

T. C.
GEBZE YÜKSEK TEKNOLOJİ ENSTİTÜSÜ
MÜHENDİSLİK VE FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

DÜZENLİ DEPONİ SAHASI SIZINTI
SULARININ YÜKSEK PERFORMANSLI
KOMPAKT MEMBRAN
BİYOREAKTÖRLERLE
ARITILABİLİRLİĞİNİN ARAŞTIRILMASI

Mahir İNCE
DOKTORA TEZİ
ÇEVRE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

GEBZE
2008

**T. C.
GEBZE YÜKSEK TEKNOLOJİ ENSTİTÜSÜ
MÜHENDİSLİK VE FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

**DÜZENLİ DEPONİ SAHASI SIZINTI
SULARININ YÜKSEK PERFORMANSLI
KOMPAKT MEMBRAN
BİYOREAKTÖRLERLE
ARITILABİLİRLİĞİNİN ARAŞTIRILMASI**

**Mahir İNCE
DOKTORA TEZİ
ÇEVRE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI**

**TEZ DANIŞMANI
Doç. Dr. Güleda ENGİN**

**GEBZE
2008**

ÖZET

TEZİN BAŞLIĞI: Düzenli Deponi Sahası Sızıntı Sularının Yüksek Performanslı Kompakt Membran Biyoreaktörlerle Arıtılabilirliğinin Araştırılması

YAZAR ADI: Mahir İNCE

İstanbul’da bulunan ve 1995’ten beri kullanımda olan Kömürcüoda/Şile düzenli deponi sahasından toplanan sızıntı sularının yüksek kütle transfer yeteneklerine sahip püskürtme çevrimli reaktör ile mikrofiltrasyon membran ünitesinin birleştirilmesiyle oluşturulan, püskürtme çevrimli membran biyoreaktörde arıtılabilirliği araştırılmıştır.

Bu amaçla sistemin değişik gaz (hava) ve sıvı (musluk suyu) debilerinde kütle transfer özelliklerini belirlemek için; hacimsel kütle transfer katsayısı (K_La) ve gaz tutulma (ϵ) değerleri hesaplanmıştır. K_La ve ϵ artışı üzerinde hava debisinin, E/V ’ye göre baskın olduğu görülmüştür.

Püskürtme çevrimli reaktörde çözünmüş oksijen konsantrasyonunun homojen olmasından faydalanılarak sisteme ait kinetik ve stokiyometrik katsayılar, respirometrik yöntemle bulunmuştur. Bir sonraki adımda, püskürtme çevrimli membran biyoreaktörün sızıntı suyunu arıtma performansı farklı organik yüklemelerde $KOİ$, TKN ve NH_3 konsantrasyonlarının değişimi takip edilerek incelenmiştir. Arıtım çalışmaları sırasında her bir organik yükleme için mikrofiltrasyon ünitesinin akıları belirlenerek membran kirliliği de incelenmiştir.

Püskürtme çevrimli reaktörde, aktif çamur sistemlerinin işletilmesinde önemli bir problem olan toksisite, farklı konsantrasyonlarda ilave edilen Cd^{+2} ’nin solunum hızına olan etkisi incelenerek gerçekleştirilmiştir. Solunum hızı, konsantrasyon miktarındaki artmaya bağlı olarak azalmış ve % toksisite değeri de artmıştır.

Sızıntı suyu, püskürtme çevrimli membran biyoreaktörde arıtdıktan sonra alıcı ortam deşarj standardını sağlamadığı için iki farklı moleküler ağırlık engelleme sınırına sahip Nanofiltrasyon membranlarından filtre edilmiştir. Her iki nanofiltrasyon membranın akı grafiğı çizilmiş ve zamana bağı olarak KOİ, TKN ve NH_3 konsantrasyon değışimleri belirlenmiştir. Ancak her iki nanofiltrasyon membran süzütüsünün KOİ konsantrasyonlarının da alıcı ortam deşarj standardını sağlamadığı görülmüştür. Bu amaçla, püskürtme çevrimli membran biyoreaktör çıkışının çapraz akışlı mikrofiltrasyon-toz aktif karbon hibrit sisteminde değışik toz aktif karbon konsantrasyonlarında ve iki farklı gözenek çapına sahip mikrofiltrasyon membranı ile arıtılabilirliği araştırılmıştır. Her bir TAK konsantrasyonu ve membran için akı grafikleri verilerek KOİ, TKN ve NH_3 konsantrasyonları ölçülmüştür. 8 g TAK/L konsantrasyonunda çapraz akışlı mikrofiltrasyon-toz aktif karbon hibrit sistem süzütüsünün alıcı ortam deşarj standardını sağladığı görülmüştür.

SUMMARY

TITLE OF THE THESIS: The research of treatability of leachate from a solid waste landfill site using High Performance Compact Membrane Bioreactors

AUTHOR: Mahir İNCE

The treatability of leachate, collected from Kömürcüoda/Şile waste landfill site, which was located in Istanbul and has been in operation since 1995, using the jet-loop membrane bioreactor which was formed using a jet-loop reactor, having high mass transfer abilities, together with a microfiltration membrane unit, was investigated.

In order to determine the mass transfer characteristics of the system, the volumetric mass transfer coefficient (K_La) and gas hold-up (ϵ) values were calculated using different gas (air) and liquid (tap water) flows. The air flow effect on K_La and ϵ increase was higher compared to E/V .

The kinetic and stoichiometric coefficients of the system were calculated respirometrically, since the dissolved oxygen concentration of the jet-loop membrane bioreactor is homogenous. In the next stage, the leachate treatment performance of the jet-loop membrane bioreactor at different organic loading values was investigated by observing the changes in COD, TKN and NH_3 concentrations. During the treatability investigations, membrane fouling was also investigated by determining the flux values of the microfiltration unit for each organic loading value.

The toxicity analysis, which is a quite important operational parameter for activated sludge systems, was also carried out by the investigation of the effect of Cd^{+2} addition on the respiration rate, at different concentrations. The respiration rate was decreased with an increase in Cd^{+2} concentration and the toxicity values were increased.

Since the treated leachate by the jet-loop membrane bioreactor did not meet the receiving water discharge standards, the effluent was filtered using two different nanofiltration membrane having different molecular cut-off values. The flux values for each nanofiltration membrane were plotted and the changes in COD, TKN and NH_3 concentrations were determined. It was observed that the COD concentrations of the permeate from the two nanofiltration membranes did not meet the receiving water discharge standards, similarly. For this purpose, the treatability of the effluent of the jet-loop membrane bioreactor was investigated using a hybrid system equipped with a cross-flow microfiltration membrane unit, having two different pore diameter, and a powdered activated carbon system, at different powdered activated carbon concentrations, so called a microfiltration-PAC hybrid system. The COD, TKN and NH_3 concentrations were measured and the flux plots were given for each PAC concentration. It was determined that the receiving water discharge standards were met with 8 g PAC/L concentration using the microfiltration-PAC hybrid system.

TEŞEKKÜR

Tez çalışmam boyunca verdiği öneriler ve değerlendirmelerle tezin şekillenmesine ve olgunlaşmasına katkıda bulunan, değerli hocam Doç. Dr. Güleda ENGİN'e gösterdiği yakın ilgi ve alakadan dolayı,

Deneysel çalışmalar sırasında gösterdiği destek ve sağladığı araştırma imkanları sebebi ile Çevre Mühendisliği Bölüm Başkanı, Sayın Prof. Dr. Mehmet KARPUZCU'ya,

Tez çalışmamda kullanılan püskürtme çevrimli membran biyoreaktörün yaptırılmasından itibaren tüm deneysel çalışmalarında bilgi ve tecrübesi ile deneysel çalışmaların yürütülmesine katkılarından dolayı, Prof. Dr. Bülent KESKİNLER'e,

YTÜ Elektrik Elektronik Mühendisliği Bölümü Öğretim Üyesi Sayın Yrd. Doç. Dr. Ş. Naci ENGİN'e ve Araş. Gör. Fatma YILDIZ'a sistem otomasyonunun kurulmasından dolayı,

GYTE Kimya Mühendisliği Bölüm Başkanı, Sayın Prof. Dr. Mahmut BAYRAMOĞLU'na istatistiksel hesaplamalar sırasındaki yardımlarından dolayı, her daim desteğini gördüğüm GYTE Çevre Müh. Bölümü Öğretim Üyesi Sayın Yrd. Doç. Dr. M. Salim ÖNCEL'e, deneysel verilerin matematiksel yorumlanmasındaki katkılarından dolayı GYTE Çevre Müh. Bölümü Öğretim Üyesi Sayın Doç. Dr. Ahmet KARAGÜNDÜZ'e,

Deneysel çalışmalar süresince yardımını gördüğüm GYTE Çevre Müh. Bölümü Arş. Gör. Elif ŞENTÜRK'e ve Arş. Gör. Serdar KARA'ya,

YTÜ Çevre Mühendisliği Bölümü değerli Öğretim Üyelerinden Yrd. Doç. Dr. M. Sinan BİLGİLİ'ye fosfat analizlerinin yapılması ve göstermiş olduğu tüm yardımlardan dolayı,

Mikroorganizma tür tanımlaması çalışmaları sırasındaki katkılarından dolayı GYTE Biyoloji Bölümü Öğretim Üyesi Sayın Prof. Dr. Yavuz SEZEN'e, ve Arş.

Gör. Çiğdem İLERİ'ye ve M.Ü. Biyomühendislik Bölümü Öğretim Üyesi Prof. Dr. Dilek KAZAN'a

Atatürk Üniversitesi Çevre Mühendisliği Bölümü Öğretim Üyesi Sayın Doç. Dr. Ergün YILDIZ'a yapmış olduğu katkıdan dolayı, nanofiltrasyon deneylerindeki yardımlarından dolayı İstanbul Üniversitesi Çevre Mühendisliği Bölümü Arş. Gör. Dr. Yasemin KAYA'ya,

Maddi ve manevi desteklerinden dolayı aileme teşekkürü bir borç bilirim.

Mahir İNCE

İÇİNDEKİLER DİZİNİ

	Sayfa
ÖZET	iv
SUMMARY	vi
TEŞEKKÜR	viii
İÇİNDEKİLER DİZİNİ	x
SİMGE ve KISALTMALAR DİZİNİ	xiii
ŞEKİLLER DİZİNİ	xvi
ÇİZELGELER DİZİNİ	xvii
1. GİRİŞ	1
2. SIZINTI SUYU ve ARITIMI	4
2.1. Düzenli Depo Sahalarında Sızıntı Sularının Oluşumu ve Karakteristiği	4
2.2. Sızıntı Suyu Arıtma Mekanizmaları	7
2.2.1. Merkezi Evsel Atıksu Arıtma Hattına Deşarj	9
2.2.2. Sızıntı Sularının Alıcı Ortama Deşarjını Sağlayacak Arıtma Sistemleri	10
2.2.3. Sızıntı Sularının Biyolojik Arıtımı	13
2.2.4. Sızıntı Sularının Fiziksel/Kimyasal Metodlarla Arıtımı	16
2.3. Biyolojik Arıtma	22
2.3.1. Biyolojik Arıtmanın Amacı	22
2.3.2. Proses Konfigürasyonu	23
2.3.3. Mikrobiyoloji	25
3. MEMBRANLAR ve MEMBRANBİYOREAKTÖRLER	28
3.1. Membran Ayırma Prosesleri	28
3.1.1. Atıksu Arıtımında Membran Prosesler	30
3.1.2. Membran Türleri	36
3.1.3. Membran Konfigürasyonu	37
3.2. Membran Biyoreaktörler	39
3.2.1. Membran Biyoreaktör Teknolojisi	39
3.2.2. Membran Biyoreaktör Konfigürasyonu	40
3.2.3. Membran Karakteristiği	41

3.2.4. Besleme ve Biyokütle Karakteristiği	42
3.2.5. Biyokütle Parametreleri	46
3.2.6. Flok Karakteristiği	48
3.3. Membran Biyoreaktörler İçin Membran Seçimi ve Uygulaması	49
3.4. MBR'lerin Sızıntı Suyu Arıtma Performansları	50
3.5. Biyoreaktörlerde Kütle Transferi	54
4. GAZ/SIVI REAKTÖRLERİ	58
4.1. Yaygın Gaz/Sıvı Reaktörleri	58
4.2. Kabarcıklı Kolon Reaktörler	63
4.3. Püskürtme Çevrimli Reaktörlerin Çalışma Prensibi	66
5. MATERYAL-METOT	74
5.1. Kullanılan Sızıntı Suyu ve Karakterizasyonu	74
5.2. Ekipman, Enstrümantasyon ve İşletim Prosedürü	76
5.3. Sistemin Kütle Transfer Özelliklerinin Belirlenmesi	83
5.4. Kinetik ve Stokiyometrik Parametrelerin Solunum Hızına Bağlı Olarak Hesaplanması	84
5.4.1. μ ve $\mu_{\max}$ ve K_s Değerlerinin Hesaplanması	87
5.4.2. k_d Değerinin Hesaplanması	88
5.5. Mikroorganizma Türlerinin Belirlenmesi	89
5.6. İnorganik İnhibitörler için Toksisite Deneyleri	89
6. BULGULAR	91
6.1. Kütle Transfer Özelliklerinin Belirlenmesi	91
6.2. Kesikli Sistemde Arıtma Kapasitesi ve Solunum Hızına Bağlı Kinetik Katsayıların Belirlenmesi	97
6.2.1. μ , $\mu_{\max}$ ve K_s Değerlerinin Tesbiti	97
6.2.2. k_d Değerinin Tesbiti	99
6.2.3. Dönüşüm Oranı Y Değerinin Belirlenmesi	100
6.3. Püskürtme Çevrimli Membran Biyoreaktörde Biyolojik Arıtım	101
6.3.1. Reaktörün Devreye Alınması ve İşletilmesi	101
6.3.2. Sürekli Sistemin KOİ Giderim Performansı	102
6.4. Membranın Akı Özelliklerinin Belirlenmesi	107
6.5. Biyokütleyi Oluşturan Başlıca Mikroorganizma Türlerinin Belirlenmesi	113
6.6. Toksisitenin Belirlenmesi	116
6.7. Püskürtme Çevrimli Membran Biyoreaktör Çıkış Sularının Nanofiltrasyon Ünitesinde Arıtımı	119

6.8. Püskürtme Çevrimli Membran Biyoreaktör Çıkış Sularının Mikrofiltrasyon – Toz Aktif Karbon Hibrit Sistemi İle Arıtımı	125
7. SONUÇLAR	134
KAYNAKLAR DİZİNİ	139
ÖZGEÇMİŞ	152

SİMGE ve KISALTMALAR DİZİNİ

a	Özgöl Yüzey Alanı
A	Sıvı Toplam Arayüzey Alanı
A_m	Membran Yüzey Alanı
AA	Anaerobik Arıtma
AF	Anaerobik Filtrasyon
AKM	Askıda Katı Madde
AKR	Ardışık Kesikli Reaktör
ASP	Aktif Çamur Prosesi
BHF	Biyolojik Hava Filtre
BOİ	Biyokimyasal Oksijen İhtiyacı
BOİ ₅	5 Günlük Biyokimyasal Oksijen İhtiyacı
C_A	Arayüzey İçindeki Çözünmüş Oksijen Konsantrasyonu
C_B	Ana Çözeltideki Çözünen Madde Konsantrasyonu
C_F	Besleme Fazındaki Çözünen Madde Konsantrasyonu
C_G	Membran Yüzeyindeki Çözünen Madde Konsantrasyonu
C_L	Hacim Sıvısı İçerisindeki Oksijen Konsantrasyonu
C_{min}	t_2 Anındaki Oksijen Konsantrasyonu
C_0	$t = 0$ Anındaki Çözünmüş Oksijen Konsantrasyonu
C_P	Membrandan Geçen Çözünen Madde Konsantrasyonu
C_s^*	Oksijen Doygunluk Konsantrasyonu
C_t	t Anındaki Çözünmüş Oksijen Konsantrasyonu
CT	Kapile Tüp
d_B	Kabarcık Çapı
DBK	Dönen Biyolojik Kondaktör
DF	Damlatmalı Filtre
E	Sisteme Aktarılan Güç
ED	Elektrodiyaliz
E/V	Birim Hacim Başına Verilen Enerji Miktarının
EPS	Hücre dışı Polimerik Madde
FS	Levha/Tabaka
F/M	Besin/Mikroorganizma
G	Gaz
H_C	Henry sabiti
H_h	Havalandırma Anındaki Reaktördeki Sıvı Yüksekliği
H_s	Havalandırma Sonunda Reaktördeki Sıvı Yüksekliği
HÇYR	Yukarı Akışlı Anaerobik Çamur Yatağı
HF	Hollow Fiber
HRT	Hidrolik Bekleme Süresi
I	Tıkanma İndeksi
J	Akı
k_d	İçsel Ayrışma Katsayısı
K_L	Kütle Transfer Katsayısı
K_{La}	Hacimsel Kütle Transfer Katsayısı
K_s	Maksimum Büyüme Hızının Yarisındaki Substrat Konsantrasyonu
KOİ	Kimyasal Oksijen İhtiyacı
L_V	Organik Yükleme
M_c	Toplam Oksijen Transfer Hızı

MAP	Magnezyum Amonyum Fosfat
MBR	Membran Biyoreaktör
MF	Mikrofiltrasyon
MFI	Uyarlanmış Tıkanma İndeksi
MLSS	Karışık Sıvı Süspanse Katı Madde
MT	Multi Tübular
MWCO	Moleküler Ağırlık Engelleme Sınırı
NF	Nanofiltrasyon
N-NH ₃	Amonyak Azotu
N-NH ₄	Amonyum Azotu
OTH	Sıvının Birim Hacmine Oksijen Transfer Hızı
P _B	C Çözünmüş Oksijen Konsantrasyonu İçeren Bir Çözeltiyle Denge Halindeki Gaz Fazda Bulunan Oksijenin Kısmi Basıncı veya Aktivitesi
P _L	Sıvı Faz İçerisindeki Çözünmüş Oksijenin Aktivitesi
PE	Polietilen
PES	Polietilsülfon
PP	Polipropilen
PVDF	Polivinildiflorid
R	Rejeksiyon
R _m	Membran Direnci
r _s	Çamur Tüketim Hızı (Endojen Oksijen Tüketim Hızı)
r _t	Toplam Oksijen Tüketim Hızı
r _e	Substrat Tüketim Hızı (Ensojen Oksijen Tüketim Hızı)
r _g	Bakteriyel Büyüme Hızı
r _{su}	Substrat Kullanım Hızı
r _d	İçsel Ayrışma Hızı
R _s	Spesifik Endojen Solunum Hızı
R _e	Spesifik Substrat Tüketim Hızı
R _a	Membran Yüzeyindeki Ortalama Pürüzlülük Değeri
R _{rms}	Membran Yüzeyindeki Ortalama Pürüzlülüğün Standart Sapması
R _z	Membran Yüzeyindeki En Yüksek Beş Ve En Düşük Beş Noktanın Ortalaması
R _c	Kek Direnci
Q _g	Gaz veya Hava Debisi
S	Sıvı
S	Çözeltide Büyümeyi Sınırlandıran Substrat Konsantrasyonu
SW	Spiral-Sargı
T	Sıcaklık
t _g	Gazın Sıvı İçerisinde Bekleme Süresi
TAK	Toz Aktif Karbon
TAKM	Toplam Askıda Katı Madde
TKN	Toplam Kjeldhal Azotu
TO	Ters Ozmoz
TOK	Toplam Organik Karbon
UF	Ultrafiltrasyon
X	Mikroorganizma Konsantrasyonu
V	Sıvı Toplam Hacmi
V _f	Birim Alandan Geçen Süzüntü Hacmi
Y	Biyomas Dönüşüm Oranı

ΔP	Basınç Farkı
ΔH	Sıvı Seviyesi Farkı
η	Sıvı Viskozitesi
ω	Birim Alandaki Islak Kek Miktarı
$\acute{\alpha}$	Kek Özgöl Direnci
v	Süzüntü Hacmi
ε	Gaz Tutulma
ρ	Sıvı Özgöl Ağırlığı
α	Oksijen Transfer Katsayısı
μ	Spesifik Büyüme Hızı
$\mu_{\max}$	Maksimum Spesifik Büyüme Hızı
θ_c	Çamur Yaşı

ŞEKİLLER DİZİNİ

Şekil	Sayfa
2.1. Katı Atık Bileşenleri ve Sızıntı Suyu Oluşum Basamakları	1
2.2. Sızıntı Sularının Arıtımı İçin Aerobik Arıtma Sistemi	13
2.3. Sızıntı Sularının Arıtımı İçin Anaerobik Arıtma Sistemi	14
2.4. Sızıntı Suyu Arıtımında Denitrifikasyonun Konumu	16
2.5. Aktif Çamur Sisteminin Besin Zinciri	25
3.1. Ayırma Proseslerine Genel Bakış	28
3.2. Klasik ve Çapraz Akış Filtrasyonda Akı Azalması ve Kek Kalınlığı Değişimi	31
3.3. Konsantrasyon Polarizasyonu ve Jel Tabaka Oluşumu	33
3.4. $\ln(C_B)$ 'nin Fonksiyonu Olarak Limit Akılar	34
3.5. Konfigürasyonlarına Göre Membrandaki Akışın Şematik Gösterimi	38
3.6. MBR Kirlenmesinde Farklı Biyokütle Fraksiyonları (%) Katkısının İlişkisi	44
3.7. Sabit Sıcaklık ve Kesme Hızında Üç Farklı Aktif Çamurun Filtrelenebilmesi	45
3.8. Farklı Hidrolik Kalış Süreleri İçin BOİ/KOİ Oranlarına Göre KOİ Giderimi	53
3.9. Gaz Transferi İçin İki Film Teorisini Tanımlama Şeması	56
4.1. Yaygın Olarak Kullanılan G/S Reaktörleri	62
4.2. Kabarcıklı Kolon Çeşitleri	63
4.3. Kabarcık Kolonları İçin Akış Modeli ve Haritası	65
4.4. Püskürtme Çevrimli Reaktör Çeşitleri	67
5.1. İstanbul'da Aktarma İstasyonlarının ve Düzenli Depolama Sahalarının Konumları	74
5.2. Kullanılmakta Olan Püskürtme Çevrimli Membran Biyoreaktör	77
5.3. Reaktörün Şematik Gösterimi	78
5.4. Enjektörün Detaylı Gösterimi	78
5.5. Reaktör Üst Ölçüleri	
5.6. Laboratuvar Ölçekli Nanofiltrasyon Sisteminin Şematik Gösterimi	80
5.7. Toz Aktif Karbon–Mikrofiltrasyon Deney Düzeneği	82
5.8. Tipik Respirogram Grafiği	85
5.9. Endojen Solunum Hızının Hesaplanma Grafiği	88
5.10. Üç Farklı Konsantrasyondaki Bakırsülfat İlavesinde Substrat Oksidasyonu	90

6.1.	Farklı Hava Debilerinde E/V ile $K_L a$ Değişimi	93
6.2.	Farklı Hava Debilerinde E/V ile Gaz Tutulma Değeri Değişimi	94
6.3.	Gaz Tutulma (ϵ) ile $K_L a$ Değişimi	95
6.4.	Değişen E/V Değerlerinde $K_L a$ 'nın Gaz Debisi ile Değişimi	96
6.5.	Değişen E/V Değerlerinde Gaz Tutulma (ϵ) Değerlerinin Gaz Debisi ile Değişimi	96
6.6.	Reaktöre Farklı Miktarlarda Sızıntı Suyu İlavesiyle Elde Edilen Respirogramlar	98
6.7.	Reaktöre Farklı Miktarlarda Sızıntı Suyu İlavesiyle Elde Edilen r_e Grafikleri	99
6.8.	Spesifik Endojen Solunum Hızı İçin Elde Edilmiş Grafik	100
6.9.	Yüksek Performanslı Membran Biyoreaktördeki Biyolojik Çamur Miktarının Artırılması	102
6.10.	Farklı Organik Yüklemelerde Elde Edilen KOİ Giderim Verimleri	103
6.11.	Organik Yüklemeye Bağlı Olarak MLSS Konsantrasyonunda Değişim	105
6.12.	Membran Çıkışındaki TKN ve NH_3 Konsantrasyonlarının Değişimi	106
6.13.	Organik Yüklemeye Bağlı Olarak $P-PO_4^{3-}$ Konsantrasyonundaki Değişim	106
6.14.	Farklı MLSS Konsantrasyonlarında Elde Edilen Akılar	109
6.15.	$t/V_f - V_f$ Grafiği	110
6.16.	MLSS ile Tıkanma İndeksinin (I) ve Limit Akının (J^*) Değişimi	111
6.17.	MLSS'ye Bağlı Olarak Jel Konsantrasyon Değişimi	112
6.18.	Farklı Cd^{+2} Konsantrasyonlarda Zamanla Solunum Hızı Değişimi	118
6.19.	Cd^{+2} Konsantrasyonu Artışıyla % Toksisite Değişimi	118
6.20.	FM NP010 ve FM NP030 Membranlarda Süzüntüdeki KOİ Konsantrasyonunun Zamana Göre Değişimi	121
6.21.	FM NP010 ve FM NP030 Membranlarda Süzüntüdeki NH_3 Konsantrasyonunun Zamana Göre Değişimi	122
6.22.	FM NP010 ve FM NP030 Membranlarda Süzüntüdeki TKN Konsantrasyonunun Zamana Göre Değişimi	122
6.23.	Temiz ve Kirli Membranlarda AFM Görüntüleri	123
6.24.	FM NP010 ve FM NP030 Membranlardaki Zamanla Akı Değişimi	124
6.25.	Toz Aktif Karbonlu Çapraz Akışlı Membran Filtrasyonunun Şematik Gösterimi	127
6.26.	MF-TAK Hibrit Sisteminde Kullanılan Farklı Gözenek Çapına Sahip Membran Çıkış KOİ Değerleri	128
6.27.	MF-TAK Hibrit Sisteminde Kullanılan Farklı Gözenek Çapına Sahip Membran Çıkış NH_3 ve TKN Konsantrasyon Değerleri	129
6.28.	TAK Konsantrasyonuna Bağlı Limit Akı Değerleri	130
6.29.	Farklı TAK Konsantrasyondaki Membran Akı Diyagramları	131

ÇİZELGELER DİZİNİ

Çizelge	Sayfa
2.1. Sızıntı Sularının Arıtım İşlemlerinde Muhtelif Kirleticilerin Giderilme Oranları	9
2.2. Deponi Sahası Tipleri	12
2.3. Farklı Tip Sızıntı Suyunun Karakterizasyonu	17
2.4. Arıtma Prosesi ve Performans Örnekleri, Klasik Teknolojiler	21
2.5. Biyolojik Proses Konfigürasyonları ve Karakteristikleri	24
3.1. Membran Proseslerin Özellikleri	29
3.2. Membran Konfigürasyonları	39
3.3. Kirlenmenin Tanımları	43
3.4. Farklı Atıksu Arıtımında Kullanılan MBR'lerin Karşılaştırılması	51
3.5. Genç ve Yaşlı Deponi Sahası Sızıntı Sularının MBR ve Çeşitli Biyolojik Arıtma Sistemleri ile Arıtılmasının Karşılaştırılması	52
4.1. Bazı G/S Reaktör Tipleri Özellikleri ile Avantaj ve Dezavantajları	59
5.1. Kullandığımız Depo Sahası Sızıntı Suyu Karakteristiği	75
5.2. Nanofiltrasyon Deneylerinde Kullanılan Membran Türlerinin Teknik Özellikleri	81
6.1. K_{La} ve Doygunluk Çözünmüş Oksijen Konsantrasyon Değerleri	91
6.2. Elde Edilen Kinetik Katsayılar	101
6.3. Reaktörde Bulunan Bakteri Tür Tayini Sonuçları	114
6.4. FM NP010 ve FM NP030 Membranların R_a , R_{ms} ve R_z Değerleri	124

1. GİRİŞ

Düzenli depolama dünyada katı atıkların bertaraf edilmesinde en geniş ölçüde kullanılan metottur. Bu bertaraf metodunun kullanımının yaygınlaşmasıyla, düzenli depolama sızıntı suyunun kirlilik potansiyelinin farkına varılmıştır. Sızıntı suları, katı atığın kompozisyonuna, bozunmasına ve bazı hidrolik faktörlere bağlı olarak değişkenlik arz etmektedir. Depo alanından sızan sular yeraltı ve yüzeysel suların kirlenmesine neden olabilmektedir. Yeraltı ve yüzeysel suların sızıntı suları ile kirlenmesine olan ilgi gün geçtikçe artmaktadır. Sızıntı suyunun oluşumu, kontrolü ve arıtılmasına ilişkin daha fazla bilgi birikimine ihtiyaç duyulmaktadır.

Sızıntı suyu çoğunlukla katı atık dolgu alanının aktif bölümüne yağan ve atık tarafından emilen yağmur sularından kaynaklanır. Atık doyma kapasitesine ulaştığında, su beraberinde çöpün içerisinde mevcut olan organik maddeler, çözülmüş tuzlar, ağır metaller gibi kirletici maddeleri taşıyarak dışarı sızar. Sızıntı suyu muhteviyatındaki kirletici konsantrasyonunun yüksek olması, bu tip atıksuların klasik yöntemlerle arıtılmalarını güçleştirmektedir.

Sızıntı suları, düşük pH, yüksek Biyokimyasal Oksijen İhtiyacı (BOİ), Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ) ve toksik kimyasal maddelerin bulunması ile karakterize edilen yüksek kirliliğe sahip atıksulardır. Buna ilave olarak, sızıntı suyu kalitesi, bir depo alanından diğerine ve özellikle zaman içinde depo alanının yaşıyla değişir. Sonuç olarak, ne klasik biyolojik atıksu arıtma ne de kimyasal arıtma prosesleri, depo alanının ömrü boyunca tek başına yüksek arıtma verimi sağlayamamaktadır.

Atığın kuvvetli bir atık olması ve kirlilik potansiyelinin büyüklüğü, güvenilir arıtma proseslerinin seçimini ve kullanımını zorunlu hale getirir. Sızıntı suyu arıtma prosesinin seçimi ve tasarımı basit değildir. Arıtma uygulamalarının seçim ve tasarımını etkileyen önemli faktörler, sızıntı suyu özellikleri, çıkış suyu deşarj standartları, teknolojik alternatifler ve maliyettir. Genellikle tesislerin çoğu depo

alanının ömrü süresince (30 yıl veya daha fazla) hizmet edecek şekilde tasarlanmaktadır. Depo ömrü boyunca, sızıntı suyu kalitesi değişmekte, teknoloji gelişebilmekte, yeni kanunlar yürürlüğe girebilmekte veya ekonomik faktörler değişebilmektedir. Bu nedenle, bütün bu faktörler göz önüne alınarak, teknoloji, yönetmelikler, sızıntı suyu özellikleri ve ekonomik şartlar değişse bile yararlı kullanıma uygun arıtma prosesleri seçilebilmelidir. Kısa ve uzun vadede meydana gelen sızıntı suyu kalite ve miktarındaki dalgalanmalar arıtma tesisi tasarımında düşünülmelidir. Genç depo alanından gelen sızıntı suyunu arıtmak üzere tasarlanmış proses, gelecekte depo alanı yaşlandığında veya deşarj standartları değiştiğinde sızıntı suyunu yeteri kadar arıtacak şekilde modifiye edilebilmelidir. Depo alanının birinden diğerine gözlenen değişiklikler bir bölgede uygulanan arıtma tekniğini doğrudan diğer bir bölgeye transferini engelleyebilir. Bu nedenle, her bölgede uygun arıtma için mühendislik çalışmalarını gerekli kılabilir.

Sızıntı sularının karakterizasyonuna yönelik çalışmalar oldukça yaygın olmakla beraber arıtımına yönelik araştırma ve bilgi birikimi dünyada ve özellikle Türkiye’de oldukça azdır. 2005 yılı itibariyle ülkemiz çapında 13 bertaraf ve geri kazanım tesisinde toplanan 1,5 milyon m³ katı atık sızıntı suyunun %85’i tesis bünyesindeki sızıntı suyu arıtma tesislerinde arıtılarak, %15’i ise arıtılmadan şehir kanalizasyonuna deşarj edildiği bildirilmektedir (TÜİK, 2005). Artan nüfus ve refah seviyesine bağlı olarak, oluşan sızıntı sularının etkin bir şekilde arıtılması için uygun yöntemlerin benimsenmesi gerekmektedir. Bu nedenle, bu çalışmada İstanbul Kemerburgaz Katı Atık depolama alanında oluşan sızıntı suyunun membranla desteklendirilmiş yüksek performanslı bir kompakt reaktörde arıtılabilirliği araştırılmıştır.

Püskürtme çevrimli biyoreaktörlerde iki çeşit gaz dispersiyonu gerçekleşmektedir. Birincisi çift fazlı püskürtme başlığından reaktöre sıvı ile gazın girişi sırasında gazın sıvı içine dağılmasıyla çok küçük kabarcıklar oluşmasından, ikincisi ise püskürtmenin emme tüpü içerisinde oluşturduğu yüksek türbülans ve bu çevrimin kesme kuvvetinden dolayı gazın emme tüpü içerisine dönerek geri devir yapması sonucu gazın daha hızlı bir şekilde çözünmesinden kaynaklanmaktadır. Buna bağlı olarak bu kompakt sistemler, büyük alan gerektiren klasik arıtma

sistemleri ile karşılaştırıldığında, çok küçük alan gereksinimi ile çok daha yüksek organik yüklerde ve değişken koşullarda daha esnek bir yaklaşım sergileyerek, yüksek arıtma verimleri ile çalıştırılabildiği görülmektedir.

2. SIZINTI SUYU ve ARITIMI

Deponi sahaları, sınırları belirlenmiş katı atıkların düzenli depolanması için kullanılan yerlerdir. Deponi sahalarının düzenlenmesi ve sızıntı sularının deşarjı ile ilgili yasalar gün geçtikçe daha da sıkılaştırılmaktadır.

Üzeri kapatılmış (taze atık olmayan) deponi sahalarında biyolojik proses henüz tamamlanmamıştır. Deponi sahası sızıntı suyunun miktarı ve karakteri yağışa bağlı olarak değişmektedir. Bu durum düzenli deponi sahasına depolanmış katı atığın bozunarak kararlı hale gelmesine kadar devam eder (yaklaşık 30-40 yıl) [Robinson, 2005]. Bu süre genellikle atık kompozisyonuna bağlı olmakla beraber yaklaşık 30-40 yıldır. Katı atık kontrolü için birçok Avrupa ülkesi geri kazanımın da dahil olduğu alternatif metotlar için teşvik vermektedir. Ancak düzenli depolama ekonomik ve nihai metot olması sebebiyle kullanımı oldukça yaygındır.

2.1. Düzenli Depo Sahalarında Sızıntı Sularının Oluşumu ve Karakteristiği

Sızıntı suyu, katı atığın nem doyma kapasitesinin (katı atığın, fazla nemi dışarı salmadan önce emdiği maksimum nem miktarı) üzerindeki su miktarı beraberinde katı atık içerisinde mevcut olan organik maddeleri, çözünmüş tuzları, ağır metaller gibi kirletici maddeleri taşıyarak dışarı sızar. Sızıntı suyu muhteviyatındaki kirleticilerin kompleks, toksik ve yüksek konsantrasyona sahip olmasından dolayı klasik yöntemlerle arıtılmaları oldukça zordur.

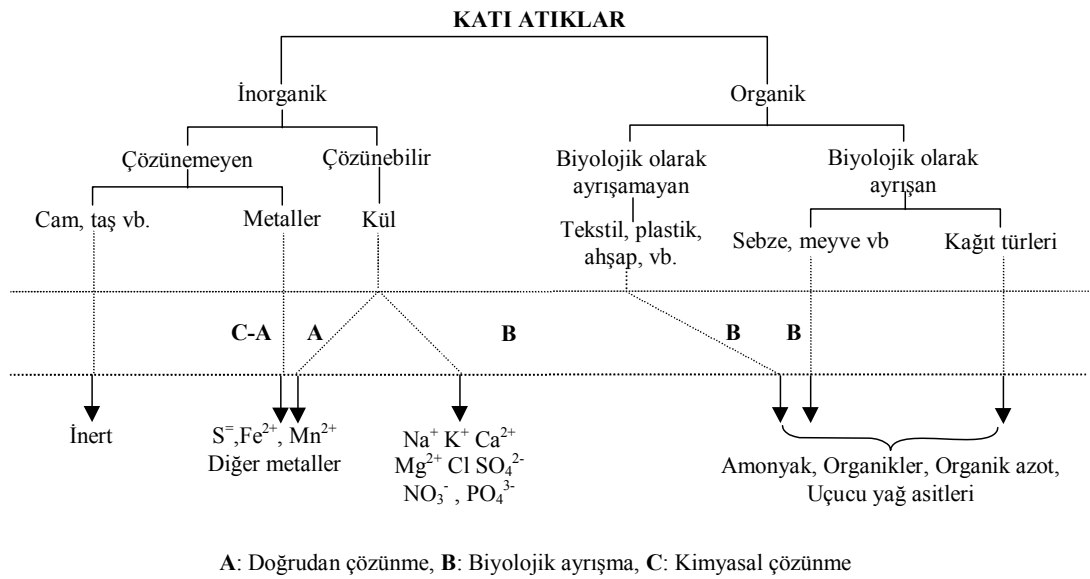
Sızıntı suyu bileşenlerini temel anlamda üç grupta toplamak mümkündür:

- (1) depo sahalarında aerobik ve anaerobik ayrışmalar sırasında oluşan sızıntı suyu,
- (2) depo sahasına dökülen ve sıkıştırılan katı atığın su içeren kısımlarının sıkıştırılmasından oluşan sızıntı suyu ve

(3) depo sahası yüzeyine düşen yağışların, kontrol altına alınmamışsa, depo sahası kütlesinden geçerek oluşturduğu sızıntı suyudur.

Katı atık depolama tesislerinde üretilen ve sızıntı suyu olarak adlandırılan sıvı atıkların karakteristiği ve miktarı çürüme safhasına, mevsimlere ve depolama şartlarına göre önemli farklılıklar gösterir [Lin, 1991]. Sızıntı suyunun kalitesi ve miktarı; atığın kompozisyonuna, depolanan atıkların yaşına, depo sahasının hidrojeolojik yapısına ve topoğrafyasına, sıkıştırma oranına, atıkların içerisine süzülebilen yağmur suyu oranına, deponun derinliğine, yüzey örtüsünün yapısına, depo ortamındaki çevresel faktörlere (kimyasal ve biyolojik aktivite, nem, sıcaklık, pH) bağlıdır.

Katı atık bileşenleri ve sızıntı suyu oluşum basamakları Şekil 2.1’de sunulmuştur.



Şekil 2.1. Katı Atık Bileşenleri ve Sızıntı Suyu Oluşum Basamakları [Özkaya, 2001].

Sızıntı suyu muhteviyatındaki kirletici konsantrasyonunun yüksek olması, ayrışmanın, kompleks organiklerin suda iyi çözünen organik asitlere dönüştüğü anaerobik ayrışmanın birinci safhasında olduğunu gösterir. Düşük organik asit konsantrasyonu biyolojik ayrışma hızının yavaş olduğu ya da sızıntı suyu ve atıkların etkili bir şekilde stabilize olduğu ikinci anaerobik ayrışma safhasını karakterize eder.

Organik atıkların biyolojik aktiviteye bağılı olarak hızlı bir şekilde ayrıştığı dönemde ortaya çıkan sızıntı suları; yüksek BOİ/KOİ oranı (biyolojik olarak kolay parçalanabilme), düşük pH ve yüksek ağır metal konsantrasyonu ile karakterize edilir. Sızıntı suları düşük konsantrasyonlarda fosfor içerirken özellikle amonyum konsantrasyonu yüksektir. Sızıntı sularının içerdiği toplam azotun %60-90'ı amonyum azotundan ileri gelir. Ağır metaller açısından değerlendirildiğinde sızıntı sularında özellikle demir konsantrasyonu oldukça yüksektir. Krom, nikel, bakır, kadmiyum, kurşun ve diğer ağır metaller daha düşük konsantrasyonlarda bulunur. Sızıntı suyunun civa, kurşun, nikel, kadmiyum gibi toksik bileşen muhtevası atıklara geri kazanma proseslerinin uygulanması durumunda azalır.

Kırk yılı aşkın süredir sızıntı suyunun karakterizasyonu ve arıtımı üzerine çalışmalar sürdürülmektedir. Hem genç hem de yaşlı deponi sahalarında oluşan sızıntı sularından amonyağın nitrifikasyon yolu ile arıtımı %95 oranında kolaylıkla başarılabilmektedir [Horan et al., 1997; Welander et al., 1998]. Fakat KOİ giderimi, sızıntı suyunun yaşına, kullanılan metoda ve proses işletme şartlarına göre %20 ila %90 arasında değişmektedir [Garcia et al., 1996; Welander et al., 1998].

Bir depo sahasında hidrolojik denge bileşenlerinden olan; mevsimsel değişimler, atığın nem miktarı, toprağın geçirimsizliği vb. faktörlerin biri veya birkaçı değişime uğradığında depo sahası için kabul edilen metodolojinin tamamının bu değişimden etkileneceği açıktır.

Oluşan sızıntı suyunun hacmi, yağışlardan ve yeraltı suyundan depo alanına eklenen ve çöpün içinde mevcut olan nem miktarına bağlıdır. Bu nemin önemli bir bölümünün dışarıdan sızmadan, az bir kısmının çöplerin depolanmasından ve bir kısmının da biyolojik ayrışmadan oluştuğu kabul edilmektedir. Gelişmekte olan ülkelerde özellikle yaz aylarında çöpün kendi bünyesindeki nem miktarı yaklaşık %80 civarına çıkmaktadır. Bu yüzden de çöpün dökülmesi ve sıkıştırılması sırasında ani olarak sıvı faza bir geçiş gözlenir [Farquar, 1980]. Bu gibi yerlerde yaz aylarında yağış olmamasına rağmen meyve ve sebzelerden dolayı sızıntı suyu miktarında artış gözlenir. Diğer yandan kış aylarında katı atıklarda yaklaşık %20 oranında bulunan külün sızıntı suyunu adsorblaması bu suların azalmasına sebep olur [Özkaya, 2004].

Sızıntı suyu oluşumunu etkileyen faktörlerin başında mevsimlik değişim gelir. Aynı derecede önemli olan diğer bir faktör de yağış sonucu oluşan ve depo alanı bünyesinde bulunan nem miktarıdır. [Küçükgül, 1999]. Meteorolojik faktörler arasında sızıntı suyu oluşumuna en fazla etki yapan yağmurdur. Yağmurun frekansı, şiddeti ve süresinin bilinmesi oluşan sızıntı suyu miktarını belirlemede önemli rol oynar.

2.2. Sızıntı Suyu Arıtma Mekanizmaları

Sızıntı suyu kalitesi bir depo alanından diğerine ve özellikle zaman içinde depo alanının yaşı ile değişken olduğundan ne klasik biyolojik arıtma ne de kimyasal arıtma prosesleri depo alanının ömrü boyunca tek başına yüksek arıtma verimi sağlayamaz. Arıtma uygulamalarının seçim ve tasarımını etkileyen önemli faktörler, sızıntı suyu özellikleri, çıkış suyu deşarj standartları, teknolojik alternatifler ve maliyettir.

Sızıntı sularının arıtımının projelendirilmesinde, sızıntı suyu miktar ve kalitesi, ihtiyaç duyulan arıtma derecesi, arıtma tesisi atıklarının nihai depolama metotları gibi bilgilere ihtiyaç duyulur. Yasal düzenleyici standartlar gibi birçok hukuki faktörler de planlama ve tasarımı etkileyebilir. Ayrıca tesislerin çoğu depo alanının ömrü süresince (30 yıl veya daha fazla) hizmet edecek şekilde tasarlanırlar. Tahmin edilen bu süre boyunca, sızıntı suyu kalitesi değişir, teknoloji değişebilir, yeni kanunlar yürürlüğe girebilir veya ekonomik faktörler değişebilir.

Sızıntı suyunun arıtılmasıyla ilgili bazı özel problemler vardır:

- Atığın kuvvetli bir atık olması ve kirlilik potansiyelinin büyüklüğü, güvenilebilir arıtma proseslerinin seçimini ve kullanımını zorunlu hale getirir.
- Depo alanının birinden diğerine gözlenen değişiklikler bir bölgede uygulanan arıtma tekniğini doğrudan diğer bir bölgeye transferini engelleyebilir. Her bölgede uygun arıtma için mühendislik çalışmasına gerekli kılabilir.

- Sızıntı suyunun kaynağı hidrolik ve iklimsel faktörlere bağlı olarak mevsimlere göre değişir.
- Depo alanına bırakılan katı atığın kimyasal yapısı, sızıntı suyunun kompozisyonu üzerinde önemli bir etkiye sahiptir.
- Kısa ve uzun vadede meydana gelen sızıntı suyu kalite ve miktarındaki dalgalanmalar arıtma tesisi tasarımında göz önünde bulundurulmalıdır. Genç depo alanından gelen sızıntı suyunu arıtmak için tasarlanmış proses gelecekte depo alanı yaşlandığında veya deşarj standartları değiştiğinde sızıntı suyunu yeteri kadar arıtacak şekilde tadil edilebilmelidir [Qasim and Chaing, 1994; Yılmaz, 2000].

Deponi sahasında farklı hücrelerden çıkan sızıntı sularının geri dönüşümü yönteminden ayrı olarak sızıntı suları üç yolla bertaraf edilmektedir.

- a- Kanalizasyona verilebilir. Ancak amonyak ve metan konsantrasyonu fazla ise ve kanalizasyon borularına zarar verecek maddeler varsa sınırlandırma olabilir.
- b- Nehre veya sulak alanlara verilebilir. Bu metoda yukarıdaki sınırlamalara ilave olarak BOİ, KOİ ve askıda katılar da sınırlayıcı olabilir.
- c- Tankerlerle alternatif bir arıtma sistemine taşınabilir.

Deponun ilk yıllarında, genç depo sızıntı sularında organik kirleticiler çok yüksektir. İlerleyen yıllarda ise, depo yaşlandıkça organik madde miktarında hızlı bir azalma, inorganik maddelerde ve zor ayrılan organiklerde (hümk maddeler) artma gözlenir. Sızıntı suyu özelliklerindeki bu değişim, arıtma sisteminde yer alması gereken arıtma proseslerini ve arıtma verimlerini etkiler. Genç depo sızıntı sularında biyolojik arıtmanın ağırlıkla fonksiyon görmesine karşılık, yaşlı depo sızıntı sularında fiziko-kimyasal arıtma tercih sebebi olmaktadır.

Çizelge 2.1'de sızıntı sularının arıtımı için değişik alternatifler ve arıtım performansları verilmiştir [Özkaya, 2001].

Çizelge 2.1. Sızıntı Sularının Arıtım İşlemlerinde Muhtelif Kirleticilerin Giderilme Oranları [Özkaya, 2001].

Arıtım yöntemi	BOİ (%)	KOİ (%)	Fe (%)	Zn (%)	Ni (%)
<i>Biyolojik (Aerobik)</i>					
Aktif Çamur	95	95	96-99	96-99	60
Evsel atıksularla birlikte	94-99	92-98	-	-	-
Havalandırılmalı lagün	99	92-98	99	-	-
Stabilizasyon havuzları	93-99	99	80-99	-	-
<i>Biyolojik (Anaerobik)</i>	85-98	75-95	80-99	80-99	10-80
<i>Fiziksel/Kimyasal</i>					
Koagülasyon	-	12	95-99	75-98	-
Oksidasyon	-	10-50	99	90	-
Ters Ozmoz	-	86-94	-	-	-
İyon Değişirme	-	40-70	40-80	20-96	14-96
Adsorbsiyon	-	75-99	65-95	-	-

2.2.1. Merkezi Evsel Atıksu Arıtma Hattına Deşarj

Atıksu kanal şebekesinin yakın olması veya bir terfi hattı ile iletim sağlanabilmesi halinde sızıntı suları merkezi atıksu toplama sistemine verilir. Bu durumda, herhangi bir ön arıtma uygulanmaksızın veya kanalizasyona deşarj standartları sağlanacak şekilde yapılacak gerekli ön arıtmayı müteakip, sızıntı suları şehir kanal şebekesine verilerek merkezi evsel atıksu arıtma tesislerinde arıtılmaktadır. Taşınacak sızıntı suyu hacmini azaltmak için ve depo gövdesinin bir biyoreaktör olarak kullanılmasına imkan verilerek, özellikle sıcak dönemlerde, depo üzerine sızıntı suyu geri devri tavsiye edilmektedir. Bu yolla günlük sızıntı suyu hacminde %50'ye varan oranlarda azalma sağlanmaktadır. Bugüne kadar yapılan uygulamalar, sızıntı sularının hacimsel olarak %2 oranına kadar evsel atıksu arıtma tesislerine doğrudan veya kanal şebekesinin belli bir noktasından verilmesinin merkezi atıksu arıtma tesislerinde herhangi olumsuz bir etkisinin olmadığını göstermektedir [McBean, 1995]. Bununla birlikte kanalizasyona deşarj öncesi, depo

sahasında kimyasal arıtma ve yüksek pH'da (pH=10-11) amonyak giderme gibi bir ön arıtma uygulanmak suretiyle %20-30 oranında KOİ giderimi, %90'lara varan oranlar da ise TKN giderimi gerçekleştirilebilmektedir. Benzer şekilde metal iyonlarının giderim verimi de %95'ler seviyesinde sağlanabilmektedir. Bazı araştırmacılar ise sızıntı sularının tehlikeli ve toksik maddeler de içerdiğinden dolayı evsel atıksu arıtma tesislerine deşarj edilerek evsel atıksularla arıtımını tavsiye etmemektedir. Ayrıca sızıntı sularının evsel atıksu arıtma tesislerinde arıtımı ile oluşan çamurun kompost olarak kullanımı da imkansız hale gelmektedir [Wenlander et al., 1998; Martinen et al., 2003; Wiszniowski et al., 2006].

2.2.2. Sızıntı Sularının Alıcı Ortama Deşarjını Sağlayacak Arıtma Sistemleri

Sızıntı sularının yüzeysel sulara deşarj edebilecek seviyede arıtımı için, kimyasal ve biyolojik arıtmaya ilave olarak,

Stabilizasyon havuzları + Klorlama

Ultra (veya Nano) Filtrasyon + Ters Ozmoz

Stabilizasyon havuzları + Sulak Alanda Arıtma

dizilerinden birinin kullanılması gerekmektedir. Bu dizilerden hangisinin kullanılacağı, deşarj standartları, yerel şartlar, mali imkanlar ve kalifiye işletme personeli temini gibi faktörlere bağlı olarak kararlaştırılmalıdır.

Son yıllarda, kimyasal ön arıtmayı müteakip membran sistem uygulaması da giderek yaygınlaşmaktadır. Özellikle başta Almanya olmak üzere çoğu zengin ülkelerde, organik atıkların ayrı toplanması dolayısıyla sızıntı suyu organik kirliliğinin büyük oranda azalması ve arazi temin zorluğunun da etkisiyle, membran sistemler hızla yaygınlaşmaktadır. Genellikle nanofiltrasyon ve ters ozmoz olarak uygulanan söz konusu arıtma sistemlerinde, arıtma sonucunda oluşan konsantre kısım, çoğunlukla düzenli depolama tesisine geri devrettirilmektedir. Ancak bazı

ülkelerde, bu atığın tehlikeli atık olarak tanımlanması sebebiyle tehlikeli atık yakma tesislerinde yakılması gerekmekte ve arıtma maliyeti önemli oranda artmaktadır.

Biyolojik ön arıtmadan geçen düşük kirlilikteki sızıntı sularının arıtımında ilave olarak doğal veya suni sulak alan arıtması da çoğu yerde başarı ile uygulanmaktadır. Bu şekilde bilhassa azot ve metal kirliliği yüksek verimlerle giderilebilmektedir [Özkaya, 2001].

