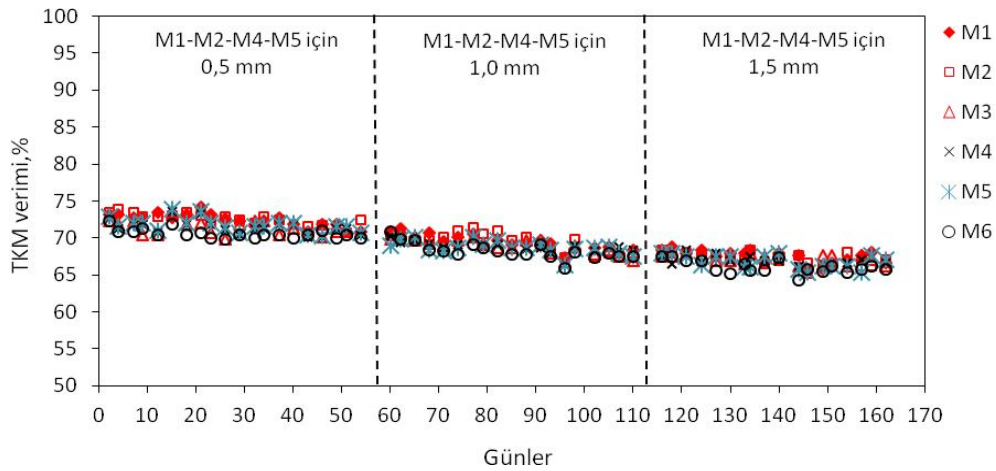
Şekil 3.69. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde TOK verimleri

Önceki çalışmalarda olduğu gibi tüm akılarda askıda katı madde (AKM) konsantrasyonu çalışma süresince 10 mg/L' nin altında kalmıştır. Benzer şekilde membran akıllarında toplam uçucu katı madde (TUKM) konsantrasyonu da çok düşük miktarlarda bulunmuştur. Farklı lif aralıkları için işletilen sistemden elde edilen akılardaki toplam katı madde (TKM) değişimleri Şekil 3.70' de gösterilmiştir. Akılarda TKM konsantrasyonları 1120-1520 mg/L arasında değişmektedir. Tüm akılarda TKM' nin tamamına yakınının çözünmüş katı maddelerden kaynaklandığı görülmüştür.



Şekil 3.70. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde TKM konsantrasyonları

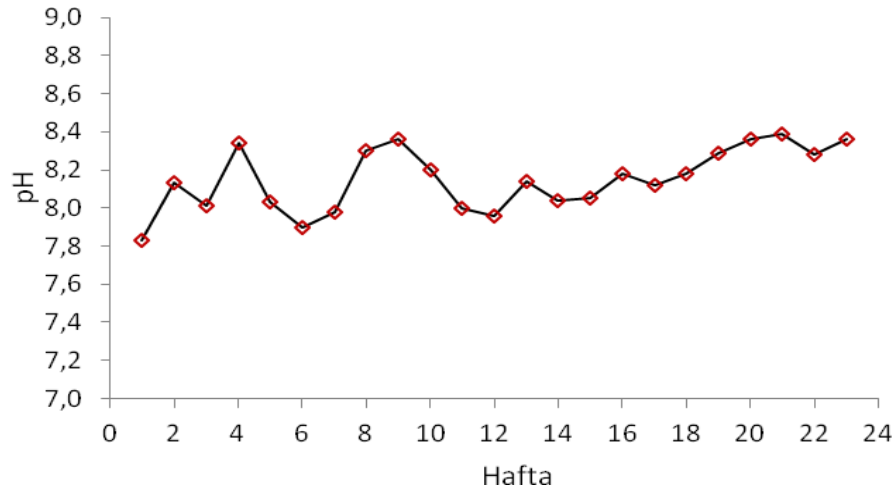
Farklı lif aralıklarında yapılan çalışmalar sonucunda diğer parametrelerin aksine TKM verimlerinin değiştiğini göstermiştir. 0,5 mm lif aralığında akılardaki TKM konsantrasyonu 1120-1320 mg/L aralığında iken %70-75 verim sağlanmıştır. Lif aralıklarının 1,0 mm olduğu şartlarda akılardaki TKM konsantrasyonu 1200-1400 mg/L aralığına yükselmiş ve verim %65-72 aralığına düşmüştür. Çalışmanın son aşamasında uygulanan 1,5 mm lif aralıklarında ise akılardaki TKM konsantrasyonu 1320-1540 mg/L ye kadar çıkmıştır. Bu şartlarda verim %65-70 düzeylerine düşmüştür (Şekil 3.71). Elde edilen bulgular U şeklindeki modüllerden elde edilen akılarda daha yüksek TKM varlığını ortaya koymakta ve TKM' nin tamamına yakınının çözünmüş fraksiyonlardan oluştuğunu göstermektedir.



Şekil 3.71. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SAnMBR sisteminde akılardaki TKM verimleri

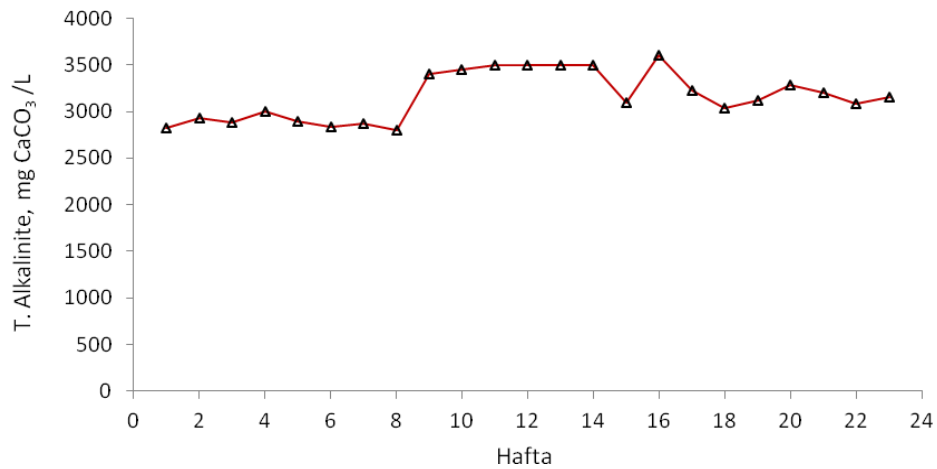
3.3.2. Çamur Analizleri

Üç farklı modül lif aralığı için yapılan çalışmalarda, SAnMBR sistem çamurunda yaklaşık 23 haftalık süreçle pH, toplam alkalinite, toplam uçucu asit (TUA) ve katı madde konsantrasyonları (tam karışımli sızıda toplam katı madde (MLS), askıda katı madde (MLSS) ve uçucu katı madde (MLVSS)) analizleri yapılmıştır. İşletme süresince reaktörden alınan numunelerde haftalık ortalama pH 7,8 ile 8,4 arasında değişmiştir (Şekil 3.72).



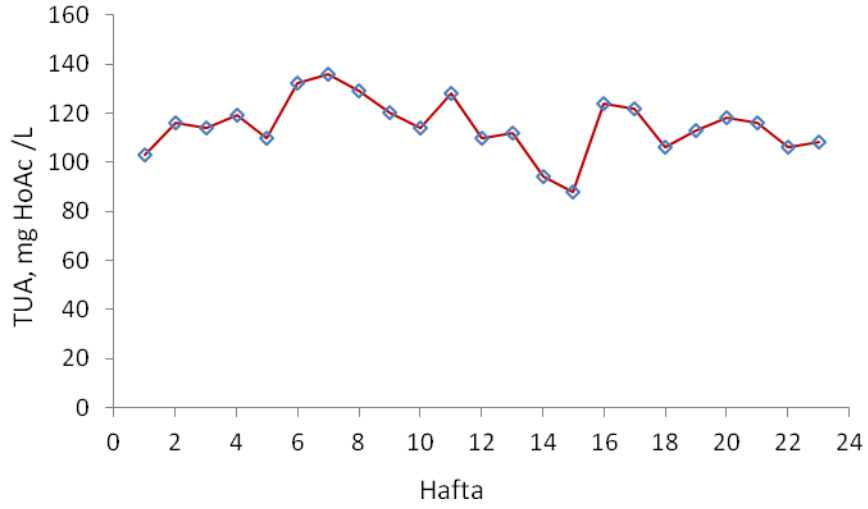
Şekil 3.72. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince reaktör çamurunda haftalık ortalama pH değerleri

Reaktörden alınan numunelerde toplam alkalinite 2500-3500 mg CaCO_3/L aralığında bulunmuştur (Şekil 3.73).



Şekil 3.73. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince reaktör çamurunda ortalama toplam alkalinite konsantrasyonları

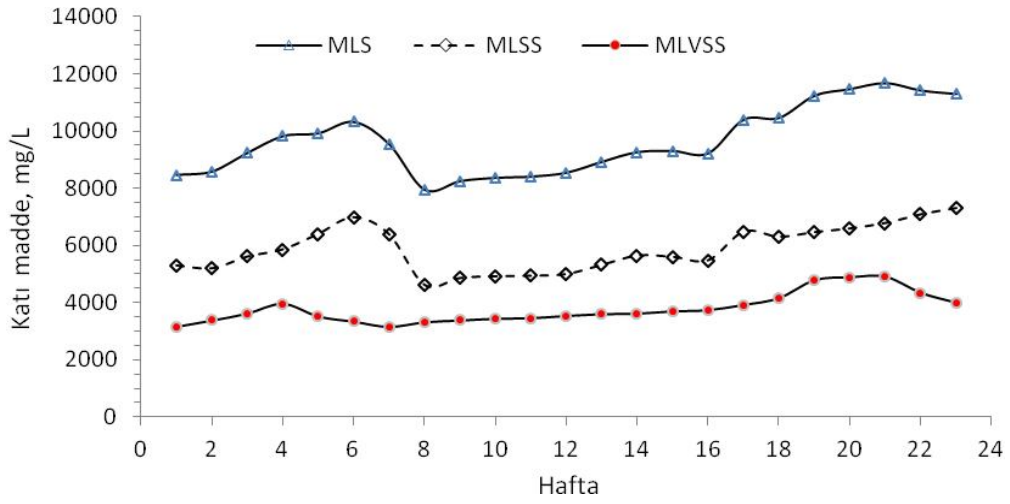
TUA konsantrasyonları ise 90-130 mg HoAc/L arasında değişim göstermiştir (Şekil 3.74).



Şekil 3.74. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince reaktör çamurunda ortalama TUA konsantrasyonları

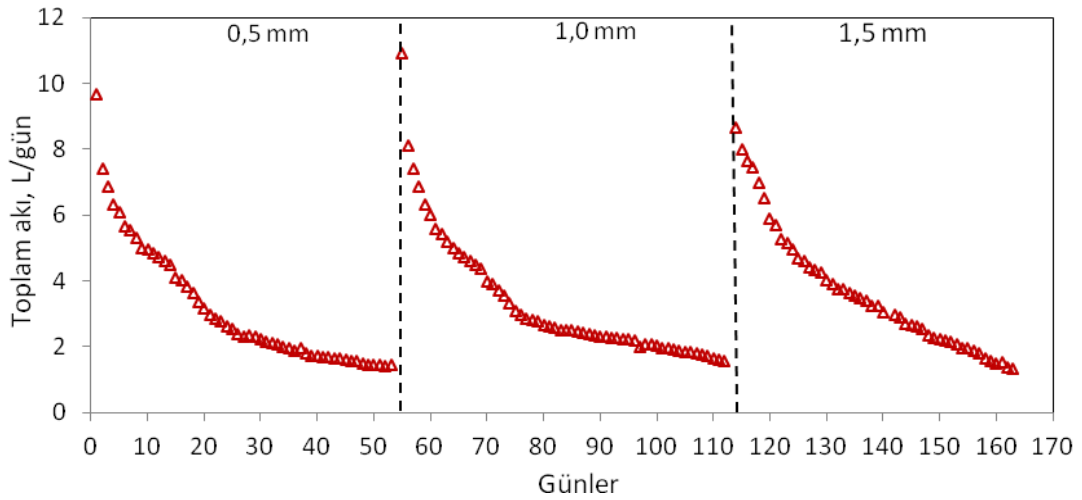
Çalışma süresince reaktör çamurunda haftalık ortalama katı madde konsantrasyonları Şekil 3.75’ de verilmiştir. 23 hafta süresince analizlerde kullanılan çamur dışında reaktörden çamur atımı yapılmamıştır. MLS konsantrasyonu kademeli olarak artmış ve 7500 mg/L ile 11000 mg/L aralığında değişim göstermiştir. MLSS konsantrasyonu ise yaklaşık 4500 mg/L’ den 6500 mg/L yükselmiştir.

0,5 mm lif aralığında yapılan çalışmalar farklı modül lif aralıklarında reaktörden çekilen toplam akı ve buna bağlı olarak HOY’ ün ilk 10 günde keskin bir düşüş sergileyerek ortalama 9-11 kg/m³.gün değerinden 1 kg/m³.gün değerine düştüğünü göstermiştir. Bunu takip eden günlerde, her üç lif aralıklarında da düşüş oldukça yavaşlamıştır.



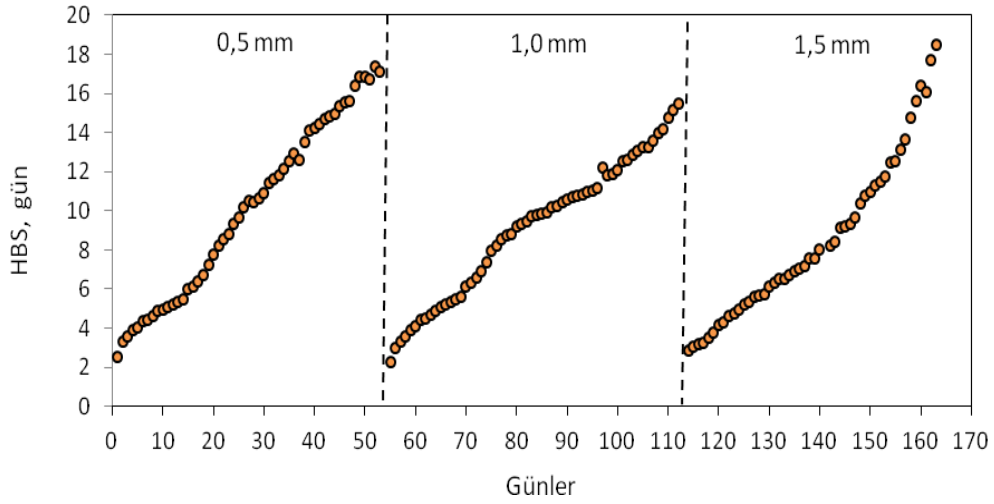
Şekil 3.75. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince reaktör çamurunda ortalama katı madde değişimleri

İlk 4 hafta süresince reaktördeki MLVSS artmış, 7-17. haftalar arasında artış hızı oldukça yavaşlamıştır. Şekil 3.76' da sistemdeki membranların günlük akı değerleri toplamının değişimi görülmektedir.