Havalandırılmalı lagünler, sızıntı suyu arıtımında en çok kullanılan biyolojik arıtma sistemleridir. Hidrolik bekletme süreleri 7-135 gün arsında değişen kurulu tesislerde elde edilen $BOİ_5$ ve $KOİ$ giderme verimleri sırasıyla %70-99 ve %70-95'tir [Ehrig, 1998]. Bu arada organik madde giderimi yanında %92-99 oranında Fe giderimi de sağlanmaktadır.

2.2.3. Sızıntı Sularının Biyolojik Arıtımı

Aerobik Arıtma

Sızıntı suyu arıtımında aerobik arıtma metotlarından en yaygın kullanılanları aktif çamur, havalandırılmalı lagünler, damlatılmalı filtre ve döner disklerdir. Aerobik arıtma sistemleri genç depo sızıntı sularında $BOİ/KOİ > 0,5$ olduğunda etkilidir (Çizelge 2.2). Yüksek organik madde ihtiva eden sızıntı suları, besi maddesi ilave etmeden ve yüksek havalandırma yapılmadan düşük hidrolik bekleme süresine sahip aerobik arıtma tesislerinde arıtilamamaktadır. Ancak son yıllarda membran biyoreaktörlerde elde edilen $KOİ$ giderimleri oldukça başarılıdır [Alvarez-Vazquez et al., 2004].

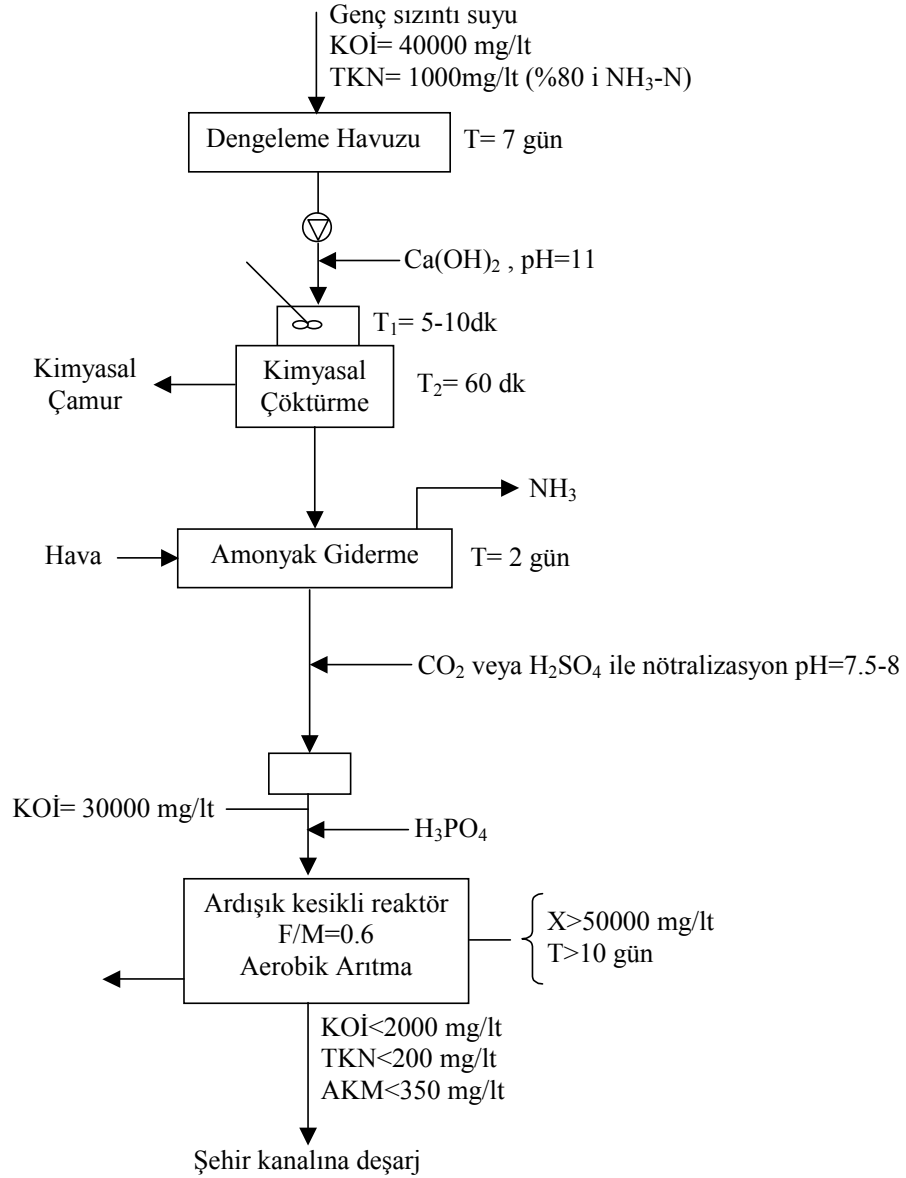
Çizelge 2.2. Deponi Sahası Tipleri [Alvarez-Vazquez et al., 2004].

Deponi Sahası	Yaş	BOİ/KOİ Oranı
Yaşlı	> 5 yıl	0-0,3
Orta	1-5 yıl	0,3-0,6
Genç	3-12 ay	0,6-1

Aktif çamur prosesi, genç sızıntı suyu arıtımında başarıyla kullanılmakta ve 1-10 günlük hidrolik bekleme süresi sonunda BOİ ve KOİ gideriminin %90-99, metal gideriminin %80-99 olduğu görülmektedir. Hava temininin mekanik karıştırıcılar veya aeratörler ile sağlandığı havalandırmalı lagünlerde ise 10 günlük hidrolik bekletme süresi için %95' in üzerinde BOİ₅ giderme verimi elde edilmiştir [Alvarez-Vazquez et al., 2004]

Düşük sıcaklıklarda yeterli arıtma veriminin sağlanamaması, havalandırma esnasında köpük probleminin oluşması, oksijen üretimini sağlamak için enerji ihtiyacının yüksek olması gibi dezavantajlarına rağmen yapılan küçük ölçekli sürekli ve kesikli aerobik biyolojik arıtılabilirlik deneylerinde BOİ ve KOİ'de önemli giderimler gözlenmiştir. Biyolojik arıtma sırasında N ve P gibi besin elementlerinin ilavesi gerekmekte sızıntı suyunda bulunan ağır metaller nedeniyle inhibisyon da söz konusu olmaktadır. Ancak buna rağmen aerobik biyolojik arıtma çalışmalarından çok iyi sonuçlar elde edilmiştir.

Yüksek hızlı aerobik sistem olarak ise genellikle ardışık kesikli reaktörler (AKR) kullanılmaktadır. AKR sistemi ile de $F/M = 0,3 \text{ gün}^{-1}$ civarında tutulmakla daha yüksek verim elde edilen anaerobik arıtma sonucuna yakın giderimler elde edilebilmekte, istenildiği takdirde biyolojik nütrient giderimi de mümkün olmaktadır. Aerobik sistemin en büyük mahzuru yüksek seviyelerde havalandırma enerjisi sarfıyatı ve büyük hacim ihtiyacıdır. Aerobik arıtma sonrası şehir kanalizasyon şebekesine deşarj edilecek olan sızıntı suyunun aerobik arıtma basamakları genellikle Şekil 2.2'de verildiği gibidir [Özkaya, 2001].

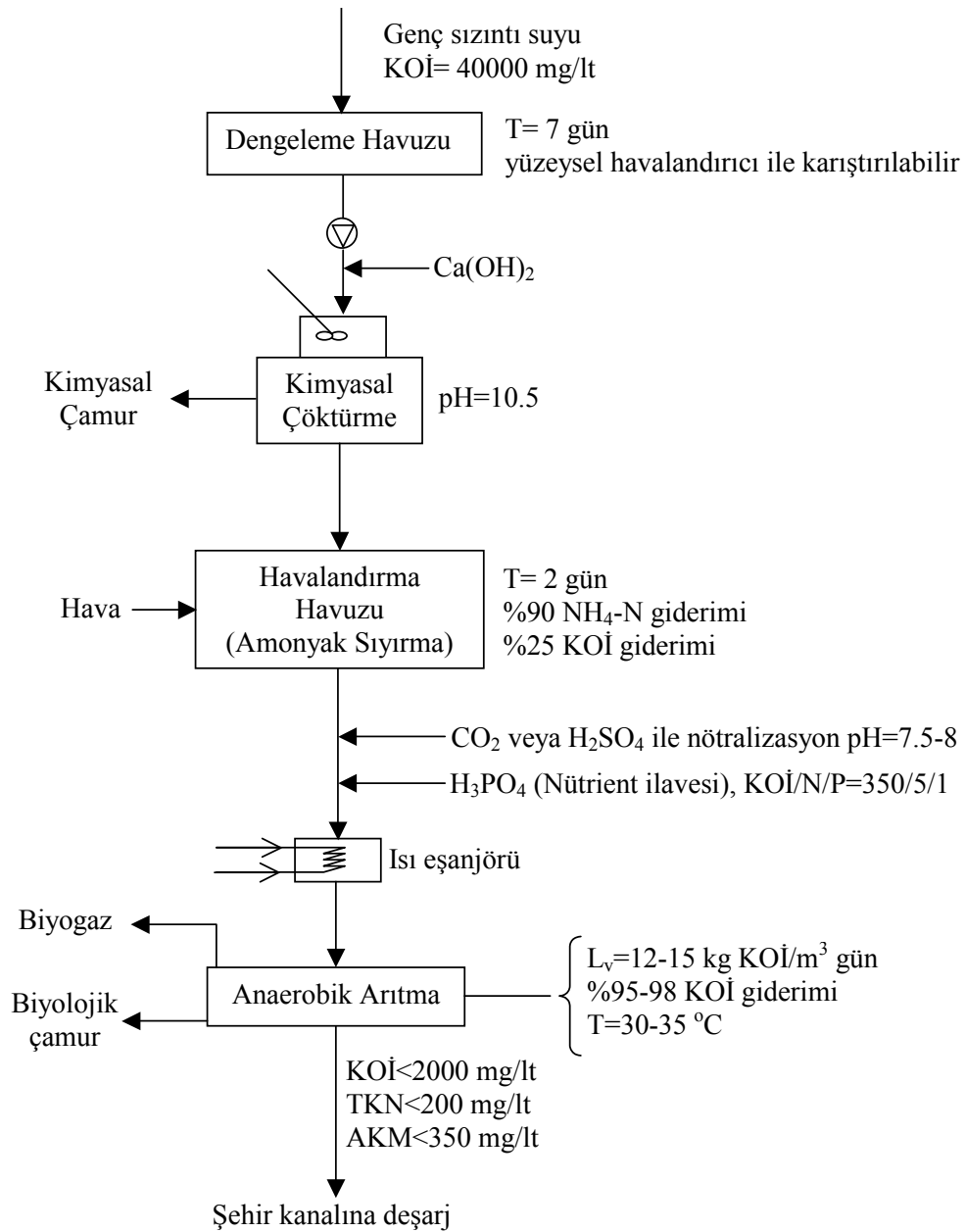


Şekil 2.2. Sızıntı Sularının Arıtımı İçin Aerobik Arıtma Sistemi [Özkaya, 2001].

Anaerobik Arıtma

Anaerobik arıtma; hidroliz, asit oluşumu ve metan oluşumu olmak üzere üç kademedede meydana gelir. Hidroliz kademesinde, çözünemeyen yüksek moleküllü organik maddeler (polisakkaritler, lipidler, proteinler), çözünebilen enerji ve karbon kaynağı organik maddelere (monosakkaritler, şekerler, aminoasitler ve serbest yağ asitleri) dönüşürler. Asit oluşumu kademesinde; hidroliz kademesinde oluşan ürünler düşük moleküllü ara ürünlere, asetik aside, CO₂ ve H₂'e dönüşür. Metan oluşumu

kademesinde ise asit oluşumu safhasında oluşan ürünler CH_4 ve CO_2 'e dönüşür. Yüksek miktarda organik madde ihtiva eden suların arıtılmasında etkili olan bu yöntemde havalandırmaya ihtiyaç olmadığı gibi tesis tamamen kapalı olduğu için koku problemi de yoktur. Ayrıca ekonomik değeri olan metan gazının üretilmesi de yöntemin avantajlarından. Anaerobik arıtma esnasında giderilen kg KOİ başına $0,35 \text{ m}^3 \text{ CH}_4$ üretilmektedir. Oluşan biyogazdaki CH_4 oranı %75-80 aralığında kalmaktadır. Eğer sızıntı suyu anaerobik arıtma sonrası şehir kanalizasyon şebekesine deşarj edilecek ise genellikle Şekil 2.3'teki basamakları takip eder



Şekil 2.3. Sızıntı Sularının Arıtımı İçin Anaerobik Arıtma Sistemi [Özkaya, 2001].

Sızıntı Sularının Membran Biyoreaktörler ile Arıtımı

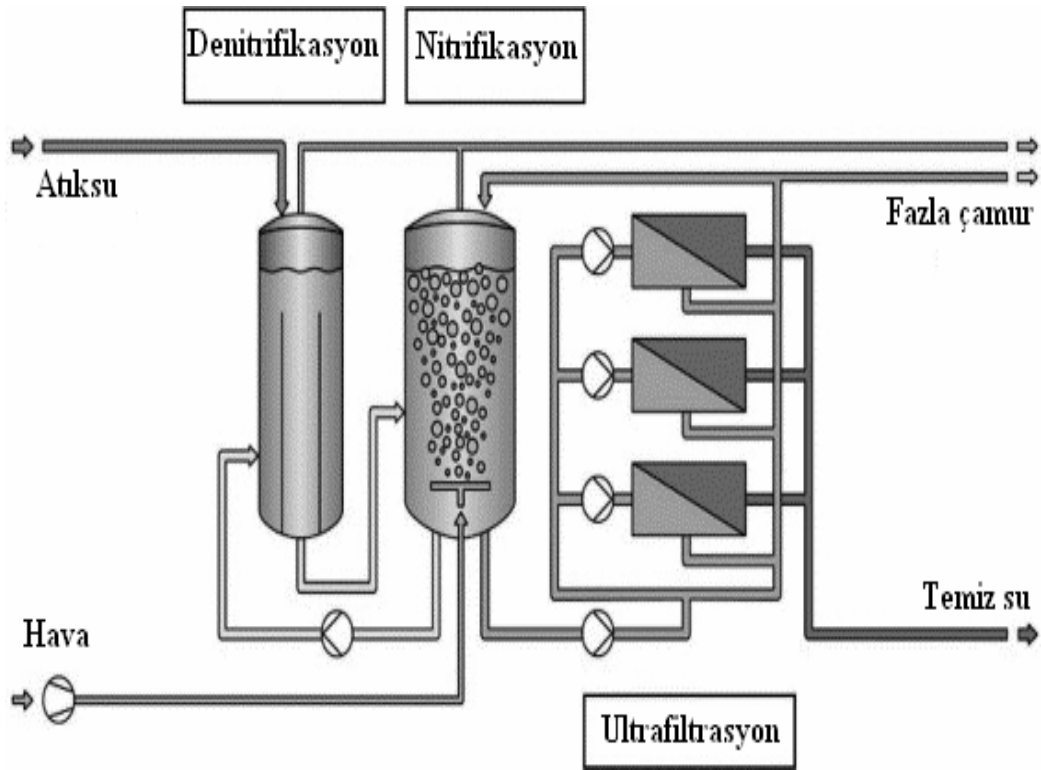
Membran teknolojisinin uygulandığı diğer bir sistem ise membran biyoreaktörlerdir. Membran biyoreaktörler, biyolojik arıtma ve sonrasında biyokütlenin ayrılması için çöktürme havuzu yerine ultrafiltrasyon veya mikrofiltrasyon membranlarının kullanıldığı hibrit sistemlerdir. Biyolojik olarak ayrışabilen maddeler uzaklaştırılabildiği gibi ayırma işlemini yapan ultrafiltrasyon veya mikrofiltrasyon membranları ile bazı mineraller de (amonyak, fosfor vb.) yüksek oranda giderilmektedir. Membran biyoreaktörlerin en önemli özelliği, yüksek organik yükleme oranlarını karşılayabilmesidir ($10 \text{ kg KOI/m}^3\text{.gün'e}$ kadar) [Özkaya, 2001]. Membranın tipine bağlı olarak, havalandırma havuzunda biyokütle miktarı, 40 g/L mertebesine çıkabilmektedir. Dolayısıyla havalandırma havuzunun hacmi önemli ölçüde azalmaktadır.

Çamur köpürmesi basınçlı MBR'lerde sızıntı suyu arıtımında görülen ortak problemdir. Aşırı organik yüklemelerde küçük havalandırma tanklarında oksijenin daha iyi çözünmesini sağlamak için tank basıncı 3 bara kadar çıkarılabilmektedir. Basınçlı reaktörler aynı zamanda hava akışını minimize ederek uçucu organiklerin sıyrılma riskini azaltır ve aynı zamanda gerekli olan hava difüzörlerinin boyutunu azaltır [Robinson, 2005].

Sızıntı suları çok kompleks organik maddeler içerdiğinden düşük F/M oranında ve uzun çamur yaşında çalıştırılmaktadır. Yüksek MLSS konsantrasyonunda çalıştırılan MBR'ler (membran yüzeyinde tutulan biyokütle ile beraber) biyolojik parçalanmayı maksimize etmektedir.

Ayrıca nitrifikasyon için düşük F/M oranına ihtiyaç vardır. Düşük F/M oranı, oluşan atık çamur miktarını da azaltmaktadır. Tesis eğer gerekirse denitrifikasyona katkıda bulunacak şekilde de dizayn edilebilmektedir (Şekil 2.4). Denitrifikasyon, anoksik şartların sağlandığı tankta gerçekleşir. Anoksik tank havalandırma tankından önce yerleştirilir, böylece hem atıksuyu hem de UF ünitesinden çıkan ve geri

döndürülen yoğun çamuru alır. Karbon kaynağı yeterli değilse denitrifikasyon tankına metanol ilavesi yapılabilir.



Şekil 2.4. Sızıntı Suyu Arıtımında Denitrifikasyonun Konumu [Robinson, 2005].

2.2.4. Sızıntı Sularının Fiziksel / Kimyasal Metodlarla Arıtımı

Sızıntı suyunun arıtılabilirliği kompozisyonuna ve karakterine bağlı olduğundan (Çizelge 2.3), biyolojik arıtma, fiziko-kimyasal arıtma metotlarını, ileri oksidasyon proseslerini, hatta doğal arıtma sistemlerini içeren çeşitli teknolojiler son yıllarda geliştirilmektedir [Alvarez-Vazquez et al., 2004]. Yüksek konsantrasyonda BOİ'ye sahip sızıntı sularının arıtımı için basit ve ucuz biyolojik metotlar (askıda/bağlı büyüme) kullanılır [Uygur ve Kargı, 2004]. Genç deponi sahasında oluşan sızıntı suyunu arıtmak gerektiğinde biyolojik proseslerin, özellikle KOİ, $\text{NH}_3\text{-N}$ ve ağır metaller dikkate alındığında, yüksek verimlerde çalıştığı tesbit edilmiştir. Stabilize olmuş sızıntı sularının yüksek oranda inert KOİ içermesinden dolayı direkt ya da dolaylı olarak deşarj edilebilecek şekilde biyolojik metotlarla arıtılması

mümkün değildir. Dolayısıyla, stabilize sızıntı sularını arıtmak için daha etkili metotlar araştırılmalıdır.

Çizelge 2.3. Farklı Tip Sızıntı Suyunun Karakterizasyonu [Alvarez-Vazquez et al., 2004].

Sızıntı Suyu Tipi	Genç	Orta	Stabil
Deponi sahasının yaşı	<1	1-5	>5
pH	<6,5	6,5-7,5	>7,5
BOİ/KOİ	0,5-1,0	0,1-0,5	<0,1
KOİ (g/L)	>15	3-15	<3
NH ₃ -N (mg/L)	<400	-	>400
TOK/KOİ	<0,3	0,3-0,5	>0,5
Kjehdal Azotu (g/L)	0,1-2	-	-
Ağır Metaller (mg/L)	>2	<2	<2

Fiziko-kimyasal metotlar sadece inert KOİ giderilmesi için değil, biyolojik arıtma sonrası ileri arıtma basamağı olarak da kullanılabilir. Deşarj öncesi çıkış suyunun kalitesini arttırmak için kimyasal çöktürme, aktif karbon adsorpsiyonu, iyon değiştirme ve membran filtrasyonu gibi fiziko-kimyasal metotlar kullanılabilir. Sızıntı sularının arıtımında kullanılan fiziko-kimyasal prosesler aşağıda sıralanmıştır.

Koagülasyon-Flokülasyon: Koagülasyon, flokülasyon işlemleri sızıntı sularından biyolojik olarak parçalanamayan organik bileşikleri ve ağır metalleri gidermek için kullanılır [Urase et al., 1997; Kargi and Pamukoglu, 2003]. Koagülasyon prosesi koagülant ilavesi ile kolloidal partikülleri destabilize eder. Partikül çapı arttığından koagülasyonu genellikle flokülasyon takip eder [Cheng et al., 1994]. Bu işlem askıda katıları ve kolloidleri çözeltiden ayırmada oldukça başarılıdır. pH ayarlaması ve partiküller arasındaki itme kuvvetlerini nötrleştirmek için demir/alum tuzlarının ilave edilmesi gerekmektedir [Ayoub et al., 2001].

Yüksek konsantrasyonda organik ve inorganik materyaller içeren stabilize olmuş sızıntı sularından FeCl₃ [Urase et al.,1997] ile ağır metal giderimi araştırıldığı

bir çalışmada pH 9'daki metal giderme performansının pH 4'ten daha iyi olduğu bildirilmiştir. Elde edilen sonuçlar çöktürme veriminde etkili olan temel parametrenin pH olduğunu ortaya koymuştur [Urase et al.,1997].

Kimyasal Çöktürme: Kapasitesinden, proses basitliğinden ve ucuz ekipmanların kullanılmasından dolayı sızıntı suyundaki inert organik maddelerin, $\text{NH}_3\text{-N}$ 'nin ve ağır metallerin gideriminde kimyasal çöktürme kullanılmaktadır [Çeçen ve Gürsoy, 2000; Ozturk et al., 2003]. Kimyasal çöktürme işleminde çözelti içerisindeki çözünmüş iyonlar kimyasal reaksiyonlar ile çözünmeyen katı faz haline dönüşür. Tipik olarak çözeltideki metaller hidroksit formu halinde çökeltirilir. Sitruvite (Magnezyum amonyum fosfat (MAP)) ya da kireç amaca göre çökeltirilen olarak kullanılabilir (hem amonyak azotu hem de ağır metaller için). Kimyasal çöktürmenin dezavantajları yüksek dozda kimyasal madde gerektirmesi, pH'ya karşı aşırı hassasiyetlik, önemli miktarda çamur üretimi ve oluşan çamurun ilave arıtmaya gereksinim duyması olarak sayılabilir.

Amonyak Sıyırma: Sızıntı suyundan $\text{NH}_3\text{-N}$ gidermek için kullanılan en yaygın metottur [Diamadopoulos, 1994; Cheung et al., 1997; Marttinen et al., 2002; Ozturk et al., 2003; Calli et al., 2005]. Bonmati and Flotats (2003) anaerobik arıtma öncesi sızıntı suyunu sıyırma kulesinden geçirerek havaya karşı ters akıntı oluşturularak $\text{NH}_3\text{-N}$ giderimi sağlamışlardır. Sıyrılan amonyak ise ya sülfirik asit gibi güçlü asitten geçirilerek absorplanır ya da direkt olarak havaya verilir [Bonmati and Flotats, 2003]. Bu metodun en önemli dezavantajı amonyağın atmosfere gaz olarak verilmesidir. Bu yüzden HCl veya H_2SO_4 ile ilave bir arıtmaya ihtiyaç vardır. Bu da işletme maliyetini arttırmaktadır.

Aktif Karbon Adsorpsiyonu: Sızıntı suyundaki biyolojik olarak parçalanamayan organik maddelerin gideriminde en yaygın kullanılan metot adsorpsiyondur [Fetting, 1999; Rodriguez et al., 2004]. Temel olarak, adsorpsiyon, sıvı ortamdaki maddenin inert bir katı yüzeyine transferi ile gerçekleşen bir kütle transferidir. Bu transfer sırasında bazı kimyasal ve/veya fiziksel etkileşimler olmaktadır. Aktif karbon sahip olduğu geniş yüzey alanı, mikroporoz yapısı, yüksek adsorpsiyon kapasitesi ve yüzey geri aktivitesi gibi özelliklerinden dolayı son

yıllarda atıksulardaki organik ve inorganik kirleticilerin giderilmesi için yaygın olarak çalışılmıştır.

Aktif karbon adsorpsiyon uygulamaları biyolojik olarak parçalanamayan organik bileşiklerin gideriminde etkili iken $\text{NH}_3\text{-N}$ gideriminde zayıftır. KOİ konsantrasyonu 940-7000 mg/L arasında olan sızıntı suları ile yapılan çalışmalarda KOİ verimleri %90'dan fazla bulunmuştur [Kurniawan et al., 2006].

Membran Filtrasyonu:

Nanofiltrasyon: Karakteristik özelliği Ultrafiltrasyon (UF) ve Ters Ozmoz (TO) arasında olmasından dolayı Nanofiltrasyon (NF) ünitesi sızıntı sularında bulunan inert kirleticilerin arıtılmasında kullanılmaktadır [Linde and Jönsson, 1995; Urase et al., 1997; Öztürk et al., 2003]. NF prosesi molekül ağırlığı 300 Da olan partiküllerin yanı sıra membran ve iyonlar arasındaki elektrostatik etkileşimden dolayı inorganik maddeleri de ortamdan uzaklaştırabilmektedir. NF membranının en önemli avantajlarından biri, yüzey yükü sayesinde por çapından daha küçük yüklü parçacıkların büyük nötral parçacık ve tuzlarla beraber tutulabilmesidir. Membran yüzeyinde negatif gruplar da bulunduğu için ağır metal gideriminde de etkilidir. NF ile yapılan çalışmalarda orta derecede verim (>%65 arıtma verimi) elde edilmiştir [Kurniawan et al., 2006].

Ters Ozmoz: Yüksek akı şartlarında ve geniş sıcaklık ve pH aralığında çalışabilmesi ile ters ozmoz, yukarıda açıklanan diğer fiziko-kimyasal arıtım metotlarına bir alternatiftir. TO içerisinde metal katyon bulunan herhangi bir çözücü membrandan geçerken metal konsantrasyonu azalır [Kurniawan et al., 2006]. TO %98-99 organik ve inorganik rejeksiyon verimi ile sızıntı suyunda bulunan ağır metallerin, askıda kolloidal maddelerin ve çözünmüş katıların gideriminde kullanılabilir [Enzinger et al., 1987]. Ters ozmozun bu avantajlarının yanında dezavantajları da vardır. Küçük molekülleri tam olarak tutamadığından membranın dış yüzeyinde istenmeyen askıda veya çözünmüş maddeler birikebilmektedir [Choo and Lee, 1996]. Ters ozmozun yaygınlaşmamasındaki diğer bir engel de yüksek enerji ihtiyacıdır.

Bütün literatür bilgileri göstermektedir ki tam ölçekli klasik tesisler en az iki adımdan oluşan kombine sistemlerdir. Adım sayısı organik yükü artmaktadır. Ayrıca BOİ/KOİ oranı çıkış suyu kalitesi üzerinde çok etkilidir. Lavingne (1979) genç sızıntı suyunun beş basamaklı (kil filtrasyonu, gravel çakıl filtrasyonu ve üç basamaklı anaerobik lagün) arıtma ile %99.7 KOİ arıtımının başarılabilirdiğini bildirmiştir. Maehkim ve Martin ile Johnson (1999) yaşlı deponi sahası sızıntı sularının lagün ve sulak alandan geçirildikten sonra uzun havalandırma ve yine sulak alanlar ile %88 oranında KOİ gideriminin yapıldığını belirtmektedirler. Robinson (1993, 1999) orta yaşlı bir deponi sahası sızıntı suyunun havalandırma lagünü ve kamış yataklarından oluşan kombine bir sistemde arıtılmasında %84' lük KOİ giderme verimine ulaşılmıştır. Yine aynı verime yaşlı deponi sahası sızıntı suyunun arıtılmasında SBR (seri biyolojik reaktör) ve kamış yataklarından oluşan kombine arıtma sistemi ile ulaşılmıştır. İngiltere'de tek kademeli tam ölçekli tesislerde yaşlı deponi sahası sızıntı sularının SBR'lerde arıtma verimi %0 ile %70 arasında değişmektedir [Henry and Prasad, 2000].

Pilot ölçekli tesisler dikkate alındığında tek kademeli sistemlerde %78 oranına kadar verim elde edilirken iki basamaklı sistemlerde verim %80'i geçmektedir [Alvarez-Vazquez et al. 2004]. Kombine sistemlerdeki her bir sistemin kendi etkinliği de artmıştır. Papadopoulos (1998) tarafından yapılan çalışmada BOİ/KOİ oranı 0,1–0,17 arasında olan yaşlı deponi sahası sızıntı suyu ana ünite olan aerobik arıtmayı takiben kimyasal ve biyolojik oksidasyon uygulanarak ve en son basamak olarak kimyasal çöktürme kullanılarak %87 KOİ verimi elde edilmiştir (Çizelge 2.4). Ana ünitenin kimyasal oksidasyon ya da çöktürme olduğu çok basamaklı sistemlerde çok düşük giderim elde edilmektedir.

Çizelge 2.4. Arıtma Prosesi ve Performans Örnekleri, Klasik Teknolojiler [Alvarez-Vazquez et al. 2004].

Arıtma planı	proses	Basamak sayısı	BOİ/KOİ	KOİ (mg/L)	KOİ giderme verimi (%)	Kaynak
Endüstriyel		ölçek				
Kum filtrasyonu ve anaerobik lagün		5	0,6	35680	99,7	Lavigne, 1979
Uzun havalandırma ve sulak alan		2	0,26	1182	88	Mertin and Johnson, 1995
Lagün ve sulak alan		4	0,25	1200	88	Maehlum, 1995
Uzun havalandırma ve sulak alan		2	0,26	118	88	Mertin and Johnson, 1995
SBR		1	0,2	229	15	Robinson, 1999
SBR		1	0,1	229	0	Robinson, 1999
SBR		1	0,2	1000	70	Robinson, 1999
SBR		1	0,25	790	42	Robinson, 1999
SBR		1	0,14	2460	46	Obbard, 1999
Pilot		ölçek				
Filtrasyon, ozon ve aktif çamur		3	0,1	688	81	Geenens et al., 2000
UASB		1	0,5	29000	90	Keenan et al., 1995
UASB		1	0,6	3100	63	Kennedy and Lentz, 2000
UASB		1	0,63	1900	75	Kennedy and Lentz, 2000
UASB, hava ile sıyırma, kimyasal çöktürme		4	0,55	23888	97	Kennedy and Lentz, 2000

2.3. Biyolojik Arıtma

2.3.1. Biyolojik Arıtmanın Amacı

Biyolojik arıtma prosesinin amacı çökelemeyen koloidal katıları koagüle ederek gidermek ve organik maddeyi stabilize etmektir. Biyolojik arıtma sistemi, atıksu içerisindeki organik maddeleri uzaklaştıran mikroorganizmaların yaşamlarını sürdürmeleri için uygun ortamı sağlayabilmelidir. Mikroorganizmalar organik maddeleri oksitleyerek ihtiyaçları olan kimyasal enerjiyi ve yeni hücre sel yapıları üretirler. Oksitlenme hem aerobik hem de anaerobik gerçekleşebilmektedir. Organik bileşiklerinin oksitlenmesinin ardından mikroorganizmalar sudan ayrılır ve kısmen berraklaşmış arıtma çıkış suyu elde edilir.

Biyolojik arıtmanın en önemli özelliği çok yüksek kimyasal dönüşüm verimi elde edilebilmesidir. Kimyasal oksidasyon prosesinden farklı olarak aerobik biyolojik proste büyük organik moleküller parçalanarak nihai mineral bileşikler olan CO_2 'e, H_2O 'ya ve inorganik nitrata dönüşür. Bütün bu işlemler gerçekleşirken biyokütle tarafından ortama hücre dışı salgılanan polimerik maddeler de (EPS) olmak üzere çok çeşitli materyaller verilir. Bu bileşiklerin çeşidi ve konsantrasyonları besleme karakteristiğine ve hidrolik şartlara bağlı olarak değişmektedir. Son ürün metan olan anaerobik proseslerde de aerobik sistemde olduğu gibi EPS üretilir.

Biyolojik arıtma genellikle değişik organik yüklemelere karşı dayanıklıdır. Ancak koku ve atık çamur problemi oluşturur. Diğer taraftan, kimyasal arıtma ile karşılaştırıldığında yavaş bir prosestir. Ayrıca biyokütlenin toksik şoklara karşı hassas olması, biyokütlenin havalandırılması ve karıştırılması için enerjiye ihtiyaç duyması gibi dezavantajlara sahiptir.

2.3.2. Proses Konfigürasyonu

Biyolojik parçalanma temelli prosesler, proses konfigürasyonlarına, besleme rejimine ve oksidasyon durumuna göre sınıflandırılabilir. Proses konfigürasyonu biyokütlenin atıksu ile ne şekilde temas ettirildiğini (biyofilm, askıda veya her ikisinin bir arada bulunduğu sistemler) belirtir. Askıda biyokütle sistemleri yüksek kütle transferleri sağlarlar ama proses sonunda sudan ayrılmaları gerekir. Her iki sistemde de (biyofilm ve askıda) aşırı miktarda bulunan biyokütlenin sistemden atılması gerekmektedir. Besleme rejimi, atıksuyun sürekli olarak ya da kesikli olarak sisteme verilmesi ile de proses çeşidini belirlemektedir. Kesikli beslemede aynı reaktör hem biyolojik parçalama hem de biyokütlenin ayrılması için kullanılabildiğinden alan bakımından daha avantajlıdır. Son olarak redoks şartları, arıtma prosesinde oksijenin kullanıldığını (aerobik, anoksik) ya da kullanılmadığını (anaerobik) belirler.

Aerobik arıtmanın ana amacı organik maddeleri gidermek ve amonyağı nitrata okside etmektir. Biyolojik olarak nütrient gidermek için aerobik sistemler anoksik veya anaerobik sistemlerle birleştirilebilirler. Arıtma ile ilgili bütün biyolojik prosesler ve bu proseslerin konfigürasyonları Çizelge 2.5'te verilmiştir. Besleme suyundaki organik azotun arıtılması için çıkış suyu anoksik şartların fazla olduğu yukarı akışlı sistemlere verilebilir. Bu amaçla nitrifikasyon ve denitrifikasyon birbirini takiben yapılır. MBR'ler de aynı şekilde dizayn edilir. Çünkü biyolojik fonksiyon membran tarafından değiştirilmeden sabit kalır.

Çizelge 2.5. Biyolojik Proses Konfigürasyonları ve Karakteristikleri [Judd, 2006].

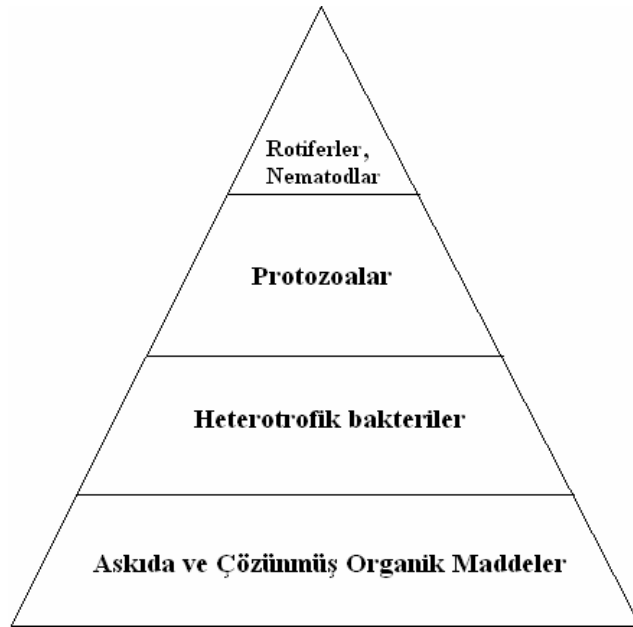
	Proses Konfigürasyonu		Besleme Türü		Redoks Durumu		
	Bağlı	Askıda	Sürekli	Kesikli	Aerobik	Anoksik	Anaerobik
AA		X	X	X			X
AF	X		X		X		X
AÇP		X	X		X	X	X
BHF	X		X		X		
DBK	X		X		X		
AKR		X		X	X	X	
DF	X				X		
HÇYR		X	X				X
MBR		X	X		X	X	

AA: Anaerobik arıtma; AF: Anaerobik filtrasyon; AÇP: Aktif çamur prosesi; BHF: Biyolojik hava filtre; DBK: Dönen biyolojik kondaktör; AKR: Ardışık kesikli reaktör; DF: Damlatmalı filtre; HÇYR: Yukarı akışlı anaerobik çamur yatağı

Bütün biyolojik arıtma proseslerinde arıtılan suyun biyokütleden ayrılması gerekmektedir. Tutuklamış biyofilm proses çıkış suları, her ne kadar bazı biyofilm parçaları kopup çıkış suyuna geçse de düşük konsantrasyonda biyokütle içerir. Ancak yüksek konsantrasyonda biyokütle içeren aktif çamur sistemlerinde, biyokütle çökme ile giderilebilmektedir. Klasik aktif çamur sistemlerinde çökme ile biyokütlenin ayrılması için sistemdeki katıların (floklaşan partiküller) belli bir büyüklüğe gelmesi gerekmektedir. Bundan dolayı, biyokütle sistem içerisinde yeterince uzun süre kalmalıdır. MBR’lerde biyokütleyi ayırmak için flokların çökelebilecekleri büyüklüğe gelebilmelerine gerek yoktur. Ayrıca MBR’ler biyofilm prosesleri ile beraber dizayn edilebilirler, hatta membranlar biyofilme destek tabakası olarak kullanılabilir.

2.3.3. Mikrobiyoloji

Biyolojik arıtma ile organik ve inorganik maddeler mikroorganizmalar vasıtasıyla zararsız son ürünlere dönüştürülür. Dolayısıyla, mikroorganizma kültürü sürekli ve sağlıklı olmalıdır. Şekil 2.5, biyolojik arıtma sistemindeki besin zincirini göstermektedir. Protozoa ve rotifer gibi daha yüksek mikroorganizma formları askıdaki organik katıların tüketilmesinde ve diğer mikroorganizmalarla beslenen bakterilerle aktif çamur konsantrasyonunu sabit tutmada önemli rol oynamaktadır. Nematod kurtları ve böcek larvaları gibi büyük biyolojik türler partikül halindeki organik maddelerin tüketilmesine katkıda bulunurlar.



Şekil 2.5. Aktif Çamur Sisteminin Besin Zinciri [Judd, 2006].

Heterotrofik bakterilere oranla daha yüksek organizmalar olan protozoa, filamentli organizmalar, nematod ve silistler MBR’lerde klasik aktif çamur sistemiyle karşılaştırıldığında daha düşük konsantrasyonlarda bulunmaktadır [Cicek et al., 1999; Witzig et al., 2002]. Buna karşın bazı çalışmalarda aynı çamur yaşlarında protozoalar, özellikle kamçılılar ve silistler, MBR’lerde klasik aktif çamur sistemine göre daha yüksek konsantrasyonlarda gözlemlendiği bildirilmiştir [Ghooyt and Verstraete, 2000]. Bu çalışma hidrolik bekleme süresi uzun olan (20-70 saat) bir sistemde yapılmıştır. Protozoanın biyokütle içinde olmadığını gösteren diğer

çalışmalarda hidrolik bekleme süresinin düşük olması bunun nedeni olarak kabul edilmektedir. Protozoaların nitrifikasyon üzerinde negatif etkileri vardır. Protozoaların aşırı çoğalması halinde nitrifikasyonun tamamen durduğu gözlenmiştir [Bouhabila et al., 1998]. Aktif çamur içerisindeki bu durum ölüm katsayısı olan k_d ile açıklanmaktadır. Ayrıca son zamanlarda yapılan çalışmalarda predatör mikroorganizmaların daha önceden düşünölenin aksine çamur konsantrasyonu üzerine büyük bir etkisinin olduğu belirlenmiştir [Van Loosdrecht and Henze, 1999]. MBR' lerde ise çamur konsantrasyonunu mevcut enerji ve hücrelerin ölümü sınırlar [Low and Chase, 1999]. *Nocardia* gibi daha yüksek organizmalar tam ölçekli MBR'lerde görölmüş ve önemli köpük problemlerine yol açmıştır. MBR, aktif çamur içindeki biyokütlenin maksimum konsantrasyona çıkmasına imkan verir. Maksimum konsantrasyonlarda mevcut olan enerji hücre bakımı için harcanır. Ortamdaki besine göre mikroorganizma konsantrasyonlarının yüksek olduğu zaman mikroorganizmalar substrat azlığı ile karşı karşıya gelir ve çoğalamazlar [Muller et al., 1995]. MBR' deki oksijen kullanım hızı klasik aktif çamur sistemlerine kıyasla düşüktür. Bu da göstermektedir ki MBR'lerde oksijenden ziyade karbon sınırlayıcı faktördür [Witzig et al., 2002]. Bakteriler sürekli olarak giriş atıksuyu ile temas ettiriliyor ve diğeri mikroorganizmalar üzerinden beslenen mikroorganizmalar bulunmamasına rağmen biyokütlerde çoğalma olmuyorsa bunun sebebi mikroorganizma konsantrasyonunun k_d tarafından sabit tutulmasıdır.

Herhangi bir biyolojik sistemde biyokütle içerisinde çok çeşitli türde mikroorganizmalar bulunmaktadır. Hem MBR'de hem de aktif çamur sisteminde baskın bakteri türü proteo bakteridir (β alt sınıfı) [Manz et al., 1994; Sofia et al., 2004]. Amonyak oksitleyiciler de bu gruba dahildir. Bu bakteri türü, MBR'lerde de baskın olmasına rağmen uzun çamur yaşı mikrobiyal popölasyonun proteo bakter- β içeriğini düşürmektedir [Luxmy et al., 2000; Sofia et al., 2004].

Nitrosomonas ile nitrosospira ototrofik amonyak oksitleyici ve nitrobakter ile nitrospira nitrit oksitleyici bakterilerdir. Nitrifikasyon bu iki grup tarafından gerçekleştirilir [Wagner et al., 1996; Wagner et al., 1998]. Sofia et al., (2004) nitrifikasyonda baskın mikroorganizmaların nitrosospira ve nitrospira olduğunu belirtmesine rağmen Witzig et al., (2002) membran filtre çamurunda nitrosomonas,

nitrobacter ya da nitrosospira bulunmadığını göstermiştir. Yukarıdaki çalışmalar göstermektedir ki amonyak oksitleyen bakteriler sistem-spesifik bakterilerdir ve nitrospira nitrit indirgenmesinden sorumludur. Ototrof nitrifikasyon bakterileri yavaş ürediklerinden dolayı MBR'ler nitrifikasyon açısından oldukça avantajlıdır. Çünkü MBR'ler uzun çamur yaşlarında işletilmektedir.

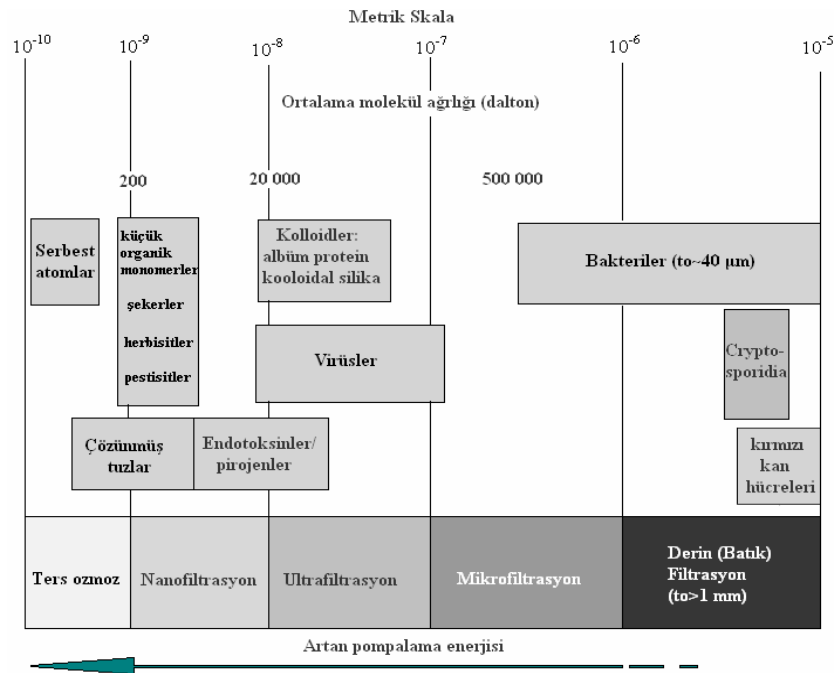
Mikroorganizmalar, redoks şartlarına, proses tipine ve enerji ihtiyacına bağlı olarak sınıflandırılabilirler. Heterotroflar, enerji kaynağı olarak organik karbonu kullanır ve çok miktarda hücrel materyal sentezlemektedir. BOİ gideriminden ve denitrifikasyondan genel olarak heterotrof mikroorganizmalar sorumludur. Ototroflar, inorganik reaksiyon vasıtasıyla enerji elde ederler. Örnek olarak Fe (II)'nin Fe (III)'e oksitlenmesi, hidrojenin suya ve inorganik karbondan asimile edilebilir materyal üretilmesi verilebilir. Ayrıca sülfat indirgeme ve anaerobik metan üretimi de bu kategoriye girmektedir. Ototroflar enerji toplama açısından heterotroflara göre daha az verimlidirler. Bu yüzden çok daha yavaş çoğalırlar.

Mikrobiyal çoğalma toplam çözünmüş katı konsantrasyonuna, pH'ya ve sıcaklığa bağlıdır. Çoğu mikroorganizma türleri nötral pH civarında ve ortam sıcaklığında yaşamasına rağmen bazıları uç şartlarda yaşarlar. Yaşayabileceği optimum pH 1,5-2,0 olan Thiobacillus buna örnek olarak verilebilir. Bazı MBR'ler nitrifikasyon ve inert organiklerin giderilmesi için spesifik kültürlerle çalıştırılabilir. Mikroorganizmalar yaşadıkları ortamın sıcaklığına göre sakrofilik, mezofilik ve termofilik olmak üzere üç sınıfa ayrılabilir. Bu sınıflamanın optimum sıcaklıklar sırası ile 15, 35 ve 55°C'dir. Çoğu aerobik biyolojik proses ortam sıcaklığında çalıştırılır. Bu yüzden mikroorganizmalar genellikle mezofilik safhada yaşamış olurlar. Harici MBR'lerin işletme sırasında çamurun sıcaklığını arttırabilmesi bir diğer avantajıdır. Çünkü sıcaklık arttığında hem mikroorganizmaların performansı artar hem de suyun vizkozitesi düşer [Van Dijk and Roncken, 1997].

3. MEMBRANLAR ve MEMBRAN BİYOREAKTÖRLER

3.1. Membran Ayırma Prosesleri

Membran, su ve atıksudaki fiziksel ya da kimyasal bileşenlerin bir kısmını geçiren yarı seçici bir malzemedir. Süzüntü üretiminde kullanılan 4 ana membran ayırma prosesi vardır. Bunlar: Ters ozmoz, nanofiltrasyon, ultrafiltrasyon ve mikrofiltrasyondur (Şekil 3.1; Çizelge 3.1). Membranın seçiciliği membranın por çapına bağlıdır. En geniş por çaplı olan mikrofiltrasyon, partiküler maddeleri ayırmak için kullanılır. En seçici membran ise ters ozmoz olup Na^+ ve Cl^- gibi tek yüklü iyonları tutmak için kullanılır. Membranlar ayırma tipine göre tanımlanırlar ve bu ayırma tipleri membranın por çapını belirler. Bazı membranlar ilk olarak por çapı ile tanımlanırlar. Por çapı mikrometre (μm) ile ifade edilmektedir. Bir diğer yöntem ise membran tarafından tutulan en küçük molekülün eşdeğer kütlesi ile Dalton (Da) ifade edilmesidir. 1 Dalton 1 hidrojen atomunun kütlesini ifade etmektedir. Benzer şekilde, ultrafiltrasyon membranların seçiciliği MWCO (moleküler ağırlık engelleme sınırı) olarak ifade edilir ve birimi Dalton' dur.



Şekil 3.1. Ayırma Proseslerine Genel Bakış [Judd and Jefferson, 2003].

Çizelge 3.1. Membran Proseslerin Özellikleri [Scott,1995].

Membran Proses	Membran Tipi	Uygulanan Basınç Türü	Uygulamalar	Membran Kalınlığı
Mikrofiltrasyon	Simetrik ve asimetrik, mikroporoz	Hidrostatik basınç (< 2 bar)	Partikül ayırımı, steril filtrasyonu	10-150 µm
Ultrafiltrasyon	Asimetrik mikroporoz	Hidrostatik basınç (1-8 bar)	Makro moleküllerin ayırımı	0,1-1 µm
Nanofiltrasyon	Asimetrik	Hidrostatik basınç (10-30 bar)	Küçük organik bileşiklerin ve seçilmiş tuzların ayırımı	0,1-1 µm
Ters Osmoz	Asimetrik, kompozit	Hidrostatik basınç (10-100 bar)	Küçük moleküler ağırlıklı çözünmüş maddelerin ayırımı	0,1-1 µm

Rejeksiyon sonucunda membran yüzeyinde biriken kirleticiler bütün membran prosesleri için önemli bir problemdir. Söz konusu kirleticiler, çeşitli etkileşimlerle sabit basınçta işletilen sistemde akının azalmasına sebep olurlar veya sabit akıda çalışan sistemlerde basıncı artırırılar. Bunlara sebep olan etkileşimlerin tümüne tıkanma denilmektedir. Bu tıkanma probleminden dolayı, membran materyalleri ve tıkanmanın karakteristiği üzerine yoğun araştırmalar yapılmaktadır. Tıkanma, membranın yapısıyla ve membran üzerinde biriken maddelerin fizikokimyasal ve biyolojik etkileşimlerinden büyük oranda etkilenmektedir. Membran direnci sabit olduğundan, tıkanma, akı azalmasına ve kirletici bileşenlerin membran yüzeyine ya da por içine adsorplanmalarına neden olur. Ara yüzeydeki direncin etkisini ara yüzeyde biriken toplam materyal miktarı belirlemektedir. Dolayısıyla, proses performansı besleme suyunun karakterine ve işletme şartlarına bağlıdır.

3.1.1. Atıksu Arıtımında Membran Prosesler

Membran Proseslerin Tanımı

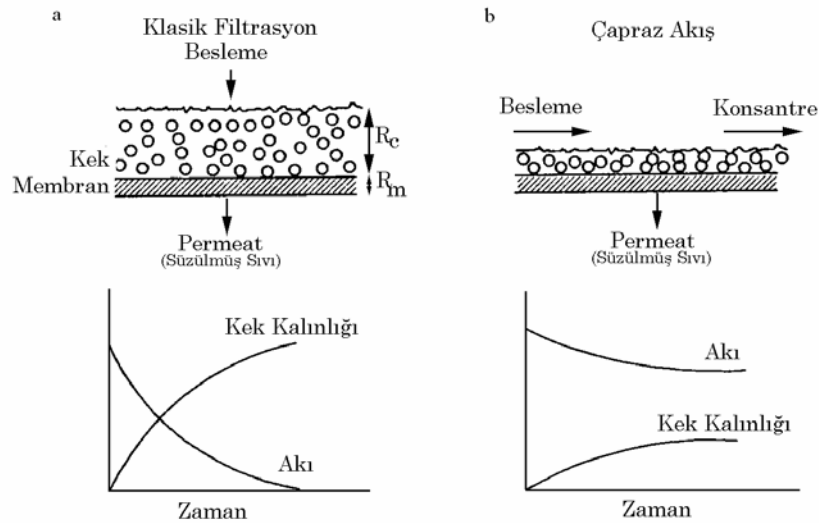
Farklı ayırma prensipleri ve mekanizmalarına sahip çok sayıda membran prosesinin geliştirilmesi ve bunların partiküllerden moleküllere kadar çok sayıda maddenin sıvı ortamlardan ayrılmasında karşılaşılan problemlere etkili çözümler getirmesi nedeniyle, günümüzde bu prosesler su ve atıksu arıtımında çok önemli bir kullanım alanı bulmaktadır [Judd, 2006].