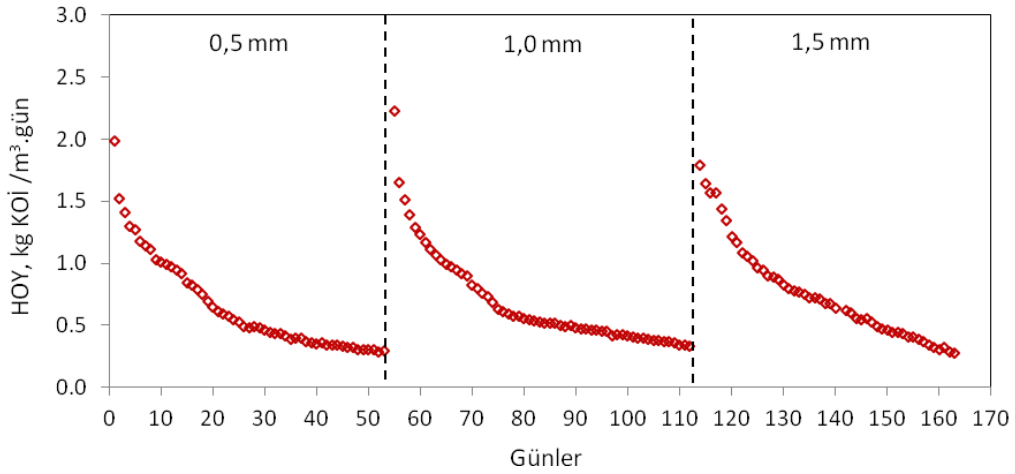
Şekil 3.76. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince toplam akı değişimi

Besleme reaktörden çekilen toplam akıya bağlı olduğundan HBS kademeli olarak artmaktadır. Hidrolik bekleme süresi (HBS) membranların tıkanmasına ve akı azalmasına bağlı olarak artmıştır. Her lif aralığı için HBS ortalama 2 gün civarında iken, çalışma periyotları sonucunda 15-18 güne yükselmiştir (Şekil 3.77).



Şekil 3.77. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince HBS değişimi

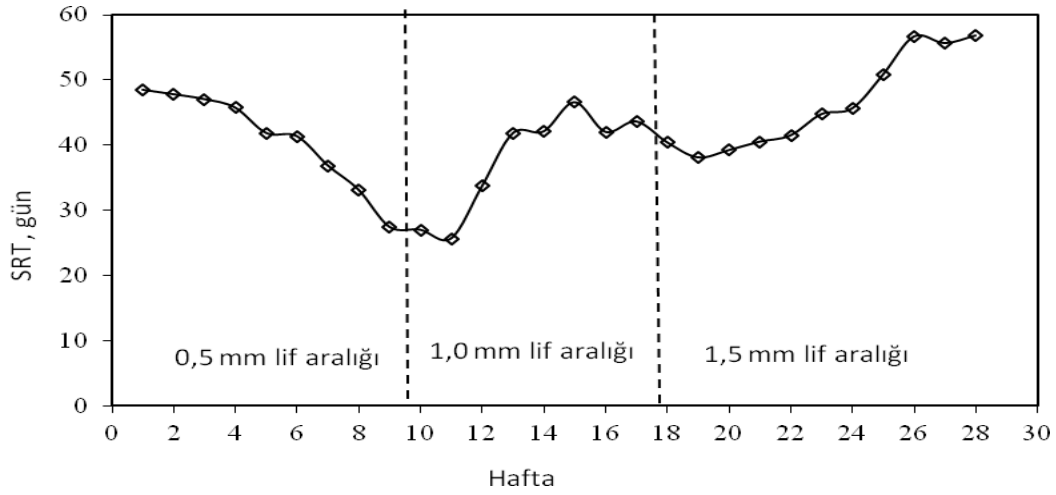
Hacimsel organik yük (HOY), sabit KOİ besleme (4600-4700 mg KOİ/L) şartlarında akıdaki azalmaya bağlı olarak 1. gün 1,75-2,25 kg KOİ/m³.gün değerinde iken çalışma periyotları sonunda 0,25-0,35 kg KOİ/m³.gün değerlerine düşmüştür (Şekil 3.78).



Şekil 3.78. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince HOY değişimi

Bu sonuçlar da görüleceği üzere her üç modül lif aralığında yapılan çalışmalarda elde edilen toplam akıların fazla değişmediğini, zamana bağlı olarak akıların azaldığını göstermektedir.

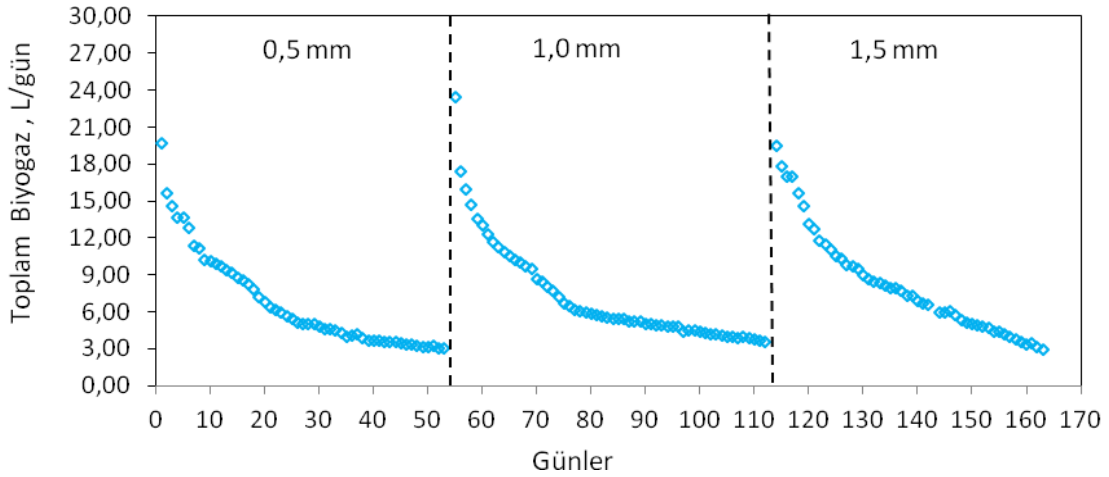
Şekil 3.79' da görüldüğü üzere 0,5 mm lif aralığında yapılan çalışmalarda çamur yaşı 33,12 ila 48,46 gün aralığında değişirken, 1,0 mm lif aralığında 27,43- 43,61 gün ve 1,5 mm lif aralığında ise 38,01 ila 56,79 gün aralığında değişmektedir.



Şekil 3.79. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince SRT değişimi

3.3.3. Biyogaz üretimi

Üç farklı modül lif aralığı için yapılan çalışmalarda oluşan toplam biyogazın günlük miktarları ile CH_4 , CO_2 ve diğer gazların miktarları da araştırılmıştır. SANMBR siteminden elde edilen toplam gaz miktarları Şekil 3.80 ve her bir birimde oluşan toplam gaz ile gaz bileşenlerinin zamana bağlı olarak değişimleri Şekil 3.81’ de görülmektedir. İşletme periyodunun yaklaşık ilk 10 gününde akı ve buna bağlı olarak organik yükün azalması nedeniyle toplam gaz üretimi de hızla azalmıştır.



Şekil 3.80. Farklı modül lif aralıklarında işletme süresince reaktörde üretilen gaz konsantrasyonlarının zamanla değişimi

Toplam gazdaki CH_4 %72-78, CO_2 , %16-24 ve diğer gazlar %4-6 arasında değişmiştir.

4. SONUÇLAR ve TARTIŞMA

Biyogaz geri devirli ve geri devirsiz ortamlarda farklı şekillerde oluşturulan hollow fiber membran modülerinin arıtma performansını belirlemek amacıyla SAnMBR sistemi membran yıkanmaksızın aşamalı membran modül değişimleri yapılarak, 0,5 L/dk akış hızında ve farklı modül şekillerinde 124 gün, gaz geri devir hızı ve modül lif aralıkları değiştirilerek ise 163' er gün işletilmiştir.

Biyogaz geri devrinin uygulandığı kısma 54 gün süre ile 0,5 L/dk, 55-115. gün 1,0 L/dk ve 116-163. gün 1,5 L/dk debide biyogaz püskürtmesi uygulanmıştır. Sistem 54 gün süre 0.5 mm (M1, M2, M4, ve M5) lif aralıkları ile çalıştırılmıştır. 55 ile 115. günler arasında aynı modüller için 1,0 mm lif aralığı kullanılmış ve 116-163. günlerde 1,5 mm lif aralığında çalışılmıştır.

Anaerobik sistemler pH 6,5–8,2 arasında başarılı olarak işletilirler, Optimum pH 7.0–7.2 ve toplam alkalinite ise >1000-1500 mg CaCO₃/L (Öztürk, 2007)' dir. pH'ın 6,5'in altına düşmesi sistemde bir bozukluk olduğunu gösterir. Metanın üretildiği aşamada oluşacak bir aksaklık, geçiş ürünleri olan organik asitlerin sistemde artmasına ve pH'ın düşmesine (4,5–5,0) neden olur. Buna sistemin ekşimesi de denilebilir (Öztürk, 2000).

Farklı membran modülleri ile yapılan SAnMBR çalışmalarında, işletme sürecinde akılarda ve reaktörde pH ve alkalinite değerleri anaerobik arıtma için belirlenen sınır değerler içerisinde kalmıştır. 0,5mm, 1,0mm ve 1,5mm' lik membran lif aralıklarında yapılan çalışmada elde edilen akılardaki pH, 7,0-8,7 aralığında değişim göstermiştir. Üç farklı lif aralığı için toplam alkalinite konsantrasyonu çalışma başlangıcında 1500-2000 mg CaCO₃/L civarında ise de ilerleyen günlerde 2000-3000 mg CaCO₃/L konsantrasyonlarına yükselmiştir. Genellikle gaz geri devrinin uygulanmadığı modüllerde pH ve alkalinite değerleri biraz daha yüksek bulunmuştur. 0,5 L/dk, 1,0 L/dk ve 1,5 L/dk gaz debilerinde akılardaki pH değişimi 7,5-8,5 aralığında değişim göstermiştir. Sonuçlara bakıldığında, modül şekillerinin, farklı gaz geri devirlerinin ve farklı membran modül lif aralıklarının pH ve alkalinite üzerinde etkili olmadığı görülmektedir.

0,5 L/dk gaz debisi şartlarında hacimsel organik yük (HOY), sabit KOİ besleme (yaklaşık 4600 mg KOİ/L) şartlarında, akıdaki azalmaya bağlı olarak 1. gün 3,46 kg KOİ/m³.gün değerinde iken 53. gün 0,25 kg KOİ/m³.gün değerine düşmüştür. 1,0 L/dk gaz debisi şartlarında başlangıçta reaktörden çekilen akılar, 0,5 L/dk gaz debisi şartlarına göre biraz daha yüksek düzeyde gerçekleşmiştir. HOY değeri aynı zaman zarfında 2,4 kg

KOİ/m³.gün' den 0,35 kg KOİ/m³.gün' e düşmüştür. 1,5 L/dk gaz debisinde çalışan sistemde daha yüksek akılar sağlanmış olup, HBS yaklaşık 2 günden 12 güne yükselmiş ve organik yükün 2,5 kg KOİ/m³.gün' den 0,5 kg KOİ/m³.gün' e düştüğü gözlemlenmiştir.

0,5 mm lif aralığında yapılan çalışmalar farklı membran lif aralıklarında reaktörden çekilen toplam akı ve buna bağlı olarak HOY' ün ilk 10 günde keskin bir düşüş sergileyerek ortalama 9-11 kg/m³.gün değerinden 1 kg/m³.gün değerine düştüğünü göstermiştir. Bunu takip eden günlerde, her üç lif aralığında da düşüş oldukça yavaşlamıştır. Hidrolik bekleme süresi (HBS) membranların tıkanmasına ve akı azalmasına bağlı olarak artmıştır. Her lif aralığı için HBS ortalama 2 gün civarında iken, çalışma periyotları sonucunda 15-18 güne yükselmiştir. Hacimsel organik yük (HOY), sabit KOİ besleme (4600-4700 mg KOİ/L) şartlarında akıdaki azalmaya bağlı olarak 1. gün 1,75-2,25 kg KOİ/m³.gün değerinde iken çalışma periyotları sonunda 0,25-0,35 kg KOİ/m³.gün değerlerine düşmüştür. 0,5mm, 1,0mm ve 1,5mm membran lif aralığında yapılan çalışmalarda elde edilen toplam akıların fazla değişmediği, zamana bağlı olarak akıların azaldığı görülmüştür.

Gaz geri devirli kısımda elde edilen akılarda KOİ verimi %95-98 iken, geri devirsiz kısımlardan elde edilen akılarda %94-97 arasında bulunmuştur. Püskürtülen gaz debisinin artışına bağlı olarak gaz geri devrinin uygulandığı kısımdaki membran akılarında kısmen daha yüksek KOİ uzaklaştırma verimleri sağlanmıştır. 0,5 mm lif aralıklarında işletilen ve gaz geri devrinin uygulandığı modüllerde (M1 ve M2) akılardaki KOİ verimi %96-98 iken, geri devirsiz kısımlardan elde edilen akılarda (M4 ve M5 ve) %95-97 arasında bulunmuştur ve metana dönüşüm oranı ise 0,35 m³ CH₄/ kg. KOİ olarak belirlenmiştir. Akılar içerisinde en yüksek KOİ konsantrasyonlarına M6 (U şekilli) modül akısında rastlanmıştır. Membran lif aralıklarının artışına bağlı olarak gaz geri devrinin uygulandığı kısımdaki membran akılarında kısmen daha yüksek KOİ uzaklaştırma verimleri sağlanmıştır.

Gupta (2007), anaerobik hibrit reaktörde damıtık içki fabrikasının atıksularının biyolojik olarak parçalanabilirliğini araştırmıştır. Organik yükün 8,70 kg KOİ /m³.gün ve HBS' nin 5 gün olduğu durumda maksimum KOİ verimini %79 ve metana dönüşüm oranını 0,344 olarak bulmuştur.

Borja, ve diğ. (1995), zeytinyağı imalatı yıkama sularının arıtımı için anaerobik hibrit reaktör kullanarak mezofilik şartlar altında, 8 kg KOİ /m³. gün organik yükleme altında %89 KOİ verimi elde

etmişlerdir. Sistem performansını belirlemek için sistem yüksek organik yüklerde (17,8 kg KOİ /m³ gün) çalıştırılmış ve KOİ verimi % 72,6 değerine kadar düşmüştür.

Bello-Mendoza ve diğ. (1998), kahve atık sularının kullanılarak hibrit reaktörde arıtımını pilot ölçeğe test etmişlerdir. HBS, 22 saat ve organik yük, 1,89 kg KOİ/ m³.gün iken %77,2 KOİ verimi elde etmişlerdir.

Ysspert (1984), 23 ve 270 L hacimli UASB reaktörlerini kullanarak, 6 saatten daha düşük HBS' lerinde ve 15 kg KOİ/m³.gün' den daha yüksek organik yükleme değerlerinde anaerobik arıtımın mümkün olduğunu ve KOİ veriminin %80–90 arasında olduğu gözlemlemiştir.

Oktem ve diğ. (2007) ise, ilaç sanayi atıksularının AHR' lerle arıtımında organik yük 8 kg KOİ/m³.gün iken KOİ veriminin %72 olduğunu belirtmişlerdir.