Membran proseslerde membranın her iki tarafında yer alan ve besleme ve süzüntü fazı olarak isimlendirilen fazlar arasındaki kütle transferi için gerekli sürücü kuvvetler, bu iki faz arasındaki basınç, konsantrasyon, sıcaklık veya elektriksel potansiyel farkı olabilir. Membranlar yapılarına ve morfolojilerine göre, doğal veya sentetik, organik veya inorganik, poroz veya nonporoz, simetrik veya asimetrik gibi çeşitli şekillerde olabilirler. Membran prosesin performansı büyük ölçüde kullanılan membranın bu özellikleri ile ilgilidir [Yıldız, 1999]. Belli bir membranın verimi ve performansı iki parametre ile belirlenir. Bunlardan birincisi membranın seçiciliği, ikincisi ise kullanılan membranın birim alanından birim zamanda geçen sıvı miktarı olarak tanımlanan akıdır. Bir karışımdaki maddelere karşı membranın seçiciliği, membranın karışımdaki bir veya daha fazla maddeyi geçirmeyi reddetmesi veya rejeksiyonu (R) olarak tanımlanır. İçerisinde çok sayıda çözünen bulunan bir sıvının membrandan geçen miktarı yerine, çözünen maddelerin tutulması olayını açıklamak daha kolaydır. Bir membran proste rejeksiyon aşağıdaki şekilde tanımlanabilir.

$$R = 1 - \frac{C_P}{C_F} \quad (3.1)$$

C_P ve C_F sırasıyla membrandan geçen ve besleme fazındaki çözünen madde konsantrasyonları olarak tanımlanır. R değeri 1 ise, çözünen membran tarafından tamamen tutulmuş, R değeri 0 olduğunda ise membran çözüneni hiç tutamamış demektir.

Membran proseslerin kullanılması klasik katı sıvı ayırma sistemlerindeki ayırma verimlerinin ötesinde sonuçlar vermektedir. Ancak tüm proseslerde olduğu gibi membran proseslerde de istenmeyen bazı durumlar vardır. Özellikle membran kirlenmesi ve beraberinde getirdiği akı azalması önemli bir sorundur. Membran kirlenmesi sıvıdan ayrılması istenen çözünmüş veya katı haldeki maddelerin membran yüzeyine doğru, sürücü kuvvet ve akı ile sürüklenmesi nedeniyle birikmeleri sonucu oluşur. Jel veya kek tabakası olarak adlandırılan bu kirlenme ikincil membran olarak görev görür. Oluşan bu yapıya dinamik membran adı da verilmektedir. İkincil membranın akıyı azaltıcı etkisi yanında, rejeksiyonları artırıcı etkisi de bulunmaktadır. Membran üzerinde oluşan ikincil membranın kalınlığı, klasik filtrasyonda sürekli artarken, çapraz akışlı filtrasyonda belli bir süre sonra sabit bir kalınlığa ulaşmaktadır. Bu iki filtrasyon türüne ait şematik gösterimler Şekil 3.2’de verilmektedir. Şekil 3.2’deki (a) klasik filtrasyonu, (b) ise çapraz akış filtrasyonu temsil etmektedir [Yıldız, 1999].



Şekil 3.2. Klasik ve Çapraz Akış Filtrasyonda Akı Azalması ve Kek Kalınlığı Değişimi (a) Klasik Filtrasyon, (b) Çapraz Akış Filtrasyon [Yıldız, 1999].

Mikro ve ultrafiltrasyon gibi basınç sürücülü membran proseslerde ağ gibi bir yapıya sahip olan porlar arasından sıvının geçişi sırasında besleme çözeltisindeki çözünmüş veya katı haldeki maddeler membrana doğru sürüklenir ve bir süre sonra membran ve bu maddeler arasındaki karşılıklı etkileşimler nedeniyle membranın iç kesimlerinde ve yüzeyinde bu kirleticilerin yoğun bir şekilde birikmesinden dolayı

konsantrasyon polarizasyonu gerçekleşir. Konsantrasyon polarizasyonu, filtrasyonun ilerleyen aşamalarında daha da yoğunlaşarak adeta bir kek tabakası gibi davranmaya başlar ve membranın bir parçası gibi ayırma prosesine önemli oranda katkıda bulunur. Kirletici maddelerin membran yüzeyine tutulmaları çeşitli mekanizmaların bir sonucu olarak ortaya çıkar. Porlar arasında fiziksel tıkanma, fizikokimyasal adsorpsiyon ve konsantrasyon polarizasyonu gibi etkenlerden dolayı biriken kirletici maddeler akı azalmasına yol açar. Konsantrasyon polarizasyonu ve membran kirlenmesini birbirinden ayırmak zordur. Konsantrasyon polarizasyonunun şematik bir gösterimi ise Şekil 3.3'te verilmektedir. Sonuç olarak membran yüzeyindeki bu olay, kimyasal veya fiziksel yollarla temizlenebilir. Ancak bu kirlenmenin belli bir kısmı temizlenemez denilen kalıcı kirlenmeler olarak ortaya çıkmaktadır. Membranların ekonomik olarak etkinlikleri membran üzerinde akıları azaltıcı yönde tesirleri olan bu dirençlerin en az düzeyde tutulmaları ile yakından ilgilidir. Dolayısıyla Şekil 3.2'den de görülebildiği gibi çapraz akış filtrasyonda sıvının membran üzerindeki sürüklenme kuvveti nedeniyle kirletici maddelerin uzaklaştırılması bir ölçüde de olsa mümkün olmaktadır. Bu oluşan kek tabakasının kalınlığının belli bir süre sonra sabitlenmesine yol açar. Bu nedenle, endüstriyel uygulamalarda çapraz akış tekniği kullanılmaktadır.

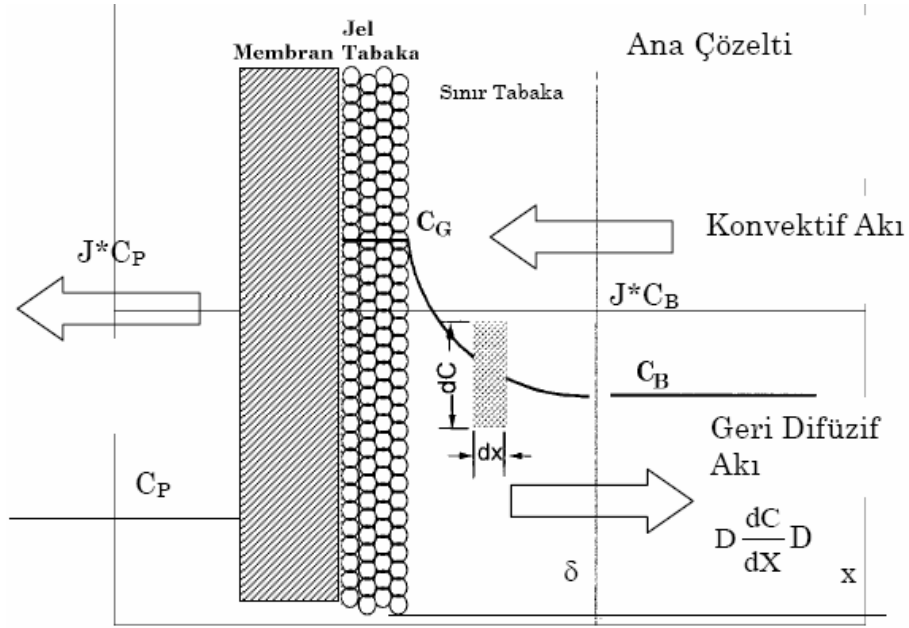
Bütün bu ifadelerin ışığı altında membrandan geçen sıvı miktarı, basınçlı membran prosesler için, basınç farkı, membran por boyutu ve dağılımı, hedef kirleticinin moleküler büyüklüğü, membranın ve sıvının fizikokimyasal yapısı, prosesin işletme koşulları gibi pek çok değişkene bağlıdır. Genel olarak bir membrandan geçen akı;

$$J = \frac{\Delta P}{\eta R_t} \quad (3.2)$$

ile ifade edilir. Denklem 3.2 ifadesinden basınç farkının artışıyla akıların arttığı, ancak basınç farkının artışıyla oluşan daha yoğun kek tabakası nedeniyle dirençlerin de yükselmesi nedeniyle de belli bir basınç artışından sonra akıların azaldığı görülebilir. Porların ve kirleticilerin boyutları arasındaki farklar ile söz konusu

partiküllerin sıkışabilir olup olmadıkları da membran prosesin akısı ve rejeksiyonu üzerinde etkili olan diğer faktörler arasındadır.

Membran filtrasyonunu tanımlamak amacıyla çok sayıda model geliştirilmiştir [Yıldız, 1999]. Bunlardan yaygın olarak kullanılanı jel tabaka modelidir.



Şekil 3.3. Konsantrasyon Polarizasyonu ve Jel Tabaka Oluşumu [Yıldız, 1999].

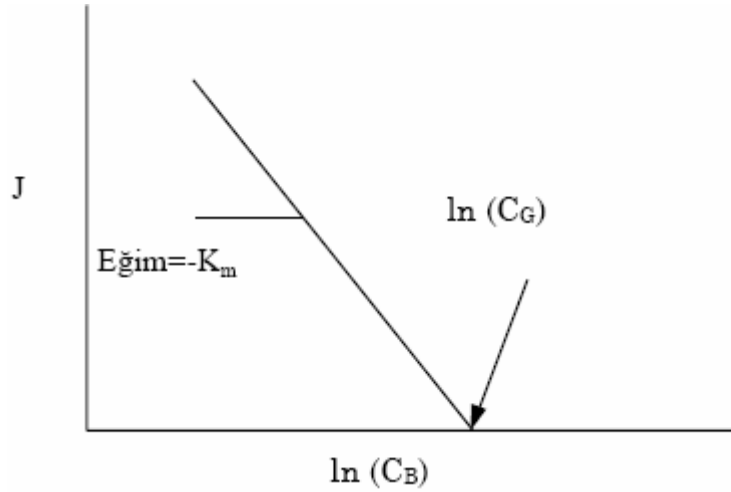
Jel tabaka modelinde membrandan δ kadar mesafe öncesinde besleme şartlarının değişmediği kabul edilmektedir. Ana çözeltideki konsantrasyon C_B iken, bu değer membranın üzerinde C_G değerine doğru tedricen yükselmektedir. Çözünenlerin, membrana doğru konvektif akısı $J \cdot C_B$ olarak yazılır. Eğer çözünenlerin bir kısmı membrandan geçebilmişse, membrandan $J \cdot C_P$ kadar bir çözünen akısı geçer. Denge halinde aşağıdaki eşitlik yazılabilir.

$$J(C_B - C_P) = -D \frac{dC}{dX} \quad (3.3)$$

Membrandan geçen sıvıdaki konsantrasyonun $C_P=0$ olduğu kabulü ile, Denklem 3.3'ün integrali alınır;

$$J = -K_m \cdot \ln \frac{C_G}{C_B} \quad (3.4)$$

elde edilir. Limit akı durumunda geçerli olan jel tabaka modeli için, $\ln (C_B)$ değerleri J değerlerine karşı grafiğe aktarıldığında, çizilen doğrunun eğiminden K_m , x ekseninin kesim noktasından ise jel konsantrasyonu (C_G) bulunabilir (Şekil 3.4).



Şekil 3.4. $\ln (C_B)$ 'nin Fonksiyonu Olarak Limit Akılar [Yıldız, 1999].

Membran kirlenmesinin incelenmesi için birkaç model bulunmaktadır. Bunlardan en basiti, kek filtrasyonu modeline dayanır. Basınç, çapraz akış hızı ve kirlenme tabaka kalınlığı ile süzöntü akısını ilişkilendiren teorik bir model Darcy eşitliğine dayanılarak türetilmiştir. Membranların kirlenme durumlarının ortaya konabilmesi için öncelikle klasik filtrasyon teorisine göre hacimsel limit akının tanımlanması gerekir. Denklem 3.2 yeniden düzenlenirse;

$$J = \frac{1}{A_m} \frac{dV}{dt} = \frac{\Delta P}{\eta(R_m + R_c)} \quad (3.5)$$

$$R_c = \alpha \omega \quad (3.6)$$

şeklinde yazılabilir. α , kekin özgül direncini, ω ise birim alandaki ıslak kek miktarını ifade etmektedir. Kekin direnci ω ;

$$\omega = \frac{C_B \cdot \mathcal{G}}{A_m} \quad (3.7)$$

ile verilmektedir. Denklem 3.6 ve 3.7, Denklem 3.5'te yerine yazılır ve gerekli düzenlemeler yapılırsa;

$$\frac{t}{\mathcal{G}} = \frac{\eta \cdot R_m}{\Delta P \cdot A_m} + \frac{\eta \cdot \alpha' \cdot C_B \cdot \mathcal{G}}{2\Delta P \cdot A_m^2} \quad (3.8)$$

elde edilir. $V_f = \mathcal{G}/A$ ifadesi birim alandan geçen sıvı (süzüntü) miktarı olarak alınır,

$$\frac{t}{V_f} = \frac{\eta \cdot R_m}{\Delta P} + \frac{\eta \cdot \alpha' \cdot C_B \cdot V_f}{2\Delta P} \quad (3.9)$$

elde edilir. V_f ile t/V_f arasındaki grafiğin eğimi $\frac{\eta \cdot \alpha' \cdot C_B}{2\Delta P}$ değerine eşittir. Buradan α' değerleri hesaplanabilir. Eğer membran tıkanmasına sebep olan partikül ve kolloid konsantrasyonunun (C_B) kesin değeri bilinmiyorsa tıkanma indeksi ($I = \alpha' \cdot C_B$) hesaplanarak kullanılır. Keki kirlenme durumu ise uyarlanmış kirlenme indeksi (Modified Fouling Index, MFI) ile belirlenmektedir. MFI değerleri Denklem 3.9 ifadesinin eğimine eşittir [Yıldız, 1999].

$$MFI = \frac{\eta \cdot \alpha' \cdot C_B}{2\Delta P} \quad (3.10)$$

Sonuç olarak, bir membran prosesinin bir bütün olarak etkinliği birbiri içerisine girmiş çok sayıda değişkenin uyumluluğuna bağlıdır. Basit ve etkili bir ayırma prosesi olan membran proseslerin, çok farklı alanlarda hizmet etmelerinden dolayı tüm bu değişkenlerin prosten prosese farklılık göstermesi doğaldır. Bu çeşitlilik, membran proseslerin daha etkin ve yaygın kullanımının sağlanması için çok çeşitli araştırmaların yapılması gereğini ortaya koymaktadır [Yıldız, 1999].

3.1.2. Membran Türleri

Membran Materyaller

Yaygın olarak kullanılan iki tip membran materyali vardır: (i) polimer ve (ii) seramik membran. Çok özel uygulamalarda kullanılan metalik membranlar da bulunmaktadır. Metalik membranların MBR teknolojisinde herhangi bir kullanım alanı yoktur. Genellikle membran materyalleri suyun geçmesine izin verecek şekilde dizayn edilmektedir.

Membranlar mekanik olarak güçlü olmalıdır. Polimerik membranlar genellikle yüksek porozitede ve mümkün olan en iyi rejeksiyon derecesini sağlayabilecek por çapında imal edilmektedir. Membran materyallerinin termal ve kimyasal dirençleri de yeterli derecede olmalıdır. Yüksek sıcaklıklara ve pH değişmelerine ya da oksidant konsantrasyonlarına karşı rejeksiyon özelliğini koruyabilmelidir. Prensip olarak bütün polimerler membran yapımı için kullanılabilir. Fakat sınırlı sayıda materyal membranın ayırma amacı için uygundur:

- polivinildiflorid (PVDF)
- polietilsülfon (PES)
- polietilen (PE)
- polipropilen (PP)

Adı geçen polimerlerin hepsi belirli tekniklerle arzu edilen fiziksel ve kimyasal dirençlere sahip membran üretiminde kullanılabilir. Ancak bu materyaller hidrofobik olduğundan, biyoreaktör çamuru membranlardan filtre edilirken tıkanmaya karşı çok hassas olabilmektedir. Bu bakımdan hidrofobik yüzeyin, kimyasal oksidasyon, organik kimyasal reaksiyon gibi çeşitli tekniklerle hidrofilik yapılması gerekmektedir. Bu tür modifikasyonlar, MBR'lerde de çok kullanılan PVDF membranlar için yaygın olarak kullanılmaktadır.

3.1.3. Membran Konfigürasyonu

Membran konfigürasyonu (membranın üniteye yerleşme şekli suyun akışını etkilediğinden) bütün prosesin performansını belirlediğinden çok önemlidir. Diğer dikkate alınması gereken özellikler ise membranın kendisine ait olan kartuş ve membran içerisinde suyun aktığı kanalların karakteridir.

İdeal membran konfigürasyonu aşağıdaki özellikleri içermelidir.

- a- Yüksek membran alanı/modül hacmi oranı,
- b- Besleme tarafında kütle transferini arttırmak için yüksek türbülans,
- c- Üretilen birim su başına düşük enerji tüketimi,
- d- Birim membran alanı başına düşük maliyet,
- e- Verimli yıkama yapılabilecek şekilde dizayn edilmesi,
- f- Modifikasyona imkan verecek şekilde dizayn edilmiş olması.

Bütün membran dizaynları, ileri sürelerde modifikasyona imkan vermeleri bakımından membran proseslerin avantajlarından birisidir.

Membran proseslerde yaygın olarak kullanılan 6 konfigürasyon aşağıda verilmektedir. Her bir türün farklı avantaj ve dezavantajları vardır. Bu konfigürasyonlar düzlemsel veya silindirik geometriye sahiptirler.

- 1- Levha/Tabaka (FS)
- 2- Hollow fiber (HF)
- 3- (Multi) Tübular (MT)
- 4- Kapiler tüp (CT)
- 5- Filtre kartuş (FC)
- 6- Spiral-sargı (SW) (Çizelge 3.2)

Yukarıdaki konfigürasyonların sadece ilk üçü membran biyoreaktörler için uygundur [Judd, 2006]. Çünkü membran modüllerinin türbülansı arttırmaya ve geri yıkamaya imkan vermesi gerekir. Türbülansı arttırma, membrandan geçen besleme

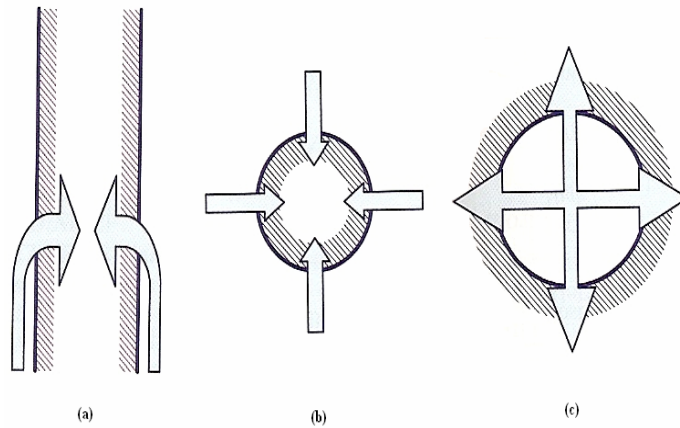
suyunun arttırılması veya hava/su karışımının sağlanması ile gerçekleştirilebilir. Bu çapraz akış operasyonu çoğu membran teknolojisinde yaygın olarak kullanılmaktadır. Bu akışın etkinliği dokular arasındaki mesafenin artmasıyla artmaktadır.

MT modül işletmesinde akış, tüpün içinden dışa doğrudur. HF modüllerde ise dıştan içe doğrudur. Bu yüzden membranlarda boşluklar arası etkileşim önemlidir. Dolayısıyla

- MT için tüp çapı
- HF için kanalcıklar arasındaki mesafe
- FS için kanal genişliği

dikkate alınmalıdır.

HF membranlarda bu yüzden paket yoğunluğu çok önemlidir. Çünkü paket yoğunluğu arttığında dokular arası boşluk azalacak ve daha hızlı tıkanmaya sebep olacaktır. CT modüllerde (akış yönü HF'nin tersidir) tüp çapları çok küçük olduğundan tıkanmalara karşı oldukça hassastır (Şekil 3.5). Bu nedenle MBR'lerde kullanılması uygun değildir.



Şekil 3.5. Konfigürasyonlarına Göre Membrandaki Akışın Şematik Gösterimi (a) FS, (b) CT veya MT, (c) HF [Judd, 2006].

Çizelge 3.2. Membran Konfigürasyonları [Judd, 2006].

Konfigürasyon	Fiyat	Türlüans Artışı	Uygulama
FC	Çok düşük	Çok az	Klasik akış MF, düşük TAKM'ye sahip sular
FS	<i>Yüksek</i>	<i>İyi</i>	ED, UF, RO
SW	Düşük	Az	RO/NF, UF
MT	<i>Çok yüksek</i>	<i>Çok iyi</i>	Çapraz Akış MF/UF, yüksek TAKM'ye sahip sular, UF
CT	Düşük	İyi	UF
HF	<i>Çok düşük</i>	<i>Çok az</i>	MF/UF, RO

Koyu yazılanlar: En önemli alternatif uygulamalar

İtalik yazılanlar: MBR konfigürasyonları

3.2. Membran Biyoreaktörler

3.2.1. Membran Biyoreaktör Teknolojisi

MBR biyoteknolojisi hızlı bir gelişim sürecindedir. Ancak, aktif çamur gibi klasik teknolojiler ile karşılaştırıldığında yüksek riski ve maliyeti göze çarpmaktadır [Frost and Sullivan, 2003]. Maliyet/verim açısından aktif çamur tesisi orta, biyolojik havalandırma filtreleri düşük kabul edilirken MBR'ler oldukça yüksek maliyet/verim oranına sahiptir. Günümüzde çevre kirliliğinin ve bilincinin artmasından dolayı deşarj kalite standartları yasalarla arttırılmaktadır. Kanunların ön gördüğü bu standartları klasik arıtma tesisleriyle elde etmek oldukça güçtür. Bundan dolayı MBR'ler dikkate değer bir alternatif olarak ortaya çıkmıştır. Buna rağmen yüksek maliyetinden dolayı 15 yıldan beri kullanılmaları yaygınlık kazanmamıştır.

MBR'lerin çıkış suyu kalitesi yüklemelerindeki değişimlere karşı dirençli olmasına rağmen işletilmeleri ve bakımları oldukça hassastır. Çünkü membran hidroligi bu değişimlerden etkilenmektedir. Oldukça verimli çalışan MBR örnekleri verilebileceği gibi başarısız ve verimsiz çalışan MBR örnekleri de verilmektedir [Judd, 2006]. Verimsiz MBR tesislerin ana sebebi bilgi ve tecrübe eksikliğinden kaynaklanmaktadır.

Kurulan MBR sayısındaki üstel artış, MBR'lere olan güvenin arttığının açık bir göstergesidir. Konvansiyonel arıtma tesislerinin kapasitesinin ve/veya çıkış suyu kalitesinin arttırılması için değişiklik yapılması durumunda, MBR'lerin uygulama fırsatının büyük ölçüde artacağı beklenmektedir. MBR'lerin sayısındaki ve kapasitesindeki yıldan yıla artış bunun bir kanıtıdır.

Klasik MBR'de biyokütle tutmak için bir membran ünitesinden ve bir konvansiyonel aktif çamur sisteminden oluşmaktadır. Etkin por çapı 0,1 µm'nin altında bile olabileceğinden çıkış suyunun kalitesi oldukça iyidir. Ayrıca sistemdeki biyokütle konsantrasyonunu arttırılabileceğinden hem gerekli olan tank hacmi azalmakta hem de proses verimi artmaktadır. Bu yüzden MBR'ler atıksu içerisindeki organik madde ve amonyak gibi çözünmüş bileşenler dikkate alındığında yüksek kalitede arıtma sağlamaktadır. MBR'lerde aktif çamur sisteminden farklı olarak atıksuyun membran içindeki akış hızı, çıkış suyu kalitesini etkilememektedir. Öte yandan şok hidrolik organik yüklemeler MBR işletilmesinde başka sorunlar çıkarabilmektedir.

3.2.2. Membran Biyoreaktör Konfigürasyonu

Dalgıç ve harici membran biyoreaktör olmak üzere iki ana membran biyoreaktör konfigürasyonu mevcuttur. Dalgıç MBR'ler, orta ve büyük ölçekli evsel atıksu arıtma tesislerinde harici MBR'lere göre daha çok tercih edilmektedir [Gunder and Kırauth, 1999; Fane et al., 2002; Judd, 2005; Le-Clech et al., 2005b]. Bu tercih daha çok havalandırma ile tıkanmanın azalmasından kaynaklanmaktadır. HF modüller genellikle daha ucuzdur, ayrıca yüksek membran yoğunluğu ve daha şiddetli geri yıkama imkanı verir. Fakat HF membranların kontrolü kanal genişliği iyi belirlenmiş ya da üniform olan FS ve MT membranlardan daha zordur.

Harici MBR'lerin dalgıç MBR'lere göre daha çok kirlenme özelliği vardır. Yüksek akı elde edilen işletmelerde membran kirlenmesi daha fazladır. Özellikle kritik akının üzerindeki akı değerlerinde artan akı değerleri ile tıkanma hızlanır. Yüksek basınç ile meydana gelen akış hızlarında partiküllerin kesme kuvvetlerinden

dolayı parçalanarak daha küçük partiküller oluşturmaktadır [Tardieu et al., 1999]. Bu, partikül boyutunun azalmasını ve sayısı artan kirletici partiküllerin floklar ile bağlanmasını da artırır. Sirkülasyon olmayan reaktörlerdeki partikül boyutu 20 μm ile 50 μm arasındadır. Sadece % 15'lik kısım 100 μm 'nin altındadır. Sirkülasyonlu ortamlarda ise partikül boyutu direkt olarak kesme kuvveti ve deney süresi ile orantılıdır.

Dalgıç MBR'ler üretilen birim süzüntü başına harcanan enerji açısından harici MBR'lere göre daha avantajlıdır. Ancak birim akı başına kullanılan membran alanı açısından harici MBR'ler avantajlıdır.

3.2.3. Membran Karakteristiği

Önemli membran dizayn parametreleri, konfigürasyon (geometri), akış yönü, yüzey karakteristiği (yüzey yükü, hidrofobiklik, porozite, por şekli, eğriliği ve kristalleşme) ile ayırma mekanizmaları arasındaki etkileşimdir. Ticari MBR'lerin por çapları UF ve MF bölgesinde kalmaktadır. Çünkü çalışmalar yeterli akının ve tıkanma kontrolünün bu bölgelerde uygun olduğunu göstermiştir. Bu amaçla kullanılan organik membran materyalleri aşağıdaki özelliklere sahip polimerle kısıtlıdır:

- a- Çalıştırma süresince maruz kalacakları mekanik ve kimyasal etkisi yeterli derecede direnç göstermelidir.
- b- Kolaylıkla yüzeyi hidrofilik yapılabilmesi, çünkü hidrofilik yüzeyler tıkanmaya karşı daha dayanıklıdır. Özellikle hücre dışı polimerik maddelere karşı dayanıklı olmalıdır.
- c- Gerekli mekanik entegrasyonu sağlayabilmek için substratı kolaylıkla yakalayabilmelidir ve
- d- Üretim maliyeti düşük olmalıdır.

3.2.4. Besleme ve Biyokütle Karakteristiği

Besleme Çözeltisi ve Konsantrasyonu

Atıksuyun fiziksel filtrasyonunda membran tıkanması suyun kalitesine bağlı olmasına rağmen [Judd and Jefferson, 2003; Fuchs et al., 2005; Schrader et al., 2005] MBR membranlarında meydana gelen kirlenme daha çok membran materyali ile biyolojik süspansiyon arasındaki etkileşime bağlıdır. Yaşlı deponi sahalarından kaynaklanan sızıntı suları gibi inert kısmı fazla olan atıksuların arıtıldığı MBR'lerde membranlar, biyolojik dönüşüm oranı düşük olduğundan, atıksu ile daha fazla temas ederler. Biyolojik dönüşüm hem çalışma şartlarına hem de atıksu kalitesine bağlıdır [Le-Clech et al., 2003b; Jefferson et al., 2004].

Biyokütleden Kaynaklanan Tıkanma

MBR'lerle ilgili literatürde, karakterizasyon ve tanımlama olmak üzere iki tip tıkanma çalışmasına rastlanmaktadır. Karakterizasyon, membranın geçirgenliği ile ilgili özellikleri ifade eder. Tanımlama ise tıkanmayı kimyasal ve/veya fiziksel olarak sınıflandırmaktadır (Çizelge 3.3). Genellikle tıkanmalar üç farklı yolla tanımlanmaktadır:

- 1- Pratik olarak: Permabilitenin geri kazanılmasına dayanan,
- 2- Mekanik olarak: Tıkanma mekanizmasına dayanan,
- 3- Materyal tipi ile kimyasal ya da fiziksel özelliklerine veya orijinine göre

Çizelge 3.3. Kirlenmenin Tanımları [Judd, 2006].

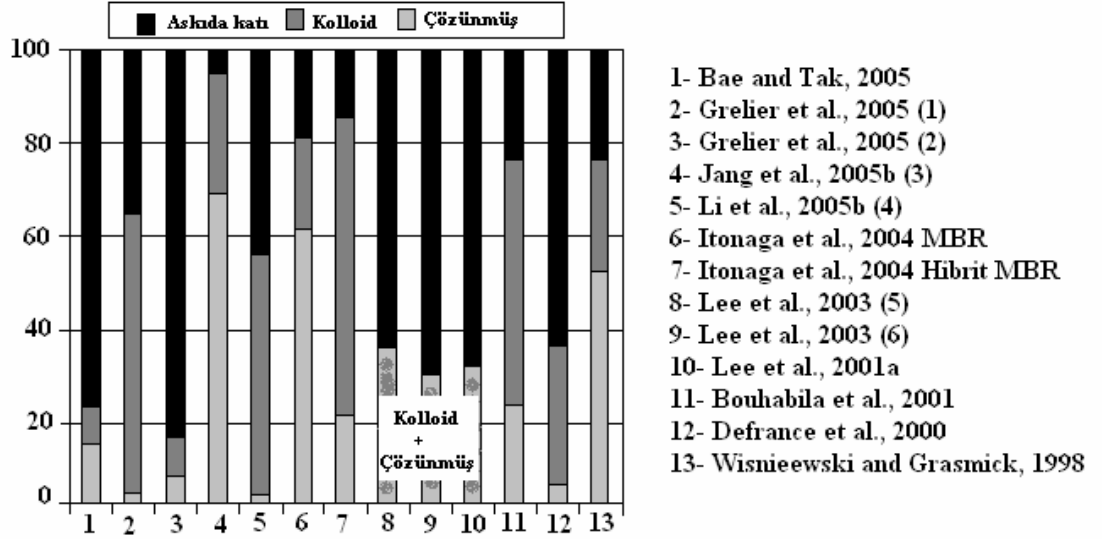
Uygulama	Mekanizma	Kirlenmeye Neden Olan Materyal Tipi
Dönüşümlü/Geçici: Fiziksel yıkama ile giderme	Por Tıkanması/Filtrasyon modeli (Şekil.2.11) - Tam tıkanma - Standart tıkanma	Büyüklik: Moleküler, makro-moleküler, kolloidal ya da partiküler
Dönüşümsüz/Kalıcı: Kimyasal yıkama ile giderme	- Orta tıkanma - Kek filtrasyonu	Yüzey yükleme/Kimya: Pozitif ya da negatif (katyonik ya da anyonik)
Dönüşümsüz/Kesin ^a : Herhangi bir yıkama ile giderilemez		Kimyasal Tip: - İnorganik (tortu) ya da organik (humik materyaller, EPS) - Karbonhidrat ya da protein (EPS fraksiyonları) Kaynak: - Mikrobiyal ya da insan kaynaklı - Ayrılmış EPS (eEPS) ya da çözünmüş mikrobiyal ürün (SMP)^b

^a Dönüşümsüz kirlenme uzun zamanda meydana gelir ve fark edilmez.

^b eEPS mikrobiyal ürünlerin hücre duvarı ile direkt birleştiğini, EPS mikrobiyal ürünlerin hücre ile birleşmediğini belirtir.

Deneyler, bunlar arasında fiziksel özelliklerin, özellikle çap tıkanma özelliklerinin en büyük etkiye sahip olduğunu ortaya koymuştur. Bu yüzden aktif çamur biyokütlesi üç farklı sınıfa ayrılmıştır. Bunlar askıda katılar, kolloidler ve parçacıklardır. Bu sınıflandırma yapılan ölçümleri kritik bir şekilde etkilemektedir.

Sınıflandırma metodu çalışmanın türüne göre bazı farklılıklar göstermesine rağmen elde edilen sonuçlar askıda katıların, kolloidlerin ve çözünmüş maddelerin direnci olarak rapor edilmektedir. Hepsinin toplamı da aktif çamur direncini verir. MBR’de meydana gelen membran tıkanmaları üzerine yapılan çalışmalarda farklı biyokütle bileşenlerinin sinerjik etkilerini gösteren kısımlar ihmal edilmiştir. Bu tür etkileşimler besleme suyu kalitesi [Li et al., 2005b], membran permabilitesi, por çapına bağlıdır ve elde edilen sonuçlar Şekil 3.6’da verilmiştir.

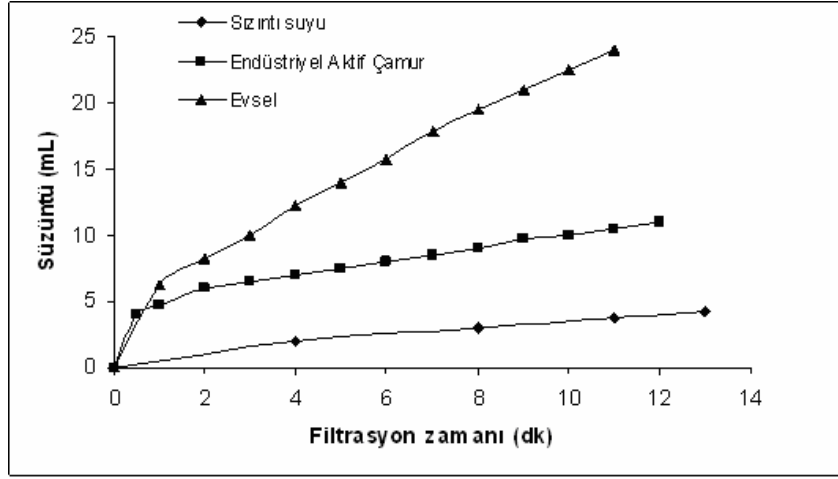


Şekil 3.6. MBR Kirlenmesinde Farklı Biyokütle Fraksiyonları (%) Katkısının İlişkisi [Judd, 2006].

- (1-2): θ_c için 8'den (1) 40 güne (2) artış
 (3): F/M oranı 0.5, sonuçlar modifiye edilmiş tıkanma indeksine dayanır
 (4): Her filtrasyon fraksiyonunun 600 dakikadan sonra akış azalmasına dayanır
 (5-6): θ_c için 20'den (5) 60 güne (6) artış

Yapılan çalışmalara göre askıdaki katı maddelerden oluşan tıkanma, askıda katı madde içermeyen aktif çamurdan oluşan tıkanmadan daha azdır. Askıda katı madde içermeyen aktif çamurun tıkanma özelliğinin temelinde çözünabilir mikrobiyal ürünler ve kolloidler yatmaktadır. Bunlar da biyokütleden kaynaklanmaktadır. Askıda katı maddelerin tıkanma özelliği kek tabakası direnci ile açıklanırken, çözünür ve kolloidal materyallerin membran tıkanmasında, membran porlarının bloklanmasının etkili olduğu tahmin edilmektedir [Judd, 2006]. Ancak dalgıç MBR'lerde akı düşük olduğundan kek tabakasının oluşmasından ziyade küçük parçacıkların fiziksel olarak depolanması söz konusudur.

Membran tıkanması MBR işletiminin en önemli konularından birini teşkil etmektedir. Şekil 3.7'de bir membran hücresinden geçirilen 3 farklı atıksuyun sabit sıcaklık ve kesme kuvvetindeki filtrelenebilirliği verilmiştir. Filtrelenebilirliği etkileyen faktörlerden birisi membran yüzeyindeki çamur tıkanmasıdır. Burada kritik olan üç farklı karakterdeki atıksuyun filtrelenebilirlik çizgisi arasındaki ilişkidir. Evsel atıksu çamurunun en kolay, sızıntı suyu MBR çamurunun ise en zor filtrelenebildiği açıkça görülmektedir.



Şekil 3.7. Sabit Sıcaklık ve Kesme Hızında Üç Farklı Aktif Çamurun Filtrelenebilmesi [Robinson, 2005].

Evsel çamurlar daha az kirlenme faktörüne sahip olduklarından dalgıç MBR'lerle arıtılması uygundur. Ancak endüstriyel atıksu ve sızıntı suları için MBR'nin aynı verimlilikte uygulanması mümkün değildir. Protein, karbonhidrat ve yağ gibi yüksek moleküllü organik maddelerin membran performansı üzerine etkileri bilinmektedir.

MBR'ler aktif çamur prosesinin gelişmiş hali olarak tanımlanmaktadır. Bu tanım, bir nokta hariç kabul edilebilir. Aktif çamur sisteminde flok oluşturma zorunluluğu işletme şartlarını sınırlandırmaktadır. Oysa MBR'de çökebilir çamur oluşturmaya gerek kalmadığından aktif çamur sisteminde flok oluşturma zorunluluğuna dair işletme sınırı kaldırılabilir. Fakat bazı faktörler (organik yükleme gibi) membran performansı üzerinde aktif çamur sistemlerine nazaran daha olumsuz etki yapabilir.

3.2.5. Biyokütle Parametreleri

MLSS Konsantrasyonu

Askıda katı madde konsantrasyonu, tıkanma özelliği hakkında bazı ipuçları vermektedir. Ancak MLSS konsantrasyonu ve tıkanma özelliği arasındaki ilişki daha komplekstir. Biyokütlenin diğer özellikleri önemsiz ise MLSS artışının membran geçirgenliği üzerine etkisi negatif [Cicek et al., 1999; Chang and Kim, 2005], pozitif [Defrance and Jaffrin, 1999; Le Clech et al., 2003c] ya da önemsiz [Judd, 2006] olabilmektedir.

Akı ve MLSS seviyesi arasındaki ilişkiyi belirleyen çok sayıda deneysel çalışma bulunmaktadır [Sato and Ishii, 1991; Krauth and Staab, 1993; Shimizu et al., 1996; Fang and Shi, 2005]. MLSS konsantrasyonu ile spesifik tıkanma karakteristiği arasında henüz eksik olan korelasyon göstermektedir ki MLSS konsantrasyonu tek başına biyokütle tıkanma özelliğini açıklamak için yetersizdir.

Vizkozite

Klasik aktif çamur sisteminde olduğu gibi biyokütlenin vizkozitesi, konsantrasyonu ile yakından ilgilidir ve tıkanma üzerine pozitif etkisi vardır [Yeom et al., 2004]. Vizkozite, MLSS konsantrasyonu ile neredeyse üstel olarak artar, ancak kritik MLSS konsantrasyonunun altında vizkozite düşük olur ve MLSS konsantrasyonu ile çok yavaş artar. Söz konusu kritik MLSS konsantrasyonunun üzerinde ise vizkozite MLSS ile üstel olarak artmaktadır [Itonago et al., 2004]. Bu kritik değer genellikle 10-17 g/L arasında değişir ve besleme suyu kalitesi ile proses şartlarına bağlıdır [Brookes et al., 2003a].

Sıcaklık

Sıcaklık, vizkoziteyi değiştirdiğinden membran filtrasyonunu etkilemektedir [Judd, 2006]. Sıcaklıkla akı düzeltmesi aşağıdaki formül ile yapılabilir (K_L a sıcaklık düzeltmesinin aynısıdır) [Rautenbach and Albercht, 1989]:

$$J = J_{20} \cdot 1,025^{(T-20)}$$

(3.11)

J , çalışma sıcaklığındaki akıyı göstermektedir. Bu denklem sonucu çıkan akının her zaman sabit olmadığı farklı sıcaklıklarda elde edilen akıların normalizasyonu ile gösterilmiştir [Jiang et al., 2005].

Çözünmüş oksijen

Biyoreaktörlerde biyokütlein ihtiyacı olan oksijen, havalandırma hızı ile kontrol edilmektedir. Ayrıca havalandırma membran tıkanmasının kontrolü için de kullanılmaktadır. Çözünmüş oksijen, membran tıkanması üzerinde, sistem biyolojisi, çözünebilir mikrobiyal ürünler ve flok çapı dağılımı arayıcılığıyla etkili olmaktadır [Lee et al., 2005]. Yüksek çözünmüş oksijen seviyesi, düşük spesifik kek direnci oluşturduğunda daha iyi filtrelenebilirlik sağlamaktadır [Kang et al., 2003]. Buna karşın bazı araştırmacılar da geçirgenliğin çözünmüş oksijen ile düştüğünü belirtmektedirler [Ji and Zhou, 2006]. Ayrıca çözünebilir mikrobiyal ürünlerin membran tıkanmasına olan katkısının porozite ve partikül çapından daha az olduğunu bulmuşlardır [Kang et al., 2003].

Köpüklenme

Aktif çamur sistemlerinde köpüklenme yüksek çamur yaşından, sıcaklık artmasından, düşük F/M oranından, yüksek MLSS seviyesinden veya yağ-gres varlığından kaynaklanabilir. *Nocardia* ya da *Microthrix* gibi aktinomisetlerin çok olması çoğunlukla aktif çamur tesisindeki köpüklenme ile ilgilidir. Tam ölçekli MBR'lerde köpüklenme değişen organik yükleme hızıyla açıklanmıştır [Smith,

2006]. Fakat MBR’lerde aktinomiset olmadığı zaman da köpüklenme olmuştur. Köpüklenme derecesinin hücre dışı polimerik protein konsantrasyonuna bağlı olduğu bildirilmiştir [Judd, 2006]. Köpüren aktif çamurun hidrofobisitesi yüksek olduğundan membran geçirgenliğinin köpüklenme ile azaldığı gözlenmiştir [Chang and Lee, 1998]. Bu yüzden köpüklenme çamurun tıkama özelliğinin bir göstergesi olmaktadır.

3.2.6. Flok Karakteristiği

Flok Çapı

Aktif çamur sisteminde ve MBR’de bulunan flokların çap dağılımları karşılaştırıldığında farklılıklar olduğu görülmüştür (sırası ile 100 μm ve 240 μm). MBR’de partikül çaplarının daha yüksek olmasının sebebi, partiküllerin ve serbest bakterilerin membrandan dolayı sistem içerisinde kalmasıdır. Bir çalışmada MBR’de flok çapı karakteristiği incelenmiş ve por çap aralığının 10-40 μm arasında değiştiği ve ortalama çapın 20 μm olduğu belirtilmiştir [Bae and Tak, 2005]. Farklı çamur yaşlarından üç MBR’de flok çap dağılımının birbirine yakın olduğu bulunmuştur. Başka bir çalışmada çamur yaşı 20 günden 60 güne çıktığı zaman ortalama flok çapı çok az bir artma ile 5,2 μm ’den 6,6 μm ’ye çıkmıştır [Lee et al., 2003].

Eğer flok çapı membran por çapından büyükse flokların porları tıkaması mümkün değildir. Flokların membran yüzeyine depolanmaları kısmen çekme kuvveti ve kesme kuvveti gibi kuvvetlerle engellenir.

Hidrofobiklik ve Yüzey Yükü

Yüksek hidrofobik floklar ile membran tıkanmasının arttığı hususunda çok sayıda literatüre rastlanmıştır. Bağlı flok hidrofobisitesi, hekzan gibi hidrokarbonlar kullanılarak bakteriyel parçalama metodu [Jang et al., 2005b] ile ya da temas açısının belirlenmesiyle tahmini olarak ölçülebilmektedir [Yu et al., 2005b].

MBR tıkanması üzerine hidrofobisitenin etkisiyle ilgili literatürde yayınlanmış makaleler bulunmaktadır [Jang et al., 2005a; Jang et al., 2005b]. Hücre dışı polimerik madde seviyesi ve filamentli mikroorganizma indeksi direkt olarak biyokütle flok hidrofobisitesini ve zeta potansiyelini etkiler. Aşırı filamentli bakteri çoğalması yüksek EPS seviyesinde gerçekleşmektedir. Böyle durumlarda zeta potansiyeli düşük düzensiz flok çapları ve yüksek hidrofobisite gözlenir [Meng et al., 2006]. Yüksek köpürme özelliğine sahip çamurlarda (hidrofobik doğasından kaynaklanmaktadır) akının köpürmeyen çamurlara göre 100 kat daha az olduğu görülmüştür [Chang and Lee, 1998].

3.3. Membran Biyoreaktörler için Membran Seçimi ve Uygulaması

MBR’lerde kullanılan harici membranların genellikle tübüler dizaynındadır. Harici membranların özellikleri aşağıdaki gibi sınıflandırılmıştır [Alvarez-Vazquez et al., 2004]:

- a- Membranlar biyoreaktörden ayırır ve havalandırma verimini etkilemezler.
- b- Çamur tüp içerisinden geçerken oluşan hız ile membran yüzeyi taranmakta sonuç olarak membran tıkanma hızı düşmektedir.
- c- Membran yerinde kimyasal olarak daha kolay yıkanır.
- d- Bakım ve arızalanma sırasında oluşan zarar çok azdır. 5 dakika içinde sökölüp takılabilir.
- e- Sızıntı suyu, birçok atıksu gibi yüksek konsantrasyonda inorganik çözünmeyen katı içerir. Bu katılar biyolojik arıtma sırasında çökelme eğilimindedirler. Bu durum membranın tıkanma problemini artırır. Bu durum yukarıda “b” maddesinde belirtilen durumdan dolayı tübüler membranlarda daha azdır. Ayrıca membran üzerindeki herhangi bir çökelme kimyasal yıkama ile kolayca giderilebilir.
- f- Alternatif sistemlere göre daha fazla MLSS konsantrasyonlarında işletilebilmesi mümkündür.
- g- Membranı yerinde yıkamak için ilave havaya gerek yoktur.

3.4. MBR'lerin Sızıntı Suyu Arıtma Performansları

Çeşitli çalışmalarda sunulan MBR uygulamalarının performansları Çizelge 3.4'te karşılaştırılmıştır. Sunulan verilerin çoğu evsel atıksu arıtımı ile ilgilidir. Dalgıç MBR'lerle özel olarak sızıntı suyu arıtımıyla ilgili sonuçların verildiği bir yayına rastlanmamıştır. Çizelge 3.4'ün, gıda, süt ve bira endüstrisi gibi farklı sektörlerden kaynaklanan atıksuların MBR ile arıtım performanslarının sunulması bakımından önemli olduğu düşünülmektedir. Çizelgedeki veriler dikkate alındığında sızıntı suyu arıtan dalgıç MBR sisteminin akısının üç evsel atıksu arıtımında kullanılan ve günlük akısı ortalama $12 \text{ L/m}^2\text{.saat}$ MBR'lerin akısından daha düşük olacağı kolaylıkla tahmin edilebilir. Söz konusu dataların toplanması sırasında sızıntı suyu arıtımı yapılan dalgıç MBR'lerin akılarının $5-10 \text{ L/m}^2\text{.saat}$ arasında olacağı tahmin edilmiştir. Diğer MBR sistemlerinde elde edilen verilerin de aynı aralıktaki olduğu gözlenmiştir. Bu tür tesislerde de harici MBR'ler ile dalgıç MBR'lerin akıları arasındaki oran 7:1-8:1 arasındadır.

MBR'lerde membran, sisteme çamur kabarması ve yıkanması olmadan yüksek biyokütle konsantrasyonu kazandırmaktadır [Alvarez-Vazquez et al., 2004]. Çizelge 3.5'te genç ve yaşlı deponi sahası sızıntı sularının arıtımında MBR ve klasik biyolojik arıtma sistemlerinin karşılaştırılması verilmiştir.

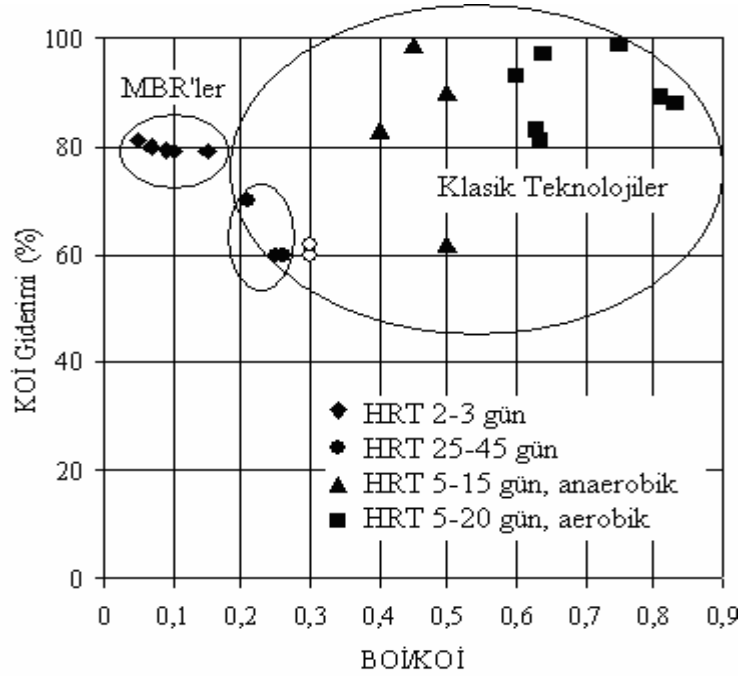
Klasik teknolojilerde elde edilen veriler BOİ/KOİ oranının artmasıyla KOİ veriminin de arttığını göstermektedir (Şekil 3.8). BOİ/KOİ oranının 0,4-0,8 arasında olan sızıntı sularında HRT arttıkça verim de artmaktadır. Daha yaşlı deponi sahalarından kaynaklanan sızıntı sularında ise çok uzun (25-40 gün) HRT'ye ihtiyaç vardır ve HRT'nin KOİ giderme verimi üzerinde önemli bir etkisi olmamaktadır [Alvarez-Vazquez et al., 2004]. Anaerobik arıtım da HRT'ye bağlı olarak değerlendirildiğinde aerobik arıtımla benzer şekilde davrandığı gözlenmiştir. Aerobik ve anaerobik arıtma uygulandığında 5-20 gün HRT'de sırası ile %88 ve %83'lük verim elde edildiği bildirilmektedir. Anaerobik arıtım amonyağı gidermediğinden ilave olarak amonyak sıyırma ya da nitrifikasyon ünitesi gerekmektedir.

Çizelge 3.4. Farklı Atıksu Arıtımında Kullanılan MBR’lerin Karşılaştırılması
[*Wehrle Umwelt GmbH, Emmendingen, Almanya].