Shivayogimath ve Ramanujam (1999), AHR'de damıtık içki fabrikası yıkama sularının arıtımını çalışmışlardır. 6 saat hidrolik bekleme süresinde organik yükü kademeli olarak 36 kg KOİ/m³. gün' e çıkartmışlardır. Araştırmacılar yüksek organik yüklerde bile arıtma veriminin %80 civarında ve dönüşüm oranının 0.40 m³ CH₄/ kg. KOİ olduğunu vurgulamışlardır.

Vinas ve diğ. (1988), 20 L UASB reaktörü kullanarak 15 kg KOİ/m³.gün'den daha yüksek organik yükleme değerlerinde %75–80 KOİ verimi elde ederken, günde 5,09 m³/m³.gün toplam gaz üretimini gözlemlemiştir. Torkian ve diğ. (2003)' nin yaptıkları çalışmada UASB reaktöründe mezbaça çıkış sularını arıtılmasında ise, başlangıçta 5 kg KOİ/ m³.gün HOY ile beslenmeye başlayarak kademe kademe arttırılarak 2 haftalık periyotta organik yükü 10 kg KOİ/ m³.gün'e çıkarmışlardır. Kararlı şartlar altında deneyler 13–39 kg KOİ/ m³.gün ve 2–7 saat HBS' lerin de yürütülerek, %75–90 arasında değişen KOİ verimleri elde etmişlerdir.

Mendoza ve Rivera (1998), dolgu malzemesi olarak yarıçapı 5–8 cm aralığındaki volkanik kayalar kullanmış ve anaerobik hibrit reaktörde kahve atık sularının arıtımını gerçekleştirmişlerdir. Anaerobik hibrit reaktörü 1,89 kg KOİ/ m³. gün organik yükleme ve 22 saat hidrolik bekleme süresinde işletilerek %77,2 KOİ verimi elde etmişlerdir.

Ortam pH' sı KOİ giderim verimini doğrudan etkilemektedir. pH arttıkça aynı doğrultuda KOİ giderim verimlerinin azaldığı yapılan çalışmalar ile kanıtlanmıştır. Kararlı durumlarda yani pH 7 civarında %90' larda verim sağlanırken, pH 8, pH 9,1 ve pH 10 seviyelerinde KOİ giderim verimlerinin sırasıyla %83, %75 ve %30' lara kadar düştüğü gözlemlenmiştir (Gao ve diğ. (2010)).

SAnMBR sisteminde yaptığımız çalışmada, pH 7,42' de %94-97 verim elde etmemiz, pH' ın KOİ giderim verimi üzerinde önemli etkiye sahip olduğunu kanıtlamaktadır.

SAnMBR sisteminde, farklı modül şekillerinde SO_4^- giderme verimleri %28-45 arasında değişim göstermiştir. Farklı modül lif aralıkları ile yapılan çalışmalarda, akılardaki SO_4^- giderme verimleri 0,5 mm lif aralığında %35-55 iken, 1,0 ve 1,5 mm lif aralığındaki çalışmalarda %15-40 arasında değişim göstermiştir. Farklı lif aralıklarının uygulandığı membran modüllerinde SO_4^- giderme verimi açısından önemli bir fark görülmemiştir. 0,5 L/dk, 1,0 L/dk ve 1,5 L/dk gaz debilerinde membran akıllarında SO_4^- giderme verimleri ise %28-45 arasında değişim göstermiştir. Farklı gaz devrinin uygulandığı membranlarda giderme verimi açısından önemli bir fark görülmemiştir.

Yamaguchi ve diğ. (1999), düşük sülfat konsantrasyonlarına sahip atıksularla yaptıkları çalışmada KOİ/ SO_4^- oranının >50 olduğu durumda gazdaki metan oranının % 66–78 arasında olduğunu belirtmişlerdir. Zohou ve diğ. (1991) ise, kâğıt fabrikası atıksularının arıtımında sülfat yükünün 0,16 kg SO_4^-/m^3 .gün ve KOİ konsantrasyonunun 6000–6500 mg/L olduğu şartlarda %75 KOİ ve %95–97 SO_4^- verimi sağlamışlardır.

Evsel atıksuların YAHÇY ile arıtımında 0,47 kg SO_4^-/m^3 .gün'lük sülfat yükü ve 6100 mg/L KOİ konsantrasyonu ile % 78 KOİ ve %60–80 oranında SO_4^- verimlerin olduğunu belirtmiştir. Aynı sülfat yükü ve farklı atıksularla yapılan benzer çalışmalarda KOİ ve SO_4^- verimleri %80–95 arasında değişmektedir (Mulder, 1984).

Harada ve diğ. (2003), yaptıkları çalışmada glikoz-nişasta içeren atıksuların YAHÇY ile arıtımında, organik yükün 3 kg KOİ/ m^3 .gün ve sülfat yükünün 1,2 kg SO_4^-/m^3 .gün olduğu şartlarda %81 KOİ ve % 64 SO_4^- verimi elde etmişlerdir. Sam-Soon ve diğ. (1991), 5500 mg/L KOİ konsantrasyonuna sahip glikoz içeren atıksularla yaptıkları çalışmada, sülfat yükünün 0,11 kg SO_4^-/m^3 .gün olması halinde % 90 oranında KOİ ve SO_4^- giderimi sağlamışlardır. Aynı çalışmada sülfat yükünün 1,7 kg SO_4^-/m^3 .gün değerine yükselmesi halinde KOİ giderme verimini değişmediği, ancak sülfat veriminin %22' ye kadar düştüğü vurgulanmaktadır.

Hilton ve Olezkiewicz (1987) ise, süt tozu içeren atıksularla benzer şartlar altında yaptıkları çalışmada % 40–50 KOİ ve % 70 SO_4^- giderimi elde etmişlerdir. Zhou ve Fang (1998) tarafından yapılan diğer bir çalışmada ise, bu oranlar sırasıyla % 60 ve % 70–80 arasında bulunmuştur.

Gupta (2007), yüksek HBS' lerinde reaktör performansında meydana gelen düşmenin, metan verimini ve KOİ giderimini azalttığını ve sülfatın metanojenik mikroorganizmaları inhibe ettiğini belirtmiştir. SRB hidrojen ve asetat kullanımı için metan üreten bakteriler (MPB) ile

rekabet halindedir ve aynı zamanda sülfatı, MPB ve kendileri için toksik etkiye sahip olan sülfite dönüştürmektedirler. Yüksek düzeyde sülfat içeren atıksuların anaerobik arıtımında SRB önemli rol oynadığından metan üretim aşaması engellenmektedir. Aynı şekilde KOİ verimi azalmaktadır (Shayegan ve diğ., 2005; Reis ve diğ., 1988).

N, P ve $\text{NH}_4\text{-N}$ giderim verimleri değerlendirildiğinde, geri devirli sistemde verimin biraz daha düşük olduğu görülmektedir. Bunun nedeni muhtemelen, membran üzerinde oluşan kek tabakasının gaz akışı ile sıyrılması sonucu bu maddelerin süzüntüye karışmasıdır. Membran akıllarında çalışma süresince elde edilen TN konsantrasyonu 35-55 mg/L arasında değişim göstermiştir.

TN verimleri açısından gaz deri devirsiz sistemde bulunan membranların biraz daha verimli olduğu söylenebilir. Farklı gaz debilerinde işletme süresince gaz geri devirli ve geri devirsiz kısımlardaki membran akıllarında ortalama TN verimleri %20-25 aralığında bulunmuştur. Farklı membran lif aralıkları için elde edilen akılardaki TN konsantrasyonu ortalama 240-320 mg/L arasında değişim göstermektedir. Membran lif aralığı arttıkça akılarda daha yüksek toplam azot konsantrasyonları görülmektedir. Ancak U şekilli modülde (M6) de benzer durumun görülmesi bu yükselmenin modül lif aralıklarından değil de reaktör şartlarından kaynaklanmış olabileceği fikrini güçlendirmektedir. Farklı membran lif aralıklarının uygulandığı membran akıllarında ortalama TN verimleri %20-33 aralığında bulunmuştur. Modül şekilleri açısından ise önemli bir fark görülmemiştir.

Farklı modül şekilleri ile yapılan çalışmada, akılardaki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları 28-50 mg/L aralığında değişmiş ve %40-65 oranında verimler elde edilmiştir. Farklı gaz debilerinde yapılan çalışmalarda, akılardaki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları 180-260 mg/L aralığında değişmiş ve %15-35 oranında verimler elde edilmiştir. $\text{NH}_4\text{-N}$ gideriminde modül şekilleri açısından önemli bir fark görülmemiştir. Ancak gaz geri devrinin $\text{NH}_4\text{-N}$ uzaklaştırılması üzerinde daha etkili olduğu söylenebilir. Farklı membran lif aralıklarında yapılan çalışmalarda ise, akılardaki $\text{NH}_4\text{-N}$ konsantrasyonları ise 170-270 mg/L aralığında değişim göstermiş ve %20-47 oranında verimler elde edilmiştir. $\text{NH}_4\text{-N}$ giderme veriminde de membran modüllerinde lif aralıkları açısından önemli bir fark görülmemiştir.

TP giderim verimi, farklı membran modülleri ile yapılan çalışmalarda %15-40 arasında belirlenirken, farklı gaz debilerinde yapılan çalışmalarda %10-20 arasında ve farklı modül lif aralıklarında ise %10-25 arasında elde edilmiştir. Modül şekillerinin, gaz deri devir hızının ve farklı lif aralıklarının etkisi önemsiz bulunmuştur.

Çalışmamızda TOK verimi, üç çalışmada da ortalama %95-98 aralığında bulunmuştur. Farklı modül şekillerinin, gaz geri devrinin ve modül lif aralıklarının değiştirilmesinin, TOK verimi üzerinde önemli bir etkisinin olmadığı belirlenmiştir.

Tüm akılarda askıda katı madde (AKM) konsantrasyonu çalışma süresince 10 mg/L' nin altında kalmıştır. Benzer şekilde toplam uçucu katı madde (TUKM) konsantrasyonu çok düşük miktarlarda bulunmuştur. Her iki parametre için uzaklaştırma verimi %99' un üzerinde gerçekleşmiştir. Tüm akılarda TKM' nin tamamına yakınının çözünmüş katı maddelerden oluştuğu tespit edilmiştir. Farklı gaz debilerinde zamana bağlı olarak TKM verimleri değişkenlik göstermiştir. 0,5 L/dk gaz debisinde verim % 68-72 arasında iken 1,0 L/dk ve 1,5 L/dk gaz debisinde verim zamana bağlı olarak azalmıştır. Bu sonuçlardan, gaz debisinin artışına bağlı olarak sistem içerisinde ve akılarda çözünmüş katıların arttığı söylenebilir.

Farklı lif aralıklarında yapılan çalışmalar sonucunda diğer parametrelerin aksine TKM verimlerinin değiştiğini göstermiştir. 0,5 mm lif aralığında akılardaki TKM konsantrasyonu 1120-1320 mg/L aralığında iken %70-75 verim sağlanmıştır. Lif aralıklarının 1,0 mm olduğu şartlarda akılardaki TKM konsantrasyonu 1200-1400 mg/L aralığına yükselmiş ve verim %65-72 aralığına düşmüştür. Çalışmanın son aşamasında uygulanan 1,5 mm lif aralıklarında ise akılardaki TKM konsantrasyonu 1320-1540 mg/L ye kadar çıkmıştır. Bu şartlarda verim %65-70 düzeylerine düşmüştür. Elde edilen bulgular U şeklindeki modüllerden elde edilen akılarda daha yüksek TKM varlığını ortaya koymaktadır.

0,5 mm lif aralığında akılardaki TKM giderim verimi %70-75 aralığında belirlenir iken, 1,0 mm ve 1,5 mm lif aralıklarında sırasıyla %65-72 ve %65-70 aralığında belirlenmiştir.

Reaktörün kurulmasından itibaren 23 hafta süresince analizlerde kullanılan çamur dışında reaktörden çamur atımı yapılmamıştır. Çamurda toplam alkalinite 2200-3500 mg CaCO₃/L aralığında değişmiştir. Anaerobik sistemlerde TUA konsantrasyonu <1000-1500 mg/L olmalıdır (Öztürk, 2007). Sistemde TUA konsantrasyonları 80-150 mg HoAc/L arasında değişim göstermiştir. Anaerobik arıtmada sistemde izlenmesi gereken bu parametreler açısından önemli bir sorunla karşılaşılmamıştır. Gaz debisinin artışına bağlı olarak pH ve alkalinite az da olsa düşüş göstermiştir. MLS konsantrasyonu kademeli olarak artmış ve 6640 mg/L' den 10220 mg/L' ye yükselmiştir. MLSS konsantrasyonu ise 3440 mg/L' den 5720 mg/L' ye yükselmiştir.

Üç farklı membran lif aralığı için yapılan çalışmalarda, SAnMBR sistem çamurunda haftalık ortalama pH 7,8 ile 8,4 arasında değişmiştir. Reaktörden alınan numunelerde toplam alkalinite 2500-3500 mg CaCO₃/L aralığındadır. TUA konsantrasyonları ise 90-130 mg HoAc/L arasında değişim göstermiştir.

Çalışma süresince SAnMBR sisteminin TUA/Alkalinite oranı 0,036 civarında kalmıştır. Anaerobik sistemlerde bu oran <0,1 olmalıdır (Öztürk, 2007).

Kumar ve diğ. (2007), TUA/Alkalinite oranlarının 0.02 ile 0.14 arasında değiştiğini ve çıkış suyu alkalinitesinin giriş alkalinitesinden daha yüksek olduğunu belirtmişlerdir.

İşletme periyodunun yaklaşık ilk 10 gününde akı azalmasına bağlı olarak hacimsel organik yükleme hızla azaldığından toplam gaz miktarı da hızla azalmıştır. Toplam gazdaki CH₄ %71-80, CO₂ %11-24 ve diğer gazlar %5-6 arasında değişmiştir. Üretilen biyogaz miktarı organik yüke bağlı olduğundan organik yükün azalmasına bağlı olarak gaz üretimi düşmektedir. Üç farklı gaz püskürtme debisinde gaz püskürtme debisindeki artışa bağlı olarak, toplam günlük gaz üretimi de artış göstermiştir. Aynı zamanda toplam gazdaki % metan miktarı gaz püskürtme debisine bağlı olarak az miktarda yükselmiştir. Gaz geri devirli kısımdan elde edilen toplam gazdaki CO₂ yüzdesi diğer kısma göre daha düşük, metan yüzdesi daha fazla bulunmuştur.

Üç farklı membran lif aralığı için yapılan çalışmalarda oluşan toplam biyogazın günlük miktarları ile CH₄, CO₂ ve diğer gazların miktarları da araştırılmıştır. İşletme periyodunun yaklaşık ilk 10 gününde akı ve buna bağlı olarak organik yükün azalması nedeniyle toplam gaz üretimi de da hızla azalmıştır. Toplam gazdaki CH₄ %72-78, CO₂, %16-24 ve diğer gazlar %4-6 arasında değişmiştir. Üretilen biyogaz organik yükün azalmasına bağlı olarak düşmüştür.