Uygulama		Sızıntı suyu	Sızıntı suyu	Gıda	Süt	Süt	Bira	Evsel	Evsel	Evsel
Kuruluş tipi		MBR	MBR	MBR	MBR	MBR	AKR+ Membran	MBR	MBR	MBR
Membran tipi	Birim	Harici	Harici	Harici	Harici	Harici	Dalgıç	Dalgıç	Dalgıç	Dalgıç
Akış hızı (x 1000)	m ³ /gün	41,61	624,15	540,20	416,10	710	414,34	657	164,25	3200
Akış hızı (x 1000)	m ³ /gün	0,120	1,8	1,8	1,2	2	1,25	2,7	0,675	24,58
Membran alanı	m ²	88	700	864	486	648	6000	8800	2500	84480
Akış (yıllık ortalama)	L/m ² sa	54	102	71	98	125	8	9	7,5	4,3
Akış (günlük ortalama)	L/m ² sa	57	107	87	103	129	8,7	12,8	11,3	12,1
Spesifik membran maliyeti	€/m ²	220	270	230	230	252	80	80	80	70
Toplam membran maliyeti	€ (x 1000)	19,36	189	198,4	111,6	163,2	480	704	200	5913,6
Membran ömrü	yıl	6	4	4,50	5,00	6,00	5,00	2,00	3,00	4,00
Membran değişimi	€/yıl (x 1000)	3,227	47,250	44,089	22,320	27,200	96	352	66,667	1478,4
Spesifik enerji tüketimi	kWsa/m ³	3	5	3,75	3,18	2,14	1,00	1,00	0,86	1,00
Spesifik enerji maliyeti	€/kWsa	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06
Toplam enerji maliyeti	€/yıl (x 1000)	7,49	187,2	121,5	79,3	91,26	24,86	39,42	8,48	192
Toplam işletme maliyeti	€/yıl (x 1000)	10,7	234,49	165,65	101,66	118,46	120,86	391,42	75,14	1374
Toplam spesifik işletme maliyeti	€/m ³	0,26	0,38	0,31	0,24	0,17	0,29	0,60	0,46	0,43
Toplam yatırım	€ (x 1000)	510	3100	2964	1857	2250	8500	-	-	21000
Referans		*	*	*	*	*	Gutknicht and Baur, 2004	Stein, 2003	Ozoguz and Kraft, 2001; Engelhardt, 2003	Gruppenklaerverk, 2004

Çizelge 3.5. Genç ve Yaşlı Deponi Sahası Sızıntı Sularının MBR ve Çeşitli Biyolojik Arıtma Sistemleri ile Arıtılmasının Karşılaştırılması [Alvarez-Vazquez, et al. 2004].

Sistem tipi	Basamak sayısı	Ölçek	Kuruluş yılı	Yeri	Giriş KOİ (mg/L)	Besleme (kg KOİ/m ³ gün)	Ref.
Yerinde lagünle arıtım	4	End	1993	Norveç	1200	NS	Maehlum, 1995
Aerobik/anaerobik lagünler	2	Lab.	NS	NS	4000	0.25	Loukidou and Zouboulis, 2001
Uzun havalandırma	4	End	1992	USA	1182	0.02	Mertin and Johnson, 1995
Anaerobik filtre	1	Lab.	NS	NS	1500	NS	Henry and Prasad, 2000
Aerobik. sedimentasyon. flokülasyon-çöktürme	4	Pilot	NS	Fransa	860	0.1	Chamalot et al., 1984
SBR	1	End	1995	UK	1000	NS	Robinson, 1999
MBR (HF)	1	End	1996	Hollanda	3000	1	Zenon environmental
MBR	1	End	1997	Hollanda	2000	NS	Zenon environmental
MBR (SS). AC	2	End	1997	Almanya	2000	NS	Wherle Werk
MBR (SS). AC	2	End	1998	Almanya	4000	NS	Wherle Werk
MBR (HF)	1	End	1998	Almanya	4000	3	Zenon environmental



Şekil 3.8. Farklı Hidrolik Kalış Süreleri İçin BOİ/KOİ Oranlarına Göre KOİ Giderimi [Alvarez-Vazquez et al. 2004].

Şekil 3.8'den görüldüğü gibi MBR'ler ($BOİ/KOİ = 0,03-0,16$) sızıntı suyu arıtımında %80 KOİ giderimi elde edilirken klasik sistemlerin sızıntı suyu arıtımındaki ($0,21-0,3$) verimleri %63'lerde kalmaktadır. Ayrıca MBR'lerin daha kısa HRT'lerde işletilmesinden dolayı daha fazla organik yükleme ($1-3 \text{ kg KOİ/m}^3 \cdot \text{gün}$) yapılabilir. Klasik sistemler için organik yükleme oranı $0,25 \text{ kg KOİ/m}^3 \cdot \text{gün}$ 'dür. İki basamaklı MBR sistemlerinde, aktif karbon ve nanofiltrasyon ünitesi ile 500 mg/L KOİ konsantrasyonuna sahip yaşlı deponi sahası sızıntı suyundaki verim %92-93 arasındadır.

Literatürde yüksek kütle transfer özelliğine sahip püskürtme çevrimli MBR ile sızıntı suyu arıtımına rastlanılmamıştır. Ancak yapılan bir çalışmada sentetik atıksu ile yaptıkları çalışmada, $2-92 \text{ kg KOİ/m}^3 \cdot \text{gün}$ organik yükleme aralığında $68 \text{ kg KOİ/m}^3 \cdot \text{gün}$ organik yükleme kadar %97'lik verim elde etmişlerdir. Daha yüksek organik yüklemelerde ise verim, yetersiz oksijen transfer hızından dolayı %60'a kadar düşmüştür (Yildiz and et al. 2005). Bir diğer püskürtme çevrimli MBR ile biyolojik arıtma çalışması da Farizoğlu ve Keskinler (2006) tarafından peynir fabrikası atıksuyu ile yapılmış ve $22,2 \text{ kg KOİ/m}^3 \cdot \text{gün}$ 'lük organik yüklemede $1,6 \text{ gün}^{-1}$ çamur yaşı ile %97 verim elde etmiştir.

3.5. Biyoreaktörlerde Kütle Transferi

Kütle transferi genel olarak tüm reaktörlerin tasarlanmasında ve işletilmesinde göz önünde bulundurulması gereken çok önemli bir konudur. Biyoreaktörlerin tasarlanmasında sistemin fiziksel özelliklerinin, işletme koşullarının ve geometrisinin önemi bunların sistemdeki karışım, kabarcık boyutu ve sistemde tutulan gaz miktarının bir ölçüsü olduğu bildirilmektedir [Yıldız, 1999]. Bu özellikler de kütle transfer hızını belirleyerek biyoreaktörün tasarlanmasında önemli rol oynamaktadır.

Sıvı içerisine oksijen transferi birim zamanda birim alandan oksijenin kütsel aktarımı olarak tanımlanır (Denklemler 3.12).

$$\frac{dC}{dt} = k_p (p_B - p_L) \quad (3.12)$$

Suya oksijen transfer prosesinin iki aşamada gerçekleştiği düşünülebilir. Birinci aşamada oksijen gaz-sıvı ara yüzeyindeki nispeten yoğun bir tabakada sıvı içerisinde çözünür ve ikinci aşamada bu tabakadan sıvının daha iç kesimlerine transfer edilir. Oksijenin sudaki çözünürlüğü son derece düşük olduğundan, ikinci aşamanın tüm prosesi kontrol eden aşama olduğu kabul edilir. Arayüzey ve sıvı arasında aktivite katsayısının değişmediği düşüncesiyle kütle transferinin sıvı fazdaki konsantrasyon farklılığından ileri geldiği söylenebilir. Bu durumda kütle transfer ifadesi çözünmüş oksijen konsantrasyonları kullanılarak aşağıdaki şekilde yazılabilir.

$$\frac{dC_L}{dt} = K_L (C_A - C_L) \quad (3.13)$$

Arayüzeydeki çözünmüş oksijen konsantrasyonunun, genel olarak Henry kanununa uygun olarak gaz fazdaki oksijenin kısmi basıncı ile dengede olan çözünmüş oksijenin doygunluk veya denge değeri olduğu kabul edilir. Böylece;

$$\frac{dC_L}{dt} = K_L (C_s^* - C_L) \quad (3.14)$$

yazılabilir. Eğer bir gaz fazıyla temas halinde olan ve toplam ara yüzey alanı A , toplam hacmi V olan bir sıvı içine oksijen transferi düşünüldüğünde, sıvı içerisine birim zamanda toplam transfer hızı (M_c);

$$M_c = K_L A (C_S^* - C_L) \quad (3.15)$$

Birim zamanda sıvının birim hacmine oksijen transfer hızı (OTH);

$$OTH = \frac{dC_L}{dt} = K_L \frac{A}{V} (C_S^* - C_L) \quad (3.16)$$

Buradaki $\frac{A}{V}$ değeri özgül yüzey alanı olarak isimlendirilir ve kısaca a ile gösterilir.

$$OTH = K_L a (C_S^* - C_L) \quad (3.17)$$

Pratikte K_L ve a 'nın bireysel olarak etkilerini belirlemek güç olduğundan ve $K_L a$ tek bir grup şeklinde kullanılmaktadır. Bu durumda $K_L a$ hacimsel kütle transfer katsayısı olarak tanımlanır. Denklem 3.17'nin C sınır şartları için integrali alındığında;

$$\int_{C_0}^C \frac{dC}{(C_S^* - C_L)} = K_L a \int_0^t dt \quad (3.18)$$

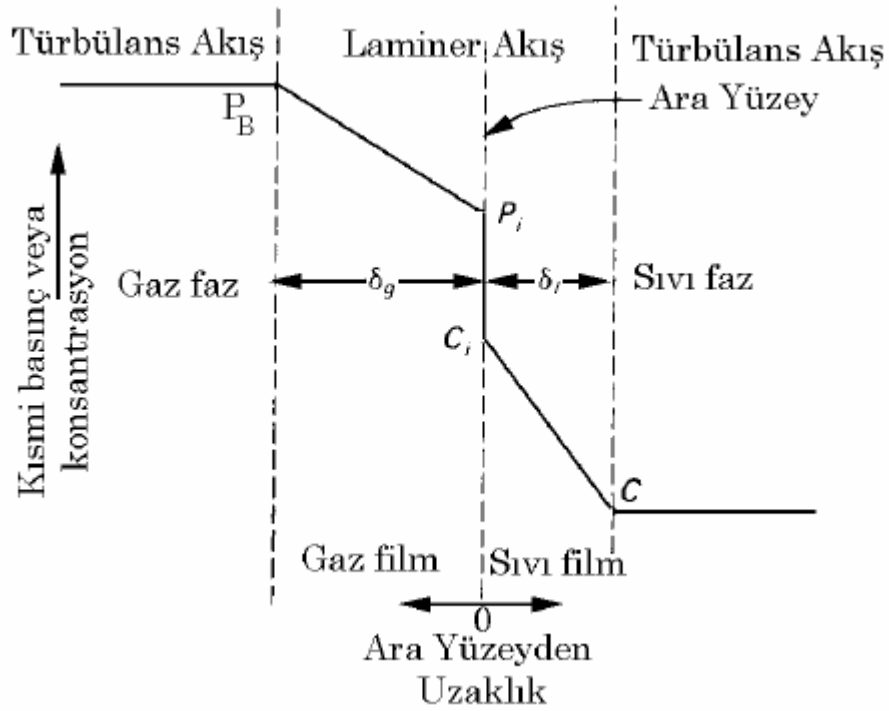
sonuç olarak;

$$\frac{C_S^* - C_t}{C_S^* - C_0} = e^{-K_L a t} \quad (3.19)$$

elde edilir. Denklem 3.19 yardımıyla sistemin hacimsel (tüm) kütle transfer katsayısı değeri bulunabilir.

Kütle transfer hızını arttırabilmek için “iki film teorisi” ile açıklanan ve Şekil 3.9’da gösterildiği gibi direnç oluşturan gaz ve sıvı film tabakalarının kalınlıklarını azaltma yönüne gidilmelidir. Bu tabakaların kalınlıklarının azaltılabilmesi sistemdeki kesme kuvvetlerinin arttırılmasıyla mümkündür. Ancak kesme kuvvetlerinin arttırılabilmesi için sisteme verilen enerjinin de yükseltilmesi gerekmektedir. Bu konuda yapılan birçok çalışma karıştırmalı sistemlerin değerinin, birim sıvı hacmine verilen enerji ile birim alana veya hacme gönderilen gaz debilerinin fonksiyonu olduğu belirlenmiştir [Tchobanoglous, 1991; Schlüter, 1992; Yıldız, 1999].

$$K_L a \approx \left(\frac{E}{V} \right)^a \left(\frac{Q_g}{A} \right)^b \quad (3.20)$$



Şekil 3.9. Gaz Transferi İçin İki Film Teorisini Tanımlama Şeması [Yıldız, 1999].

Biyoreaktörlerin tasarlanmasında bir diğer önemli parametre ise sıvı faz içerisindeki toplam gaz miktarının, tüm hacme oranı olarak tanımlanan gaz tutulma (ε) değeridir [Yıldız, 1999]. Gazın sıvı içerisindeki bekleme süresi (t_G), A/V ve sıvı sirkülasyon süresi gaz tutulma miktarına bağlıdır [Dutta, 1987].

$$a = \frac{6}{d_B} \left(\frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} \right) \quad (3.21)$$

Özgül yüzey alanı 3.21 nolu denklem ile ifade edilmektedir. Bu alan hava kabarcıklarının çapı ve gazın sıvı faz içerisindeki oranı ile yakından ilgilidir. Buradan hareketle biyoreaktöre giren gazın sistemde bekleme süresi (t_G);

$$t_G = \left(\frac{V}{Q_g} \right) \frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} \quad (3.22)$$

ile verilir. Gaz tutulma değerinin artması gazın hacimsel oranının artması ile elde edilebildiğinden, 3.22 denkleminde artan gaz tutulmaların sistemde gazın bekleme süresini arttırdığı görülebilir. Denklem 3.21 transfer katsayısı K_L ile çarpılırsa;

$$K_L a = \frac{6K_L}{d_B} \frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} \quad (3.23)$$

elde edilir. Bu ifade birim hacme verilen enerji artışıyla $K_L a$ 'nın sürekli artışını öngörmektedir. Ancak bu ifade birim hacim başına verilen enerji miktarının (E/V) belli bir değerine kadar doğrudur. Daha ileri ε ve E/V değerlerinde, $K_L a$ üzerine etkili başka parametreler vardır [Wachsmann, 1985; Padmavathi, 1993]. Denklem 2.23'ün her iki tarafının logaritmasının alınmasıyla,

$$\ln K_L a = \ln \left(\frac{6K_L}{d_B} \right) + \ln \left(\frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} \right) \quad (3.24)$$

elde edilir. Denklem 3.24 yardımıyla $\ln K_L a$ ile $\ln (\varepsilon/1-\varepsilon)$ arasındaki grafik çizildiğinde, elde edilen doğrunun eğimi aynı değerde olmalıdır. Denklem 3.23 yardımıyla hacimsel kütle transfer katsayısı ve gaz tutulma yardımıyla K_L / d_B oranlarının hesaplanması, kütle transfer olaylarının açıklanmasında yardımcı olur [Chisti, 1987].

4. GAZ/SIVI REAKTÖRLERİ

Gaz fazında bulunan bir ya da daha fazla bileşenin sıvı faza absorplanması kimya prosesi sektöründe oldukça yaygın olarak kullanılmaktadır. Genellikle iki fazda bulunan bileşenlerin arzulanan şekilde reaksiyona girmesi için iki faz arasındaki temasın mümkün olduğunca verimli olması gerekmektedir.

Gaz/Sıvı (G/S) temasının başarılı olması için 3 ana faktör çok önemlidir;

- 1- Sıvı mekaniği; yani sıvının akışı ve dağılımı, karışımı, kütle ve ısı transferi üzerinde etkili olan sistemin geometrik ve fiziksel özellikleri,
- 2- Ekipman entegrasyonu, işletme süresi, korozyon etkisi,
- 3- Kinetik, eğer sistemde kimyasal reaksiyon gerçekleşiyorsa kendine özgü bir reaksiyon hızı vardır.

4.1. Yaygın Gaz/Sıvı Reaktörleri

Çizelge 4.1’de G/S reaktörlerin özellikleri ile avantaj ve dezavantajları verilmektedir. Şekil 4.1’de ise yaygın olarak kullanılan dokuz G/S reaktörü görülebilmektedir. Her biri farklı amaçlar için geliştirilmiştir.

Çizelge 4.1. Bazı G/S Reaktör Tipleri Özellikleri ile Avantaj ve Dezavantajları.

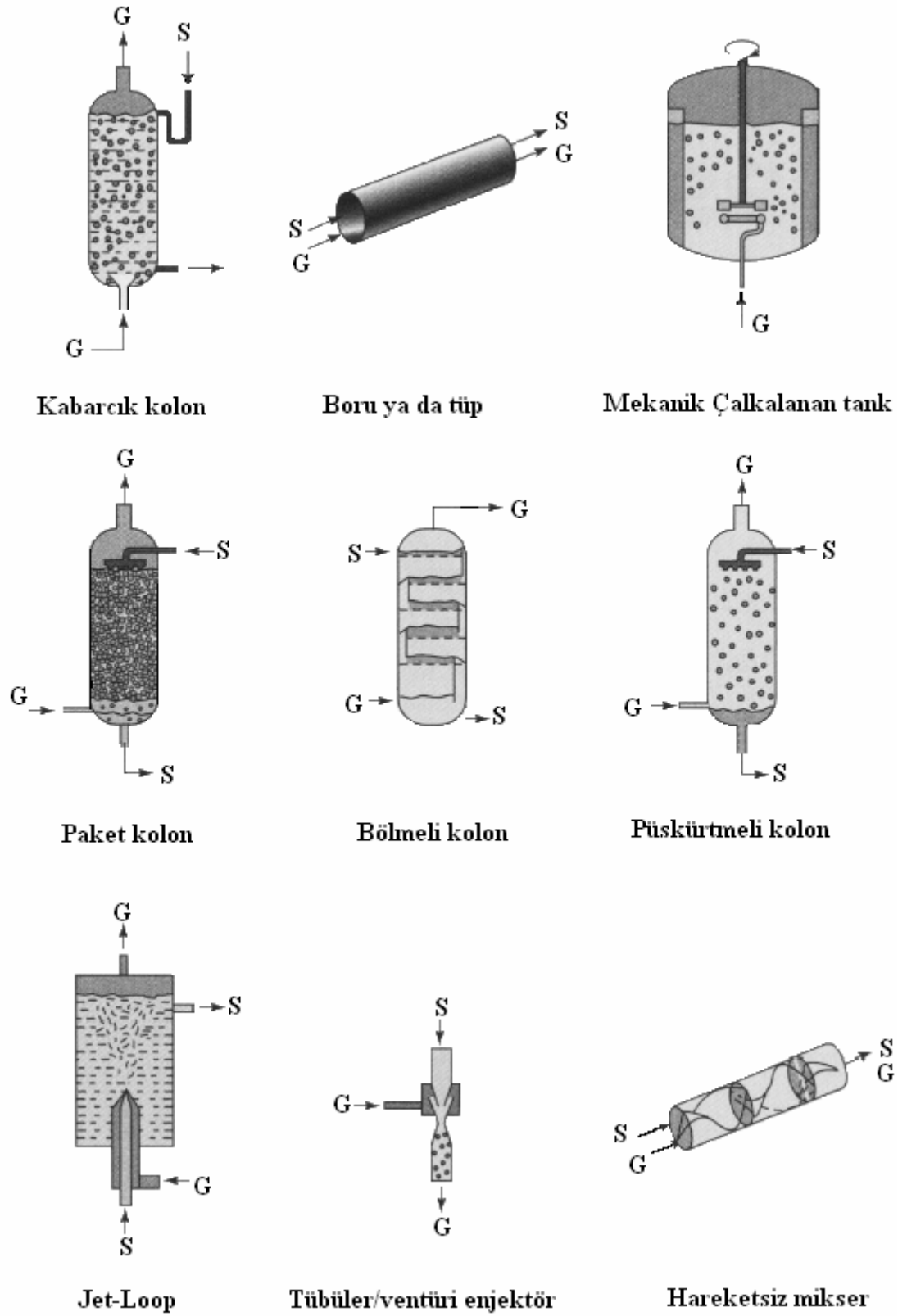
G/S Reaktör Tipi	Özellikleri	Avantajları	Dezavantajları
1- Boru/Tüp	Küçük çapa sahip olmaları, genellikle <4 m Yatay, dikey veya helezon şeklinde olabilirler. Hemen hemen kendine özgü yardımcı akım modlarında işletilebilir. Saf gazların yer aldığı tersinmez reaksiyon için daha uygundur.	Yapısının basit olması ve düşük inşaat maliyeti Kompakt olması Geniş akış hızı, basınç ve sıcaklık aralığında çalıştırılabilmesi Verimli ısı değişimi	Hem gaz hem de sıvı fazda büyük basınç düşüşlerinin olması, Çok farklı akış rejimleri olduğundan inşaat ve işletme zorluğu vardır
Mekanik Karıştırıcı Tanklar	Kanat tipi, büyük ve hızlı karıştırma yoğunluğu için geniş bir serbestlik sağlar Büyük sıvı tutma (hold-up) kapasitesi Sıvı kalma süresi olarak geniş aralığa sahiptir. Dikkate değer bir gaz geri karışımı mevcuttur.	Çok düşük gaz oranlarında dahi gaz dağılımı iyidir. Askıda katı madde bulunabilir. Sıcaklık kontrolü kolaydır.	Hareketli parçaları olduğundan yüksek bakım maliyetine sahiptir. Basınca karşı hassastır.
Paket Kolonlar	Paket malzemesinin dış yüzeyleri G/S temasını sağlar. Kolonun %40-60'ı paket malzemesi tarafından işgal edilmiştir. Paket malzemesi 1/8 inçten küçük olduğundan aşırı basınç düşmesi olur. Düşük sıvı tutma (hold-up) kapasitesine sahiptir.	Basınç düşmesi azdır. Agresif sıvılara karşı dayanıklı paket malzemelerinin mevcut olmasıdır. Köpüklü sıvıların yönetimine imkan vermesidir	Sistemde katılara müsaade edilmesi paket malzeme arasındaki boşlukların tıkanmasına neden olmaktadır. G/S oranı taşma limiti ile sınırlıdır. İçsel ısı değişimine müdahale edilmesi zordur.

Çizelge 4.1.(Devamı) Bazı G/S Reaktör Tipleri Özellikleri ile Avantaj ve Dezavantajları.

G/S Reaktör Tipi	Özellikleri	Avantajları	Dezavantajları
Düz/Tabla Kolonlar	Paket kolonuna göre daha fazla sıvı tutma ve sıvı kalma süresi vardır. Çok sayıda transfer ünitesi mümkündür. Neredeyse tek bir tablada tam karışım vardır. Tümü sürekli karıştırmalı tank reaktör gibi davranır. Çoğu tipleri vana, kabarcık başlığı ve özel dizaynlar içerebilir.	Katı içeriğini tolare edebilir. Tabla üzerinde sıcaklık değiştirici holozonlar ya da tüpler olabilir. Gaz ve sıvı hızları için paket kolona göre daha geniş bir işletme penceresi sunar.	İnşaat maliyeti yüksektir. Köpürmeye karşı oldukça hassastır.
Püskürtme Kuleleri	Sıvı disperse fazda gaz ise sürekli fazdadır. Yüksek çözünürlüğe sahip gazların kimyasal ve fiziksel absorpsiyonu için uygundur. Çözünürlüğü düşük olan gazlar için uygun değildir	Korozif sıvı ve gazlar için uygundur. Gaz akışında çok düşük bir basınç kaybı vardır	Sıvı atomizasyonu için yüksek bir enerji tüketimi vardır. Nozuldan uzaklaştıkça kütle transfer veriminde önemli düşüş olur. Çıkan gaz akışında sıvıda bulunabilir
Tübüler/Venturi Enjektörler	Sıvı jeti yüksek hızda tüpe verilir. Tüp hem düz hem de birleşme-ayrılma tipinde olabilir. Gaz enjeksiyonundaki emme sıvı jeti yardımı ile gerçekleşir. Enjeksiyon nozuldan ayrıldıktan sonra sıvı jeti kırılır ve şok karışma zonunda disperse olur. Yüksek karıştırma (yoğunluğu) kapasitesine sahiptir.	Şok karıştırma bölgesinde yüksek kütle transfer katsayısına sahiptir. Kısa sıvı kalma süresi minimum ve Küçük reaktör hacminin olması	Kayda değer bir pompalama maliyeti vardır. Eğer varsa askıdaki katalizörler çok yüksek oranda aşınır

Çizelge 4.1.(Devamı) Bazı G/S Reaktör Tipleri Özellikleri ile Avantaj ve Dezavantajları.

G/S Reaktör Tipi	Özellikleri	Avantajları	Dezavantajları
Hareketsiz Karıştırıcılar	İçsel yapılara sahip bir boru olması Hızlı ve tekrarlanan zıplatma, sallama ve sıvıların kombinasyonu vasıtasıyla yüksek bir karıştırma kapasitesine sahiptir.	Şok karıştırma bölgesinde yüksek kütle transfer katsayısına sahiptir. Kısa sıvı kalma süresi minimum ve Küçük reaktör hacminin olması	Kayda değer bir pompalama maliyeti vardır. Eğer varsa askıdaki katalizörler çok yüksek oranda aşınır.
Kabarcık Kolonları	Düşük ve orta derecede karıştırma yapılabilir. Eğer sıvı kolona jet halinde verilmiyorsa karıştırmada ana sürücü kuvvet gazdır. Yüksek gaz tutma kapasitesine sahiptir. Sıvı fazla oldukça değişken geri karışımın olabilir. Gazın kolon içindeki hareketinin piston akım olarak değerlendirilebilir.	Yapısının basit olması ve düşük inşaat maliyeti Hareketli parça olmaması Katı madde ile çalışılabilmesi Sıcaklık kontrolünün basit olması	Sıvının yukarıda olmasından dolayı gaz basıncının büyük oranda düşmesi Kolonun boyu ve çapı arasındaki oran 12'den büyük olursa G/S yüzey alanı azalır. Çünkü gaz kabarcıkları göçer. Ancak bu levhalarda gaz ve sıvı sirkülasyonunun azalmasına neden olur.

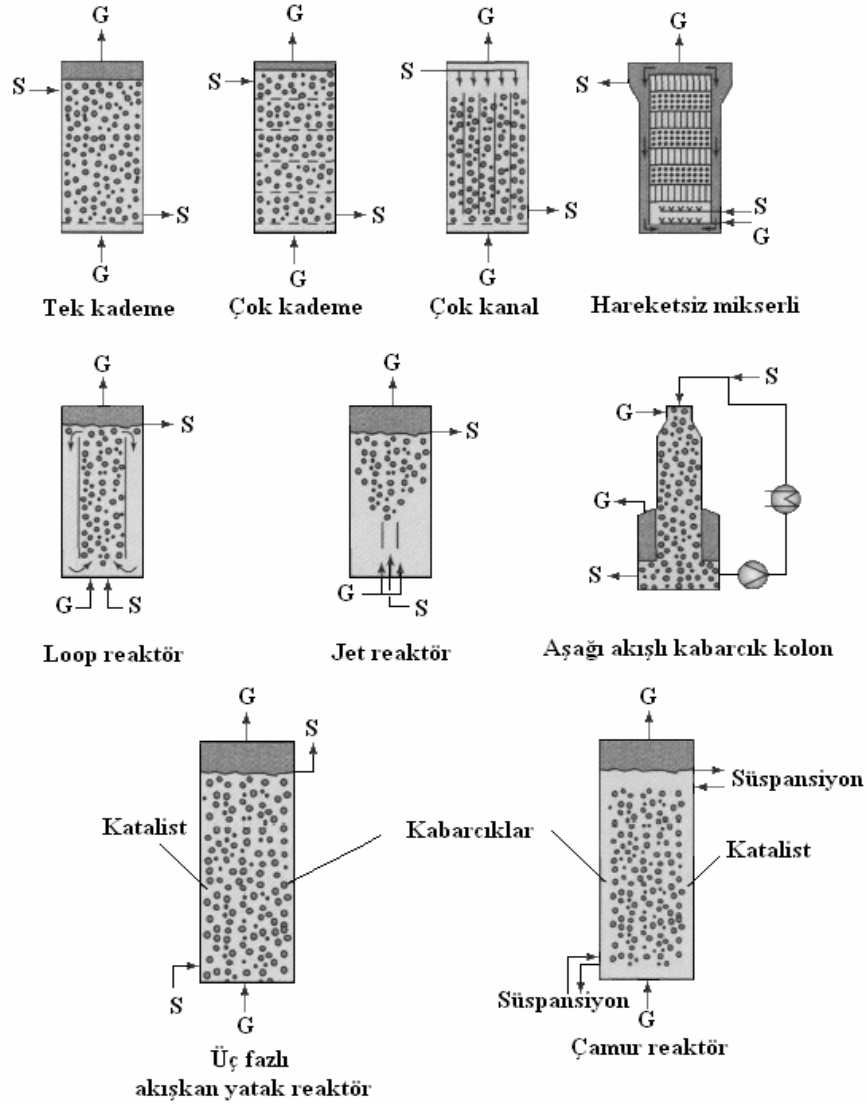


Şekil 4.1. Yaygın Olarak Kullanılan G/S Reaktörleri [Sheng and Pang, 1999].

4.2. Kabarcıklı Kolon Reaktörler

Yüksek gaz tutma kapasitesine sahip kabarcıklı kolon çeşitleri Şekil 4.2’de verilmektedir. Kolon içerisinde G/S karışımı ve geri sirkülasyonu artırmak için tekli tabaka, emme tüpü ve hareketsiz karıştırıcılar kullanılabilir. Geri sirkülasyon kalış süresini uzatır. Kalış süresinin uzaması da yavaş reaksiyonların verimini artırır.

Kabarcıklı kolonlar paralel aşağı akışlı modunda çalıştırılır. Ancak G/S ayrılma bölümünün tasarımına sabit bir gaz çıkışı sağlamak için dikkat edilmelidir.



Şekil 4.2. Kabarcıklı Kolon Çeşitleri [Sheng and Pang,1999].

Kabarcıklı kolonlarda üç farklı akış rejimi gözlenmektedir.

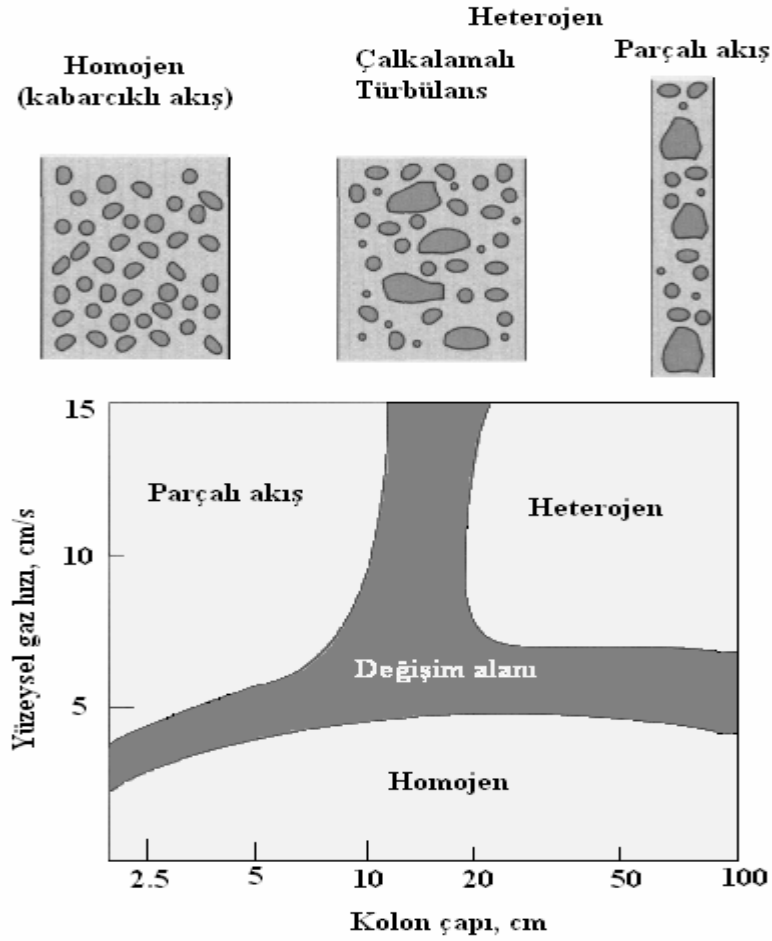
- a- Kabarcıklı akış
- b- Çalkalama-türbülans akış
- c- Parçalı akış

Küçük gaz hızlarında aynı kolon yüksekliğindeki kabarcıkların çapları üniformdur. Kabarcıklar kolondan düzenli şekilde ve birbirleriyle çok az çarpışarak yükselir. Bu tür akışa kabarcıklı akış denir ve sıvı kabarcıklar vasıtasıyla hafifçe karıştırılır.

Eğer gaz hızı 5 cm/sn'den büyükse kolonun aynı yüksekliğinde farklı çaplarda kabarcıklar oluşur. Bunun sebebi kabarcık göçmelerinin fazla olmasıdır. Bu tür akışa da çalkalama-türbülans akış denir. Kabarcıklarda meydana gelen bozulma sıvıda çalkalanmaya sebep olur. Sonuç olarak türbülans artar.

Kolon çapı 15 cm'den daha küçükse yüksek gaz hızı olduğunda kabarcıklar çaplarda ve kolon kesit alanını kaplar şekilde olacaktır. Bu tür akışa da parçalı akış denir.

Şekil 4.3'te yukarıda anlatılan 3 akış rejimi ve bu rejimler arasındaki geçişi gösteren şekil verilmektedir [Sheng and Pang,1999]. Akış rejimi gazın yüzeysel hızına bağlıdır. Eğer kolon çapı 15 cm'den küçük olursa kolon çapı da etkili olur. Gaz hızı kabarcıklı ve çalkalama-türbülans arasında olursa, basınçla gaz hızı da artar. Viskozitesi yüksek sıvılarda parçalı akış daha baskındır [Deckwer and Schumpe, 1993].

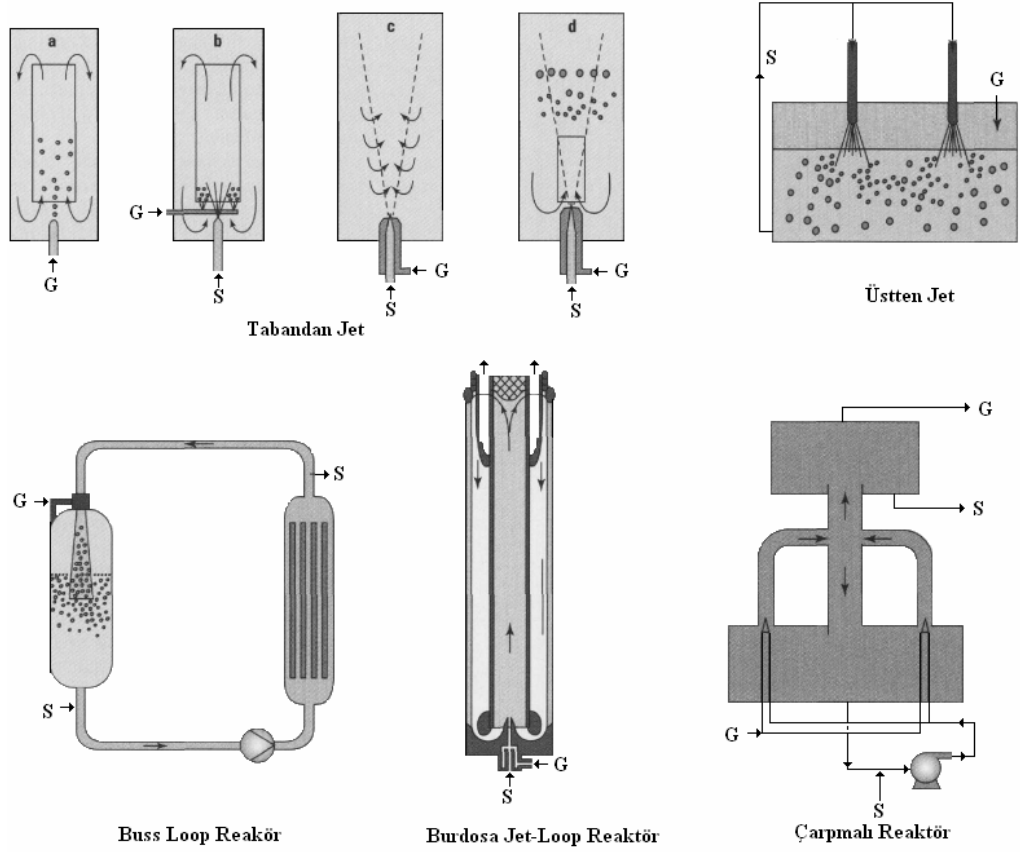


Şekil 4.3. Kabarcık Kolonları İçin Akış Modeli ve Haritası [Sheng and Pang,1999].

4.3. Püskürtme Çevrimli Reaktörlerin Çalışma Prensibi

Gaz-sıvı kütle transferi ve ısı giderimi çoğu kimyasal proseslerde hız belirleyici basamaktır. Bu tür reaksiyonlarda ara yüzeydeki kütle transferini arttırmak için enjektör kullanımı tavsiye edilmektedir. Enjektörler çok hızlı sıvı jeti ile reaktör içerisinde gaz fazı disperse eden cihazlardır. Yüksek enerji, yüksek türbülans ve yüksek kesme kuvveti oluşturur. Bunun sonucunda gaz çok küçük kabarcıklar halinde disperse olur. Böylece birim hacim başına çok büyük gaz-sıvı temas yüzeyi oluşur. Literatürde enjektör ile elde edilen temas yüzey alanı arasındaki oran 40000-70000 m²/m³'tür. Enjektör dışındaki diğer bütün sistemlerde birim hacim başına temas yüzey alanı 500-2500 m²/m³ arasında değişmektedir [Gaddis and Vogelpohl, 1992].

Gaz-sıvı ya da gaz-sıvı-katı reaksiyonları enjektör ile sisteme vererek gerçekleştirilen reaktörler çevrimli venturi reaktörler olarak bilinmektedir. Çevrimli venturi reaktörlerde enjektör reaktörün sonuna yerleştirilmiştir. Enjektörün uzunluğu sıvı içerisindeki gaz-sıvı faz ara yüzeyi boyunca projelendirilir. Enjektör içerisinde gaz dispersiyonu çok yüksektir. Ancak tam bir kabarcıklı kolon gibi davranan reaktör içerisinde aynı oranda dispersiyon kalmamaktadır. Reaktörde enjektörün bulunduğu ortamın dışında küçüklü büyüklü girdaplar oluşmakta ve süspanse halde bulunan katalizörlerin kütle transferleri azalmaktadır. Püskürtme çevrimli reaktör, kabarcıklı kolonla venturi enjektörün birleşmesi ile oluşmuştur [Van Dierendonck and Meindersma, 1988; Cramers et al., 1994]. Dışsal çevrim ile nozullu püskürtme çevrimli reaktörün özelliklerini taşımaktadır. Reaktörde içsel çevrimi arttırmak için içeride özel bir kolon bulunmaktadır. Şekil 4.4'te püskürtme çevrimli reaktör çeşitleri verilmiştir.



Şekil 4.4. Püskürtme Çevrimli Reaktör Çeşitleri [Sheng and Pang,1999].

Söz konusu gaz fazın sıvı içinde iki türlü dispersiyonu gerçekleşir. Bunlardan birincisi, sıvı ve gaz fazların ilk buluştukları enjektörde, diğeri ise sıvının reaktör içerisindeki dağılması sırasındaki dispersiyondur [Dirix and Wiele, 1990]. Kütle transferinin yüksek oluşu, bu iki dispersiyonun ortak etkisinden kaynaklanmaktadır. Yüksek bir hızla gelen sıvının, gazı çok küçük kabarcıklar haline parçalaması ve reaktörün altına doğru giden bu kabarcıkların sıvı basıncının artışıyla daha kolay bir şekilde çözülmesi sonucunda kütle transferi artmaktadır. Özellikle reaktörün ortasında merkezlenmiş bir şekilde duran emme tüpü yardımıyla sıvının birkaç defa sirkülasyona uğraması sıvı faz içerisine dağılmış olan gaz fazın sistemdeki bekleme süresini arttırmaktadır [Wachsmann et al., 1984; Velan and Ramanujam, 1991; Gaddis, and Vogelpohl, 1992].

Püskürtme çevrimli reaktör gaz-sıvı, sıvı-sıvı ya da gaz-sıvı-katı fazlara tüm reaktör içerisinde temas ve yoğun karışma sağlamaktadır. Ayrıca püskürtme çevrimli

reaktörler yer ve zaman açısından da oldukça avantajlıdır. Püskürtme çevrimli reaktörlerin bir diğer avantajı da reaktör hacmi içerisinde sıcaklık gradientinin çok küçük olmasıdır. Karışım reaktörün üst tarafında bulunan nozul ile aşağı doğru jet oluşturularak başlatılır. Reaktörden çıkışı ise daha düşük akış rejimi olan bölgede, üstten gerçekleşir. Çıkan sıvı hacmi pompa ile nozula verilerek dış çevrim sağlanır.

Püskürtme çevrimli reaktör, reaktör boyunca uzanan (tepesi ve tabanı hariç) bir emme tüpüne sahiptir. Bu emme tüpünün kesit alanı reaktörün kesit alanının $1/10$ 'u ile $1/2$ 'si arasında değişir. Emme tüpü merkezi reaktörün merkezine gelecek şekilde reaktörün tavanına yerleştirilir. Nozulun emme tüpünden yüksekliği emme tüpünün çapının $1/8-1$ katı ya da emme tüpü çapının katları mesafesince emme tüpü içerisine yerleştirilebilir [Sheng and Pang, 1999].

Sisteme aktarılması gereken enerji, reaktörün giriş yapısının boyutları değiştikçe önemli oranda değişir. Püskürme çevrimli reaktörlerde sisteme aktarılan enerji miktarı püskürtme başlığının ucundaki sıvı hızının kinetik enerjisi olarak ölçülür ve 4.1 denklemi yardımıyla kolaylıkla bulunabilir [Yıldız, 1999].

$$E = Q_L \cdot \Delta P = Q_L \cdot \left(\rho \frac{v^2}{2}\right) \quad (4.1)$$

Yukarıdaki denklemde sıvı hızı (v), jet yapısındaki hava ve sıvı borularının kesit alanları farkına bağlı olarak değişir. Aynı sıvı ve gaz debilerinde, ancak farklı püskürtme başlığı yapılarında sisteme aktarılan enerjilerin değişmesi, kütle transferi üzerinde önemli etkilere sahiptir [Warnecke et al., 1988].

Püskürtme çevrimli reaktörlerde reaksiyon karışımının büyük bir bölümü içsel çevrim ile sağlandığından enerji tüketimi açısından da oldukça avantajlıdır. Reaktörün dizaynında en önemli parametreler; akış hızı, gaz içeriği, geri karışım, karışma zamanı ve kalış süresidir. Jet nozulu bilindiği gibi çıkış yönünde ucu sivri bir tüptür. İki, üç ya da tek sıvı girişli olarak dizayn edilebilir. Tek-sıvı nozulu kullanıldığı zaman bir ya da daha fazla gaz (reaksiyonuna giren) reaktörün üst kısmında bulunan gaz boşluğuna veya emme tüpü ile reaktör arasındaki dairesel

boşluğa verilebilir. Ayrıca gaz kabarcıklarının kaldırma kuvveti içsel çevrimin gerçekleşmesine yardımcı olmaktadır.

Reaktör çıkışı prensip olarak herhangi bir noktadan çıkabilir. Ancak düşük rejimin olduğu bölgeler tercih edilmelidir. Merkezi reaktörün merkezi ile çakışacak şekilde yerleştirilen emme tüpünün üst noktası her zaman sıvı seviyesinin altında olmalıdır. Sıvı ile reaktörün tavanı arasında kalan hacim, reaktörün toplam hacminin takriben %3-15 arasında olmalıdır. Optimum oran %5-7 arasındadır. Emme tüpüne ve sıvı seviyesine bağlı olarak nozulun pozisyonu reaktör hacminin gaz içeriğini ayarlama da kullanılabilir.

Nozulun reaksiyon hacmi içerisine dalma derinliği hacmin gaz içeriğini etkiler. Reaksiyon hacminin gaz içeriği sıvı seviyesi artırılarak veya düşürülerek değiştirilebilir. Örneğin sıvı seviyesi yükseltilerek nozulun dalma derinliği arttırılırsa daha küçük çaplı kabarcıklar oluşur. Tersisi durumunda da daha geniş çaplı kabarcıklar reaksiyon hacmine dahil olur.

Reaksiyon hacminin bir kısmı pompa ile dış çevrimle emme tüpü içerisinde yukarıdan aşağıya doğru verilebilir. Sonra emme tüpü ile reaktör arasındaki dairesel boşluktan yukarı doğru hareket eder. Söz konusu akış reaktörün tavanına yerleştirilen nozuldan ürettiği sıvı jeti tarafından yönlendirilir. Emme tüpünün üst noktasına gelen reaksiyon karışımı sürücü jetin etkisiyle tekrar emme tüpü içerisine girer. Ayrıca içsel çevrimle oluşan kabarcıkların kaldırma kuvveti de destek olmaktadır. Sıvı jet sistemine verilen gazı emme tüpünün üst kısmında iki fazlı akış içerisinde gaz kabarcıkları şeklinde disperse eder. Jet nozulu etrafından birim hacim başına oldukça yüksek yüzey alanı elde edilir. Püskürtme çevrimli reaktörler çok yüksek ekzotermik reaksiyonlar için daha kullanışlıdır.

Püskürtme çevrimli reaktörlerde kütle transferini etkileyen ve proses tasarımında göz önüne alınması gereken bazı önemli parametreler bulunmaktadır [Lindert et al., 1992; Siegel and Robinson, 1992; Velan and Ramanujam, 1992; Xianliou et al., 1992; Padmavathi and Remananda, 1993; Zehner and Benfer, 1996; Yıldız, 1999].

1. Gaz debisi
2. Sıvı debisi
3. Püskürtme başlığının yapısı
4. Reaktör geometrisi
5. Katı madde konsantrasyonu
6. Sirkülasyon süresi

Gaz Debisi

Gaz debisi, hemen hemen tüm reaktörlerin performanslarının ölçülmesinde de kullanılan kütle transfer katsayısı (K_{La}) ve gaz tutulma (ϵ) değerleri üzerinde rol oynayan önemli parametrelerden biridir.

Püskürtme çevrimli reaktörlerde özgül yüzey alanı (a) ile birim hacim başına harcanan güç (E/V) arasındaki ilişki aşağıdaki gibi ifade edilebilir [Chaudhari et al., 1986; Yıldız, 1999].

$$a = 5.4 \times 10^3 u_g^{0.4} \left(\frac{E}{V} \right)^{0.66}$$

(4.2)

Denklem 4.2’de görülebileceği gibi özgül yüzey alanı, gaz sirkülasyon hızı ile de, E/V değeri ile de orantılı olarak artmaktadır. Dolayısıyla hem gaz sirkülasyon hızının hem de sisteme aktarılan enerjinin artması, sistemin kütle transfer katsayısını arttırmaktadır [Wachsmann et al., 1985; Prasad and Ramanujam, 1995; Yıldız, 1999].

Gaz debisinin artışıyla K_{La} değerinin arttığı bilinmektedir. Bunun sebebi, yüksek gaz debilerinde gaz sıvı arayüzeyinin artması ile açıklanmaktadır [Velan and Ramanujam, 1991; Yıldız, 1999]. Yapılan bazı çalışmalarda artan gaz debisi ile K_{La} ve gaz tutulmaları orantılı olarak artmaktadır [Xianliou et al., 1992; Velan and Ramanujam, 1992; Padmavathi and Remananda, 1993; Prasad and Ramanujam, 1995; Yıldız, 1999].

Sıvı Debisi

Sıvı debisi de kütle transfer katsayıları ve reaktör performansları üzerinde önemli etkilere sahiptir. Gaz debisine benzer şekilde, sıvı hızının artırılması K_{La} değerini belli bir değere kadar yükseltmektedir. Ancak artan sıvı hızından dolayı bir geçiş bölgesi meydana gelir ve dolayısıyla artan girdaplar, gaz kabarcıklarının sirkülasyonunu azaltır. Bunu takiben hava kabarcıkları birleşerek kütle transferi için gaz-sıvı arayüzeyini küçültür [Prasad and Ramanujam, 1995; Yıldız, 1999;]. Bu geçiş evresinde gaz kabarcıklarının bir kısmı reaktörden kaçabilmektedir. Sistemden kaçan gaz miktarı azaldıkça kütle transferi de o kadar yüksek olmaktadır.

Nozulun (Püskürtme Başlığının) Yapısı

Sıvı ve gazın reaktör içerisine girişi reaktör performansı açısından son derece önemli olan bir parametredir. Nozulun reaktörün alt veya üstünde yer alması sıvı giriş hızıyla doğrudan ilgili olduğu için reaktörün üstüne yerleştirilmesi daha uygun olduğu görülmektedir [Wachsmann, et al., 1984; Jain et al., 1990; Dirix and Wiele, 1990; Yıldız, 1999].

Yapılan çalışmalarda çok farklı nozullar kullanılarak gazı sıvı içinde daha iyi dağıtabilen tasarımlar üzerinde çalışılmaktadır [Dutta and Raghavan, 1987]. Nozulun hemen çıkışında hava kabarcıkları ve sıvı tanecikleri arasında yoğun bir etkileşim vardır ve buna ilk karışım adı verilmektedir. Daha sonraki karışımlar reaktör içerisindeki türbülansın bir sonucudur [Wachsmann, et al., 1984].

Reaktör Geometrisi

Reaktörün uzunluğu ve çapı arasındaki oran da önemli bir parametre olarak karşımıza çıkmaktadır ve 3 ile 10 arasında olması tavsiye edilmektedir. Fakat en ideali 6-10 arasındır. İçsel çevrimin kolaylıkla yönetilebilmesi için reaktör bu yüksek uzunluk ve çap oranlarına sahip olması gerekmektedir. Sisteme giren hava kabarcıklarının daha uzun süre içeride kalması için emme tüpünün çapı ile reaktör çapı arasındaki oran 0,25 ile 0,5 arasında olmalıdır. Optimum oran ise 0,28-0,33'tür [Sheng and Pang, 1999].

Katı Madde Konsantrasyonu

Özellikle biyolojik atıksu arıtma amacıyla kullanılan reaktörlerde katı madde konsantrasyonunun önemli bir parametre olduğu ve artan katı madde miktarı ile biyoreaktör içerisindeki oksijen konsantrasyonunun azaldığı bilinmektedir [Heijen et al., 1990]. Özellikle artan biyokütle konsantrasyonu sıvının viskozitesini arttırmakta ve hava borusundan sisteme verilen kabarcıkların boyutunun azalmasına yol açmaktadır. Biyoreaktörlerde katı madde bulunması durumunda hem gaz tutulmalar hem de kütle transfer katsayısı temiz suya göre belli bir oranda azalmaktadır [Kawase and Moo-Young, 1991; Yıldız, 1999]. Ayrıca sistemde katı fazın bulunması daha fazla enerji harcanmasına yol açar.

Sirkülasyon Süresi

Püskürtme çevrimli reaktörlerde sirkülasyon süresi, sisteme üstten giren bir sıvının reaktörün en altına kadar inip yeniden girdiği noktaya kadar gelmesi için gerekli süre olarak tanımlanır [Velan and Ramanujam, 1991]. Dolayısıyla enjektör ile emme tüpü arasındaki mesafe önemlidir. Bu mesafe arttıkça sirkülasyon süresi azalmaktadır [Velan and Ramanujam, 1991].