Membran tıkanması sonucu organik yükün azalmasından dolayı elde edilen gaz miktarı da zamanla azalmıştır. Bu çalışmada (37°C' de) CH₄ ve CO₂ yüzdelelerini sırasıyla %72-78 ve %16-24 bulurken, SAnMBR ile 30±3°C' de (Lin ve diğ., 2011) tarafından yapılan çalışmada bu oranlar %75-85 CH₄, %5-8 CO₂ ve %5-15 N₂ olarak belirlenmiştir. Gao ve diğ., (2011) tarafından SAnMBR ile yapılan çalışmada ise, biyogaz bileşimi ve biyogaz üretiminde önemli bir değişiklik saptanmamıştır. Ancak, sıcaklık şokları biyogaz üretiminde geçici artış ile sonuçlanmıştır. Sıcaklık şoku mikrobiyal populasyonların zenginliğini ve çeşitliliğini etkilemiştir. 37°C, 45°C ve 55°C' de kararlı durumda, biyogaz üretim oranları 0,21±0,03; 0,20±0,03; 0,21±0,02 L/gr KOİ giderimidir. 3 çalışmada da biyogaz üretim hızlarının neredeyse benzer olduğu gözlenmiştir.

Düşük hızlı anaerobik sistemlerde çamur yaşı 30-60 gün aralığında olmalıdır (Öztürk, 2007). Farklı modül şekillerinde işletme süresince SAnMBR' da ortalama çamur yaşı 51,55 günden başlamış, ilk 7 hafta 40,3- 49,9 gün aralığında sürdürülmüştür ve devam eden sürelerde periyodik olarak azalarak 17. hafta sonunda 17,71 güne kadar düşmüştür. Bunun nedeni, uzun süre çalışma sonucu membranların değiştirilmeden kullanılmasıdır. Farklı gaz debilerinde çalıştırılan sistemde çalışma 3 aşamada sürdürülmüştür. 0,5 L/dk gaz debisi ile çalışan sistemde SRT ilk 8 hafta 33,42 ila 34,28 gün aralığında sürdürülürken, bu değer 1,0 L/dk gaz debisi şartlarında 24,26- 30,0 gün aralığında değişmiştir. 1,5 L/dk gaz debisi şartlarında ise 27,31-29,08 gün aralığında kalmıştır. Elde edilen bulgular düşük gaz debilerinde kısmen yüksek çamur yaşlarının oluştuğunu göstermektedir. Farklı lif aralıkları ile yapılan çalışmalarda, 0,5 mm lif aralığında çamur yaşı 33,12 ila 48,46 gün aralığında değişirken, 1,0 mm lif aralığında 27,43- 43,61 gün ve 1,5 mm lif aralığında ise 38,01 ila 56,79 gün aralığında değişmektedir.

Sonuç olarak, membran modülleri içerisinde gaz geri devirli kısımdaki silindir (M1) şekilli modülden daha iyi giderim verimleri sağlanmıştır. 1,5 L/dk gaz akış hızında akı miktarı açısından önemli veriler elde edilmiştir. Membran lif aralıklarının ve gaz akış hızlarının değiştirilmesinin arıtım verimleri üzerinde önemli etkilerinin olmadığı belirlenmiş, ancak püskürtülen gaz debisinin artışına bağlı olarak gaz geri devrinin uygulandığı kısımdan kısmen daha yüksek KOİ uzaklaştırma verimleri elde edilmiştir.

Gaz püskürtmenin olduğu kısımdaki membran modüllerinde tıkanma önemli ölçüde engellenmiştir. Ancak arıtma verimi üzerinde gaz püskürtmenin fazla bir etkisi görülmemiştir.

Gaz püskürtmenin ekonomik olarak araştırılması için, ayrı bir çalışma ile gerçek ölçekli sistemlerde fayda-maliyet analizinin yapılması gerekir.

KAYNAKLAR

- An, Y., Wang, Z., Wu, Z., Yang, D. and Zhou, Q.** 2009. Characterization of membrane foulants in an anaerobic non-woven fabric membrane bioreactor for municipal wastewater treatment. *Chemical Engineering Journal*, 155, 709–715.
- APHA, AWWA and WEF, 1992.** Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 16 th Ed.
- Bello-Mendoza, R., Castillo-Rivera, M.F., 1998,** Start-up of an Anaerobic Hybrid Reactor Treating Wastewater from a Coffee Processing Plant, *Anaerobe*, Vol.4, pp.219-225.
- Bişgin, T., 2006.** Renk ve Ağır Metallerin Anaerobik Sistemde KOİ Giderimine Toksik Etkilerinin İncelenmesi, Cumhuriyet Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Yüksek Lisans Tezi, SİVAS.
- Borja, R., Banks, C. J. and Wang, Z., 1995,** Effect of organic loading rate on anaerobic treatment of slaughterhouse wastewater in a fluidized-bed reactor, *Bioresource Technology*, 52, 2, 157-162.
- Bozok, Z., 2006.** Yukarı Akışlı Anaerobik Filtre Reaktöründe Glikoz Giderim Kinetiğinin Araştırılması, Çukurova Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Yüksek Lisans Tezi, ADANA.
- Chang, I.S. and Lee, C.H.** 1998. Membrane filtration characteristics in membrane coupled activated sludge system – the effect of physiological states of activated sludge on membrane fouling. *Desalination*, **120**, 221-233.
- Choo, K.H., Kang, I.J., Yoon, S.H., Park, H., Kim, J.H., Adiya, S. and Lee, C.H.** 2000, Approaches to membrane fouling control in anaerobic membrane bioreactors. *Water Science and Technology*, **41**(10–11), 363–371.
- Çoban, A., 2009.** Tekstil Atıksularının Anaerobik Arıtımı (Renk ve KOİ Giderimi), Yıldız Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Yüksek Lisans Tezi, İSTANBUL.

- Demirer, G. N.,**2006. Anaerobik Arıtımın Temelleri ve Anaerobik Arıtım Proses Konfigürasyonları,Orta Doğu Teknik Üniversitesi Çevre Mühendisliği Bölümü, ANKARA.
- Eren, B.,**2006. Yapay Sinir Ağları İle Membran Proses Verimine Etki Eden Parametrelerin Analizi, Sakarya Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Yüksek Lisans Tezi, SAKARYA.
- Fuchs, W., Binder, H., Mavrias, G. and Braun, R.,**2003. Anaerobic treatment of wastewater with high organic content using a stirred tank reactor coupled with a membrane filtration unit., Water Research, **37**(4), 902–908.
- Gao W.J., Leung K.T., Qin W.S., Liao B.Q.,** 2011. Effects of temperature and temperature shock on the performance and microbial community structure of a submerged anaerobic membrane bioreactor, Bioresource Technology, **102** (2011) 8733–8740
- Harada, H., Momonoi, k., Yamazaki, S., & and Takizawa, S.,** 1994. Application of anaerobic-UF membrane reactor for treatment of a wastewater containing high strength particulate organics. Water Sci. Technology, **30**(12), 307-319.
- Harada H., Vemura S. and Momonoi K.,** 1994, Interaction between sulphate reducing bacteria and methane producing bacteria in a UASB reactor fed with low strength wastes containing different levels of sulphate, Water Res., 28, 2, 355–67.
- Hilton B. L. and Oleszkiewicz J. A.,** 1987, Anaerobic treatment of high strength, high sulfate waste, In 41st Purdue University Industrial Waste Conference Proceedings, Purdue University, Lewis Publishers, Chelsea, MI, pp. 156–166.
- Ho, J. and Sung, S.**Methanogenic activities in anaerobic membrane bioreactors (AnMBR) treating synthetic municipal wastewater, Bioresource Technology, 101, 7, 2010, 2191–2196.