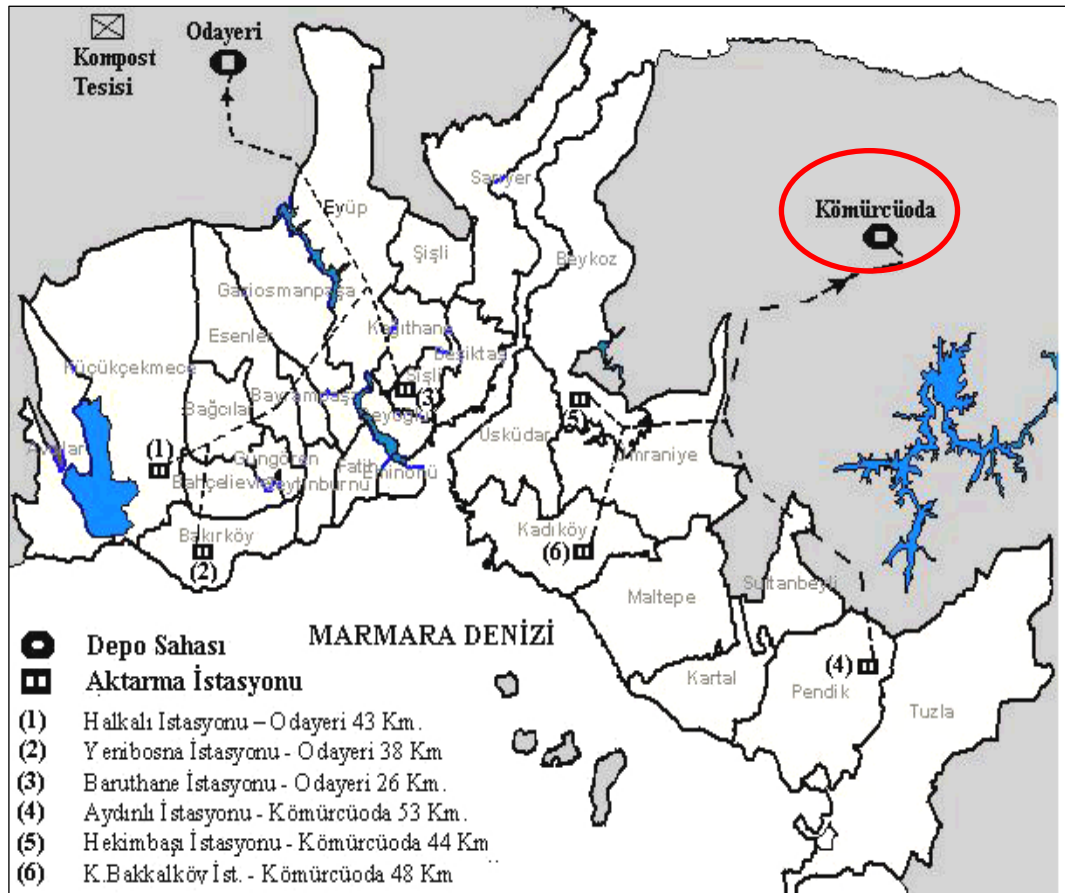
Püskürtme çevrimli reaktörlerde içeri emilen veya verilen havanın mümkün olduğu kadar içeride tutulması reaksiyonun etkinliği açısından son derece önemlidir. Bu amaçla reaktör içerisinde basınç kayıplarına yol açmadan reaktör geometrisi

üzerinde değişiklikler yapmak gerekmektedir. Sirkölasyon süresinin artışı özellikle biyolojik reaksiyonlarda sisteme verilen oksijenin kullanımını arttırmaktadır. Dolayısıyla sisteme gönderilen oksijenin büyük bir kısmı kullanılabildiğinden, reaktörün oksijen iletme kapasitesi yükselmektedir [Yıldız, 1999].

5. MATERİYAL – METOT

5.1. Kullanılan Sızıntı Suyu ve Karakterizasyonu

Bu çalışmada kullanılan sızıntı suyu İstanbul'un Anadolu yakasında konumlandırılmış olan 1995 yılından bugüne hizmet vermekte olan Kömürcüoda-Şile Düzenli Deponi Sahası'ndan (Şekil 5.1) temin edilmiştir.



Şekil 5.1. İstanbul'da Aktarma İstasyonlarının ve Düzenli Depolama Sahalarının Konumları

Sızıntı suyu karakteristiği ele alınan atıksuyun biyolojik parçalanması ile ilgili önemli bilgiler sunduğundan [Tatsi and Zouboulis, 2002] ve sızıntı suyu karakteristiği zamanla çok büyük değişiklikler gösterebildiğinden, söz konusu sızıntı suyunun fiziksel ve kimyasal özellikleri çalışma süresince belirli aralıklarla izlenmiş ve Çizelge 5.1'de sunulmuştur. Karakterizasyon için yapılan ağır metal analizleri

atomik absorpsiyon spektrometre (AAS) grafit fırında yapılmıştır. Bu maksatla, Pinel-Raffaitin ve arkadaşlarının (2006) izlediği metotla sızıntı suyunda bulunan ağır metaller endüstriyel bir mikrodalga fırın (ETHOS 1600) kullanılarak çözeltiye geçirilmiştir. KOİ analizleri, Standart Metot STM 5220 C ve TKN ile NH₃ analizleri ise sırası ile STM 4500-N_{org} B Macro-Kjeldahl ve STM 4500-NH₃ C metoduna, toplam P ise STM 4500-P D metoduna göre yapılmıştır [APHA, 1992]. İnert KOİ için ise atıksu fraksiyon analiz metodu takip edilmiştir [Wisconsin State, Dept. of Natural Resources].

Çizelge 5.1. Kullandığımız Depo Sahası Sızıntı Suyu Karakteristiği.

PARAMETRE	mg/L*
pH	7,4–8,1
KOİ	12000-15000
İnert KOİ	2250-2400
BOİ ₅	4000-7000
AKM	1300-1800
TKN	2400-2800
Org N	200-300
NH ₃ -N	2200-2500
Toplam P	8,5-10,2
Mg	340-360
Al	1,5-2,5
Pb	1,0-1,2
Zn	0,75-0,85
Ni	0,40-0,50
Fe	10,00-17,00
Ag	0,03-0,04
Cu	0,040-0,050
As	0,040-0,060
Sb	0,055-0,070
Se	< 0,001
Cd	0,022

* pH hariç konsantrasyon birimidir.

Çizelgede görülebileceği gibi arıtmaya çalışılan sızıntı suyunun pH değeri 7,4–8,1 aralığında değişmektedir. KOİ ve BOİ₅ ortalama değerleri ise sırasıyla 13225 and 5789 mg/L, olarak tespit edilmiştir. Biyolojik olarak parçalanabilir KOİ ve BOİ₅ arasında önemli bir fark gözlenmiştir. Bunun sebebinin atıksu içinde bulunan kuvvetli toksik maddelerden ve refrakter maddelerden kaynaklandığı düşünülmektedir.

Bilindiği gibi BOI_5/KOI oranı, sızıntı suyu içinde bulunan biyolojik olarak parçalanabilen organik maddelerin bir göstergesidir. Genç deponi sahalarında oluşan sızıntı suyu içindeki organik maddenin büyük bir kısmı kolay parçalanabilen uçucu yağ asitlerinden oluşmaktadır. Dolayısıyla bu aşamada BOI_5/KOI oranına genellikle 0,4–0,5 aralığında ya da daha yüksek değerlerde karşılaşılmaktadır [Ozkaya et al., 2006]. Deponi sahasının yaşı arttıkça BOI_5/KOI oranı sifıra yaklaşmaktadır [Fan et al., 2007]. Bunun nedeni sızıntı suyu içinde bulunan organik maddenin zaman içinde parçalanmasıdır. Düşük BOI_5/KOI oranı deponi sahasının kararlı hale geldiğini ve biyolojik arıtma için uygun olmadığını bir göstergesidir. Bu çalışma için kullanılan sızıntı suyunun, ortalama BOI_5/KOI oranı 0,44 olarak tespit edilmiştir ve biyolojik arıtmaya uygun olduğu görüşü benimsenerek yüksek performanslı kompakt membran biyoreaktörlerle arıtılabilirliğinin araştırılmasına karar verilmiştir. Ayrıca sızıntı suyunun inert KOI 'si 2300 mg/L olarak ölçülmüştür. 1995'ten beri deponi sahası olarak kullanılan Kömürcüoda–Şile Deponi sahasından alınan sızıntı sularının normal şartlarda daha düşük BOI_5/KOI oranına sahip olması beklendiği halde elde edilen değerler yeni hücrelerden gelen sızıntı sularının eski hücrelerden gelenlerle birleştiğinin bir göstergesidir.

Püskürtme çevrimli membran biyoreaktörde yapılan çalışma süresince KOI , TKN, NH_3 ve AKM analizleri günlük olarak yapılmıştır. Ayrıca çalışma boyunca fosfor analizleri de yapılmıştır.

5.2. Ekipman, Enstrümantasyon ve İşletim Prosedürü

Püskürtme Çevrimli Membran Biyoreaktör Düzeneği

Yıldız (1999) tarafından tasarlanan püskürtme çevrimli membran biyoreaktör esas alınarak dizayn edilen ve yaptırılan yüksek performanslı membran biyoreaktör Şekil 5.2'de ve şematik olarak Şekil 5.3'te sunulmuştur. Reaktör, iç içe geçmiş yüksekliği 125,5 cm, iç çapı 15 cm olan ve emme tüpü uzunluğu 100 cm ve iç çapı 7 cm olan iki adet silindirik konik tabanlı pleksiglas tüpten oluşmaktadır (Şekil 5.3). Bu tip reaktörlerin ana amacı atıksu ile havayı farklı oranlarda çarpıtarak

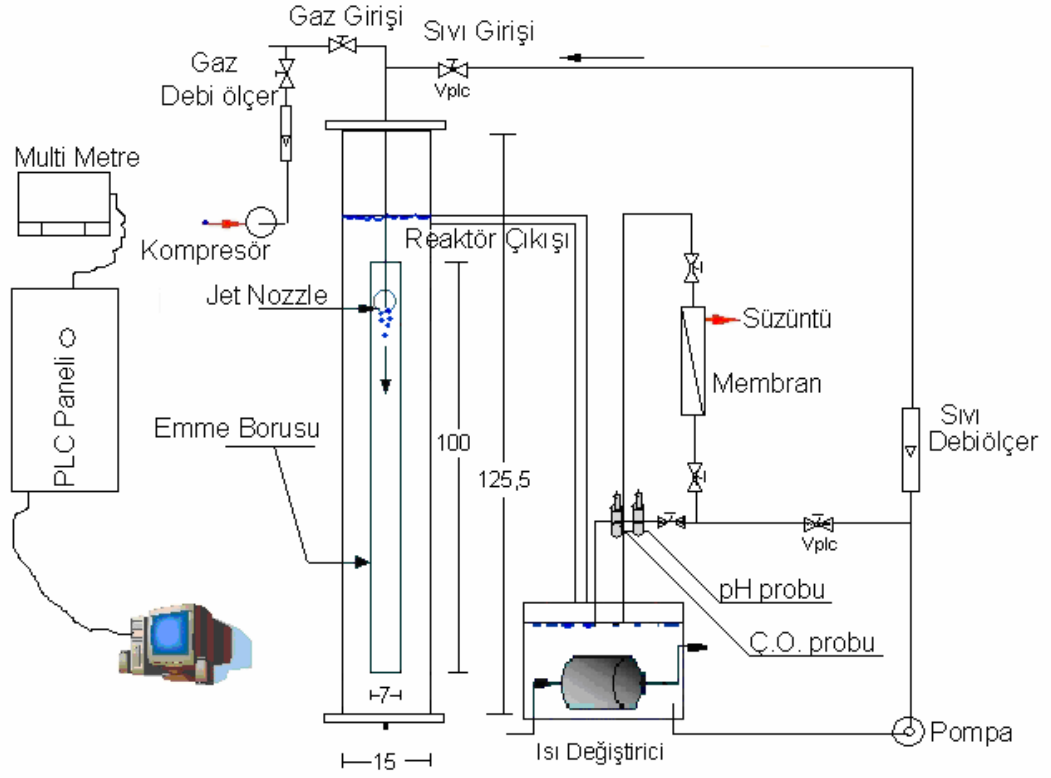
kariştırmak suretiyle atıksuya oksijen difüzyonunu arttırarak mikroorganizmaların organik maddeyi daha etkin bir şekilde parçalamalarını sağlamaktır.



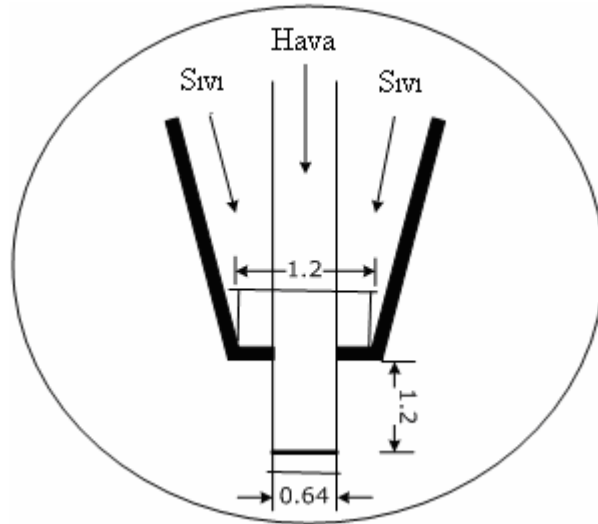
şekil 5.2. Kullanılmakta Olan Püskürtme Çevrimli Membran Biyoreaktör.

Adından da anlaşıldığı gibi, atıksu ile havanın farklı oranlarda kariştığı püskürtme başlığında jet oluşmaktadır [Farizoglu and Keskinler,2006; Dutta and Raghavan, 1987; Dirix and Wiele,1990; Velan and Ramanujam, 1991]. Kullanılan nozulun detayı ve reaktör üst kısmının ayrıntıları sırasıyla şekil 5.4 ve şekil 5.5'te verilmektedir.

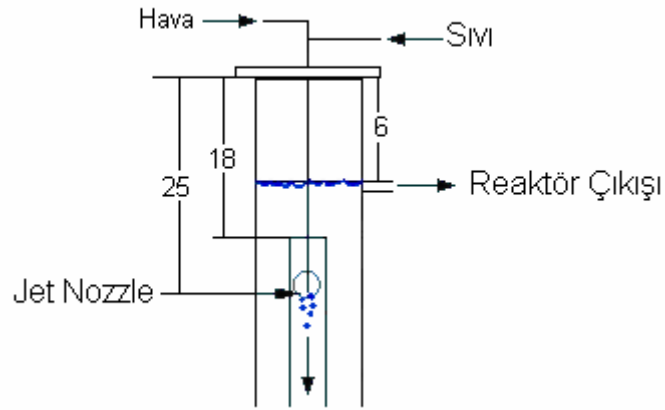
Yüksek performanslı membran biyoreaktörlerde, sıvı jet sürüşü ile sirkülasyon sağlanmaktadır. Sıvı faz, reaktöre yüksek bir hızla verilerek sıvı faz ile gaz fazın çok iyi karişması sağlanmaktadır [Salehi et al., 2005]. Oluşan sıvı jetinin momentumu ile iç tübe giren sıvı aşağıya doğru hareket ederek tabana çarptıktan sonra reaktör ile emme tüpü arasındaki dairesel boşluktan yukarı doğru çıkmaktadır. Emme tüpünün hemen üstünde, sıvının bir kısmı tekrar iç tüp tarafından emilmektedir. Bu şekilde tam bir sıvı-gaz karişımı sağlanmaktadır [Farizoglu et al., 2004].



Şekil 5.3. Reaktörün Şematik Gösterimi (boyut ölçüleri cm olarak verilmiştir, V_{plc} = PLC kontrollü vana).



Şekil 5.4. Enjektörün Detaylı Gösterimi (boyut ölçüleri cm olarak verilmiştir).



Şekil 5.5. Reaktör Üst Ölçüleri (boyut ölçüleri cm olarak verilmiştir).

Ara tankın içine yerleştirilen soğutma ünitesi vasıtasıyla reaktörün sıcaklığı $25 \pm 2^\circ\text{C}$ 'de tutulmuştur. Soğutma musluk suyu kullanılarak sağlanmıştır. Sızıntı suyu ara tanka peristaltik pompa (Heidolph 5201) yardımıyla beslenmiştir. Hava ve sıvı debileri, ilgili debimetreler (ifm ve Krohne) yardımıyla ölçülmüştür. Çözünmüş oksijen, sıcaklık ve pH gibi diğer önemli işletme parametreleri sürekli olarak multi-parametre ölçüm cihazı (Hach-Lange) ile ölçülmüştür. Multimetre tarafından kaydedilen bütün veriler SCADA (Siemens WinCC) sistemiyle bilgisayara aktarılmıştır. Sistemin kütle transfer özelliklerinin belirlenmesi aşamasında, sistemin kontrolü ve izlenmesi Programlanabilir Lojik Kontrolör (Phoenix Contact ILC 350 IB) ile yapılmıştır. Ancak daha sonraki çalışmalarda gaz ve sıvı debisi sırasıyla 4 L/dak. ile 40 L/dak. olarak sabit tutulduğundan PLC kontrolüne ihtiyaç duyulmamıştır.

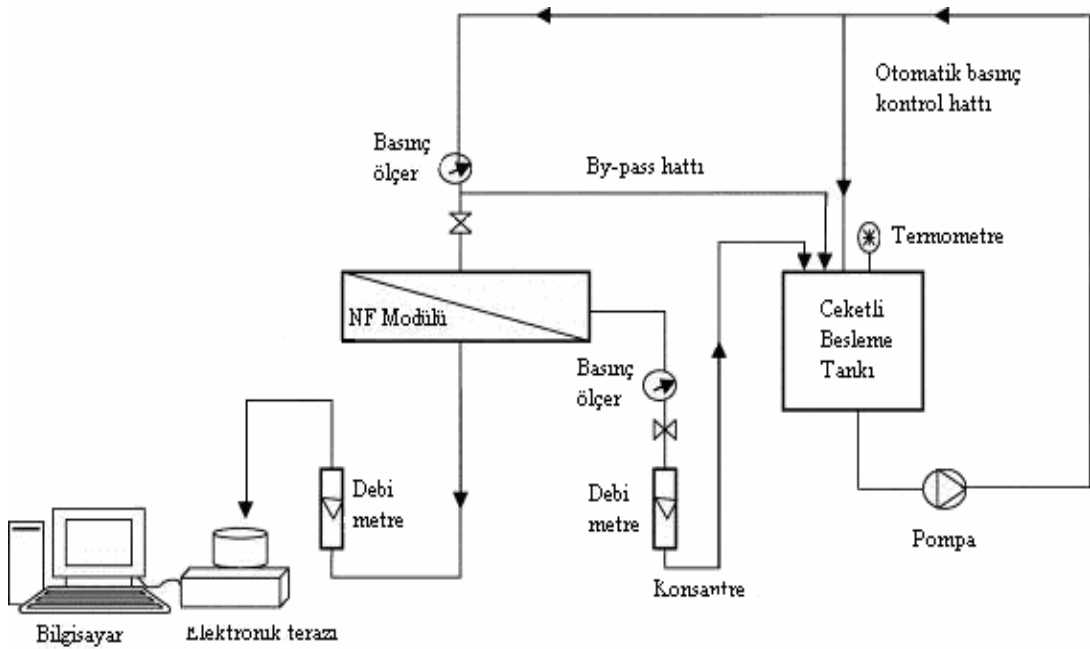
Kullanılan Membranlar ve Özellikleri

Mikrofiltrasyon Ünitesi

Filtrasyonun sağlanması amacıyla harici olarak reaktörün çıkışına yerleştirilmiş Microdyn-Nadir (MD 063 TP 2N) marka tübüler 0,2 μm 'lik por çapına sahip mikrofiltrasyon membran ünitesi kullanılmıştır. Polipropilen malzemeden yapılmış olan membran 0,2 m^2 'lik bir etkin filtrasyon iç alanına sahiptir ve 5,5 mm'lik iç çapa sahip 19 adet tüpten oluşmaktadır. Maksimum işletme basıncı üretici firma tarafından 2 bar olarak belirtilmiştir.

Nanofiltrasyon Ünitesi

Püskürtme çevrimli membran biyoreaktör çıkışı alınan sızıntı suyuna Şekil 5.6'da verilen laboratuvar ölçekli sistemde NF uygulanmıştır. Membran modülü 250×98×24 (mm) boyutuna sahip paslanmaz çelikten yapılmıştır. Membran kanalı ise 200×40×13 (mm) boyutundadır. Nanofiltrasyon modülünün etkin membran alanı 80 cm^2 'dir. Sistemin maksimum çalışma basıncı 6400 kPa ve maksimum çapraz akış debisi 4,4 L/dak.'dır.



Şekil 5.6. Laboratuvar Ölçekli Nanofiltrasyon Sisteminin Şematik Gösterimi.

Deneyler FM NP010 ve FM NP030 membranları kullanılarak 2000 kPa basınç altında gerçekleştirilmiştir. Süzüntü akış hızı bilgisayara bağlı olan Pirecisa 320 XB-

1200 C marka terazi ile elde edilen ağırlıkların bilgisayara aktarılmasıyla hesaplanmıştır. Her bir deney pH değeri 9,3 olan 5 L'lik besleme çözeltisi ile gerçekleştirilmiştir. Besleme çözeltisi membran modülüne verilmeden önce deney şartlarının sabitlenmesi için 15 dakika boyunca geri devir hattından besleme tankına sirkülasyonu sağlanmıştır. Daha sonra modül çıkışında yer alan vana kısılarak membran geçiş basıncı ve akış hızı ayarlamaları yapılmış ve deney süresince kontrol edilerek sabit tutulmuştur. Ayrıca deneyler süresince sıcaklık besleme tankı ceketinden musluk suyu geçirilerek $25\pm 2^{\circ}\text{C}$ sabit tutulmuştur.

NF deneylerinde kullanılan FM NP010 ve FM NP030 membranların özellikleri Çizelge 5.2'de verilmektedir.

Çizelge 5.2. Nanofiltrasyon Deneylerinde Kullanılan Membran Türlerinin Teknik Özellikleri.

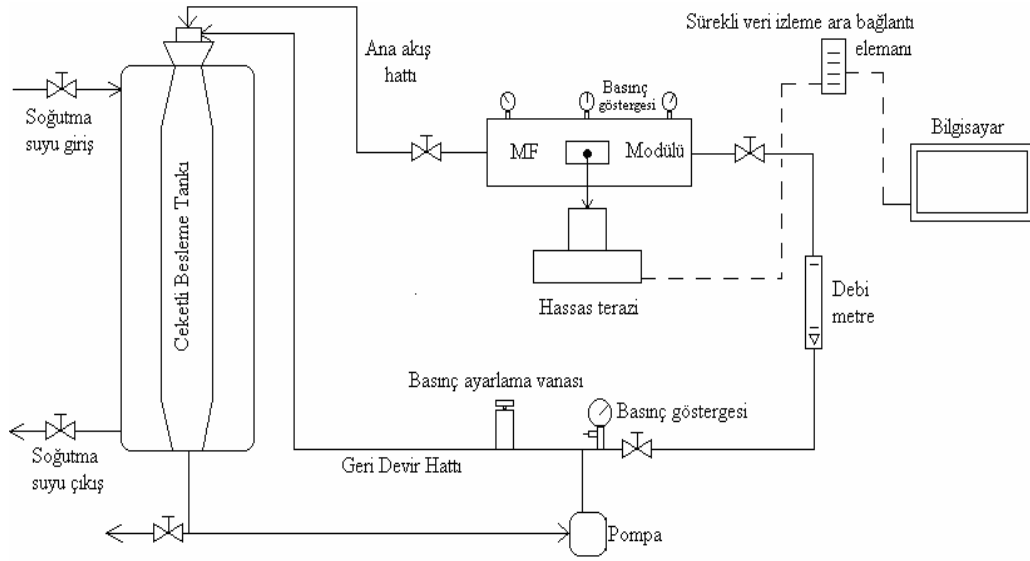
Membran	FM NP010	FM NP030
Membran Malzemesi	Hidrofilik polietersülfon	Hidrofilik polietersülfon
Saf Su Akısı ($\text{L}/\text{m}^2\text{sa}$)	>200	>40
pH Aralığı	0–14	0–14
Maksimum Sıcaklık	95°C	95°C
Maksimum İşletme Basıncı (bar)	40	40
MWCO (Dalton)	1000	400
*Giderme Verimi (%)		
NaCl (% 0,5)	5–15	25–35
Na_2SO_4 (% 0,5)	25–55	80–95
Laktoz (% 4)	25–45	70–90

*Test şartları: 40 bar, 20°C , hareketli hücre (700 rpm)

Toz Aktif Karbon–Mikrofiltrasyon Ünitesi

Yüksek KOİ, TKN ve NH_3 konsantrasyonuna sahip püskürtme çevrimli biyoreaktör çıkışı yine hibrit bir sistem olan ve Şekil 5.7'de şematik olarak gösterilen toz aktif karbon-mikrofiltrasyon (TAK-MF) sistemine verilmiştir. Sistemde

kullanılan toz aktif karbon Sigma-Aldrich 89440 markadır. Sistem, maksimum 5 bar işletme basıncına ve 10 litre su kapasitesine sahiptir. Membran modül $40 \times 15 \times 10$ (cm) boyutlarındaki Delrin® marka (DuPont, Wilmington, Delaware) asetal reçineden yapılmış çapraz akış filtrasyon ünitesidir. Membran modül içerisinde membran malzeme, 7,5 cm çaplı bir dış çerçeve içerisinde yer almaktadır. Membran kanal yüksekliği 0,2 cm olup etkili membran alanı $33,17 \text{ cm}^2$ 'dir. M Schleicher & Schuell marka, 0,2 ve 0,45 μm gözenek boyutlu ve hidrofilik selüloz nitrat tabaka membran kullanılmıştır.



Şekil 5.7. Toz Aktif Karbon–Mikrofiltrasyon Deney Düzeneği.

TAK–MF deneyleri her bir membran için 0,1, 0,2, 0,5, 1, 2, 4, 6 ve 8 g TAK/L konsantrasyonlarında gerçekleştirilmiştir. Çapraz akış hızı ve membran geçiş basıncı tüm deneyler boyunca sırasıyla 1,0 m/s ve 175 kPa değerlerinde sabit tutulmuştur. Her bir deneyde membran modülün devreye alınması öncesinde besleme çözeltisi, geri devir hattı üzerinden 20 dakika süreyle besleme tankına geri devrettirilmiştir. 20 dakikalık geri devir işlemi sonrasında, besleme çözeltisindeki TAK parçacıklarının ayırımı amacıyla membran modül besleme hattındaki vana açılarak, doğrudan membran filtrasyon aşamasına geçilmiş, bu aşamada proses 60 dakika süreyle çalıştırılmıştır. Membran modülün devreye alınması ile birlikte, modül çıkışında yer alan vana kısılarak membran geçiş basıncı ve akış hızı ayarlamaları yapılmış ve deney süresince kontrol edilerek sabit tutulmuştur. Ana hattın açılması ve membran

modülün devreye alınması sonrasında, süzüntü vanası açılarak membran modülden sıvı geçişi sağlanmış ve bilgisayara bağlı OHAUS-Explorer marka EP2102 model hassas terazi ile veriler kayıt altına alınmıştır. 10 sn zaman aralıklarıyla kaydedilen ağırlık değerlerinden hareketle süzüntü akısı değerleri hesap edilmiştir. 60 dakika süren her bir deney sonunda alınan süzüntü numunelerinden KOİ, TKN ve NH_3 analizleri yapılarak sistem performansı değerlendirilmiştir. Giriş pH'sının 9,3 olduğu sistemde sıcaklık deney süresince $25\pm 2^\circ\text{C}$ 'de sabit tutulmuştur.

5.3. Sistemin Kütle Transfer Özelliklerinin Belirlenmesi

Püskürtme çevrimli membran biyoreaktörde sızıntı suyunun arıtımı çalışılmadan önce biyolojik arıtmada oldukça önemli olan oksijen transfer hızı kapasitesi belirlenmiştir. Bu amaçla değişik debilerde hava ve musluk suyu kullanılarak yapılan her bir deneyin K_La ve ε değerleri hesaplanmıştır.

Püskürtme çevrimli reaktör içerisindeki çözünmüş oksijen konsantrasyonunu belirlemek için kullanılan oksijen probu, reaktörün çıkışına yerleştirilmiş ve reaktör içindeki oksijen konsantrasyonları otomatik olarak bilgisayara kaydedilmiştir. Söz konusu prob çözünmüş oksijen konsantrasyonunu optik olarak okuduğu için su içerisinde bulunan hava kabarcıklarından etkilenmemektedir. Azot gazı gönderilerek oksijeni alınan reaktöre, kompresör ile hava verilmeye başlanmış ve artan çözünmüş oksijen konsantrasyonları kaydedilerek, çözünmüş oksijen konsantrasyonu değişmeyinceye kadar bu işleme devam edilmiştir. Bu denemelerde hava debisi 4–36 L/dak. aralığında, sıvı debisi ise 45–70 L/dak. arasında değiştirilmiştir. Çevrimin gerçekleşebilmesi için sıvının kinetik enerjisinin, sisteme giren hava kabarcıklarını yeteri kadar emme borusunun içerisine sürükleyebilmesi gerekmektedir. Dolayısıyla, her sıvı ve hava debisinde çevrim veya hava kabarcıklarının emme borusunu boydan boya geçip, tekrar yukarı çıkabilmesi gerçekleşmemektedir. Tüm denemeler bu sınırları zorlayacak koşullarda gerçekleştirilmiştir. Denemelerin bu kısmında su sıcaklığı $25\pm 2^\circ\text{C}$ olacak şekilde sabit tutulmuştur. Zamanla reaktör içerisinde artan çözünmüş oksijen değerlerinden yararlanılarak Sigma plot programı kullanılarak

nonlinear regresyon tekniği ile K_{La} ve doygunluk çözünmüş oksijen konsantrasyon (C_s) değerleri Denklem 3.19'a göre hesaplanmıştır.

Sistem dengeye geldiğinde, giren sıvı ve hava debileri aynı anda kesilerek reaktör içerisindeki sıvı seviyesi belirlenmiş ve gaz tutulma değerleri Denklem 5.1 eşitliği ile hesaplanmıştır. H_s =Havalandırma sonunda reaktördeki sıvı yüksekliği, cm, H_h = Havalandırmada reaktördeki sıvı yüksekliği, cm, ΔH = Sıvı Seviyesi Farkı, cm

$$\varepsilon = \frac{H_h - H_s}{H_h} = \frac{\Delta H}{H_h} \quad (5.1)$$

5.4. Kinetik ve Stokiyometrik Parametrelerin Solunum Hızına Bağlı Olarak Hesaplanması

Aerobik biyolojik arıtma sistemlerindeki çözünmüş oksijen konsantrasyonu direkt olarak aktif çamurun aktivitesi ile alakalıdır (sabit sıcaklık, basınç ve gaz debisi altında). Dolayısıyla çözünmüş oksijen konsantrasyonunun takip edilmesiyle sistemdeki karışık kültürün performansı belirlenebilir. Ancak respirometrik ölçümlerin sabit sıcaklık, basınç ve gaz debisi şartlarında yapılması gerekmektedir. Püskürtme çevrimli reaktörde meydana gelen türbülansın dolayı çözünmüş oksijen konsantrasyonu her noktada homojen olduğundan respirometrik ölçümlere uygundur.

Sisteme ilave edilen oksijen ile oksijen tüketimi arasındaki denge sağlandıktan sonra sisteme yapılan atıksu (substrat) ilavesi sistemdeki oksijen tüketiminde bir değişiklik oluşturmaktadır. Substrat ilavesi sistemin çözünmüş oksijen dengesini değiştirdiğinden zamanla değişen çözünmüş oksijen konsantrasyonu grafiğe geçirilirse elde edilen eğri 'respirogram' olarak adlandırılır (Şekil 5.7) [Ros, 1993]. Sistemin genel bir değerlendirmesinin yapılabileceği gerekli kinetik parametreler, sisteme ait K_{La} değeri de kullanılarak elde edilen respirogram ile hesaplanabilmektedir [Ros and Dular, 1992]. Bilindiği gibi, endojen safhada oksijen tüketim hızı, belli sabit şartlar altında sabit bir değere sahiptir (Denklem 5.2).

$$r_s = K_L a(C_s - C_e) = \text{sabit} \quad (5.2)$$

Ancak yukarıda da belirtildiği gibi sisteme atıksu ilave edildiğinde denge, substratın oksidasyonu ile değişmektedir. Dolayısıyla bu Denklem 5.3 ile ifade edilebilmektedir;

$$\frac{dC}{dt} = K_L a(C_s - C) - r_t \quad (5.3)$$

burada

$$r_t = r_s + r_e \quad (5.4)$$

r_t = toplam oksijen tüketim hızı, mg/L.dak.

r_s = çamur tüketim hızı (endojen oksijen tüketim hızı), mg/L.dak.

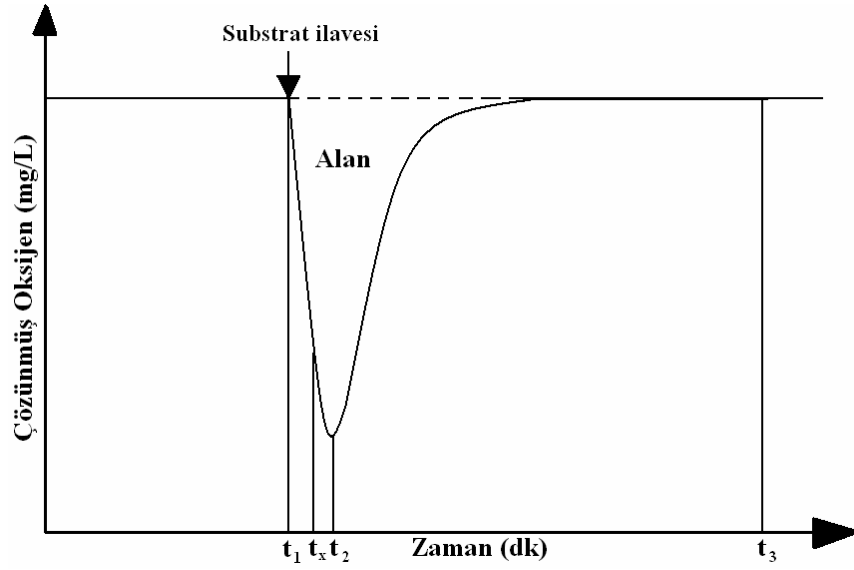
r_e = substrat tüketim hızı (eksojen oksijen tüketim hızı), mg/L.dak.

olarak tanımlanmaktadır. Denklem 5.2’de verilen r_s , Denklem 5.3’te yerine konursa Denklem 5.5 elde edilir.

$$\frac{dC}{dt} = K_L a(C_s - C) - K_L a(C_s - C_e) - r_e \quad (5.5)$$

Buradan substrat tüketim hızı r_e elde edilir.

$$r_e = K_L a(C_e - C) - \frac{dC}{dt} \quad (5.6)$$



Şekil 5.8. Tipik Respirogram Grafiği [Ros, 1993].

Şekil 5.8’de görüldüğü gibi oksijen konsantrasyonunun minimum olduğu noktada dC/dt 0 değerine eşittir. Dolayısıyla belli miktarda substrat ilave edildiğinde substrat tüketim hızı aşağıdaki gibi hesaplanabilmektedir (Denklem 5.7).

$$r_e = K_L a (C_e - C_{\min}) \quad (5.7)$$

$$\int_0^{\infty} \frac{dC}{dt} dt = 0 \quad (5.8)$$

olduğunda, Denklem 5.6 integre edilirse;

$$\int_0^{\infty} r_e dt = K_L a \int_0^{\infty} (C_e - C) dt \quad (5.9)$$

elde edilir.

Respirogramdan görülebileceği gibi t_1-t_3 arasında ilave edilen tüm substrat mikroorganizmalar tarafından kullanılır. Dolayısıyla, Denklem 5.9 aşağıdaki gibi ifade edilebilir.

$$\int_{t_1}^{t_2} r_e dt = K_L a \int_{t_1}^{t_2} (C_e - C) dt \quad (5.10)$$

Ayrıca respirogramdaki belirtilen “Alan” hesaplanarak, belli miktarda ilave edilen substratın parçalanması için kullanılan toplam oksijen miktarı Denklem 5.11 ile hesaplanabilir.

$$\int_{t_1}^{t_2} r_e dt = K_L a \cdot A \quad (5.11)$$

Burada A respirogramdaki alanı göstermektedir.

Biyomas dönüşüm oranı (Y) ise Denklem 5.12 kullanılarak hesaplanmaktadır.

$$Y = 1 - \frac{K_L a \cdot A}{S} \quad (5.12)$$

5.4.1. μ ve μ_{max} ve K_s Değerlerinin Hesaplanması

Substrat tüketim hızı denkleminde (Denklem 5.6) faydalanılarak Denklem 5.13 elde edilebilir [Ros, et al., 1988].

$$\mu = K_L a (C_e - C) - \frac{dC}{dt} \quad (5.13)$$

Denklem 5.6 ve Denklem 5.13'ten görülebileceği gibi r_e ve μ değerleri birbirine eşittir. Dolayısıyla maksimum substrat tüketim hızı da $(r_{e,max})$, μ_{max} 'a eşittir. Sisteme farklı hacimlerde substrat ilave edilirse, respirogramdan farklı r_e değerleri elde edilmektedir. Dolayısıyla $r_{e,max}$ değerini bulabilmek için yeterli miktarda substrat ilavesi ve yeterli sayıda deneme yapmak gerekmektedir. Denemeler sırasında artan

substrat ilavesi ile elde edilen μ (r_e) değeri μ_{max} 'a kadar artmaktadır. r_e değeri maksimuma ulaştıktan sonra, substrat ilavesinin arttırılmasına rağmen r_e değeri sabit bir değerde kalmalıdır ($r_{e,max}$).

Elde edilen r_e değerlerinin sistemdeki ortalama mikroorganizma konsantrasyonuna bölünmesiyle spesifik substrat solunum hızı, R_e değeri elde edilmektedir (Denklem 5.14).

$$R_e = \frac{r_e}{X}, \quad (1/T) \quad (5.14)$$

Yarı doygunluk sabiti, K_s , değeri, lineerleştirilmiş Monod denklemi kullanılarak bulunabilmektedir. Kesikli çalışan sistemler için, $1/S$ 'ye karşılık $1/\mu$ grafiğinin eğiminden K_s kolayca elde edilebilmektedir [Setiadi and Fairus, 2003].

5.4.2. k_d Değerinin Hesaplanması

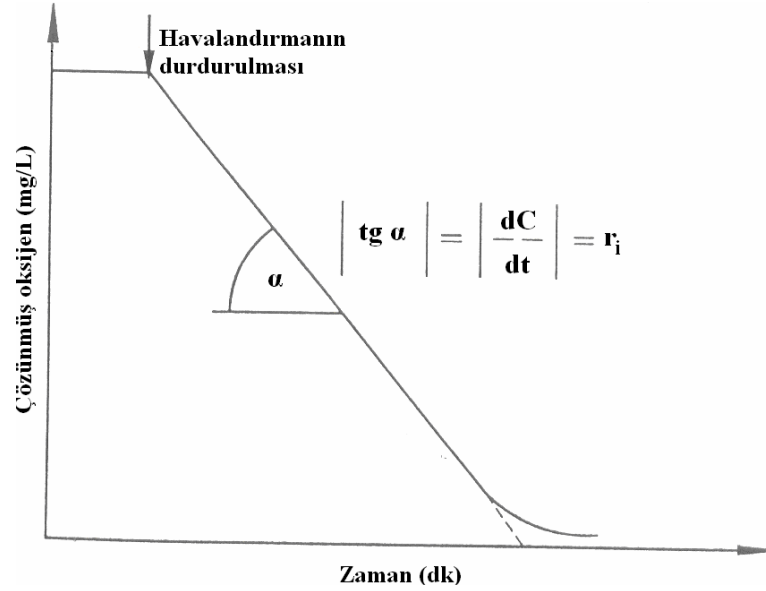
Çözünmüş oksijen konsantrasyonu doygunluğa ulaşmış, endojen safhadaki respirometrenin oksijen kaynağı kesildiğinde respirometredeki çözünmüş oksijen konsantrasyonunun zamanla değişimi Şekil 5.9'daki gibi gerçekleşmektedir. Çamur solunum hızı, elde edilen grafiğin lineer kesiminden aşağıdaki eşitlik kullanılarak hesaplanabilir.

$$r_s = \left| \frac{dC}{dt} \right| \quad (\text{mg/L.dak}) \quad (5.15)$$

Buradan da spesifik endojen safha oksijen kullanım hızı ($R_s = k_d$);

$$R_s = \frac{1,42 \cdot r_s}{X} \quad (1/T) \quad (5.16)$$

olarak hesaplanmaktadır.



Şekil 5.9. Endojen Solunum Hızının Hesaplanma Grafiği [Ros, 1993].

5.5. Mikroorganizma Türlerinin Belirlenmesi

Bakteri izolasyonu ve Saflaştırılması

Reaktörden alınan karışık kültür numunelerinden bakteri türlerinin izole edilmesi için “brain heart” agar ortamı kullanılmıştır. Her bir numune için nüfus yoğunluğunu tespit edebilmek amacıyla agarlarda hücre sayma tekniği takip edilmiştir. Numunelerdeki hücrelerin sayısının azaltılması maksadıyla gerekli seyreltmeler yapılmıştır. Seyreltilmiş numunelerden 1 mL alınarak petri kabında bulunan BHA ortamının yüzeyine yayılmış ve 35°C’de 24 saat sürecinde inkubasyonu sağlanmıştır. Tek tür kolonileri BHA kaplarından toplanmış ve saflaştırılmak üzere alt kültürler oluşturulmuştur. Saf bakteri türleri, kolonilerin bu

şekilde birkaç kez üst üste transferiyle ve 35°C’de 24 saat süreyle inkube edilmesiyle elde edilmiştir. Elde edilen saf türler VITEK cihazıyla tanımlanmıştır.

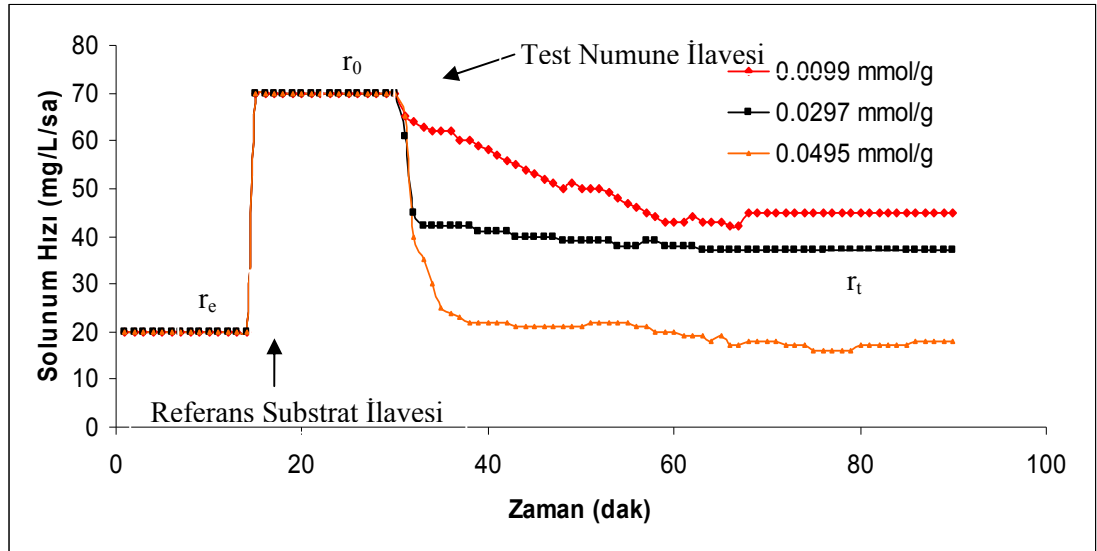
5.6. İnorganik İnhibitörler için Toksisite Deneyi

Aktif çamurun oksijen tüketim hızı (solunum hızı) çamurun canlılığın bir ölçüsüdür ve toksik etkilerin belirlenmesinde kullanılabilecek uygun bir parametredir. Referans numunesinin ilavesinden önceki solunum hızı ile sonraki solunum hızı arasındaki fark test edilmek istenen toksik madde numunesinin toksisite ölçüsünü vermektedir.

Prosedür

Toksisite deneylerinin yürütülebilmesi için her bir deney için yeni bir aktif çamur numunesinin kullanılması gerekmektedir. Substrat ilavesi olmaksızın havalandırılan aktif çamur bir süre sonra iç solunuma geçmektedir. En az 5 dakika boyunca sabit bir iç solunum hızına ulaşıldığında bir sonraki adıma geçilebilir.

Biyolojik olarak parçalanabilen bir organik madde reaktöre ilave edilir; çamur bu maddeyi maksimum hızla okside etmeye başlar. En az 15 dakika boyunca sabit bir hız gözlemlendikten sonra test numunesi (herhangi bir inorganik toksik madde) reaktöre ilave edilir. En az 1 saat boyunca sürekli olarak solunum hızı ölçülür. Şekil 5.10’da üç farklı konsantrasyona sahip bakırsülfat çözeltisi ilavesinden sonra solunum hızının zamana karşı elde edilen grafiği bir örnek olarak sunulmuştur.



Şekil 5.10. Üç Farklı Konsantrasyondaki Bakırsülfat İlavesinde Substrat Oksidasyonu [Ra-COMBO lab Kullanma Kılavuzu].

Hesaplanması:

- İç solunum hızı (r_e , $\text{mgO}_2/\text{L.sa.}$): Referans substrat ilavesinden önceki iç solunum hızı ortalamasıdır.
- Referans değer (r_0 , $\text{mgO}_2/\text{L.sa.}$): Test numunesinin ilavesinden hemen önceki nitrifikasyon çamurunun ortalama solunum hızıdır.
- Test numunesinin ilavesinden sonraki t anındaki solunum hızı (r_t , $\text{mgO}_2/\text{L.sa.}$)

İlave edilen inhibitör maddenin aktif çamur üzerine yaptığı toksik etki Denklem 5.17 yardımıyla hesaplanmaktadır.

$$E_t (\%) = \frac{[r_0 - r_t]}{[r_0 - r_e]} \cdot 100 \quad (5.17)$$

6. BULGULAR

6.1. Kütle Transfer Özelliklerinin Belirlenmesi

Çalışmanın ilk aşamasında püskürtme çevrimli reaktörün kütle transfer özelliğinin belirlenmesi için musluk suyu kullanılarak oksijen transfer özellikleri incelenmiştir. Bu amaçla sisteme önce azot gazı bağlanarak reaktör ve sirkülasyon ara tankındaki çözünmüş oksijen konsantrasyonu 0.5 mg/L değerinin altına ininceye kadar sirkülasyon yapılmıştır. Bu arada sistemdeki çözünmüş oksijen konsantrasyonu sürekli olarak bilgisayar bağlantılı olarak izlenerek kaydedilmiştir.

Her bir deney için elde edilen çözünmüş oksijen konsantrasyonu kullanılarak Denklem 3.19'e göre nonlinear regresyon ile K_{La} ve Denklem 5.1'e göre de ε değerleri hesaplanmış ve Çizelge 6.1'de sunulmuştur.

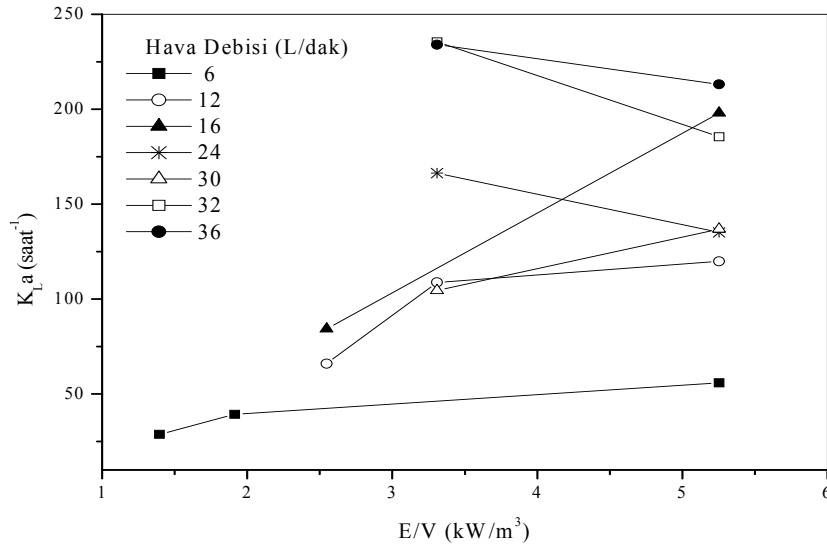
Çizelge 6.1. K_{La} ve Doygunluk Çözünmüş Oksijen Konsantrasyon Değerleri.

Hava Debisi (L/dak)	Sıvı Debisi (L/dak)	K_{La} Saat ⁻¹	C_s (mg/L)	ε (%)
4	45	32,4	9,91	2,5
	50	25,2	11,37	2,8
	55	34,92	11,03	2,9
	60	36	11,87	3
	70	29,8	12,5	3,3
6	45	28,73	9,59	4,6
	50	39,24	9,41	3,4
	55	34,92	10,66	4,6
	70	55,8	11,03	5,4
8	45	64,8	9,25	7,5
	50	33,84	11,33	7,7
	55	73,08	10,2	7,4
	60	61,2	10,46	7,3
	70	47,52	11,65	3,1

Çizelge 6.1. (Devamı) K_{La} ve Doygunluk Çözünmüş Oksijen Konsantrasyon Değerleri.

Hava Debisi (L/dak)	Sıvı Debisi (L/dak)	K_{La} Saat ⁻¹	C_s (mg/L)	ϵ (%)
10	55	67,32	10,9	12,1
	60	111,6	11,23	12,3
	70	76,68	11,67	18
12	55	65,88	11,45	14,3
	60	108,72	11,64	14,8
	70	119,88	12,2	18,3
14	55	133,2	10,12	15
	60	147,6	11,16	12,9
	70	113,04	12,12	19,6
16	55	84,24	10,76	17,1
	70	198	9,86	22,3
18	55	165,6	11,02	15
	60	135,36	11,52	16,8
20	55	167,04	11,98	15
	60	117,72	12,6	18,7
24	60	166,32	13,34	20
	70	135	12,52	23
30	60	104,4	11,3	12,9
	70	136,8	10,5	24,8
32	60	235,44	10,48	22
	70	185,4	11,82	26
34	60	190,8	12,44	21,9
	70	255,6	15,1	28
36	60	234	15,2	24,6
	70	213,12	14,96	27

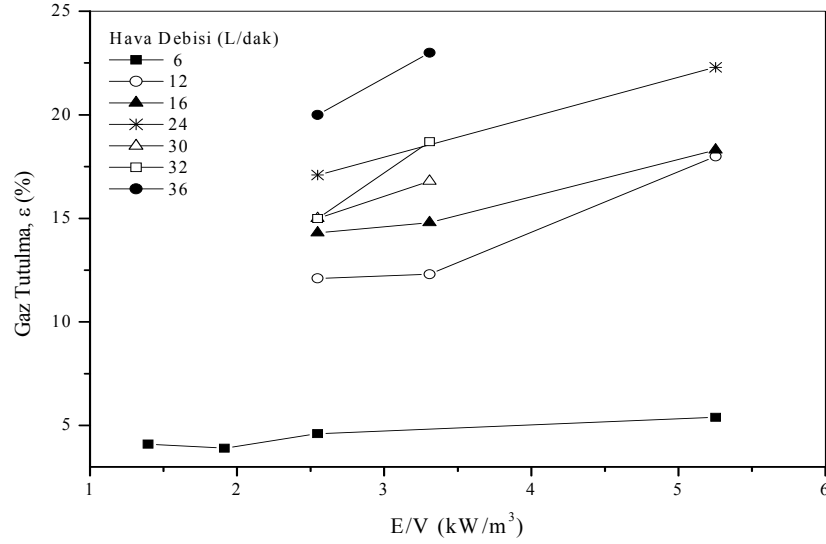
Çizelge 6.1'den de görüleceği gibi sıvı debisi aralığı 45-70 L/dak ve hava debisi aralığı 4-36 L/dak olarak belirlenmiştir. Çalışılan hava debilerinde çevrim oluşturacak sıvı debileri belirlenerek deneyler gerçekleştirilmiştir. Kullanılan sıvı debisi aralığına karşılık gelen enerji tüketimi ile K_{La} ve ϵ değerleriyle ilişkisi Şekil 6.1 ve 6.2'de sunulmuştur.



Şekil 6.1. Farklı Hava Debilerinde E/V ile K_{La} Değişimi.

Şekil 6.1'de görülebileceği gibi, hava debisi 6 L/dak olarak ayarlandığında E/V değerindeki artış ile K_{La} değerinde de beklenen artış gözlenmiştir. 2 kW/m^3 civarına kadar olan artış 2,5- 5,25 kW/m^3 arasındaki artışa göre nispeten daha fazladır. E/V değerinin 6 L/dak hava debisinde K_{La} 2 kW/m^3 civarına kadar belirgin bir şekilde artma gösterdikten sonra bu artış hafif bir şekilde değişiklik göstermiştir. Hava debisi 12 L/dak olarak ayarlandığında gözlenen K_{La} değişimi 6 L/dak'da gözlenene benzerlik göstermektedir. Ancak bu değişim daha keskindir. 2,5- 5,25 kW/m^3 arasında 16 L/dak hava debisi uygulandığında ilk K_{La} değeri ile son K_{La} arasındaki artış hemen hemen 3 kattır. 3,3-5,25 kW/m^3 arasındaki K_{La} değerleri ise 24, 32 ve 36 L/dak hava debileri için belirgin bir düşüş göstermektedir. K_{La} değerlerindeki artış, artan kinetik enerjiden dolayı hava kabarcıklarının boyutlarının küçülmesi olarak düşünülürken, azalma ise emme tüpü ile reaktör arasında kalan bölgeden yukarı doğru yükselen hava kabarcıklarının yüksek hızlarından dolayı tekrar emme borusu içerisine girememeleri ve sistemden kaçmaları olarak düşünülmektedir. Ayrıca reaktörün üst kısımlarında meydana gelen girdaplar, hava kabarcıklarının yeniden reaktörün iç kesimlerine çekilmesi yerine, kısa dairesel hareketlerle sistemde çok fazla bulunmadan, sıvı fazdan üst taraftaki hava faza, oradan da dışarı kaçmalarına sebep olmakta, bu da K_{La} değerinin düşmesine neden olmaktadır. Sistemde otomatik vanalar kullanıldığından ve bu vanaların salınımından dolayı sisteme sürekli olarak sabit debide su verilememiştir. Dolayısıyla sisteme

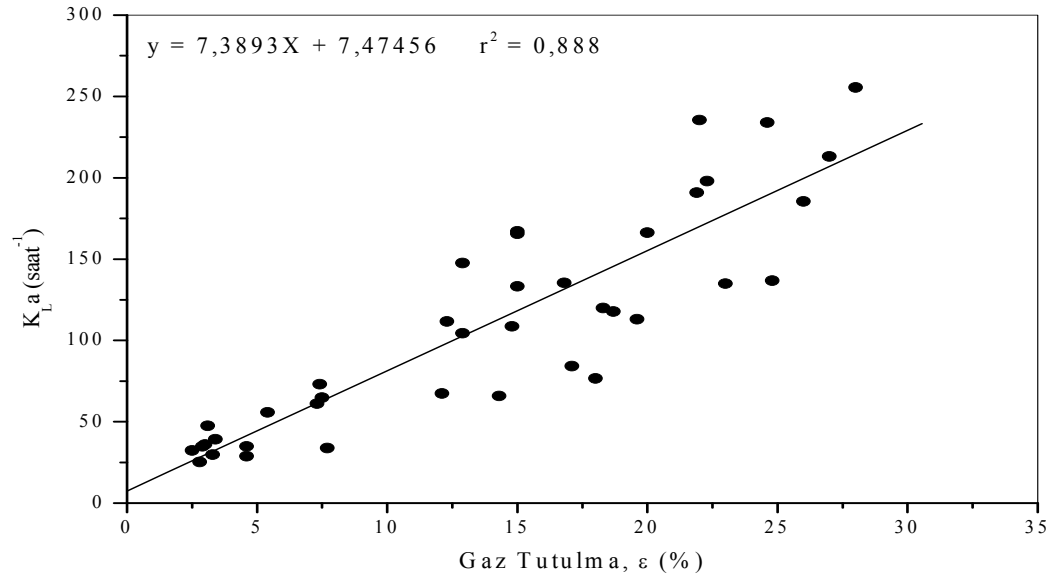
verilen E değeriinde de salınımlar gerçekleşmiştir. Bu durumun doğal olarak elde edilen K_{La} ve gaz tutulma (ϵ) değerlerini de etkilediği düşünülmektedir. Ancak püskürtme çevrimli reaktörün kütle transferi ile ilgili hesaplamalarda sisteme verilen E/V değerlerinin sabit olduğu kabul edilmiştir.



Şekil 6.2. Farklı Hava Debilerinde E/V ile Gaz Tutulma Değeri Değişimi.

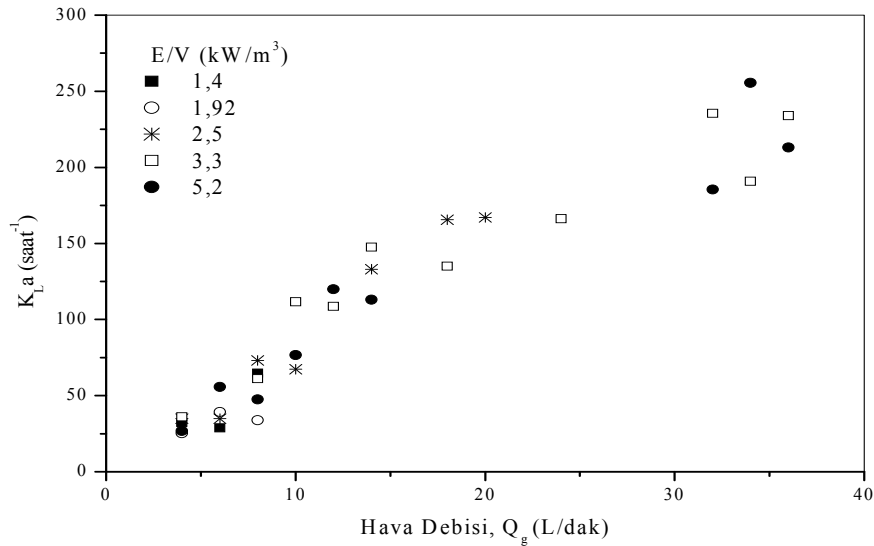
Şekil 6.2'den de görülebileceği gibi tüm hava debileri için artan E/V'ye bağlı olarak gaz tutulma değerleri (ϵ) artmaktadır. 6 L/dak hava debisi için 2 kW/m³ civarında ϵ değeri düşmekte ve bu düşüş ihmal edilebilecek kadar düşüktür. Ancak daha sonra tekrar artmaktadır. 12, 16, 24, 30, 32 ve 36 L/dak debide sisteme hava verildiğinde E/V değerindeki artışla beraber hava tutulma değerleri de (ϵ) artmaktadır.

Şekil 6.3'ten görülebileceği gibi gaz tutulma (ϵ) ile K_{La} değerleri arasındaki korelasyon lineer bir artış göstermektedir. ϵ değeri K_{La} terimindeki spesifik yüzey alanı (a) ile doğrudan ilgili olduğundan, K_{La} 'daki artış reaktör içerisindeki hava kabarcıklarının miktar ve boyutları ile yakından ilgilidir. Bu durum reaktör içerisindeki akış rejiminin bir sonucu olarak ortaya çıkar ve giren hava kabarcıklarının sistemdeki kalış sürelerinin artması ile açıklanabilir.



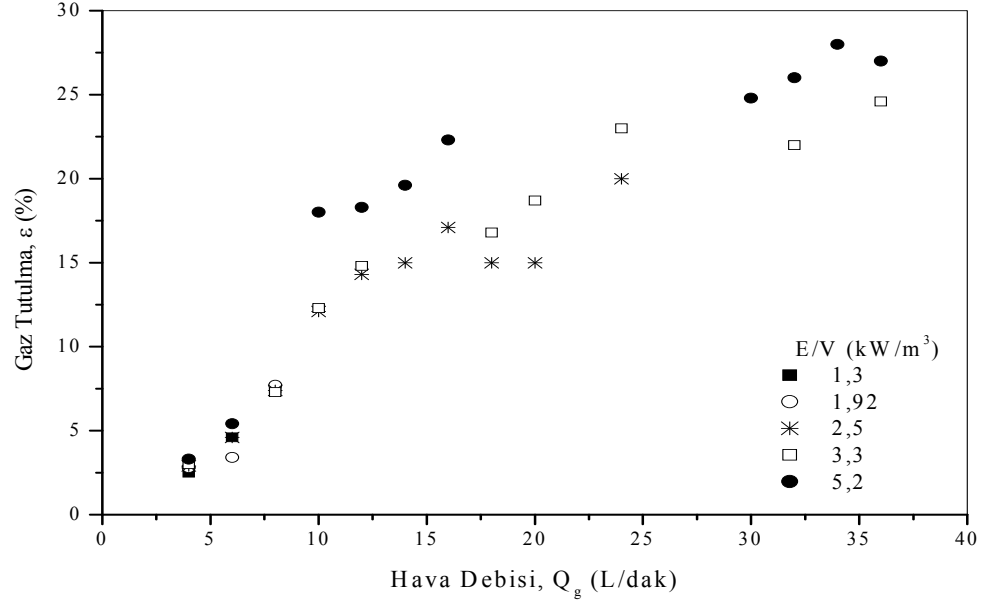
Şekil 6.3. Gaz Tutulma (ϵ) ile $K_L a$ Değişimi.

Şekil 6.4'ten $K_L a$ değerlerinin hava debisi ile orantılı, fakat E/V 'den bağımsız olarak arttığı görülmektedir. Hava debisinin 20 L/dak.'nın üzerine çıktığı zaman bu artışın azalmaya başladığı açıktır. Bunun nedeni ise emme tüpü içerisine girebilen kabarcık sayısındaki azalma ve kabarcık boyutundaki artış olduğu düşünülmektedir. Yüksek debilerde $K_L a$ değerinde oldukça fazla salınımlar gözlenmektedir.



Şekil 6.4. Değişen E/V Değerlerinde $K_L a$ 'nın Hava Debisi ile Değişimi.

Şekil 6.5'ten gaz tutulma (ε) değerlerinin $K_L a$ 'daki değişim gibi hava debisi ile orantılı fakat E/V 'den bağımsız olarak arttığı görülmektedir ki bu beklenen bir durumdur. $K_L a$ 'daki değişimin yönü neyse, ε 'daki değişimin yönü de aynıdır.



Şekil 6.5. Değişen E/V Değerlerinde Gaz Tutulma (ε) Değerlerinin Hava Debisi ile Değişimi.

6.2. Kesikli Sistemde Arıtma Kapasitesi ve Solunum Hızına Bağlı Kinetik Katsayıların Belirlenmesi

6.2.1. μ , $\mu_{\max}$ ve K_s Değerlerinin Tesbiti

Bölüm 5'te belirtildiği gibi kinetik katsayılar solunum hızına bağlı olarak hesaplanmıştır. Aktif çamur süspansiyonuna substrat ilavesinden sonra substrat solunum hızı bulunmuştur [Ros, 1993]. Denklem 6.1'de görülebileceği gibi r_e ve μ değerleri birbirine eşittir, dolayısıyla, maksimum substrat solunum hızı da ($r_{e,\max}$) $\mu_{\max}$ 'a eşittir. Sisteme farklı miktarlarda substrat ilave edildiğinde, farklı μ değerleri elde edilmektedir. $\mu_{\max}$ değerini elde edebilmek için, yeterli miktarda substrat ilavesi

gerekmektedir ve çalışılan reaktör için yeterli sayıda deneme yapılarak sonuca ulaşmak gerekmektedir [Ros, 1993].

$$r_e = K_L a(C_e - C) - \frac{dC}{dt} = \mu \quad (6.1)$$

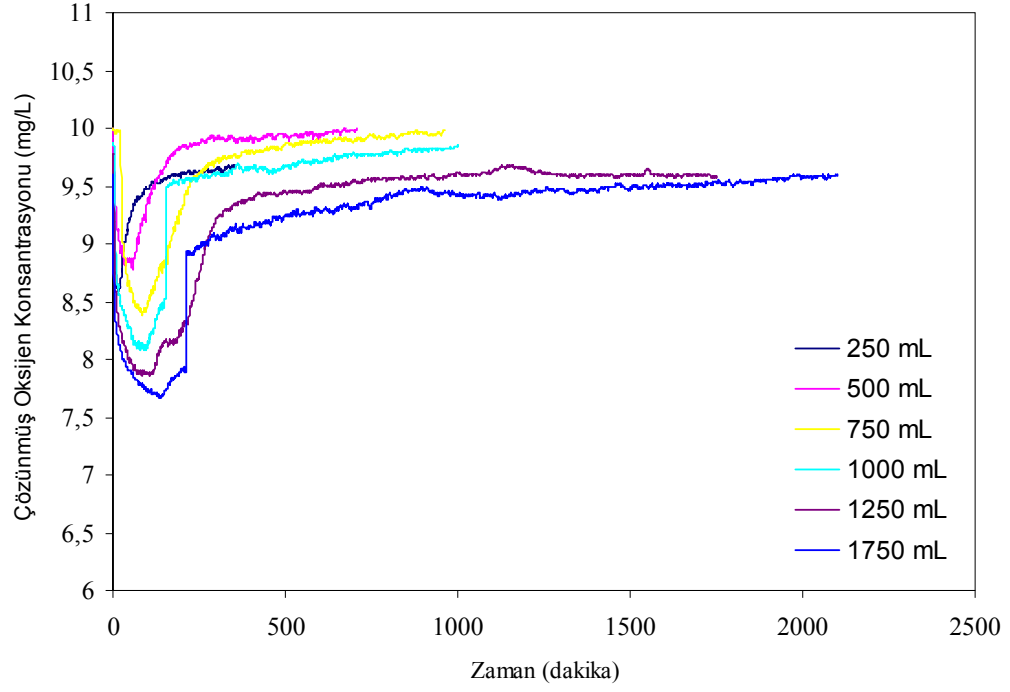
Elde edilen r_e değerleri daha sonra ortalama biyokütle konsantrasyonuna bölünerek maksimum spesifik büyüme hızını veren R_e değerleri elde edilmektedir (Denklem 6.2). Kesikli çalışmalar sırasında reaktör iç çeperinde biyofilm oluşmu gözlenmediğinden ölçülen MLSS değerlerinin tüm biyokütleyi temsil ettiği kabul edilmiştir.

$$R_e = \frac{r_e}{X}, \quad (1/T) \quad (6.2)$$

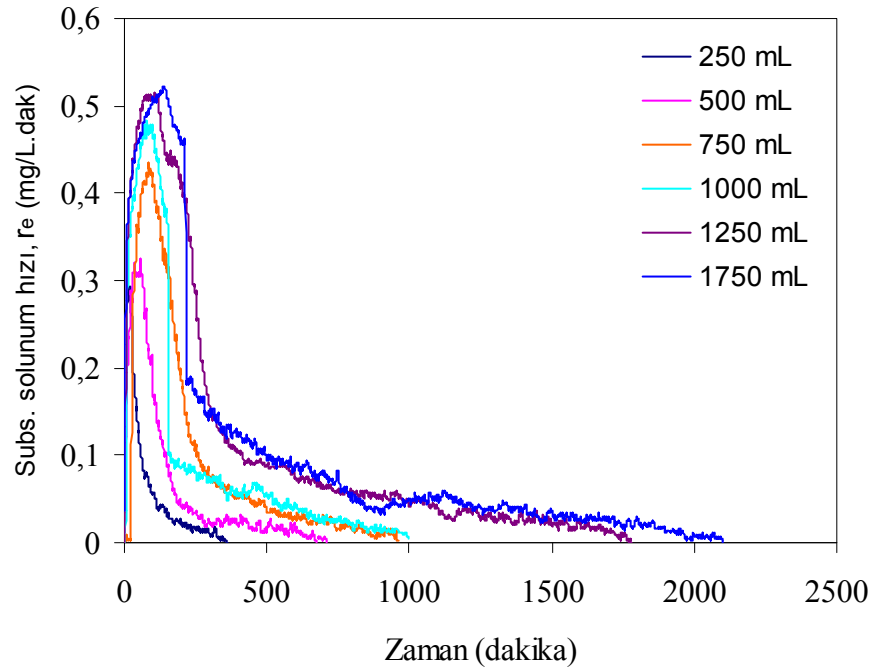
Şekil 6.6 ve Şekil 6.7’de elde edilen respirogram ve r_e diyagramları sunulmuştur. Yukarıda da belirtildiği gibi sistem endojen solunuma geçtikten sonra sisteme 0,25; 0,50; 0,75; 1,0; 1,25 ve 1,75 L sızıntı suyu ilave edilmiştir. Reaktöre ilave edilen kirletici yükü artışıyla farklı respirogramlar elde edilmiştir. Şekil 6.6’dan da görülebileceği gibi her bir respirogramın alanı farklı olmaktadır. Buradan da Denklem 6.1 ve 6.2 uyarınca Şekil 6.7’de görülen farklı r_e grafikleri elde edilmiştir.

Görülebileceği gibi 0,25; 0,50; 0,75 ve 1,0 L hacimlerde sızıntı suyu ilave edildiğinde r_e değerlerinin arttığı gözlenmektedir. Ancak 1,25 L ilave edildiğindeki r_e değeri ile 1,75 L ilave edildiğindeki r_e değeri hemen hemen eşit olduğundan $r_{e,max}$ değerini ulaşıldığı kanaatine varılarak daha fazla deneme yapılmamıştır. Dolayısıyla tepe noktasındaki r_e değerlerinden elde edilen $R_{e,max}$ (μ_{max}) olarak kabul edilmektedir. Çalışılan sistem için μ_{max} değeri 0,21 1/gün olarak bulunmuştur.

Yarı doygunluk sabiti, K_s , değeri lineerleştirilmiş Monod denklemi kullanılarak bulunmuştur. Kullandığımız reaktör için K_s değeri 11000 mg/L olarak bulunmuştur. Bu da, sızıntı suyunun mikroorganizmalar tarafından zor parçalandığının bir göstergesidir. Bilindiği gibi, bu parametre mikroorganizmaların substrata karşı ilgisini göstermektedir [Setiadi, 2003].



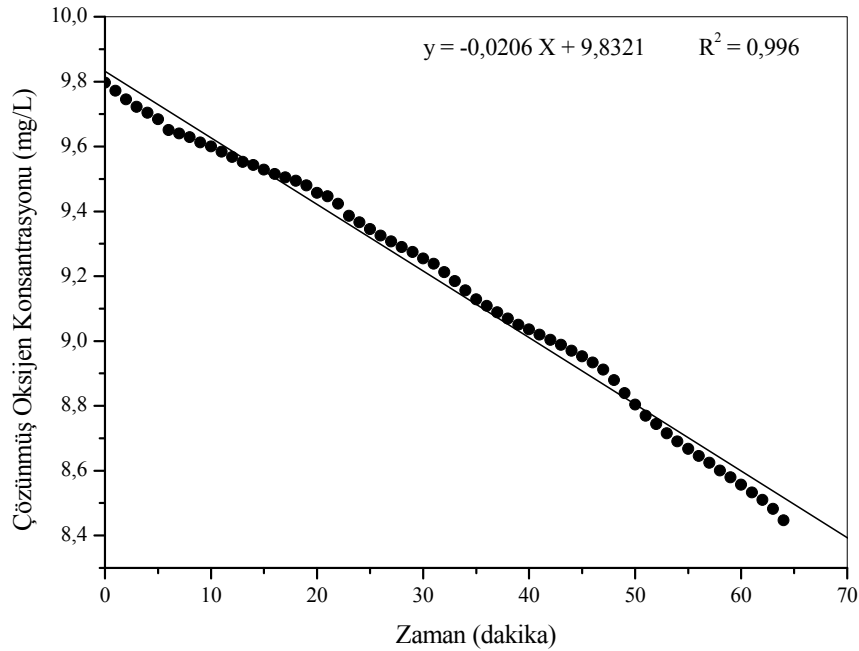
Şekil 6.6. Reaktöre Farklı Miktarlarda Sızıntı Suyu İlavesiyle Elde Edilen Respirogramlar.



Şekil 6.7. Reaktöre Farklı Miktarlarda Sızıntı Suyu İlavesiyle Elde Edilen r_e Grafikleri.

6.2.2. k_d Değerinin Tesbiti

k_d ölçümleri için çözünmüş oksijen probunun rezervuarı kullanılmıştır. Deneyler süresince ana reaktörden çözünmüş oksijen probuna giriş engellenmiştir. Benzer şekilde rezervuara herhangi bir şekilde havanın girmesi de önlenmiştir. Şekil 6.8'de görülebileceği gibi hava kaynağı kesildikten sonra (endojen safhasında ve doygun çözünmüş oksijen konsantrasyonunda) respirometredeki çözünmüş oksijen konsantrasyonunun zamanla değişimi incelenmiştir. Suschka ve Ferreira (1986) tarafından belirtildiği gibi endojen solunuma ulaşmak için 4 saatlik bir havalandırma süresi genellikle yeterli olmaktadır. Burada dikkat edilmesi gereken husus, uzun süreli çalışmalarda logaritmik bir eğrinin elde edileceğidir. Dolayısıyla belli bir sistem için tek bir endojen solunum hızından bahsedilememektedir [Suschka and Ferreira, 1986]. k_d değerinin zamanla azalması beklenmektedir. Dolayısıyla elde edilen grafiğin iyi yorumlanması burada öne çıkmaktadır. Bu çalışmada, çamur solunum hızı, çözünmüş oksijenin zamanla değişiminden elde edilen grafiğin lineer kesiminden hesaplanmıştır [Ros, 1993].



Şekil 6.8. Spesifik Endojen Solunum Hızı İçin Elde Edilmiş Grafik.

Şekil 6.8'den görülebileceği gibi havanın kesilmesinden sonraki yaklaşık 1 saatlik periyoda rastlayan lineer bölümün eğiminden R_s (k_d) değeri hesaplanmaktadır. Spesifik endojen solunum hızı (k_d), Denklem 3.15 kullanılarak $0,019 \text{ gün}^{-1}$ olarak bulunmuştur (Çizelge 6.2).

6.2.3. Dönüşüm Oranı Y Değerinin Belirlenmesi

Dönüşüm oranı, Y'nin bulunması için Ros (1993) tarafından önerilen metot uygulanmıştır. Çalışılan sızıntı suyunun inert KOİ'si yüksek olduğundan ve refrakter organikler içermesinden dolayı evsel atıksu aktif çamur sistemleri dikkate alındığında, elde edilen $\mu_{\max}$ ve Y değerlerinin oldukça düşük, bununla birlikte K_s değerinin de yüksek olduğu görülmektedir. Arıtmaya çalışılan sızıntı suyu 10 yılı aşkındır kullanılan bir deponi sahasından temin edildiğinden, deponi sahasında oluşan anaerobik şartlardan dolayı organik maddelerin büyük bir kısmı son oksidasyon basamağına kadar ya da son oksidasyon basamağına yakın bir basamağa kadar oksitlenmişlerdir. Dolayısıyla elde edilen $\mu_{\max}$ ve Y değerleri, mikroorganizmaların türüne ve sızıntı suyu içerisindeki besin olarak kullandığı organik maddenin halihazırdaki oksidasyon basamağına bağlıdır.

Çizelge 6.2. Elde Edilen Kinetik Katsayılar.

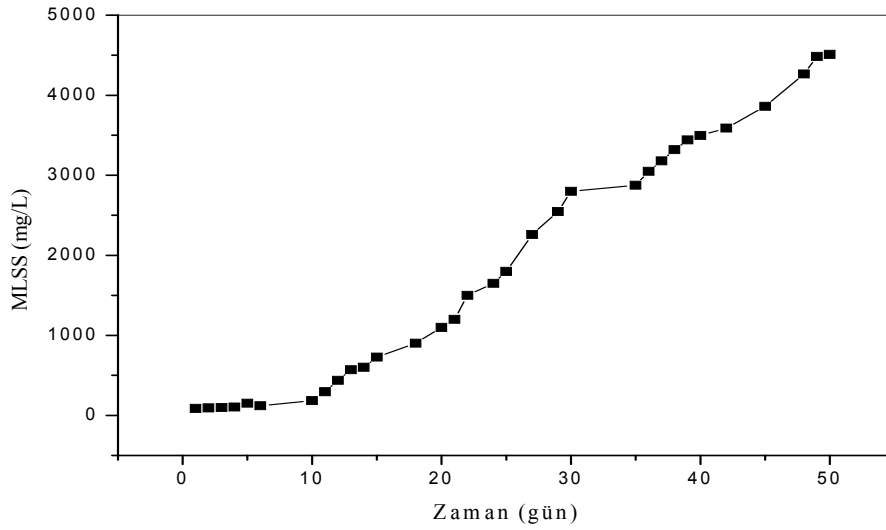
Kinetik katsayılar	Değer
$\mu_{\max}$, max, spesifik büyüme hızı, 1/gün	0,21
Y, dönüşüm oranı, gr/gr	0,28
k_d , endojen solunum hızı 1/gün	0,019
K_s , yarı doyumluk hız sabiti, mg/L	11 000

6.3. Püskürtme Çevrimli Membran Biyoreaktörde Biyolojik Arıtım

Biyolojik arıtma sistemlerinde atıksu arıtımında ortama iyi uyum sağlamış mikroorganizmaların bulunmayışı sistem performansını önemli ölçüde azaltır. Dolayısıyla, bu çalışmada sürekli sistemde sızıntı suyuna ve reaktöre alışmış mikroorganizmalar kullanılmıştır. Bunu sağlamak için reaktör öncelikle kesikli olarak çalıştırılmış, daha sonra sisteme membran ünitesi entegre edilerek sürekli sisteme geçilmiştir.

6.3.1. Reaktörün Devreye Alınması ve İşletilmesi

Püskürtme çevrimli membran biyoreaktörün devreye alınmasında Tuzla Evsel Atıksu Arıtma Tesisi'nden alınan biyolojik çamur aşısı olarak kullanılmıştır. Reaktöre 28 L kadar aşısı konarak reaktör minimum düzeyde çalıştırılıp mikroorganizmaların ihtiyacı olan substratı sağlamak için reaktöre sakkaroz (çay şekeri) ilave edilmiştir. Böylece mikroorganizmaların reaktördeki türbülans ortamına daha çabuk adapte olmaları sağlanmıştır. Reaktöre iki gün sonra düşük hacimlerde sızıntı suyu ilave edilmeye başlanmıştır. Mikroorganizmalar yavaş yavaş kompleks ve yoğun kirletici içeren sızıntı suyuna adapte edilmiştir. Aşısı yapıldıktan 58 gün sonra reaktördeki MLSS konsantrasyonu 4200 mg/L'ye ulaşmıştır. MLSS konsantrasyonunun bu kadar yavaş artmasının nedeni çok yoğun olarak köpük probleminin yaşanması olmuştur. Yüksek performanslı membran biyoreaktördeki MLSS değişimi Şekil 6.9'da verilmektedir.



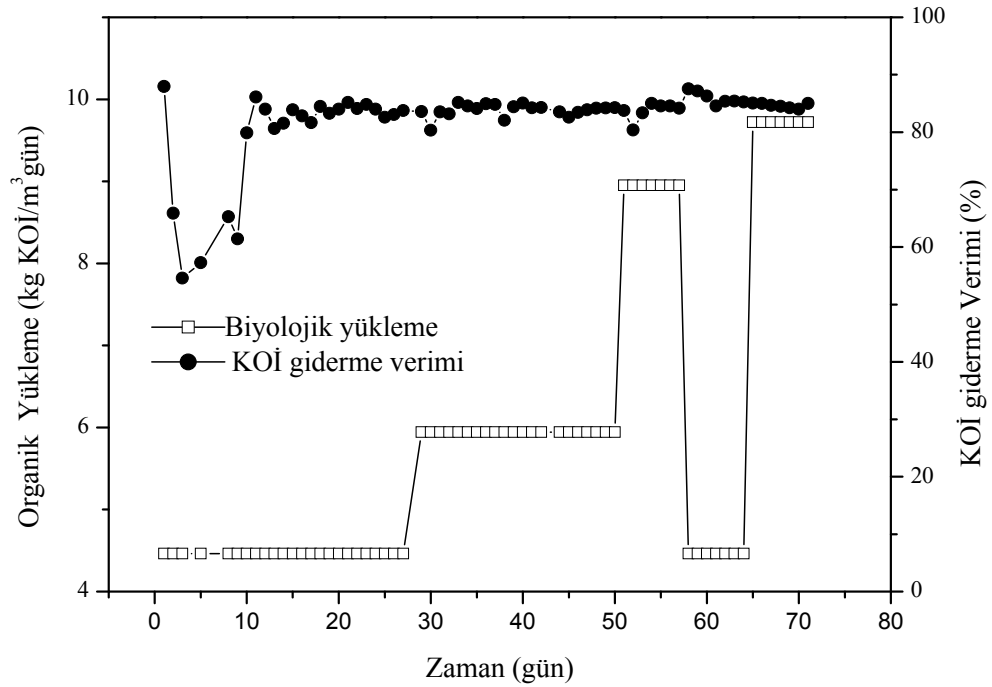
Şekil 6.9. Yüksek Performanslı Membran Biyoreaktördeki Biyolojik Çamur Miktarının Artırılması ($Q_g = 4$ L/ dak, $Q_L = 45$ L/dak).

6.3.2. Sürekli Sistemin KOİ Giderim Performansı

Sistem sürekli sisteme geçildikten sonra yaklaşık 11 hafta çalıştırılmıştır (Şekil 6.10). Sistem sürekli çalışmaya başladığı ilk günlerde verimin oldukça düşük olduğu şekilden görülebilmektedir. Bunun sebebi püskürtme çevrimli membran biyoreaktörün endojen safhada olduğu zaman mikroorganizma konsantrasyonunun az olmasından kaynaklanmıştır. Yaklaşık 10 günlük bir süre sonunda sistem kendini toparlamış ve %80'in üzerinde verim elde edilmeye başlanmıştır. 11 haftalık süre içerisinde toplam KOİ yüklemesi $4,46 \text{ kg KOİ/m}^3.\text{gün}$ ile $9,72 \text{ kg KOİ/m}^3.\text{gün}$ arasında değiştirilmiştir. Akıların düşük olmasından dolayı istenilen hidrolik bekleme sürelerinde ve organik yüklemelerde çalışılamamıştır. Her bir yüklemde sistemin kararlı hale gelmesi beklenmiş ve kararlı hale geldikten sonra en az 7 gün boyunca sistem çalıştırılmıştır. Sistemdeki KOİ yüklemeleri sisteme bağlı olan peristaltik pompanın debisinin arttırılmasıyla ayarlanmıştır. Sistemin çamur yaşı, peristaltik pompayla verilen atıksu hacmi ve membrandan elde edilen süzöntü hacminin farkından yararlanılarak bulunmuştur.

Şekil 6.10'dan görülebileceği gibi değişik organik yüklemelerde sistemin KOİ giderim verimi yaklaşık aynı düzeyde (%80-85) seyretmiştir. Giderilen KOİ sızıntı

suyunun biyolojik olarak parçalanabilen kısmını teşkil etmektedir. Sistemden arıtılmadan çıkan KOİ de biyodegradasyonu mümkün olmayan inert kısımdan (2250 mg KOİ/L) oluşmaktadır. Aslında püskürtme çevrimli membran biyoreaktör çıkış KOİ değeri giriş inert KOİ değerinden daha düşüktür. Bunun sebebi üç şekilde açıklanabilir. Birincisi; sızıntı suyunun içerisindeki refrakter maddeler yüksek türbülans nedeniyle çok küçülerek, püskürtme çevrimli reaktörün tipik özelliği olan küçük mikroorganizma floklarıyla klasik sistemlere göre daha fazla temas yüzeyi bulması olarak açıklanabilir. İkinci olarak; sistemde oluşan çevrim nedeniyle refrakter organiklerin aktif çamur içerisinde daha uzun kalabilmeleridir (Farizoglu and Keskinler, 2006). Son olarak da, sisteme entegre edilmiş membranın por çapının 0,2 µm olması ve filtrasyon sırasında oluşan dinamik tabakanın (kek tabaka) daha seçici davranmasının da etkili olduğu düşünülmektedir.



Şekil 6.10. Farklı Organik Yüklemelerde Elde Edilen KOİ Giderim Verimleri.

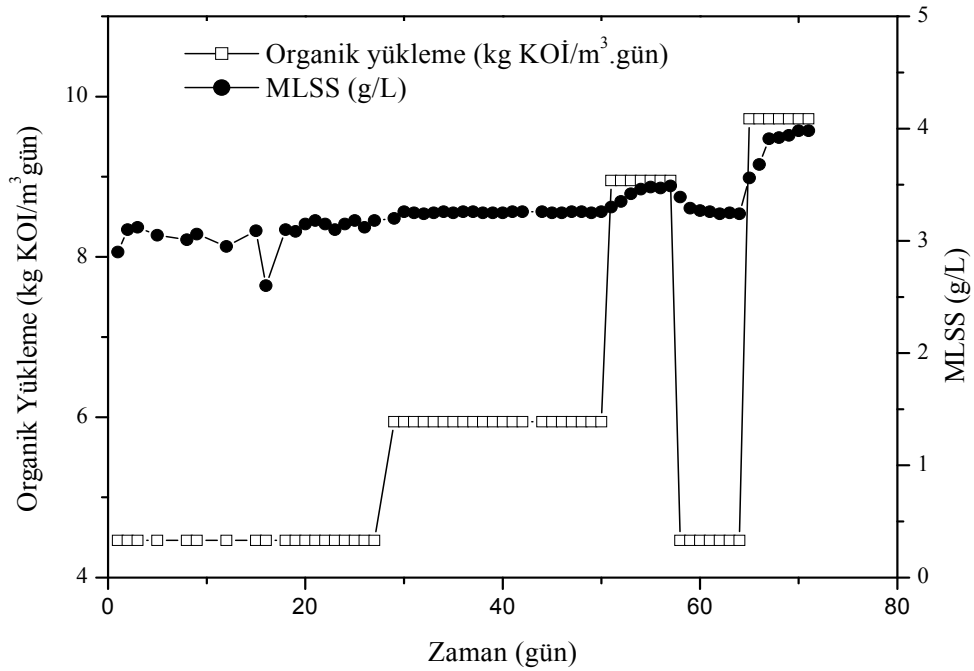
Yüklemenin değiştirildiği her dönemde ara tankta köpürme kısa süreli olarak gözlenmiştir. Farklı oranda organik yükleme ile mikroorganizmaların ortam şartları değişmekte ve daha fazla EPS salgılanmaktadır. Salgının artması da sistemde köpürmeye neden olduğu düşünülmektedir. Sistem kararlı hale geldikten sonra

köpürme problemi ortadan kalkmıştır. Köpürme üzerinde, yüksek performanslı membran reaktörlerin basınçlı reaktörler sınıfında olmasının da etkisi olduğu düşünülmektedir.

Reaktörün sürekli çalıştırılmasına başlandıktan hemen sonra reaktör iç çeperinde biyofilm oluşumu gözlenmiştir. Literatürün [Yildiz et al., 2005; Farizoglu and Keskinler, 2006] aksine oluşan biyofilmin çalışma süresince iç çeperde mevcut olduğu gözlenmiştir. Söz konusu farkın çalışılan sızıntı suyunun ve aktif çamurun karakteristiğinden kaynaklandığı düşünülmektedir. Oluşan biyofilmin yenilenmeden (yüzeyden kopup tekrar oluşmaması) kalmasında biyofilmin, alttaki mikroorganizmalara oksijen transferini engelleyecek kadar kalınlaşmamasının ve püskürtme çevrimli reaktörün yüksek kütle transfer özelliğinin etkili olduğu tahmin edilmektedir.

Sürekli çalışma boyunca, organik yükleme oranlarının peristaltik pompa ile ayarlanmasından dolayı hidrolik bekleme süresi 1,35 ile 2,93 gün, çamur yaşı ise 2,16 ile 5,33 gün arasında değişmektedir. Birçok kademedan oluşan klasik sistemlere [Alvarez-Vazquez et al., 2004] göre yüksek performanslı membran biyoreaktör, hem tek kademe olması hem de daha düşük hidrolik bekleme süresinde daha fazla organik yükleme yapılabilmesi bakımından oldukça avantajlıdır. Sızıntı suyunun karakteristiği çok değişken olduğu için literatürde tam olarak karşılaştırılabilecek bir makale bulunamamıştır. Sızıntı suyunun klasik membran biyoreaktörlerle arıtılabilirliğinin araştırıldığı bir makalede, BOİ/KOİ oranının daha düşük olduğu sızıntı suyunun yaklaşık aynı hidrolik bekleme süresinde ancak 3 kat daha az organik yüklemede, bu çalışma kapsamında çalıştırılan sistemle yakın verim elde edildiği bildirilmiştir (Şekil 3.8) [Alvarez-Vazquez et al., 2004]. Alternatif arıtma proseslerinden olan anaerobik arıtma sisteminde BOİ/KOİ oranının bu çalışmada arıtılabilirliği çalışılan sızıntı suyunun BOİ/KOİ oranına yakın olduğunda durumda hemen hemen eşit verimin elde edilebilmesi için HRT'nin 5-20 gün arasında tutulması gerekmektedir [Alvarez-Vazquez et al., 2004]. Oysa bu çalışmada HRT değeri maksimum 3 gündür.

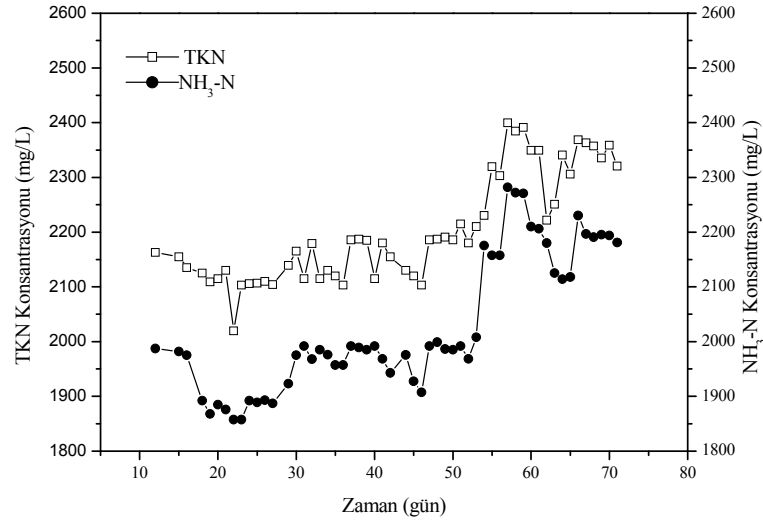
Şekil 6.11’de organik yükleme ile MLSS konsantrasyonu arasındaki ilişki verilmektedir. Organik yükleme arttırıldığı zaman reaktördeki MLSS konsantrasyonunun da yüklemeye bağlı olarak arttığı gözlenmiştir. Sabit organik yüklemelerde, MLSS konsantrasyonu küçük salınımlar yaparak hemen hemen sabit kalmıştır. Organik yüklemedeki artış ya da azalıştaki fark MLSS konsantrasyonuna 1 ila 2 gün içerisinde etki etmiştir. Organik yüklemedeki artış reaktör içerisindeki MLSS konsantrasyonunu etkilemesine karşın, burada dikkat edilmesi gereken etkinin birebir olmadığıdır. Bunun sebebi ise reaktörün iç çeperinde biyofilm oluşumudur. Ayrıca reaktördeki biyofilm oluşumundan dolayı mikroorganizma konsantrasyonu tam olarak ölçülemediğinden doğru bir F/M oranı verilememektedir.



Şekil 6.11. Organik Yüklemeye Bağlı Olarak MLSS Konsantrasyonunda Değişim.

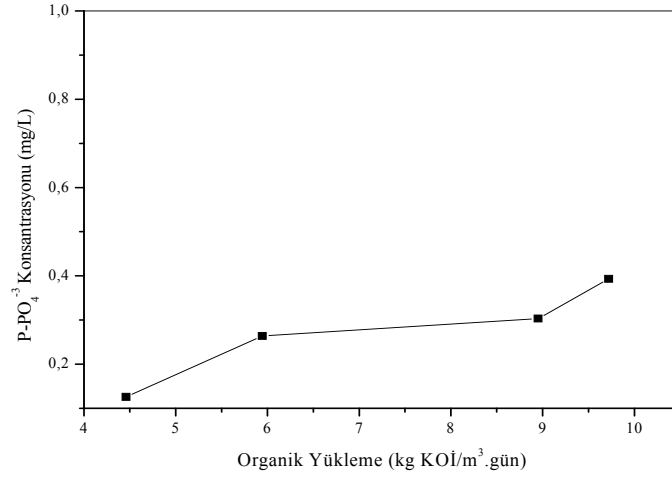
Şekil 6.12’de görüldüğü gibi membran çıkışındaki TKN ve NH_3 konsantrasyonlarının değişimi sürekli sisteme geçildikten sonra 10. günden itibaren takip edilmiştir. Organik yüklemelere paralel olarak bir seyir izlenmiştir. Yüksek NH_3 konsantrasyonları *nitrobacter* ve *nitrosomanas* üzerinde inhibisyon etkisi oluşturmaktadır [Vadivelu et al., 2007]. Ayrıca literatürde püskürtme çevrimli MBR’in membran çamurunda nitrifikasyon bakterilerinin bulunmadığı

belirtilmektedir [Witzig et al.,2002]. Dolayısıyla meydana gelen TKN ve $\text{NH}_3\text{-N}$ değişimi üzerine bir etkisi nitrifikasyonun olmadığı düşünülmektedir.



Şekil 6.12. Membran Çıkışındaki TKN ve NH_3 Konsantrasyonlarının Değişimi.

Şekil 6.13'te membran çıkışındaki P-PO_4^{-3} konsantrasyonunun organik yüklemeye bağlı olarak değişimi verilmiştir. Şekilden de görüldüğü gibi P-PO_4^{-3} konsantrasyonu organik yüklemedeki artışa bağlı olarak artmaktadır. Püskürtme çevrimli membran biyoreaktörde fosfor gideriminde iki önemli etken vardır. Birincisi ve en önemlisi atıksu içerisindeki fosforun mikroorganizmalar tarafından nütrient olarak kullanılmasıdır. İkincisi ise membran ünitesi tarafından dolaylı olarak yapılan tutulmadır. PO_4^{-3} biyoreaktör içindeki partiküllere ve aktif çamura absorplanmaktadır [Cicek et al., 1999]. Bu partikül ve aktif çamurun membran tarafından tutulması ile fosfatta tutulmaktadır.



Şekil 6.13. Organik Yüklemeye Bağlı Olarak P-PO₄³⁻ Konsantrasyonundaki Değişim.

6.4. Membranın Akı Özelliklerinin Belirlenmesi

Biyolojik arıtma sistemlerinin nihai performansları, üretilen biyokütlenin su ortamından ayrılma derecesine bağlıdır. Aktif çamur sistemlerinde, reaktör içerisindeki çevre koşulları oluşan biyokütlenin sudan ayrılma özelliklerini belirler. Örneğin, yüksek F/M oranlarında küçük disperse flokların oluşması veya düşük F/M oranlarında kamçılı organizmaların gelişmeleri gibi sorunlar yüzünden çamur şişmeleri veya çökme özelliği kötü olan çamur oluşumları meydana gelir.

Çözünmüş oksijen miktarındaki azalmalar, biyolojik olarak kolay parçalanabilir organik madde noksanlığı, organik yüklerin çok fazla salınımı gibi daha birçok faktör nedeniyle çamurların çökme özellikleri farklılık gösterir [Tchobanoglous and Burton 1991; Yıldız, 1999]. Buna sızıntı suyunun sahip olduğu yüksek koloidal stabilizasyon da [Ziyang and Youcai, 2007] eklendiğinde, iyi bir biyolojik arıtma için çok fazla değişkenin kontrol edilmesinin gerekli olduğu ortaya çıkmaktadır. Bu nedenlerden dolayı, günümüzde gerek katı sıvı ayırma işlemi için gerekse de reaktör performanslarını arttırmak için membran teknolojisine doğru bir yönelme vardır [Chaize and Huyard, 1991; Cartwright, 1992; Muller et al., 1995; Lubbecke et al., 1995; Yıldız, 1999].

Membran teknolojisi ile su ortamından kum, silt gibi 10-1000 μm boyutundaki iri tanelerden, virüsler, bakteriler, sulu tuzlar veya metal iyonları gibi 0,001-0,1 μm boyut aralığındaki tüm maddeleri ayırmak mümkündür [Lahoussie et al., 1990]. Ancak, membran filtrasyonun da kendine has bazı dezavantajları bulunmaktadır. Bu sistemler iyi ayırma özelliklerine sahip olmalarına rağmen, uzun ömürlü olabilmeleri, kullanılan membrandan başlayarak, besleme çözeltisinin özelliklerinden, proses koşullarına kadar uzanan geniş bir yelpazede incelenen faktörlere bağlıdır.

Basınç sürücülü membranların (MF, UF, NF ve TO) en büyük hedefi mümkün olan en düşük enerji ile en yüksek akıyı elde etmektir. Besleme çözeltisindeki partikül ve kolloidler membran filtrasyonu süresince akının azalmasına sebep olurlar ve partikül tıkanması olarak adlandırılır.

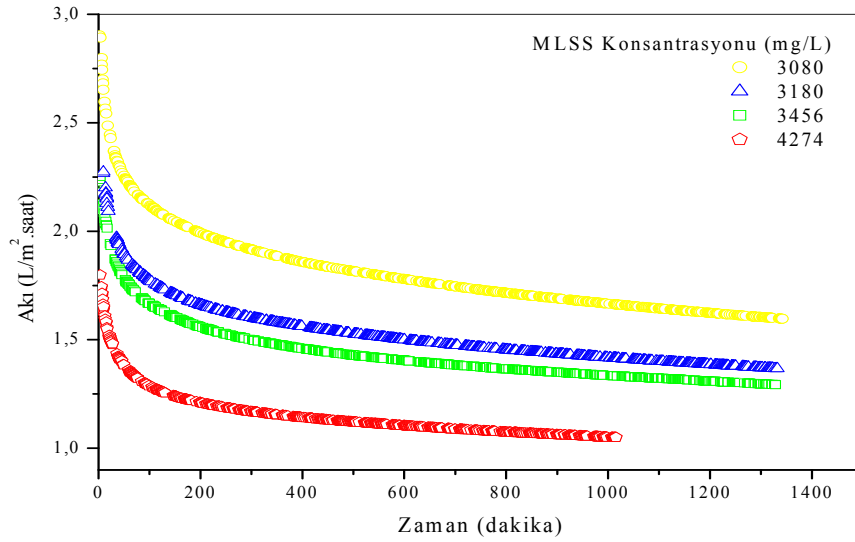
Membran tıkanma indeksi (MFI), besleme çözeltisinin partiküler tıkanma potansiyelini ölçmek için kullanılır ve kek filtrasyon mekanizmasına dayanmaktadır. MFI, çalışmada kullanılan membrandan elde edilen akılar yardımıyla çizilen $t/V_f V_f$ grafiğinin lineer kısmının eğiminden elde edilir.

Literatürde membran tıkanmasına sebep olan partikül ve/veya kolloidlerin konsantrasyonunun ölçülememesi durumunda, kek direncinden (α) ziyade akıya karşı direnç olarak tıkanma indeksinin (I) dikkate alınması önerilmektedir [Khirani et al., 2006]. Sızıntı suyu aktif çamuru gibi içerisinde değişik çap dağılımına sahip mikroorganizma flokları, partikül ve kolloidlerin bulunduğu membran besleme sularında membran tıkanmasına sebep olan partikül ve kolloidlerin konsantrasyonunun tam olarak belirlenmesi mümkün olmadığından elde edilen MFI'lerden tıkanma indeksi (I) hesaplanmış ve sonuçlar aşağıda verilerek değerlendirilmiştir.

Sistemin sürekli çalışması sırasında membran, farklı membran geçiş basınçları (20 kPa, 50 kPa, 100 kPa ve 150 kPa) altında en yüksek limit akının elde edildiği 100 kPa'lık membran geçiş basıncı ile çalıştırılmıştır. Yüksek performanslı membran biyoreaktörün iç çeperinde yüksek oranda oluşan biyofilmden dolayı ölçülen MLSS konsantrasyonları sistemdeki toplam mikroorganizma konsantrasyonunu tam olarak

yansıtmamaktadır. Bundan dolayı, yanlış bir sonuca yol açmamak için, akı değerleri F/M' 'e göre değerlendirilmemiştir.

Sistemdeki farklı MLSS konsantrasyonlarında oluşan limit akıları belirlemek için farklı MLSS konsantrasyonlarında elde edilen akılar Şekil 6.14'te verilmektedir.



Şekil 6.14 Farklı MLSS Konsantrasyonlarında Elde Edilen Akılar ($\Delta P = 100$ kPa).

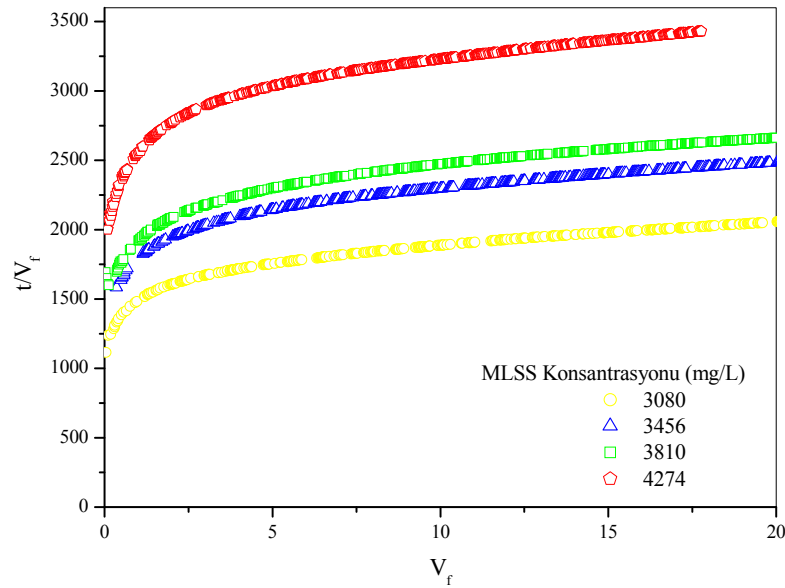
Şekil 6.14'te görülen akılar endüstriyel ve evsel atıksuların arıtıldığı membran biyoreaktör akılarından oldukça düşüktür. Bunun en önemli sebeplerinden birisi sızıntı suyunun genel karakteristik özellikleridir [Robinson, 2005]. Sızıntı suları, evsel atıksulara göre çap dağılım aralığı geniş olan yüksek konsantrasyonda oldukça stabil kolloid ve askıda katı madde içermektedir [Gounaris et al., 1993]. Membran biyoreaktörle arıtımı sağlanan sızıntı sularıyla ilgili yapılan bir çalışmada sızıntı suyu aktif çamurlarının evsel atıksu aktif çamurlarına göre daha fazla EPS ürettikleri ortaya konulmuştur [Tarnacki et al., 2005]. Üretilen EPS'ler askıda katı ve kolloid yoğunluğu bakımından yüksek değerlere sahip olan sızıntı suyu aktif çamurunun membran yüzeyinde daha yoğun ve daha az poroziteye sahip bir kek tabakası oluşmasına neden olmaktadır.

Tüm MLSS konsantrasyonlarında zamanla akıda azalma gözlenmiştir. İlk 100 dakika içerisinde konsantrasyon polarizasyonu ve kek oluşumu dolayısıyla akı hızlı

bir şekilde azalmaktadır. 100. dakikadan itibaren akı yavaş yavaş kararlı hale ulaşmaktadır. Bu noktadan sonra partikül ve/veya kolloidleri membran yüzeyine tutturan süzöntü akışının sürüklenme kuvveti hemen hemen konsantrasyon gradientinden oluşan geri difüzyon ile partikül ve kolloidleri membran yüzeyinden koparan çapraz akışın kesme kuvvetine eşit olmaktadır.

MLSS konsantrasyonu arttıkça membrandaki akı beklenildiği gibi azalmaktadır. Bunun nedeni membrandaki gözeneklerin tıkanması ve membran yüzeyinde oluşan dinamik tabakanın (kek tabakası) organik tıkaçıcı olan mikroorganizmalardan ve salgıladıkları EPS'lerden dolayı porozitesinin azalmasıdır.