- Huang, Z., Ng, H.Y. and Ong, S.L.,** 2009. The Impact of Sludge Retention Time on Submerged Anaerobic Membrane Bioreactor for Low-strength Wastewater Treatment. WEFTEC 2009, 2761-2770.
- Hulse, C.A., Singh, K.S. and Grant, S.R.** 2009. An innovative submerged anaerobic membrane bioreactor treatment for potato solids and biyoenergy production. WEFTEC 2009, 2216-2230.
- Jane Gao W.J., Lin H.J., Leung K.T., Liao B.Q.,** 2010. Influence of elevated pH shocks on the performance of a submerged anaerobic membrane bioreactor, *Process Biochemistry*, **45**, (1279-1287).
- Jeison, D. and van Lier, J.B.,** 2007. Thermophilic treatment of acidified and partially acidified wastewater using an anaerobic submerged MBR: factors affecting long-term operational flux., *Water Research* **41** (17), 3868–3879.
- Judd S.,** The status of membrane bioreactor technology, Centre for Water Science, Cranfield University, Cranfield, Bedfordshire, MK43 0AL, UK, Review.
- Kaleli, B.,** 2006. Atıksuların İleri Arıtımında Membran Proseslerinin Kullanımının Araştırılması, İstanbul Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Yüksek Lisans Tezi, İSTANBUL.
- Kang, I. J., Yoon, S.H. and Lee, C.H.,** 2002. Comparison of the filtration characteristics of organic and inorganic membranes in a membrane-coupled anaerobic bioreactor. *Water Research*, **36**, 1803-1813.
- Kaykıoğlu, G.,** 2010. Biyolojik Ön Arıtmalı Membran Sistemler ile Tekstil Atıksularının Geri Kazanımı, Yıldız Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Yüksek Lisans Tezi, İSTANBUL.
- Keriş, Ü.D., Karagündüz, A., Keskinler, B.** (2008) İlaç Sanayi Atıksularının Aktif Karbon Adsorpsiyonu ile Arıtılması ve Aktif Karbon Rejenerasyonu. Çevre Sorunları Sempozyumu, Kocaeli., ss.961-970.

- Koçak, İ.,** 2007. Ters Osmaz Sistemi ile Sudan Borun Uzaklaştırılması, Selçuk Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Yüksek Lisans Tezi, KONYA.
- Koyuncu I., Wiesner MR.,** 2007."Morphological variations of precipitated salts on RO and NF membranes", Environmental Engineering Science.
- Kumar G. S., Gupta S.K. and Sing G.,** 2007, Biodegradation of distillery spent wash in anaerobic hybrid reactor, Water Research, 41, 721 – 730.
- Liao, B.Q., Kraemer, J.T. and Bagley, D.M.,** 2006. Anaerobic membrane bioreactors: Applications and research directions. Critical Reviews in Environmental Science and Technology **36**(6), 489–530.
- Lin , H., Liao, B-Q., Chen , J., Gao , W., vd.,** 2011. New insights into membrane fouling in a submerged anaerobic membrane bioreactor based on characterization of cake sludge and bulk sludge. Bioprocess Technology, **102**, 2373–2379
- Lin H., Chen J., Wang F., Ding L., Hong Hu.,** 2011. Feasibility evaluation of submerged anaerobic membrane bioreactor for municipal secondary wastewater treatment, Desalination, **280**, (121-126).
- Meng, F.G., Zhang, G.M., Yang, F.L., Zhang, S.T., Li, Y.S and Zhang, X.W.** 2006. Identification of activated sludge properties affecting membrane fouling in submerged membrane bioreactor. Separation and Purification Technology, **51**(1), 95-103.
- Meng, F., Chae, S-R., Drews, A., Kraume, M., Shin, H-S. and Yang, F.,** 2009. Recent advances in membrane bioreactors (MBRs): Membrane fouling and membrane material, Water Research, Volume 43, Issue 6, Pages 1489-1512.
- Mulder A.,** 1984, The effects of high sulfate concentration on the methane fermentation, Innovation in Biotechnology, Elsevier, eds. E. H. Houwink and R. R. vander Meer, Amsterdam, pp. 133-143.

- Oktem Y. A., Ince O., Sallis P., Donnelly T. and Ince, B. K., 2007,** Anaerobic treatment of a chemical synthesis-based pharmaceutical wastewater in a hybrid upflow anaerobic sludge blanket reactor, , Bioresource Technology.
- Öztürk İ., 2000,** Anaerobik biyoteknoloji ve atık arıtımındaki uygulamaları, ITU İnşaat Fak., Çevre Mühendisliği Bölümü, Su Vakfı Yayınları, S:320.
- Öztürk İ., 2007.** Anaerobik arıtma ve uygulamaları, ITU İnşaat Fak., Çevre Mühendisliği Bölümü, Su Vakfı Yayınları.
- Saddoud, A., Hassairi I. and Sayadi, S., 2007.** Anaerobic membrane reactor with phase separation for the treatment of cheese whey, Bioresour. Technology (98), 2102–2108.
- Shivayogimath, C.B. and Ramanujam, T.K., 1999,** Treatment of distillery spentwash by hybrid UASB reactor, Bioprocess Engineering, 21, 255–259.
- Skouteris G., Hermosilla D., López P., Negro C., Blanco A., 2012.** Anaerobic membrane bioreactors for wastewater treatment, Chemical Engineering Journal, Chemical Engineering Journal **198–199** (2012) 138–148, Review.
- Robles A., Ruano M.V., Ribes J., Ferrer J., 2012.** Factors that affect the permeability of commercial hollow-fibre membranes in a submerged anaerobic MBR (HF-SAnMBR) system, Water Research, (1-12).
- Taşıyıcı, S., 2009.** Batık Membran Sistemleri İle İçme Suyu Arıtımı: Membran Tıkanıklığının Azaltmak İçin Farklı Yöntemlerin Kullanılması, İstanbul Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Yüksek Lisans Tezi, İSTANBUL.
- Torkian, A., Egbali, A. and Hashemian, S.J., 2003,** The effect of organic loading rate on the performance of UASB reactor treating slaughterhouse effluent Resources, Conservation and Recycling, 40, 1–11.
- Ülkü, A.B., 2006.,**Anaerobik Arıtma Sisteminin Modellenmesi ve Kontrolü, Gebze Yüksek Teknoloji Mühendislik ve Fen Bilimleri Enstitüsü Yüksek Lisans Tezi, GEBZE.

- Vinas M., Espinosa M.C., Cohen M.E., L'opez C., Alvarez J. and Guerra R.M., 1988,** Anaerobic treatment of coffee waste water using UASB reactor. Proc. Fifth International Symposium on Anaerobic Digestion, 22–26 May, Bologna, Italy. pp 607–611.
- Yiğit, N.Ö., 2007.,** Membran Biyoreaktörü ile Evsel Atıksu Arıtımı, Süleyman Demirel Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Doktora Tezi, ISPARTA.
- Yoon, S. H., & Kang, I. J. and Lee, C. H., 1999.** Fouling of inorganic membrane and flux enhancement in membrane-coupled anaerobic bioreactor, Separation Science and Technology, **34**(5), 709-724.
- Zhou, D., Chen, Y. and Meng, X., 1991,** A study of anaerobic treatment for highly concentrated $\text{SO}_4^{-2} + \text{Ca}^+$ rich organic wastewater and purified water reclamation, Water Science and Technology, 24, 5, 123-132.
- Wen C., Huang X., Qian Y., 1999.** Domestic wastewater treatment using an anaerobic bioreactor coupled with membrane filtration, Process Biochemistry, **35** (1999) 335–340.

ÖZGEÇMİŞ

09.05.1988’ de Osmaniye’ de doğan Handan Pelin ATEŞER ilk ve orta öğrenimini Atatürk İlköğretim Okulunda, lise öğrenimini Özel Karanfil Kolejinde ve lisans öğrenimini ise Fırat Üniversitesi Mühendislik Fakültesi Çevre Mühendisliği Bölümünde 2006-2010 dönemlerinde tamamlamıştır. Mezun olduktan sonra Fırat Üniversitesi, Fen bilimleri Enstitüsü, Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı, Çevre Bilimleri Programı’ nda yüksek lisans öğrenimine başlamış olup, öğrenimini 2010- 2013 yılları arasında tamamlamıştır.