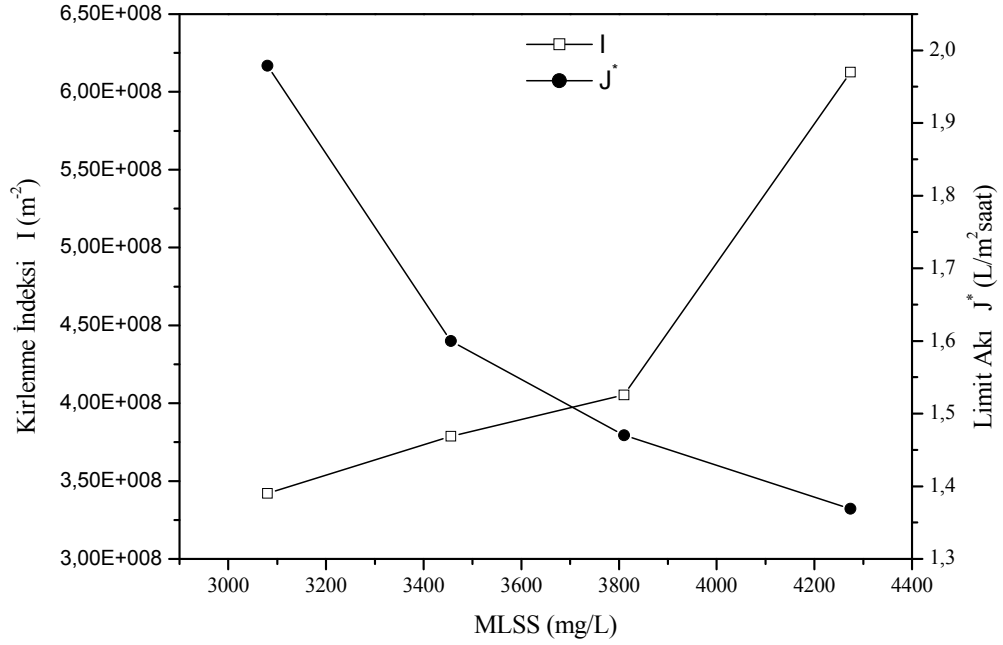
Şekil 6.15'te MFI değerlerinin belirlenmesi için çizilen grafik göstermektedir ki MLSS konsantrasyonu arttıkça eğim de artmaktadır. Dolayısıyla, membranın daha hızlı ve çok kirlendiğinin göstergesidir.



Şekil 6.15. t/V_f-V_f Grafiği (ΔP = 100 kPa).

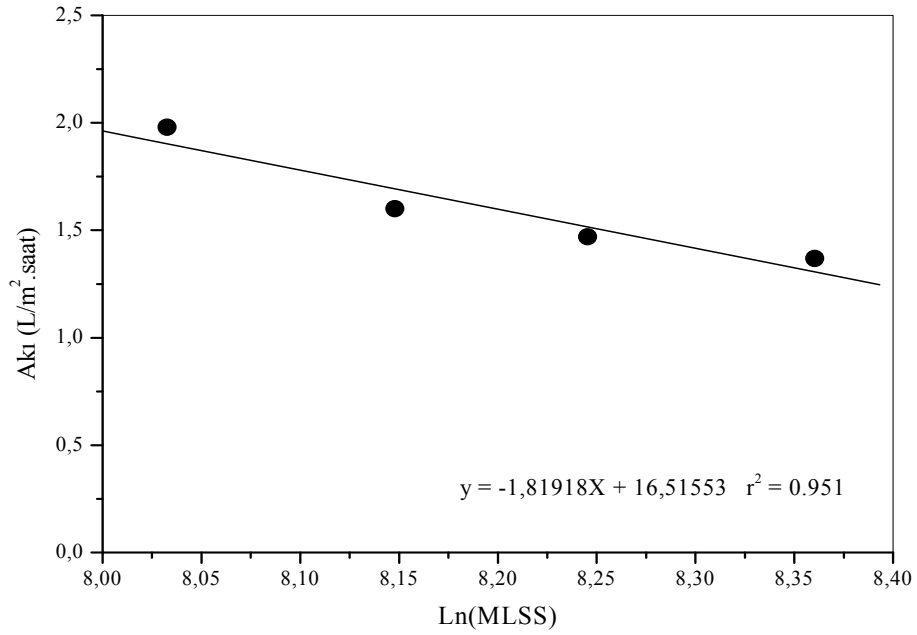
Şekil 6.16'da görüldüğü gibi artan MLSS konsantrasyonu ile birlikte akıya karşı partikül, kolloid ve mikroorganizmaların direncini gösteren I değeri artmaktadır. Bunun nedeni, MLSS değerleri arasında fazla bir fark olmadığından I ve J* de meydana gelen değişiklikler daha çok artan mikroorganizma miktarının ve bu

mikroorganizmalardan salgılanan EPS'lerin artması sonucu por içi tıkanmanın artması ve dinamik bir membran gibi davranan kek tabakasının porozitesinin azalmasıdır.



Şekil 6.16. MLSS ile Tıkanma İndeksinin (I) ve Limit Akının (J*) Değişimi.

Şekil 6.17’da Denklem 3.4 yardımıyla jel konsantrasyonunun bulunması için çizilen grafik yer almaktadır. Grafikten C_G ve K_m değeri sırasıyla 8766,7 mg/L ve 1,8192 olarak bulunmuştur. Literatür ile karşılaştırıldığında [Yıldız et al., 2005; Farizoglu and Keskinler, 2006] elde edilen değerlerin daha düşük olduğu görülmüştür. Bunun sebebinin de sızıntı suyu ve aktif çamurunun karakteristiğinden kaynaklandığı düşünülmektedir.



Şekil 6.17. MLSS'ye Bağlı Olarak Jel Konsantrasyon Değişimi

6.5. Biyokütleyi Oluşturan Başlıca Mikroorganizma Türlerinin Belirlenmesi

Atıksularda bulunan organik ve inorganik maddeler mikroorganizmalar vasıtasıyla son ürünlere dönüştürülmektedir. Dolayısıyla, biyolojik arıtmada mikroorganizma kültürünün büyük bir önemi vardır. Mikroorganizmaların sürekli ve sağlıklı olması proses açısından çok önemlidir.

Bakteriler, biyolojik atıksu arıtma sistemlerinin tümünde karışık kültürün büyük bir kısmını teşkil etmektedirler. Yaklaşık olarak 10^6 bakteri/1 mL atıksu oranlarında rastlanmaktadır. Değişik bakteri türlerinin kendine has özellikleri dikkate alınarak araştırmacılar tarafından yapılan çalışmalar ışığında özellikle çevre mühendisliği uygulamalarında farklı tür kirleticilerin giderilmesinde ve çeşitli biyolojik proseslerde kullanımları yaygınlık kazanmıştır.

Bakteriler, özellikle de gram negatif bakteriler, aktif çamur floklarının başlıca mikroorganizma türlerini teşkil etmektedir. Esasında aktif çamur kültüründe yüzlerce bakteri türü bulunmaktadır, ancak bunların çok küçük bir kısmı kültür bazlı tekniklerle tespit edilebilmektedir [Bitton, 2005].

Atıksu arıtımında yeni tip reaktörlerden olan püskürtme çevrimli membran biyoreaktörlerin diğer özellikleri ile kıyaslandığında en az çalışılan kısmı mikrobiyal florasıdır. Sıvı fazın yüksek hızla nozuldan verilmesi reaktör içerisindeki mikrobiyal popülasyon için seçici bir faktör olmaktadır. Örneğin, filamentli mikroorganizmalar bu tür reaktörlerde izole edilememiştir [Eusebio et al., 2004]. Ayrıca nozulun ucundan reaktör içerisine dağıtılan enerji, sıvı sıcaklığını yükselttiğinden mikrobiyal popülasyon için ikinci bir seçicilik nedeni olabilmektedir [Eusebio et al., 2004].

Bu çalışmada kullanılan biyoreaktör içindeki mikroorganizma kültüründe bulunan türlerin hepsinin bakteri grubuna ait olduğu GYTE Biyoloji Bölümü laboratuvarlarında belirlenmiş, daha sonra Marmara Üniversitesi Kimya Mühendisliği Bölümü'nde Vitec cihazıyla bakteri tür tanımlanması yapılmıştır. Ancak şu andaki mevcut imkanlarımızla mikroorganizma türlerinin bir kısmı tanımlanamamıştır. Çizelge 6.3'te elde edilen tür adları sunulmuştur.

Bu tür reaktörlerde atıksu içerisinde protozoa bulunmamasının nozul ucunda bulunan yüksek kesme kuvvetinden kaynaklandığı düşünülmektedir. Benzer şekilde reaktör içerisinde bulunan mikroorganizma kültüründe mantar (fungi) türlerine de rastlanılmamıştır. Aktif çamur kültüründe mantar türlerine çok rastlanılmamakla birlikte, bazı aktif çamur floklarında belli mantar türlerinin gözlemlendiği ve mantar türlerinin nitrifikasyonu etkilediği bildirilmektedir [Guest and Smith, 2003]. Mantar türleri genellikle pH'ı düşük, toksik veya azot bakımından fakir sularda görülmektedir. Kullandığımız sistemde pH'nın 8'in üzerinde seyretmesi ve $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonunun yüksek olması mantar türlerine rastlanılmamasının asıl nedeni olduğu düşünülmektedir [Bitton, 2005]. Yapılan tür tespitinde Nitrobacter ve Nitrosomonas türlerine de rastlanılmaması reaktörde nitrifikasyonun gerçekleşmediğini desteklemektedir.

Çizelge 6.3. Reaktörde Bulunan Bakteri Tür Tayini Sonuçları.

İzolat Kodu	Tür Adı
R1	Tanımlanamamıştır
R2	<i>Escherichia blattae</i>
R3	Tanımlanamamıştır
R4	<i>Pseudomonas putida biovar A</i>
R5	Tanımlanamamıştır
R6	Tanımlanamamıştır
R7	<i>Acetobacter pasteurianus</i>
R8	Tanımlanamamıştır
R9	Tanımlanamamıştır
6	<i>Staphylococcus auricularis</i>
10	<i>Enterococcus faecalis</i>
10a	<i>Bacillus spp.</i>
13	<i>Alcaligenes faecalis</i>
13-2	<i>Alcaligenes faecalis</i>
16	<i>Bacillus pumilus</i>
17	<i>Staphylococcus auricularis</i>
18	<i>Staphylococcus capitis</i>
19	Tanımlanamamıştır
20	Tanımlanamamıştır
22	<i>Staphylococcus auricularis</i>
24a	<i>Staphylococcus auricularis</i>

Çalışılan membran biyoreaktörde bulunduğu tespit edilen bazı türlerin özellikleri aşağıda sunulmuştur.

***Alcaligenes faecalis*:** Gram negatif ve hareketli olan bu bakteri türü peritrik flagellalara sahiptir. Nutrient agarda pigment oluşturmazlar. Nitrit varlığında anaerobik solunum yapar ve nitriti indirgeyebilirler. Topraktan, sudan, dışkıdan, idrardan, kandan, balgamdan, yaradan, plevral sıvıdan, nematod ve böceklerden izole edilmişlerdir. Biyofilm oluşturdıkları bazı araştırmacılar tarafından tespit edilmiştir [Jadhav et al., 2005].

***Acetobacter pasteurianus*:** Gram negatif zorunlu aerob olan bu bakteri türünün hücreleri elipsoidal ya da kısa çubuk şekillerinde gözlenmiştir. Bu tür n-propanol ve n-butanolden asit oluşturmakla beraber glukozdan gaz oluşturmaz. Ethanol veya D-glukoz varlığında azot kaynağı olarak nadiren amonyağı kullanırlar. Endüstriyel anlamda sirke yapımında kullanılırlar. Sebze ve meyvelerde bulunurlar [Green-Ruiz, 2006].

***Escherichia blattae*:** Gram negatif olan *E. blattae* düz, uçları yuvarlak, çomak şeklindedirler. Kültürlerde koka benzer küçük, kısa veya uzun şekilleri bulunabilen bu türler hareketlidirler. Hareketsiz olan suşlarına da rastlanmaktadır [Green-Ruiz, 2006].

***Pseudomonas putida biovar A*:** Pseudomonas cinsi bakterilerin çoğu doğada, toprak ve sularda yoğun olarak bulunurlar. Katalaz ve oksidaza sahip olan ve şekerleri oksidasyon yolu ile parçalayan ancak fermentasyon yapamayan bu bakteri türü gram negatiftir. *Pseudomonas putida biovar A* türünün ağır metal gideriminde özellikle de civa gideriminde etkin rol oynadığı bildirilmiştir [Green-Ruiz, 2006].

***Bacillus pumilus*:** Gram pozitif, aerobik ve hareketli mikroorganizmalardır. Endüstriyel olarak pestisit içeriğinde aktif bileşen olarak kullanılırlar. Toprakta ve suda sıklıkla bulunurlar [Jandhyala, 2003].

***Staphylococcus*:** Stafilococ'lar 0,5-1,5 µm çapında, yuvarlak, hareketsiz, sporsuz, katı besiyerinde birbirine bakan iki dik yüzeyde bölünerek üreyen ve yavru hücrelerin birbirinden ayrılması sonucu üzüm salkımına benzeyen, sıvı besiyerinde ise diplokoklar veya kısa zincirler halinde görülen mikroorganizmalardır. Bazik boyalarla kolay boyanırlar ve gram pozitiflerdir. Spor oluşturmazlar. Vücut dışında canlılığını uzun süre koruyabilen tek insan patojenidir. Fakültatif anaerob gelişim gösterir ve mezofilik karakter sergilemektedir. Biyolojik fosfat giderimi için *Staphylococcus auricularis* türü kullanılarak %90'nın üzerinde giderim verimi elde edildiği bildirilmiştir [Choi and Yoo, 2000].

***Enterococcus faecalis*:** Gram pozitif, fakültatif, anaerobik mikroorganizmalardır. İnsanların bağırsak florasında yer almaktadırlar. Fekal indikatör bakteri olarak kullanılmaktadır [Harwood et al., 2001].

6.6. Toksisitenin Belirlenmesi

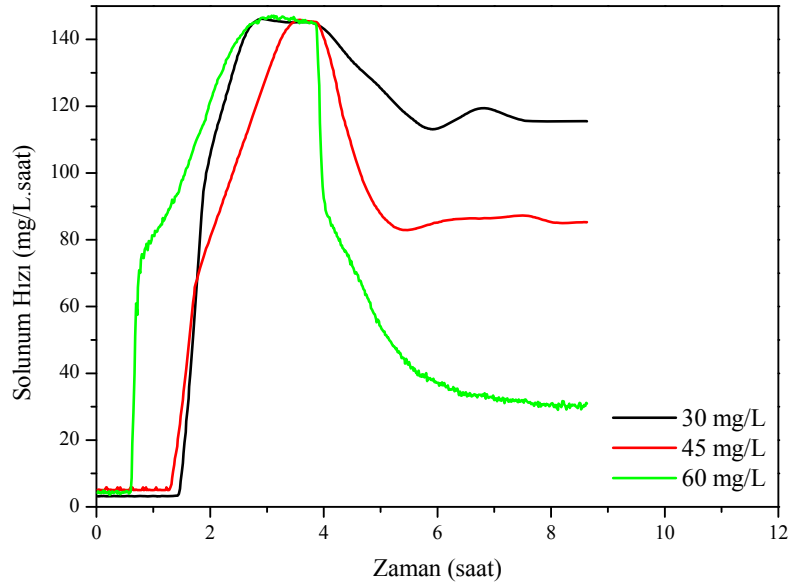
Atıksuların deşarj edildikleri alıcı ortamlar üzerindeki olumsuz etkilerini fiziksel ve kimyasal testler yeterince belirleyememektedir. Örneğin, kimyasal faktörlerin etkileşimleri ve kompleks matrislerin toksik etkileri tam olarak belirlenemediğinden toksisite analizleri gereklidir. Farklı türdeki sucul organizmalar aynı toksik maddeye aynı derecede hassas değildir. Benzer şekilde daha önce herhangi bir toksik maddeye maruz kalmış mikroorganizmaların aynı toksik maddeye bir süre sonra gösterecekleri tepki ve hassasiyet de değişkenlik arz edebilir.

Toksisite, aktif çamur sistemlerinin işletilmesinde önemli bir problem olarak ortaya çıkmaktadır. Yapılan bir araştırmada 25 adet seçilmiş aktif çamur sisteminde 1 yıl boyunca yapılan izlemeler sonucunda %10'unda toksisiteye bağlı işletme problemi çıktığı belirtilmiştir [Richard, 2003]. Özellikle büyük tesislere nazaran küçük yerleşim bölgelerinde bulunan arıtma tesislerinde toksisiteye bağlı problemler, seyrelmenin daha az olması sebebiyle, daha sıklıkla gözlenmektedir.

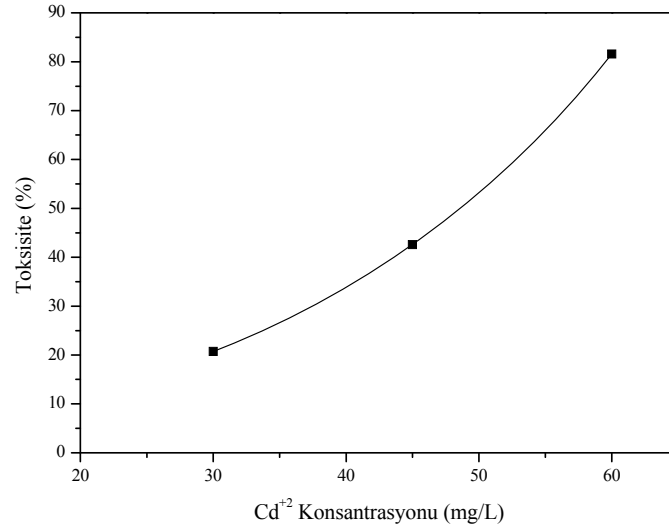
Kullanılan püskürtme çevrimli membran biyoreaktördeki mikroorganizmaların toksik bir madde ile karşılaştıklarındaki davranışının belirlenmesi amacıyla farklı konsantrasyonlarında Cd^{+2} varlığında toksisite analizi yapılmıştır. Toksisite deneylerinde Cd^{+2} 'nin aktif çamur üzerindeki etkisi araştırılmış ve Cd^{+2} kaynağı olarak $Cd(NO_3)_2 \cdot 4H_2O$ kullanılmıştır. Toksisite analizleri, toksik maddenin reaktörün genel performansını etkilememesi ve bir sonraki işlemde önceki toksik madde konsantrasyonunun mikroorganizmalar üzerindeki etkisini önlemek için mevcut kullanılan reaktör içerisinde değil, biyodimetride gerçekleştirilmiştir. Analiz sonuçları Şekil 6.18 ve 6.19'de sunulmuştur.

Püskürtme çevrimli membran biyoreaktördeki aktif çamur endojen safhaya geldikten sonra 1,5 L alınarak biodimetreye konulmuştur. Herbir toksisite deneyi tamamlandıktan sonra biodimetre boşaltılıp temizlenmiş ve yüksek performanslı reaktörden yeniden 1,5 L aktif çamur alınmıştır. Aktif çamurun endojen safhasında biodimetreye her bir toksisite deneyi için eşit miktarda sızıntı suyu ilave edilmiştir. Sızıntı suyu ilavesinden dolayı solunum hızı artmıştır. Artan solunum hızı

sabitlendikten sonra, biodimetredeki aktif çamurun toksik maddenin hangi konsantrasyonlarda etkilendiğini tespit etmek üzere değişik konsantrasyonlarda Cd^{+2} ilavesi yapılmıştır. Başlangıç olarak aktif çamurda Cd^{+2} konsantrasyonu 5, 10, 15, 20, 25 mg Cd^{+2}/L olacak şekilde ilave edilmiş, ancak bu ilavelerde solunum hızına bir etkisi olmamıştır. Bu nedenle daha yüksek konsantrasyonlarda çalışılarak 30, 45 ve 60 mg Cd^{+2}/L olacak şekilde $\text{Cd}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ çözeltisi her bir deney için sırasıyla ilave edilmiştir. Şekil 6.18'den de görülebileceği gibi 30 mg Cd^{+2}/L 'den itibaren Cd^{+2} konsantrasyonu arttıkça solunum hızında düşüş gözlenmiştir. Solunum hızındaki düşüş, Cd^{+2} konsantrasyonu ile beraber artmıştır.



Şekil 6.18. Farklı Cd^{+2} Konsantrasyonlarda Zamanla Solunum Hızı Değişimi.



Şekil 6.19. Cd²⁺ Konsantrasyonu Artışıyla % Toksisite Değişimi.

Şekil 6.19’da, inhibitör madde (Cd²⁺) konsantrasyonu ile toksisite (%) arasındaki ilişki verilmektedir. İnhibitör konsantrasyonu arttıkça toksisite doğrusal olmayan bir şekilde artmıştır. Aktif çamur üzerinde yapılan diğer çalışmalarda da benzer sonuçlar elde edilmiştir. Zarnovsky ve arkadaşlarının (1994) ağır metallerin aktif çamur üzerine toksik etkisini inceledikleri çalışmada, 3 mg Cd²⁺ /L konsantrasyonunda %20’lik bir toksisitenin belirlendiğini bildirmişlerdir. Benzer bir çalışmada Madoni ve arkadaşları (1999), aktif çamur üzerine Cd²⁺’un toksik etkisini 12,5, 25 ve 50 mg Cd²⁺ /L ilavesiyle araştırmış ve toksisitenin yaklaşık olarak %40, 70 ve 85 değerlerinde gerçekleştiğini ortaya koymuştur. Bu veriler, çalışılan püskürtme çevrimli membran biyoreaktördeki aktif çamurun klasik aktif çamur sistemlerindeki göre Cd²⁺ toksisitesine daha dirençli olduğunu ortaya koymaktadır. 30 mg Cd²⁺ /L’lik inhibitör ilavesinde dahi %20 gibi düşük toksisite değeri elde edilmiştir. Yukarıda da belirtildiği gibi 30 mg Cd²⁺ /L değerinden daha düşük Cd²⁺ konsantrasyonlarında toksisite gözlenmemiştir. Bu durumun, aktif çamurun yüksek toksisite direncinin, artırılabilirliği çalışılan sızıntı suyu karakteristiğinin ve püskürtme çevrimli kompakt biyoreaktörün mikroorganizma türü üzerindeki seçici özelliğinden kaynaklandığı düşünülmektedir.

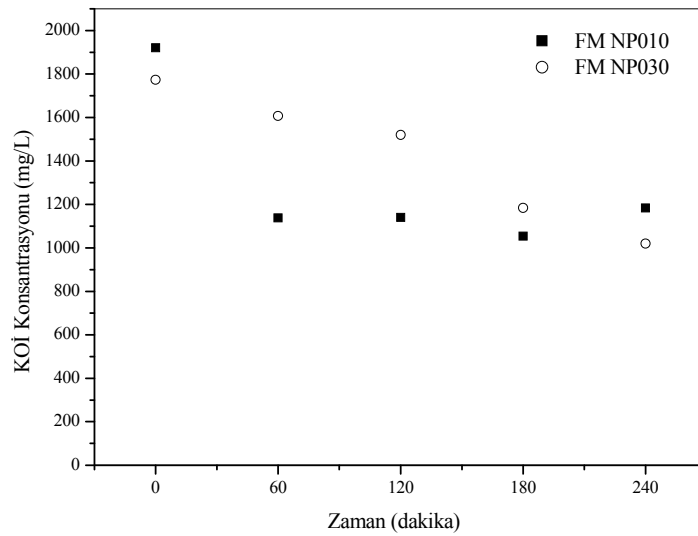
6.7. Püskürtme Çevrimli Membran Biyoreaktör Çıkış Sularının Nanofiltrasyon Ünitesinde Arıtımı

Nanofiltrasyon (NF) membran, ters ozmoz (TO) ve ultrafiltrasyon (UF) arasında yer alan basınç sürücülü membrandır. NF, ters ozmoza göre düşük işletme basıncı, yüksek akı, çok değerlikli anyonların tuzlarının yüksek rejeksiyonu (tutulması), nispeten düşük yatırım, işletme ve bakım maliyeti gibi pek çok avantajlara sahiptir. Bu avantajlarından dolayı NF kullanımı gün geçtikçe artmaktadır [Lu et al., 2002]. Nanofiltrasyonda besleme çözeltisindeki maddeler iki prensibe göre tutulurlar. Nötral türler boyutlarına göre (200-300 g/mol'den büyük moleküller) ve inorganik iyonlarla membran arasındaki elektrostatik etkileşimlerle tutulurlar. Nanofiltrasyon membranlar genellikle negatif yüklü gruplar içeren hidrofobik polimerden oluşan ince filmlerdir. Membranlar negatif yüklü olduklarından, tuz çözeltilerinde iyonların tutulma derecesini, sözkonusu bu iyonlarla membran arasındaki itme belirlemektedir. Anyon değeri arttıkça membran tarafından anyona uygulanan itme artacağından tutulma derecesi de artacaktır (Sülfat iyonunun tutulması klor iyonuna göre oldukça yüksektir.). Katyonlar da sistemdeki elektronötraliyetin gerekliliğinden dolayı anyon kapasitesine eş değer olarak membran tarafından tutulurlar. Ancak tutulma derecesi katyon değeri arttıkça azalır. Bu durum yüksek değerlikli katyonların membranın itme gücünü azaltmasından kaynaklanmaktadır [Linde and Jösön, 1995].

Genellikle sızıntı suyu, yüksek derecede organik kirletici, amonyak, halojenli hidrokarbonlar ve ağır metaller içermektedir. Ayrıca sızıntı sularında önemli miktarda inorganik tuzlar da mevcuttur. Birçok araştırmacı humik tipi maddelerin sızıntı suyunda bulunan organik maddelerin önemli bir grubunu oluşturduğunu belirtmektedirler [Chian, 1997; Lecoupanec, 1999]. Humik maddeler refrakter anyonik makromoleküller olup farklı molekül ağırlıklarına sahiptirler ($MW_{\text{fulvik asit}} < 1000 \text{ Da}$, $MW_{\text{humik asit}} > 10000 \text{ Da}$). Bu humik maddeler alifatik ve aromatik bileşikler de içermektedirler. 500-1000 Da'luk molekül ağırlığına sahip fulvik asit benzeri maddeler deponi sahası yaşıyla arttığı gibi [Chian, 1997], biyolojik arıtma sonrası da arttığı gözlenmiştir [Mejbri et al., 1995].

Püskürtme çevrimli membran biyoreaktörden çıkan suyun KOİ konsantrasyonu biyolojik olarak parçalanamayan organik maddelerden dolayı 2000 mg KOİ/L civarındadır. Dolayısıyla çıkış suyu deşarj standartlarının üzerinde KOİ içermektedir. Bu KOİ'yi standartların altına indirmek amacı ile sistem çıkış suları biriktirilerek Şekil 5.5'te verilen nanofiltrasyon ünitesine verilmiştir.

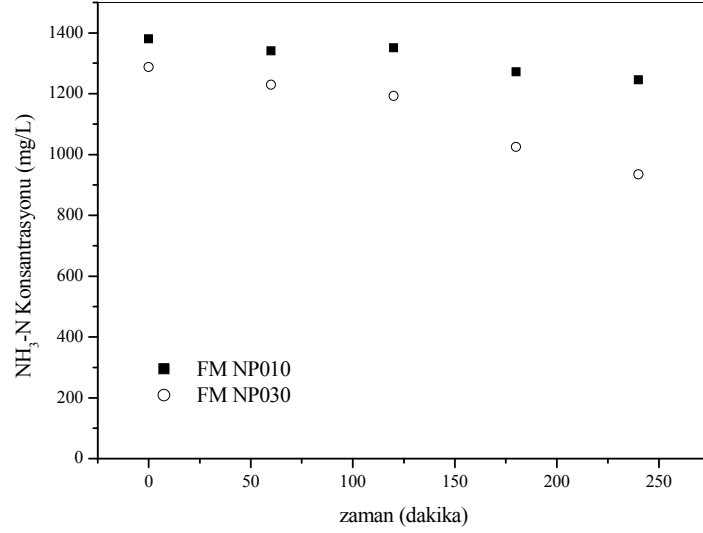
Çalışma koşulları her bir deney için membran geçiş basıncı 2000 kPa, çapraz akış hızı 1,1 m/s, deney süresi 4 saat, besleme çözeltisi 5 L ve sıcaklık $25\pm 2^\circ\text{C}$ 'de sabit tutulmuştur. 4 saat boyunca her saat başı süzüntüden numune alınarak KOİ, $\text{NH}_3\text{-N}$ ve TKN analizleri yapılmıştır ve sırasıyla Şekil 6.20, 6.21 ve 6.22'de zamanla değişimleri sunulmuştur.



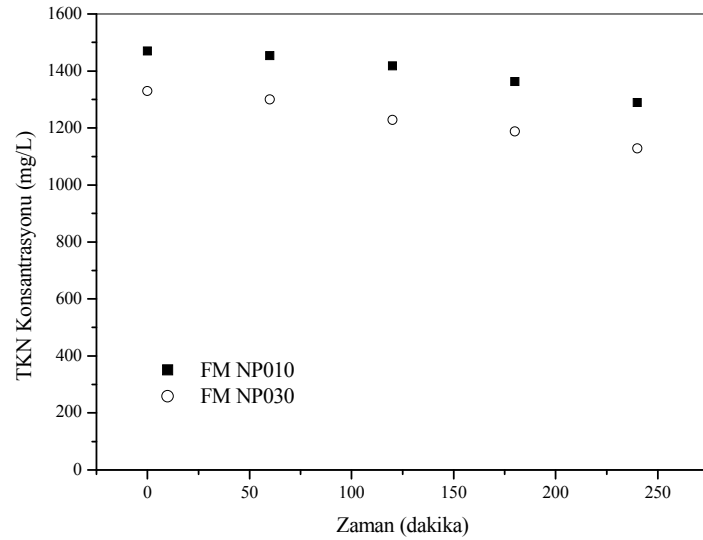
Şekil 6.20. FM NP010 ve FM NP030 Membranlarda Süzüntüdeki KOİ Konsantrasyonunun Zamana Göre Değişimi (2000 kPa).

Şekil 6.23'ten ve Çizelge 6.4'teki R_a , R_{rms} ve R_z değerlerinden anlaşılabileceği gibi FM NP010 membranının FM NP030 membrana göre daha çok kirlenmesinden dolayı süzüntü akımının KOİ değerinin birinci saatten itibaren daha düşük olduğu gözlenmiştir. Her iki membrandan elde edilen saatlik süzüntü KOİ'leri üçüncü saate Şekil 6.20'den de görülebileceği gibi hemen hemen eşitlenmektedir. FM NP010 membranından elde edilen akı fazla olduğundan (Şekil 6.24) besleme çözeltisinin hacmi azalmakta, dolayısıyla besleme çözeltisi daha konsantre hale gelmektedir.

Bunun sonucunda FM NP010 membranından elde edilen süzüntü akımının KOİ değeri dördüncü saatten itibaren artmaktadır.



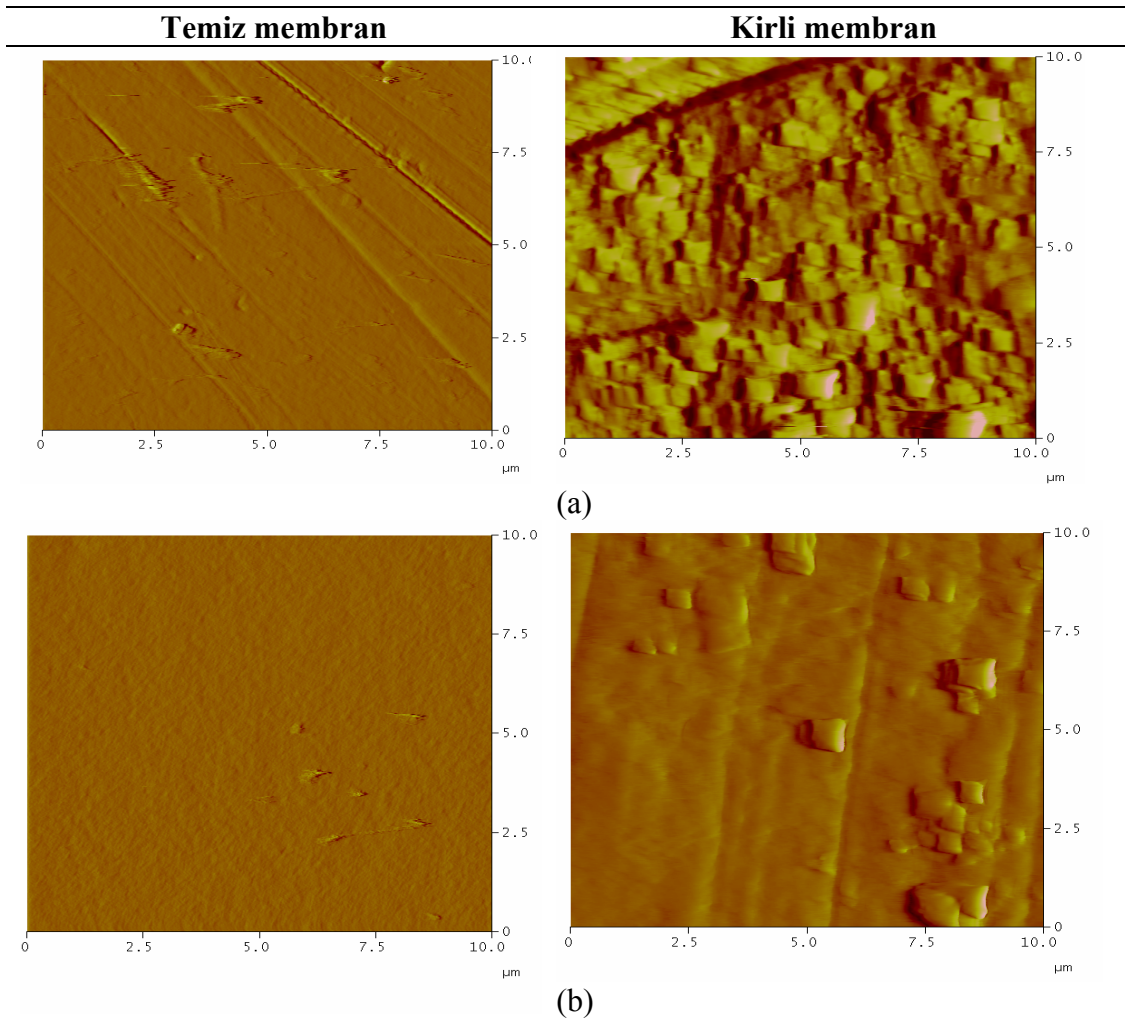
Şekil 6.21. FM NP010 ve FM NP030 Membranlarda Süzüntüdeki NH_3 Konsantrasyonunun Zamana Göre Değişimi (2000 kPa).



Şekil 6.22. FM NP010 ve FM NP030 Membranlarda Süzüntüdeki TKN Konsantrasyonunun Zamana Göre Değişimi (2000 kPa)

$\text{NH}_3\text{-N}$ ve TKN giderimleri dikkate alındığında KOİ gideriminin aksine FM NP030 membranı FM NP010 membranından daha iyi sonuç vermiştir. FM NP010 membran kullanarak NH_3 ve TKN için tutulma verimi sırasıyla % 37 ve % 36'dır.

FM NP030 membranı için $\text{NH}_3\text{-N}$ ve TKN için tutulma verimi ise sırasıyla % 53 ve % 44'tür. FM NP010 membranı Şekil 6.23'ten de görüldüğü gibi daha çok kirlenmiştir. Membran yüzeyinde oluşan kirlenme elektrostatik etkileşimi zayıflatığından NH_4^+ iyonunun elektrostatik olarak tutulmasını azaltmıştır. Oysa FM NP030 membranındaki kirlenmenin daha az olmasından dolayı NH_4^+ iyonu elektrostatik etkileşim kuvvetinden FM NP010 membranına göre daha çok etkilenmiştir. Böylelikle FM NP030 membranda NH_4^+ tutulması daha yüksek değerlerde gerçekleşmiştir. Nanofiltrasyonla tek yüklü iyonların giderme verimi çok değerlikli iyonlara göre daha azdır. Bu nedenle $\text{NH}_3\text{-N}$ giderme veriminin elde edilen sonuçlardan düşük olması beklenmektedir. Ancak bu verimin elde edilmesinin nedeninin, sızıntı suyu içindeki NH_4^+ 'un bir kısmının tuz kompleksleri halinde olmasından kaynaklandığı düşünülmektedir [Martinen et al., 2002].

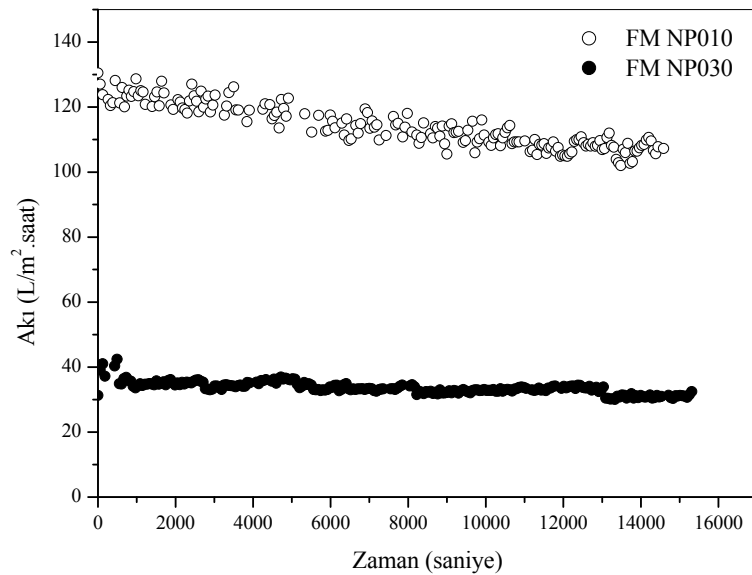


Şekil 6.23. Temiz ve Kirli Membranlarda AFM Görüntüleri (a) FM NP010 (b) FM NP030.

Çizelge 6.4. FM NP010 ve FM NP030 Membranların R_a , R_{rms} ve R_z Değerleri.

Membran	Temiz Membran			Kirli membran		
	R_a (nm)	R_{rms} (nm)	R_z (nm)	R_a (nm)	R_{rms} (nm)	R_z (nm)
FM NP010	0,239	0,442	2,335	4,12	5,443	72,342
FM NP030	0,139	0,189	0,841	1,446	2,465	54,918

AFM görüntülerinden (Şekil 6.23) elde edilen R_a , R_{rms} ve R_z değerlerinden anlaşılacağı üzere FM NP010 membranı FM NP030'a göre daha çok kirlenmiştir. Bunun sebebi FM NP010 membranın MCO (moleküler ağırlık engelleme sınırı) değeri daha büyük olduğundan besleme çözeltisi içerisindeki büyük molekül ağırlığına sahip fulvik ve humik benzeri moleküller daha kolay membran yüzeyine absorplanmıştır. Bununla birlikte FM NP010 membranın yüzey pürüzlülüğünün ve akısının daha yüksek olmasının da kirlenme üzerinde etkili olduğu düşünülmektedir. Her iki membranın kirlenmesi üzerinde ise humik tipi maddelerin polietersülfon materyallere absorplanma affinitesinin yüksek olması da katkıda bulunmaktadır [Jücker et al., 1994].



Şekil 6.24. FM NP010 ve FM NP030 Membranlardaki Zamanla Akı Değişimi (2000 kPa).

6.8. Püskürtme Çevrimli Membran Biyoreaktör Çıkış Sularının Mikrofiltrasyon-Toz Aktif Karbon Hibrit Sistemi İle Arıtımı

Püskürtme çevrimli membran biyoreaktör çıkış suları nanofiltrasyon ünitesine verilmesine rağmen KOİ değeri deşarj standartlarına indirilememiştir. Bu nedenle çalışmanın bu kısmında püskürtme çevrimli membran biyoreaktör çıkış suları direkt olarak MF-TAK hibrit sisteme verilerek arıtılabilirliği araştırılmıştır.

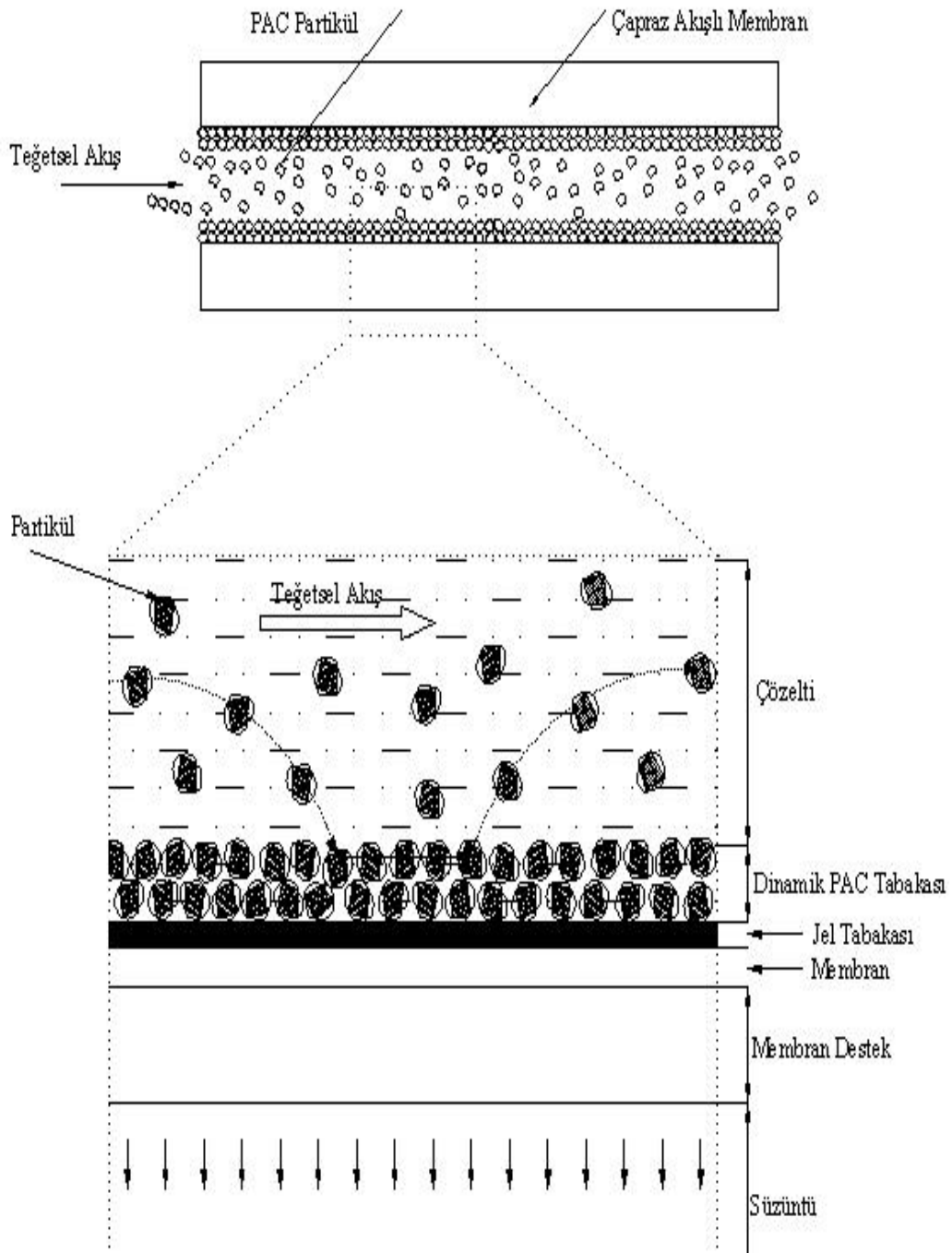
Membran ve toz aktif karbonun beraber kullanılarak oluşturulduğu hibrit sistemler, klasik atıksu arıtma proseslerinin modifiye edilmiş bir şeklidir. Membran teknolojisinin kullanımının artmasıyla bu kombinasyonun uygulama alanı da genişlemiştir. Söz konusu hibrit sistemler, basınçlı ve dalgıç membranlar ile farklı karbon konsantrasyonlarında amaca göre dizayn edilebilir.

Mikrofiltrasyon (MF) ve ultrafiltrasyon (UF) membranlar kullanılarak su arıtımında yüksek seviyelerde katı-sıvı ayırma verimi elde edilmesine karşılık, bu tip membranlarla su ortamından çözünmüş organik ve inorganik safsızlıkların etkin bir şekilde giderimi sağlanamamaktadır [Aydiner, 2006]. Son yıllarda yapılan çalışmalarda, düşük basınç seviyelerinde işletilebilmeleri sebebiyle kolaylık ve ekonomiklik sağlayan bu proseslerin, konvansiyonel arıtma prosesleri ile birleştirilerek hibrit uygulamalar şeklinde atıksulardan çözünmüş maddelerin ve safsızlıkların gideriminde uygulanabilecekleri görülmüştür. Bunlar arasından özellikle membran - toz aktif karbon (TAK) uygulamalarında da önemli ilerlemeler elde edilmiştir. TAK-membran hibrit sistemi, su arıtımında esas olarak, mikrobiyal kirleticilerin, bulanıklığın ve çözünmüş organik maddelerin gideriminde kullanılmaktadır. Bu sistemde kısa temas sürelerinde [Baruth, 2005] adsorpsiyonla giderime ilave olarak MF prosesinde de ilave giderim verimi elde edilmek suretiyle sinerji oluşturulmaktadır [Aydiner, 2006].

MF/UF-TAK hibrit sistemlerinde akı azalmasına sebep olan konsantrasyon polarizasyonu ve membran kirlenmesinin azalmasında etkili olan iki faktör söz konusudur. Birinci faktör etkili sıvı dinamiği şartlarıdır. Membran ünitesindeki türbülans akış rejimi, destabilize (kararsız) akış oluşturur ve bu akış membran yüzeyinde biriken çözünmüş katıların, kolloidlerin ayrıca askıdaki partiküllerin tekrar sıvıya dönmelerini sağlar. Ayrıca, sıvı kesme hızı ve ataleti membran yüzeyinde biriken kolloidlerin ve çözünmüş maddelerin sıvı içerisine geri taşınmasında etkili olur [Winzeler and Belford, 1993]. Böylece kolloid ve çözünmüş moleküllerden kaynaklanan harici por tıkanması azaltılmış olur. İkinci faktör ise toz aktif karbon kullanımından ileri gelen nedenlerdir ve aşağıda sıralanmıştır:

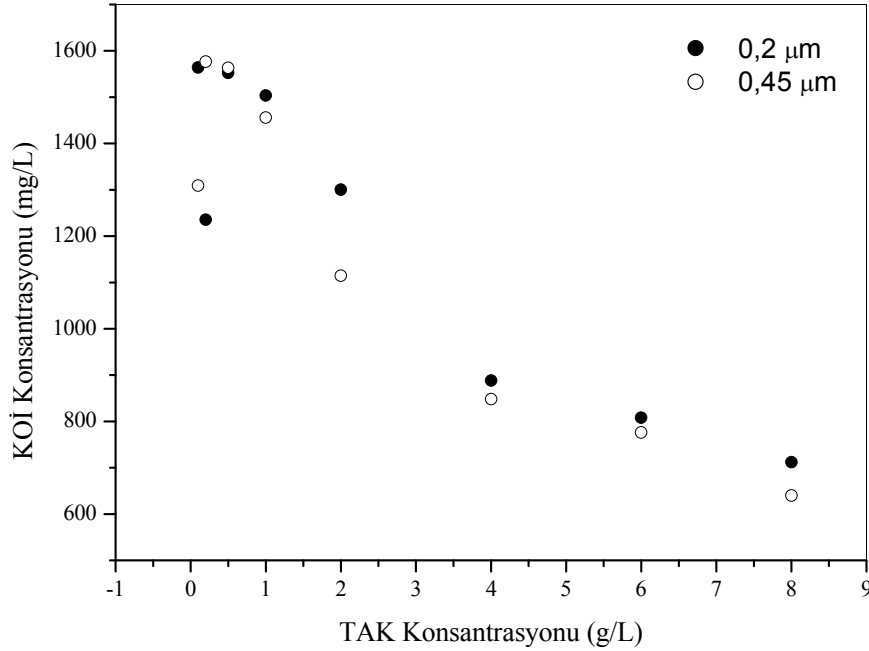
- Toz aktif karbon, sıvı içerisindeki çözünmüş organikleri ve kolloidleri adsorbladıklarından membran sıvı ara yüzeyindeki organik katıların sıvıya doğru geri difüzyonunu artırır.
- Toz aktif karbon yüksek geçirgenlikli sıkışmaz kek tabakası için yardımcı filtre görevi görmektedir.
- Toz aktif karbonların sıvı içerisindeki dinamikleri ve membran yüzeyinde oluşan partikül tabakası içerisindeki partiküllerin sürekli olarak değişimi, kütle transferini sınırlandıran hidrodinamik tabakanın kalınlığını önemli ölçüde azaltmaktadır.

TAK uygulamasının membran kirliliğine etkisi şematik olarak Şekil 6.25'te görülmektedir.



Şekil 6.25. Toz Aktif Karbonlu Çapraz Akışlı Membran Filtrasyonunun Şematik Gösterimi.

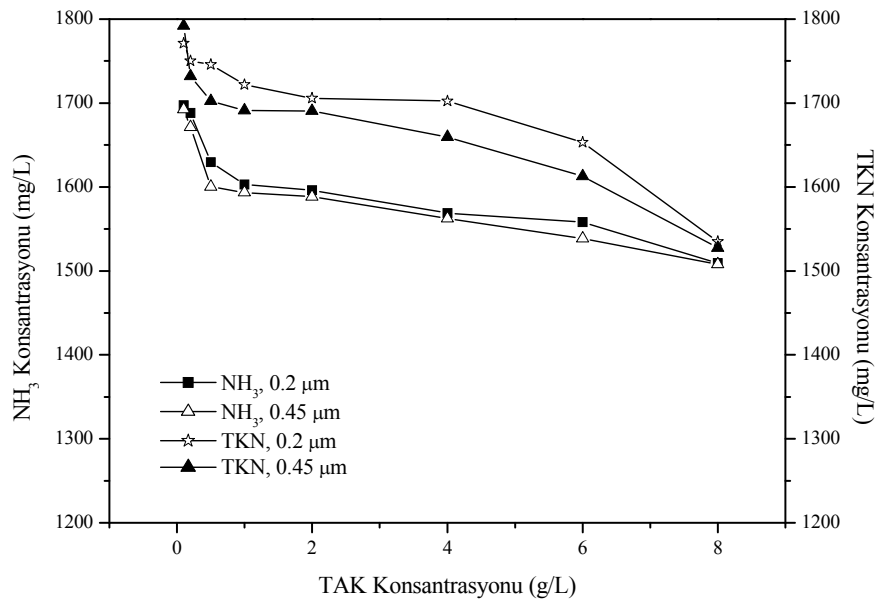
MF-TAK hibrit sistemi farklı toz aktif karbon konsantrasyonuna (0,1; 0,2; 0,5; 1; 2; 4; 6 ve 8 g/L) bağlı olarak KOİ çıkış değerleri Şekil 6.26'da verilmektedir.



Şekil 6.26. MF–TAK Hibrit Sisteminde Kullanılan Farklı Gözenek Çapına Sahip Membran Çıkış KOİ Değerleri (175 kPa).

Şekilden de görüldüğü gibi toz aktif karbon konsantrasyonu arttıkça aktif karbon tarafından adsorplanan kirletici miktarı da arttığından sistem çıkışı KOİ değerleri de azalmaktadır. KOİ çıkış değeri 8 g/L toz aktif karbon konsantrasyonunda alıcı ortam deşarj sınır değeri olan 700 mg/L'nin altına düşürülmüştür [Çevre Mevzuatı, 2007]. 0,45 µm gözenek çapına sahip membran çıkışında elde edilen KOİ değerleri 0,2 µm gözenek çapına sahip membrana nazaran daha düşüktür. Her bir TAK konsantrasyonu deneylerinde TAK ile kirleticilerin temasını arttırmak ve sistemde homojen dağılımını sağlamak maksadı ile 20 dakikalık karıştırmadan hemen sonra 0,2 µm'lik membrandan besleme çözeltisi süzölmüştür. Oysa 0,45 µm'lik membrandan ise 0,2 µm'lik deney sonunda yani ortalama olarak 1,5 saat sonra (20+60 dak) çözelti süzölmüştür. Böylece 0,45 µm'lik membranın kullanıldığı deneylerde TAK, kirleticilerle daha uzun temas etmiş olup absorplama daha iyi gerçekleşmiştir.

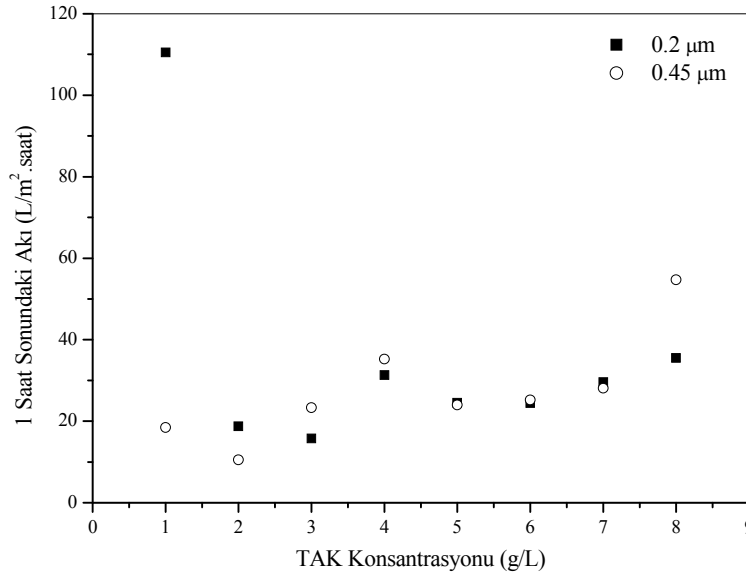
Elde edilen sonuçların karşılaştırılması için literatürde benzer bir çalışma bulunamamıştır. Bulunan en yakın çalışma, Visvanathan ve arkadaşları (2007), tarafından KOİ konsantrasyonu 4707 mg/L olan ham sızıntı suyunun çapraz akışlı MF-TAK hibrit sisteminde 0–30 gTAK/L konsantrasyon aralığında artırılabilirliğinin incelendiği çalışmadır. En yüksek verim, üç saat sonunda ve 30 gTAK/L konsantrasyonda %89,1 olarak bulunmuştur. Söz konusu çalışmada, birim adsorbent başına giderilen KOİ miktarı 0,139 g KOİ/g TAK iken bu çalışmada 0,169 g KOİ/g TAK elde edilmiştir. Sonuç olarak püskürtme çevrimli membran biyoreaktörün çıkışının MF–TAK hibrit sistemine verilmesi hem adsorbent verimini artırmış hem de adsorpsiyon süresini kısaltmıştır. Bunun da en önemli sebebi püskürtme çevrimli membran biyoreaktörün çıkışının askıda katı madde ihtiva etmemesidir.



Şekil 6.27. MF–TAK Hibrit Sisteminde Kullanılan Farklı Gözenek Çapına Sahip Membran Çıkış NH₃ ve TKN Konsantrasyon Değerleri (175 kPa).

Şekil 6.27’den görüldüğü gibi hibrit sistemdeki toz aktif karbon konsantrasyonu arttıkça, aktif karbon tarafından absorplanan kirletici miktarındaki artışa bağlı olarak sistem çıkışındaki NH₃ ve TKN konsantrasyon değerleri de azalmaktadır. 0,45 µm ve 0,2 µm gözenek çapına sahip membran çıkışında elde

edilen konsantrasyon değerleri karşılaştırıldığında, 0,45 μm 'lik membran 0,2 μm gözenek çapına sahip membrana nazaran daha düşüktür. Ancak aradaki fark oldukça düşük olmakla birlikte bunun nedeni KOİ giderimindeki gibi TAK ile çözelti arasındaki temas süresi olduğu düşünülmektedir.

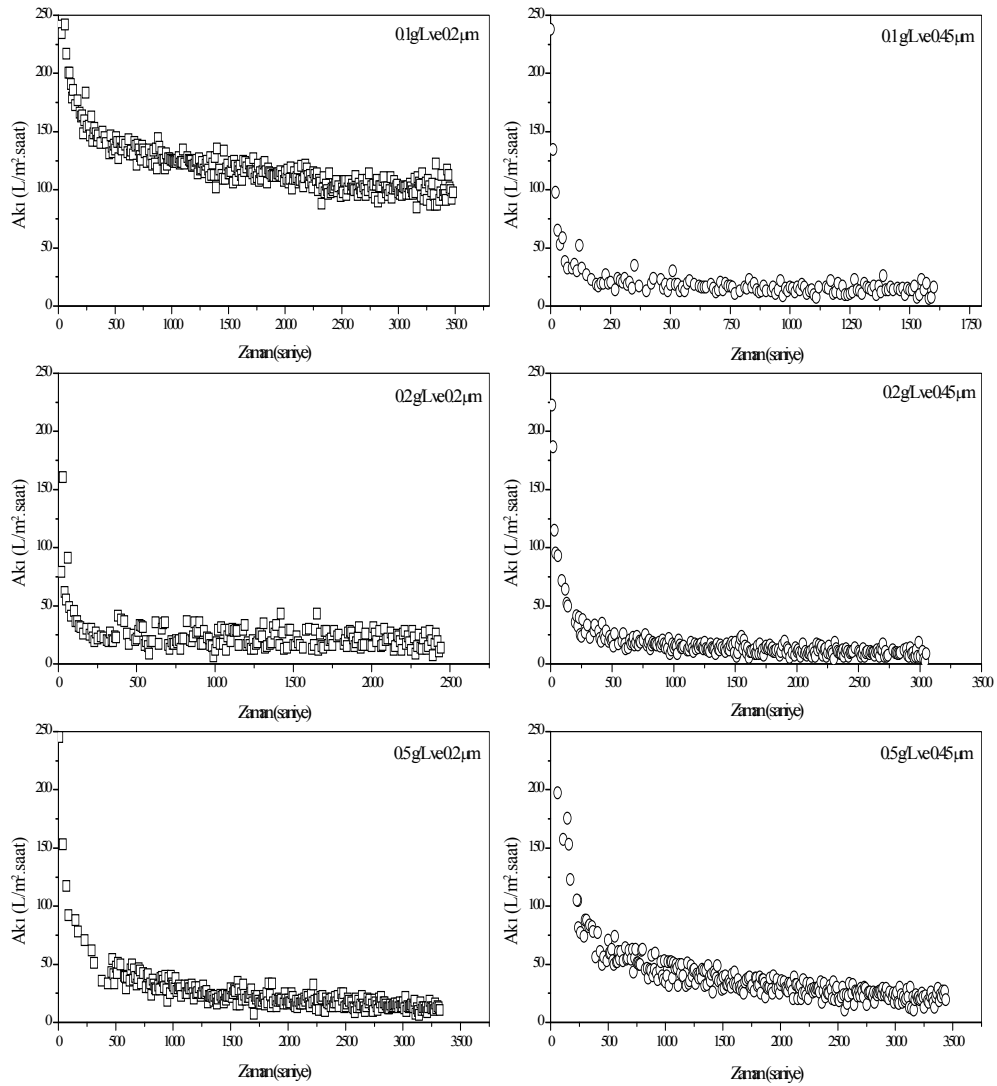


Şekil 6.28 TAK Konsantrasyonuna Bağlı Limit Akı Değerleri (175 kPa).

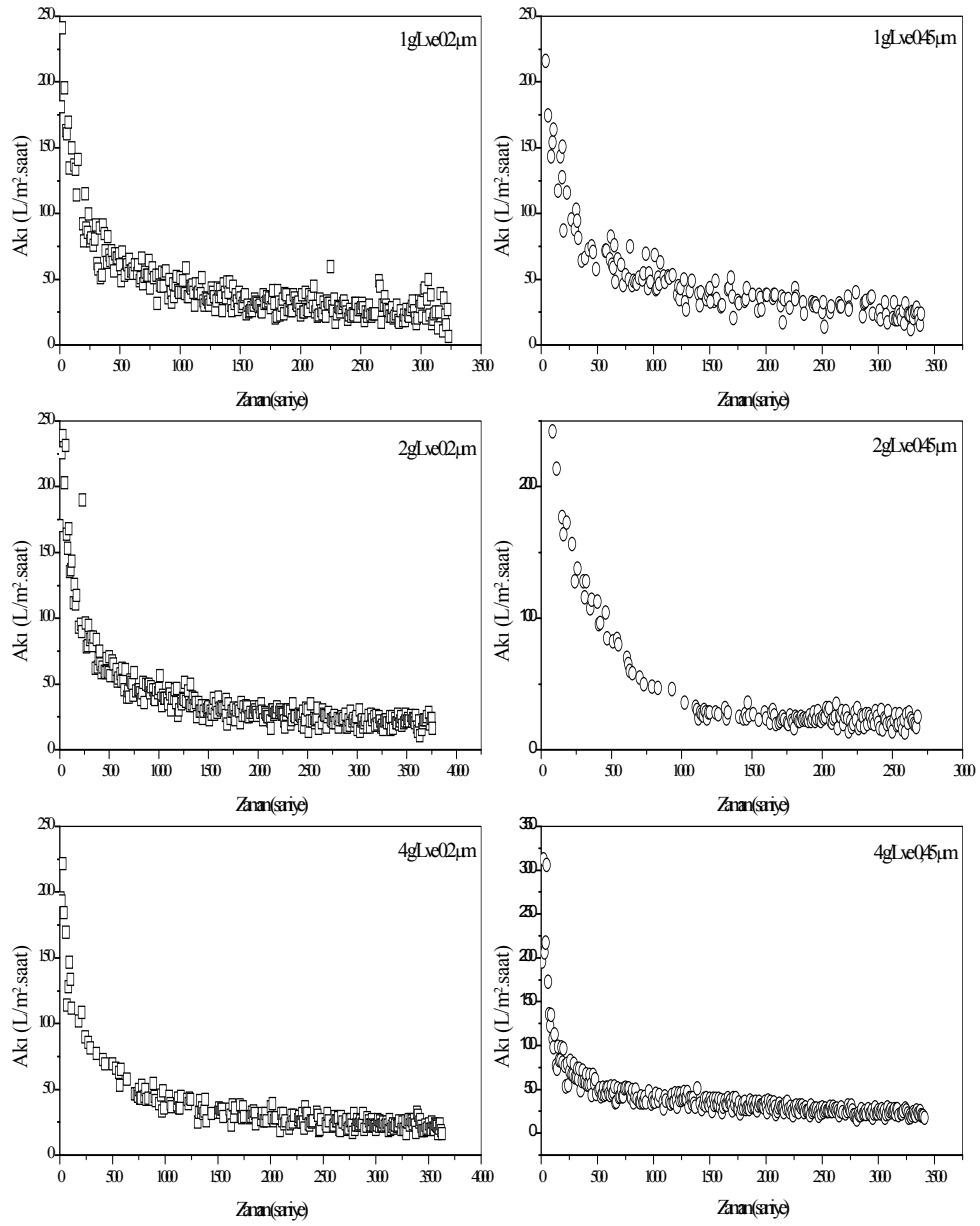
Değişik TAK konsantrasyonlarında (0,1–8 g/L) ve 0,2 μm ile 0,45 μm gözenek çapına sahip membranlarla yapılan deneylerde elde edilen akı grafikleri sırası ile Şekil 4.29'da verilmiştir. En yüksek akının elde edildiği 0,1 g TAK/L konsantrasyonunda 0,2 μm gözenek çapına sahip olan membran ile 0,45 μm gözenek çapına sahip membran arasında kayda değer bir fark vardır. 0,45 μm 'lik membranın gözenekleri daha geniş olduğundan TAK partikülleri tarafından daha çok tıklandığı için elde edilen akı 0,2 μm 'lik membrandakine göre daha azdır. Konsantrasyon 0,2 g TAK/L'ye yükseltildiğinde kek tabakasının oluşmaya başlamasıyla 0,2 μm gözenek çapına sahip membranda önemli bir akı azalmasının olduğu gözlenmiştir. Ancak Şekil 4.28'de görüldüğü gibi her iki membranda da daha yüksek TAK konsantrasyonlarında akı yavaş yavaş artmaktadır. Bunun sebebi TAK'ın membran yüzeyindeki çözünmüş organiklerin sıvıya doğru geri difüzyonunu arttırması, TAK konsantrasyonunun artışıyla daha poroz bir kek tabakasının oluşması ve kek

tabakasındaki TAK partiküllerinin yeni TAK partikülleri ile yer değiştirmesidir (Bkz., Şekil 6.25).

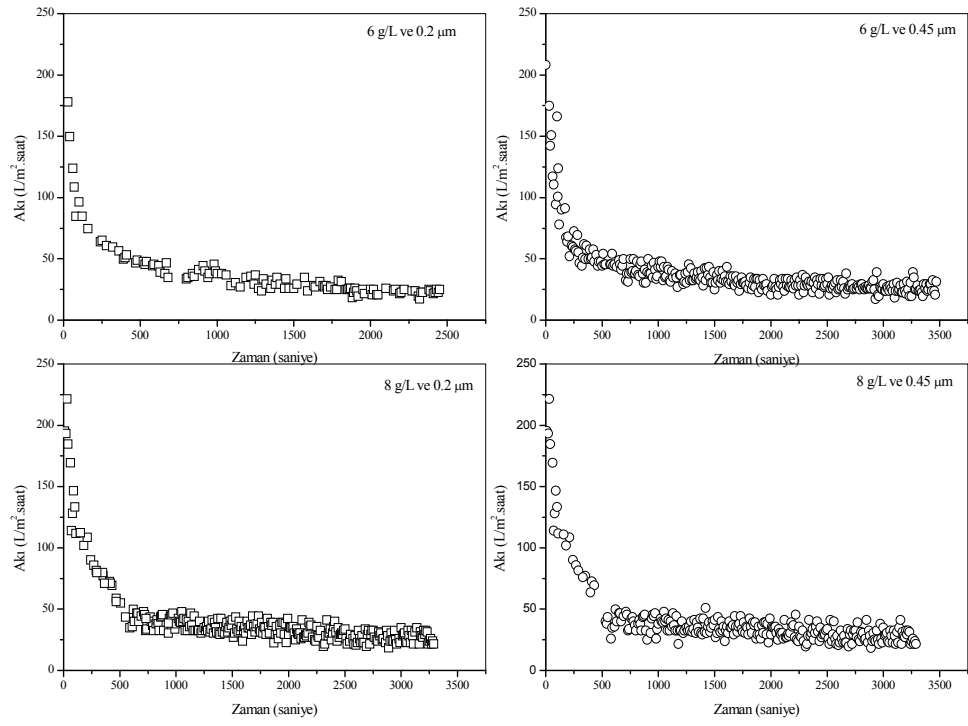
TAK–Mikrofiltrasyon deneylerinde 0,1 gTAK/L konsantrasyonu hariç diğer TAK konsantrasyonlarında deney süresi olan 1 saat boyunca kararlı akıya ulaşamadığından kek direnci hesaplanamamıştır. Her bir TAK konsantrasyonunda 0,2 μm ve 0,45 μm gözenek çapına sahip membranlarda 1 saat sonunda elde edilen akılar Şekil 6.28’de verilmiştir.



Şekil 6.29 Farklı TAK Konsantrasyondaki Membran Akı Diyagramları (175 kPa).



Şekil 6.29. (Devamı) Farklı TAK Konsantrasyondaki Membran Akı Diyagramları (175 kPa).



Şekil 6.29. (Devamı) Farklı TAK Konsantrasyondaki Membran Akı Diyagramları (175 kPa).

7. SONUÇLAR

Bu tez kapsamında püskürtme çevrimli membran biyoreaktör ile orta genç sızıntı sularının arıtılabilirliği araştırılmıştır. Sızıntı suları halen aktif şekilde kullanılmakta olan Kömürcüoda-Şile Düzenli Depo alanından temin edilmiştir. Kullanılan biyoreaktörün hacimsel kütle transfer katsayıları ve buna etki eden şartlar, biyolojik arıtmaya ait kinetik ve stokiyometrik parametreler ve entegre edilen membran sisteminin performansı ve filtrasyona ait değişkenler incelenmiştir. Ayrıca reaktör içerisinde bulunan mikroorganizma tür tayini ve inorganik inhibitörlerin sisteme yapacağı etki de araştırılmıştır.

Klasik sistemlere oranla çok yüksek kütle transfer yetenekleri olduğu bilinen yüksek performanslı membran biyoreaktörde hacimsel kütle transfer katsayısı ve gaz tutulma hesapları yapılarak biyoreaktörün performansı ortaya konulmuştur. Hacimsel kütle transfer katsayısı K_{La} üzerindeki E/V 'nin ve sisteme verilen gaz debisinin etkisi incelenmiş gaz debisinin E/V 'ye göre çok daha fazla etkili olduğu gözlenmiştir. Çalışılan gaz debisi aralığında bulunan 34 L/dak'lık gaz debisinde ve 5,3 kW/m³ lük E/V değerinde maksimum K_{La} değerine ulaşılmıştır. K_{La} 'daki değişimin püskürtme başlığının çıkışında oluşan türbülans nedeniyle, kabarcık çaplarındaki azalma ve sayıca artması ile kabarcıkların emme tüpü içerisine çevrim oranına bağlı olduğu anlaşılmıştır. K_{La} 'daki değişime paralel olarak gaz tutulma (ϵ) değeri de değişmektedir. En yüksek gaz tutulma değerine, gaz debisinin 34 L/dak olduğu zaman ulaşılmıştır.

Püskürtme çevrimli membran biyoreaktörlerde türbülansın dolayı oksijen konsantrasyonu homojendir. Reaktörün bu özelliğinden faydalanılarak sistemin biyolojik, kinetik ve stokiyometrik katsayıları respirometrik olarak bulunmuştur. μ_{max} , k_d , K_S ve Y değerleri sırasıyla 0,21 gün⁻¹, 0,019 gün⁻¹, 11000 mg/L ve 0,28 g/g olarak bulunmuştur. Çalışılan sızıntı suyunun inert KOİ'si yüksek olduğundan ve refrakter organikler içermesinden dolayı klasik aktif çamur sistemleri ile kıyaslandığında, elde edilen μ_{max} ve Y değerlerinin oldukça düşük ve K_S değeri yüksektir. Respirometrik kinetik ve stokiyometrik katsayıların bulunması aktif

çamurun arıtma tesisinden alınıp laboratuarda 1-2 L'lik respirometre düzeneklerinde gerçekleştirilmektedir. Laboratuardaki bu respirometre düzeneğindeki hidrolik şartlar gerçek arıtma tesisini tam olarak yansıtmamaktadır. Oysa yüksek performanslı reaktörün direkt olarak kendisinden respirometrik olarak kinetik ve stokiyometrik katsayılar bulunduğu reaktördeki aktif çamurun özelliklerini direkt olarak yansıtmaktadır.

Sistemin sürekli çalışması sırasında toplam KOİ yüklemesi 4,46 kg KOİ/m³.gün ile 9,72 kg KOİ/m³.gün arasında değiştirilmiştir. Değişik organik yüklemelerde sistemin KOİ giderim verimi yaklaşık olarak aynı düzeydedir (%80-85). Giderilen KOİ sızıntı suyunun biyolojik olarak parçalanabilen kısmını teşkil ederken sistemden arıtılmadan çıkan kısmı ise biyodegradasyonu mümkün olmayan inert kısımdan oluşmaktadır. Hidrolik bekleme süresi 1,35 ile 2,93 gün, çamur yaşı ise 2,16 ile 5,33 gün arasında değişmektedir. Birçok kademeden oluşan klasik sistemlere göre yüksek performanslı membran biyoreaktör hem tek kademe olmasından hem de daha düşük toplam bekleme süresiyle daha fazla yüklemeye imkan vermesinden dolayı oldukça avantajlıdır. Sızıntı suyunun klasik membran biyoreaktörlerle arıtılabilirliğinin araştırıldığı bir makalede, BOİ/KOİ oranının çok daha düşük olduğu sızıntı suyunun yaklaşık aynı hidrolik bekleme süresinde ancak 3 kat daha az organik yüklemeye, çalıştığımız sistemle aynı verim elde edildiği bildirilmiştir [Alvarez-Vazquez et al. 2004].

Organik yüklemedeki artış reaktör içersindeki MLSS konsantrasyonunu çok az etkilemiştir. Bunun sebebi reaktörün iç çeperinde oluşan biyofilmdir. Biyofilm oluşumundan dolayı mikroorganizma konsantrasyonu tam olarak ölçülemediğinden biyolojik arıtma performansı F/M açısından değerlendirilememiştir.

Sistemden çıkış TKN ve NH₃ konsantrasyonları sistemde nitrifikasyon oluşmadığından yaklaşık olarak 2000 ila 2500 mg/L arasında değişmektedir. Bu TKN ve NH₃ giderimi için literatürde de sızıntı suyunda amonyak giderimi için en uygun metot olarak önerilen amonyak sıyırma tavsiye edilmektedir. Yüksek performanslı reaktörün yüksek kütle transfer kapasitesinden dolayı amonyak sıyırmasından da yüksek verim elde edilebileceği düşünülmektedir.

Membrandan elde edilen akılar literatürdeki endüstriyel ve evsel atıksuların arıtıldığı membran biyoreaktör akılarından oldukça düşüktür. Bunun en önemli sebeplerinden birisi sızıntı suyunun oldukça yoğun ve stabil askıda partikül ve kolloid içermesidir. Diğer bir sebebi ise sızıntı suyu aktif çamurlarının fazla EPS üretmeleridir. Söz konusu bu EPS'ler zaten askıda katı ve kolloid yoğunluğu yüksek olan sızıntı suyu aktif çamurunun membran yüzeyinde daha yoğun ve daha az poroziteye sahip bir kek tabakası oluşumuna neden olmaktadır. MLSS konsantrasyonu arttıkça membrandaki akı beklenildiği gibi azalmaktadır. Bunun sebebi membrandaki gözeneklerin tıkanması ve membran yüzeyinde oluşan dinamik tabakanın (kek tabakası) organik tıkayıcı olan mikroorganizmalardan ve salgıladıkları EPS'lerden dolayı porozitesinin azalmasıdır. Dolayısıyla MLSS konsantrasyonu arttıkça tıkanma indeksi (I) de artmaktadır.

Kullanılan membranın C_G ve K_m değeri sırasıyla 8767 mg/L ve 1,82 olarak bulunmuştur. Literatür ile karşılaştırıldığında bu değerlerin düşük olduğu görülmektedir. Bunun da sebebi yine sızıntı suyu ve püskürtme çevrimli biyoreaktörün içinde kullanılan aktif çamurunun karakteristiğinden kaynaklanmaktadır.

Püskürtme çevrimli membran biyoreaktör ile sızıntı suyunun arıtılabilirliğinin incelendiği bu çalışmada elde edilen veriler literatür ile karşılaştırıldığında, püskürtme çevrimli membran biyoreaktörünün sızıntı suyu arıtımı için kullanılan çok sayıda üniteden oluşan entegre arıtma tesislerine göre oldukça iyi bir potansiyele sahip olduğu görülmektedir.

Sistemin çıkış suyu KOİ konsantrasyonu refrakter maddelerden dolayı 2000 mg/L civarındadır. Bu KOİ'nin arıtılması için ileri arıtım gerekmektedir. Literatür incelendiğinde en uygun metodun membran ayırma prosesleri olduğu görülmektedir. Çıkış suyu 0,2 µm por çapına sahip membrandan elde edildiği için askıda katı madde içermemektedir. Dolayısıyla yüksek performanslı membran biyoreaktör çıkış suyu, nanofiltrasyon ya da ters ozmoz ünitesine başka hiçbir ön işleme tabii tutulmadan verilebilir.

Püskürtme çevrimli membran biyoreaktörlerin mikrobiyal florası da incelenmiştir. Sistemdeki reaktörün çalışma prensibinden dolayı sıvının yüksek hızla nozuldan verilmesi reaktör içerisindeki mikrobiyal popülasyon için seçici bir faktör olmaktadır. Ayrıca nozulun ucundan reaktör içerisine dağıtılan enerji, sıvı sıcaklığını yükselttiğinden mikrobiyal popülasyon için ikinci bir seçicilik nedeni olabilmektedir. Bu çalışmada kullanılan biyoreaktör içindeki mikroorganizma kültüründe bulunan türlerin hepsinin bakteri grubuna ait olduğu belirlenmiş ve protozoa ile mantar türlerine rastlanmamıştır. Ayrıca tür tespitinde nitrobacter ve nitrosomonas türü bakterilere de rastlanmaması bu reaktörde nitrifikasyon olayının gerçekleşmediğinin bir kanıtıdır.

Toksisite aktif çamur sistemlerinin işletilmesinde önemli bir problem olarak ortaya çıkmaktadır. Bu çalışmada toksisite analizi için ilave edilen 25 mg Cd^{+2}/L 'nin solunum hızına bir etkisi olmamış ve daha yüksek konsantrasyonlarda (30, 45 ve 60 mg Cd^{+2}/L) çalışılmıştır. Bu konsantrasyonlarda solunum hızındaki düşüş konsantrasyonun miktarına bağlı olarak artmıştır ve % toksisite değeri de artmıştır. Aktif çamur üzerinde yapılan diğer çalışmalarda da benzer sonuçlar elde edilmiştir. 30 mg Cd^{+2}/L 'lik inhibitör ilavesine karşı %20 gibi düşük toksisite değerlerinin elde edilmiş olması, püskürtme çevrimli membran biyoreaktörlerdeki aktif çamurun evsel atıksu arıtma aktif çamuruna göre toksik madde konsantrasyonlarından çok daha az etkilendiğini ortaya koymaktadır.

Sızıntı suyunun püskürtme çevrimli membran biyoreaktörde arıtımı, suyun kanalizasyona deşarjı için yeterli olmadığından ilk önce MWCO (moleküler ağırlık engelleme sınırı) değerleri 400 Da ve 1000 Da olan iki farklı nanofiltrasyon membrandan süzümüştür. KOİ gideriminde 1000 Da'luk membran daha iyi sonuç verirken amonyak ve TKN gideriminde ise 400 Da'luk membran daha iyi sonuç vermiştir. Çıkış KOİ konsantrasyonu yaklaşık 1000 mg KOİ/L olduğundan kanalizasyona deşarj standartlarını sağlamamaktadır.

Nanofiltrasyon ile standartlar sağlanamadığından püskürtme çevrimli membran biyoreaktör çıkışından elde edilen sular bu kez TAK–Mikrofiltrasyon hibrit sistemine

verilerek farklı TAK konsantrasyonlarında ve gözenek çapları 0,2 ve 0,45 μm olan iki membran kullanılarak arıtımı çalışılmıştır. Bu sistemde yapılan deneyler sonucu 8 g TAK/L konsantrasyonda ve 0,45 μm gözenek çapına sahip membranda istenilen değere düşülmüştür.

Püskürtme çevrimli membran biyoreaktörde sızıntı suyu arıtımı sırasında, membran akısının, sızıntı suyu içerisindeki kolloid ve askıdaki partiküllerden dolayı oldukça düşük olduğu gözlenmiştir. Düşük akı daha fazla membran alanı gerektirmesinin yanı sıra işletme sorunları da çıkartabilmektedir. Granül ya da toz aktif karbonun sızıntı suyu arıtımı yapılan püskürtme çevrimli membran biyoreaktöre belli konsantrasyonlarda ilave edilmesi hem akıyı hem de arıtma verimini arttırabileceğinden, gelecek çalışmalarda membran akısının arttırılmasına yönelik bu tür çalışmaların yapılması tavsiye edilmektedir.

KAYNAKLAR DİZİNİ

Afonso, M. Yafiez, R. (2001) Nanofiltration os wastewater from the fishmeal industry, *Desalination*, 13, 429

Aydiner, C. (2006) Hibrit mikrofiltasyon teknolojisi ile sulu ortamdan nikel giderimi, Doktora Tezi, İstanbul Teknik Üniversitesi, İstanbul

American Public Health (APHA), (1992) Standard metods for examination of water and wastewater, 16th ed., APHA, Washington, DC

Ayoub, G. M., Semerjian, A. A., Fadel, M. E. and Kopman, B. (2001) Heavy metal removal by coagulation with seawater liquid bittern. *J. Environ. Eng.* 127, 196-202

Bae, T. H. and Tak, T. M. (2005) Interpretation of fouling characteristics of ultrafiltration membranes during the filtration of membrane bioreactor mixed liquor. *J. Membrane Sci.*, 24, 151-160

Baruth, E. E (2005) Water treatment plant design, Chapter 14, Fourth edition, McGraw-Hill, New York

Bitton, G. (2005) Wastewater Microbiology, 3rd Ed., Wiley, USA

Bonmati, A. and Flotats, X. (2003) Air stripping of ammonia from pig slurry: characterization and feasibility as a pre- or post-treatment to mesophilic anaerobic digestion. *Waste Manage.* 23, 261-272

Bouhabila, E. H., Ben Aim, R. and Buisson, H. (1998) Microfiltration of activated sludge using submerged membrane with air bubbling (aplication to wastewater treatment). *Desalination*, 118, 315-322

Brookes, A., Jefferson, B., Le-Clech, P. and Judd, S. (2003a) Fouling of membrane bioreactors during treatment of produced water, *Proceedings of International Membrane Science and Thecnology Conference (IMSTEC)*, Sydney, Australia

Brookes, A., Judd, S., Reid, E., Germain, E., Smith, S., Alvarez-Vazquez, H., Le-Clech, P., Stephenson, T., Tura, E. and Jefferson, B. (2003b) Biomass characterisation in membrane bioreactors, *Proceedigs of International Membrane Science and Thecnology Conference (IMSTEC)*, Sydney, Australia

Calli, B., Mertoglu, B. and Inanc, B. (2005) Landfill leachate management in Istanbul: applications and alternatives, *Chemosphere* 59, 819–829

Cartwright, P.S.(1992) Industrial wastewater treatment with membranes: A United States Perspective, *Wat. Res.* 25, 373-390

Cecen, F. and Gursoy, G. (2000) Characterization of landfill leachates and studies on heavy metal removal, *J. Environ. Monit.* 2, 436–442

Chaize, S. and Huyard, A. (1991) Membrane bioreactor on domestic wastewater treatment sludge production and modelling approach, *Wat. Sci. Tech.*, 23, 1591-1600

Chang, I. S., Lee, C. H. and Ahn, K. H. (1999) Membrane filtration characteristics in membrane-coupled activated sludge system: the effect of floc structure on membrane fouling. *Sep. Sci. Technol.*, 34, 1743-1758

Chang, I. S. and Kim, S. N. (2005) Wastewater treatment using membrane filtration-effect of biosolids concentration on cake resistance. *Proc. Biochem.*, 40, 1307-1314

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

Chaudhari, R.V., Shah, Y.T., Foster, N.R. (1986) Novel gas-liquid-solid reactors, *Catal. Rev.-Sci. Eng.*, 28, (4), 431-519

Cheng, R.C., Liang, S., Wang, H.C. and Beuhler, M.D. (1994) Enhanced coagulation for arsenic removal, *J. AWWA*, 86, 79-90

Cheung, K.C., Chu, L.M. and Wong, M.H. (1997) Ammonia stripping as a pretreatment for landfill leachate, *Water Air Soil Pollut.* 94, 209-221

Chian, E. (1977) Stability of organic matter in landfill leachates, *Water Res.*, 11, 225-232

Chisti, M.Y., Moo-Young, M. (1987) Hydrodynamics and oxygen transfer in pneumatic bioreactor devices, *Biotech. Bioeng.*, 31, 487-494

Choi S.S. and Yoo Y.J. (2000) Removal of phosphate in a sequencing batch reactor by *Staphylococcus auricularis*, *Biotechnology Letters*, 22, 1549-1552

Cicek, N., Franco, J. P., Suidan, M. T. and Urbain, V. (1998) Using a membrane bioreactor to reclaim wastewater. *J. Am. Water Works Assoc.*, 90, 105-113

Cicek, N., Franco, J. P., Suidan, M. T., Urbain, V. and Manem, J. (1999) Characterization and comparison of a membrane bioreactor and a conventional activated-sludge system in the treatment of wastewater containing high-molecular-weight compounds, *Water Env. Res.*, 71, 61-74

Cicek, N., Franco, J. P., Suidan, M. T., Urbain, V. (1999) Effect of phosphorus on operation and characteristics of MBR, *Jour. Env. Eng.*, 8, 738-746

Cramers, P. H. M. R., Duveen, R. F., Beenackers, A. A. C. M. and Van Dierendonck, L. L. (1994) Process Intensification with Buss Loop Reactors, presented at Eur. Symp. on Catalysis in Multiphase Reactors, Lyon, France

Çevre Mevzuatı El Kitabı, (2007), I. Cilt, II. Baskı, İstanbul Büyükşehir Belediyesi Çevre Koruma ve Kontrol Daire Başkanlığı, Çevre Koruma Müdürlüğü, İstanbul

Deckwer, W. D., and Schumpe, A. (1993) Improved Tools For Bubble Column Reactor Design and Scale-up, Chem. Eng. Sci., 48, 889

Diamadopoulos, E., (1994) Characterization and treatment of recirculation-stabilized leachate, Water Res. 28, 2439–2445

Dirix, C.A.M.C., Wiele, K.V. (1990) Mass transfer in jet loop reactors, Chem. Eng. Sci. 45, (8), 2333-2340

Dutta, N.N. and Raghavan, K.V. (1987) Mass transfer and hydrodynamic characteristics of loop reactors with downflow liquid jet ejector, J. Chem. Eng., 36, 111-121

Ehrig, H.J. (1998) Physical-Chemical Processes-Stripping, Precipitation, Flocculation, Int training seminar, Italy

Enzinger, J.D., Robertson, D., Ahlert, R.C. and Kosson, D.S. (1987) Treatment of landfill leachates, J. Hazard. Mater. 14, 83–101

Fan, H.-J., Chen, I-W. and Lee, M.-H. and Chiu, T. (2007) Using FeGAC/H₂O₂ process for landfill leachate treatment, Chemosphere, 67, 1647-1652

Fane, A. G., Chang, S. And Chardon, E. (2002) Submerged hollow fibre membrane module-design options and operational considerations. Desalination, 146, 321-236

Farizoglu, B., Keskinler, B., Yildiz, E. and Nuhoglu, A. (2007) Simultaneous removal of C, N, P from cheese whey by jet loop membrane bioreactor (JLMBR), Journal of Hazardous Materials, 146, (1-2), 399-407

Farizoglu, B., Keskinler, B. (2006) Sludge characteristics and effect of crossflow membrane filtration on membrane fouling in a jet loop membrane bioreactor (JLMBR), J. Memb. Sci., 279, 578–587

Farizoglu, B., Keskinler, B., Yildiz, E., Nuhoglu, A. (2004) Cheese whey treatment performance of an aerobic jet loop membrane bioreactor, Process Biochem., 39 2283–2291

Farquar, G.J. and Sykes, J.F. (1980) "Landfill Leachate Migration in soil" Proceedings of Leachate Management Seminar, Toronto-Ontario, 20-21 November, 157-195, Ontario

Fetting, J. (1999) Removal of humic substances by adsorption/ion exchange, Water Sci. Technol. 40, 171–182

Filmtec Technical Manual, Nisan, 1995

Gaddis, E. S., and Vogelpohl, A. (1992) The Impinging Stream Reactor: a High Performance Loop Reactors by Oxidation for Mass Transfer Controlled Chemical Reactions, Chem. Eng. Sci., 47, 2

- Garcia, H., Rico, J. L., and Garcia, P. (1996) Comparison of anaerobic treatment of leachates from an urban-solid-waste landfill at ambient temperature and 35°C. *Bioresource Technology*, 58, 273–277
- Ghooyt, W. and Verstraete, W. (2000) Reduced sludge production in a two-stage membrane-assisted bioreactor. 34, 205-215
- Gounoris, V., Anderson, P. R. and Holsen, T. M. (1993) Characteristics and environmental significance of colloids in landfill leachate, *Environ. Sci. Technol.*, 27, 1381-1387
- Green-Ruiz, C. (2006) Mercury(II) removal from aqueous solutions by nonviable *Bacillus* sp. from a tropical estuary, *Bioresource Technology*, 97, 1907-1911
- Gunder, B. and Krauth, K.(1999) Replacement of secondary clarification by membrane separation-results with tubular, plate and hollow fibre modules. *Water Sci. Technol.*, 40, 311-320
- Guest, R.K. and Smith, D.W. (2003) A potential new role for fungi in a wastewater MBR biological nitrogen reduction system, *J. Env. Eng. Sci.*, 1, 433-437
- Gutknrecht, R. and Baur, S. (2004) SBR-Reaktor mitnachgeschalteter Membran-Prognosemodell, Paper presented at Hannoversche Industrieabwasser-Tagung, Braurei-Seminar, Hannover, Germany
- Harwood, V.J., Brownell, M., Perusek, W. and Whitlock, J.E. (2001) Vancomycin-Resistant *Enterococcus* spp. Isolated from Wastewater and Chicken Feces in the United States, *Appl Environ Microbiol.* 67, 4930–4933
- Hector Alvarez-Vazquez, Jefferson B., and Judd S. (2004) Membrane bioreactors vs conventional biological treatment of landfill leachate: a brief review, *J Chem Technol Biotechnol*, 79, 1043–1049
- Heijen, S.J., Mulder, A., Weltevrede, R., Hols, P., Leeuwen, H.L. (1990) Large-scale anaerobic/aerobic treatment of complex industrial wastewater using immobilized biomass in fluidized bed and air-lift suspension reactors, *Chem. Eng. Tech.*, 13, 202-208
- Henry, JG. and Prasad, D. (2000) Anaerobic treatment of landfill leachate by sulphate reduction. *Water Science and Technology* 41, 239–246
- Horan, N. J., Gohar, H. and Hill, B. (1997) Application of a Granular activated carbon-biological fluidised bed for the treatment of landfill leachates containing high concentrations of ammonia, *Water Science and Technology*, 36, 369–375
- Itonaga, T., Kimura K. and Watanabe, Y. (2004) Influence of suspension viscosity and colloidal particles on permeability of membrane used in membrane bioreactor (mbr), *Water Sci. Technol.*, 50, 301-309

Jadhav T.S., Faldu N.J., Patel P., Narolkar. SN, Nerurkar, A.S. (2005) *Alcaligenes faecalis* kw-a biofilm for denitrification of nitrate-rich effluent, *Indian J Exp Biol.*, 43, 542-547

Jandhyala, D., Berman, M., Meyers, P., Sewell, T., Willson R.C. and Benedik, M.J. (2003) CynD, the cyanide dihydratase from *Bacillus pumilus*: Gene cloning and structural studies. *Applied and Environmental Microbiology*, 69, 4794-4805.

Jang, N., Ren, X., Choi, K. and Kim, I. S. (2005a) Comparasion of membrane bio-fouling in nitrification and denitrification for the membrane bio-reactor (mbr), *Proceedings of IWA, Aspire, Singapore*

Jang, N. J., Trussell, R. S., Merlo, R. P., Jenkins, D., Hermanowicz, S. W. and Kim, I. S. (2005b) Exocellular polymeric substances molecular weight distribution and filtration resistance as a function of food to microorganism ratio in the submerged membrane bioreactor, *Proceedings of International Congress on Membranes and Membrane Processes (ICOM)*, Seoul, Korea

Jefferson, B., Brookes, A., le Clech, P. and Judd, S. J. (2004) Methods for understanding organic fouling in mbrs. *Water Sci. Technol.*, 49, 237-244

Ji, L. and Zhou, J. (2006) Influence of aeration on microbial polymers and membrane fouling in submerged membrane bioreactors, *J. Membrane Sci. Technol.*, 51, 19-25

Jiang, T., Kennedy, M. D., Guinzborg, B. F., Vanrolleghem, P. A. and Schippers, J. C. (2005) Optimising the operation of a mbr pilot plant by quantitative analysis of the membrane fouling mechanism, *Water Sci. Technol.*, 51, 19-25

Judd, S. (2005) Fouling control in submerged membrane bioreactors, *Water Sci. Technol.*, 51(6-7), 27-34

Judd, S. (2006) *The MBR BOOK Principles and Applications of Membrane Bioreactors in Water and Wastewater Treatment*, Elsevier

Judd S. and Jefferson, B. (2003) *Membranes for industrial wastewater recovery and re-use*, Elsevier, Oxford

Jücker, C. and Clark, M. (1994) Adsorption of aquatic humic substances on hydrophobic ultrafiltration membranes, *J. Memb. Sci.*, 97, 37-52

Kang, I. J., Lee, C. H. and Kim, K. J. (2003) Characteristics of microfiltration membranes in a membrane coupled sequencing batch reactor system, *Water Res.*, 37, 1192-1197

Karamanev, D.G., Nagamune, T., Endo, I. (1992) Hydrodynamics and mass transfer study of a gas-liquid-solid draft tube spouted bed bioreactor, *Chem. Eng. Sci.*, 47, (13/14), 3581-3588

Kargı F. and Pamukoglu, M.Y., (2003) Powdered activated carbon added biological treatment of pre-treated landfill leachate in a fed-batch reactor, *Biotechnol. Lett.* 25, 695–699

Kawase, Y., Moo-Young, M. (1991) Oxygen transfer in slurry bioreactors, *Biotech. Bioeng.*, 37, 960-966

Khirani, S., Aim, R. B. and Manero, M-H. (2006) Improving the measurement of the modified fouling index using nanofiltration membranes (NF-MFI), *Desalination*, 191, 1-7

Kim, J. and Digiano, F.A. (2004) The effects of hollow fiber length and aeration rate on filtration behavior in submerged microfiltration, *Proceedings of Wastewater Environment-Membrane Thecnology Conference*, Seoul, Korea

Kim, J., Jang, M., Chio, H. Kim, S. (2004) Characteristics of membrane and module affection membrane fouling, *Proceedings of Wastewater Environment-Membrane Thecnology Conference*, Seoul, Korea.

Krauth, K. and Staab, K. F. (1993) Pressurized bioreactor with membrane filtration for wastewater treatment, *Water Res.*, 27, 405-411

Kurniawan, A. T., Lo, W. and Chan, G. YS. (2006) Physico-chemical treatments for removal of recalcitrant contaminants from landfill leachate. *Jour. of Hazardous Materials*, B129, 80-100

Küçükgül, O. (1999) Katı atık Düzenli depolama sahaları sızıntı suyu özelliklerinin değişimini ifade eden bir matematiksel model, *Doktora tezi, İTÜ*

Lahoussie, V., Wiesner, M.R., Bottero, J.Y. and Malleviialle, J. (1990) Coagulation pretreatment for ultrafiltration of a surface water, *AWWA*, 82, 76-81.

Lavigne R, (1979) The treatment of landfill leachate using a living fitler, *Compost Science Land Utilization* 20, 24–26

Lecoupannec, F. (1999) Fractionation and characterization of sanitary landfill leachates by liquid chromatography, *Ph. D. Thesis, Bretagne-Sud, France*

Le-Clech, P., Jefferson, B., and Judd, S. J. (2003c) Impact of aeration, solids concentration and membrane characteristics on the hydraulic performance of a membrane bioreactor. *J. Membrane Sci.*, 218, 117-129

Le-Clech, P., Jefferson, B., Chang, I. S. and Judd, S. J. (2003b) Critial flux determination by the flux-step method in a submerged membrane bioreactor. *J. Membrane Sci.*, 227, 81-93

Le-Clech, P., Jefferson, B. and Judd, S. J. (2005b) A comparison of submerged and side-stream tubular membrane bioreactor configurations. *Desalination*, 173, 113-122

- Lee, W., Kang, S. and Shin, H. (2003) Sludge characteristics and their contribution to microfiltration in submerged membrane bioreactors, *J. Membrane Sci.*, 216, 217-227
- Lee, W., Jeon, J. H., Cho, Y., Chung, K. Y. and Min, B. R. (2005) Behavior of tmp according to membrane pore size. *Proceedings of International Congress on Membranes and Membrane Processes (ICOM)*, Seoul, Korea
- Li, X., Gao, F., Hua, Z., Du, G. and Chen, G. J. (2005b) Treatment of synthetic wastewater by a novel mbr with granular sludge developed for controlling membrane fouling, *Sep. Purif. Technol.*, 46, 19-25
- Lin, C.Y. (1991) Anaerobic-Digestion of Landfill Leachate, *Water SA*, 17(4), 301-306
- Linde, K. and Jönsson, A.S. (1995) Nanofiltration of salt solution and landfill leachate, *Desalination* 103, 223-232
- Lindert, M., Kochbeck, B., Prüss, J., Warnecke, H.J., Hempel, D.C. (1992) Scale-up of airlift-loop bioreactors based on modelling the oxygen mass transfer, *Chem. Eng. Sci.*, 47, (9-11), 2281-2286.
- Liu, R., Huang, X., Sun, Y. F. and Qian, Y. (2003) Hydrodynamic effect on sludge accumulation over membrane surfaces in a submerged membrane bioreactor. *Proc. Biochem.*, 39, 157-163
- Low, E. and Chase, H. (1999) The effect maintenance energy requirements on biomass production during wastewater treatment, *Water Res.*, 33(3), 847-854
- Lu, X., Bian, X. and Shi, L. (2002) Preparation and characterization of NF composite membrane, *J. Membr. Sci.*, 210, 3-11
- Lubbecke, S., Vogelpohl, A. and Dewjamine, W. (1995) Wastewater treatment in a biological high-performance system with high biomass concentration. *Water Res.*, 29, 793-802
- Luxmy, B. S., Nakajima, F. And Yamamoto, K. (2000) Analysis of bacterial community in membrane-separation bioreactors by fluorescent in situ hybridization (FISH) and denaturing gradient gel electrophoresis (DGGE) techniques. *Water Sci. Technol.*, 41 (10-11), 259-268
- Madaeni, S. S., Fane, A. G. and Wiley, D. E. (1999) Factors influencing critical flux in membrane filtration of activated sludge. *J. Chem. Technol. Biotechnol.*, 74, 539-543
- Madoni, P., Davoli, D. and Guglielmi, L. (1999) Response of sour and aur to heavy metal contamination in activated sludge, *Wat. Res.*, 33, 2459-2464

Manz, W., Wagner, M., Aman, R. And Schleifer, K. H. (1994) In situ Characterisation of the microbial consortia active in two wastewater treatment treatment plants. *Water Res.*, 36(2), 413-420

Marttinen, S.K., Kettunen, R.H., Sormunen, K.M., Soimasuo, R.M. and Rintala, J.A. (2002) Screening of physical–chemical methods for removal of organic material, nitrogen and toxicity from low strength landfill leachate, *Chemosphere* 46, 851–858

McBean E.A., Rovers F.A., Farquhar G. J. (1995) *Solid Waste Landfill Engineering and Design*, Prentice-Hall, Inc. New Jersey, USA.

Mejbri, R., Matejka, G., Lafrance, P. and Mazet, M. (1995) Fractionation and characterization of the organic matter in sanitary landfill leachates, *Rev. Sci.* 8, 217-236

Muller, E. B., Stouthamer, A. H., Vanverseveld, H. W. And Eikelboom, D. H. (1995) Aerobic domestic wastewater treatment in a pilot-plant with complete sludge retention by cross-flow filtration. *Water Res.*, 29, 1179-1189

Ozoguz, G. and Kraft, A. (2001) Getauchte Membransysteme der kommunalen Abwasserreinigung, Paper presented at *Membrantechnik in der Wasseraufbereitung und Abwasserbehandlung*, Aachen, Germany

Ozkaya, B., Demir, A. and Bilgili, M. S. (2006) Mathematical simulation and long-term monitoring of leachate components from two different landfill cells, *J. Hazardous Materials*, 135, 32-39.

Ozturk, I., Altinbas, M., Koyuncu, I., Arıkan, O. and Gomec-Yangin, C. (2003) Advanced physico-chemical treatment experiences on young municipal landfill leachates, *Waste Manage.* 23, 441–446

Özkaya, B. (2001), *Katı atık düzenli depo sahalarında sızıntı suyu geri devir etkilerinin tam ölçekli bir sahada (oda yeri) araştırılması*, Yüksek Lisans Tezi, Yıldız Teknik Üniversitesi, İstanbul

Öztürk, İ., Arıkan, O.A., Demir,İ. ve Demir, A. (1997) İstanbul Evsel Katı Atıklarında Havasız Ortamda Kompostlaşabilirlik ve Biyoenerji Geri Kazanımı ile Mevcut Düzenli Depo Alanları Sızıntı Suyu Arıtımı Araştırma Projesi, İstanbul Büyükşehir Belediye Başkanlığı

Papadopoulos, D., Fatta, D. and Loizidou, M. (1998) Treatment of stabilized landfill leachate by physico-chemical and biooxidation processes. *Journal of Environmental Science and Health A33*, 651–670

Padmavathi, G. and Remananda, K., (1993) Influence of geometry on gas holdups in a reversed flow jet loop reactor, *J. Canadian Chem. Eng.*, 71, 94-100

Prasad, K.Y. and Ramanujam, T.K. (1995) Gas holdup overall volumetric mass transfer coefficient in a modified reversed flow jet loop reactor, *j. Canadian Chem. Eng.*, 73, 190-195

Qasim, S. R. and Chaiong, W. (1994) Sanitary landfill leachate: Generation, control and treatment, Technomic Publishing Co. Inc.

Ra-COMBO Lab (2004) Ra-COMBO Lab Kullanım Kılavuzu

Rautenbach, R. and Albercht, R. (1989) Membrane Processes, John Wiley and Sons ed., New York

Rautenbach, R. and Linn, T. (1996) High pressure reverse osmosis and nanofiltration, a “zero discharge” process combination for the treatment of wastewater with severe fouling/scaling potential, *Desalination*, 105, 63-70

Remananda, K. and Padmavathi, G. (1991) Hydrodynamics characteristics of reversed flow jet loop reactor as a gas-liquid-solid contactor, *Chem. Eng. Sci.* 46, (12), 3293-3296

Richard, M. (2003), Activated sludge microbiology problems and their control, 20th Annual USEPA National Operator Trainers Conference Buffalo, NY

Robinson, A. H. (2005) Landfill leachate treatment, Wehrle Environmental, Witney, Oxfordshire, UK

Robinson, H. D. (1999) State of the art landfill leachate treatment systems in the United Kingdom, in Solid Waste Association of North America, 4th Annual Landfill Symposium, Denver Colorado, USA, 323–336

Robinson, H. D. (1993) The treatment of landfill leachates using reed bed systems, in Proceedings Sardinia 1993: 4th International Waste Management and Landfill Symposium, S Margherita di Pula, Cagliari, Italy, CISA, Environmental Sanitary Engineering Centre, Cagliari, Italy, 907–922

Rodriguez, J., Castrillon, L., Marafion, E., Sastre, H. and Fernandez, E. (2004) Removal of non-biodegradable organic matter from landfill leachates by adsorption, *Water Res.* 38 3297–3303

Roš, M. (1993) Respirometry of activated sludge, Technomic Publishing Co., Pennsylvania, USA

Roš, M. and Dular, M. (1992) Determination of some kinetic parameters by respirometry, *Wat. Sci. Tech.*, 26, 2535–2538

Salehi, Z., Sohrabi, M., Kaghazchi, T. and Bonakdarpour, B. (2005) Application of down flow jet loop bioreactors in implementation and kinetic determination of solid–liquid enzyme reactions, *Process Biochem.*, 40, 2455–2460

Sato, T. and Ishii, Y. (1991) Effect of activated-sludge properties on water flux of ultrafiltration membrane used for human excrement treatment. *Water Sci. Technol.*, 23, 1601-1608

Schlüter, V., Deckwer, W.D. (1992) Gas/liquid mass transfer in stirred vessels, *Chem. Eng. Sci.*, 47, (9-11), 2357-2362

Schrader, G. A., Zwijnenburg, A. and Wesling, M. (2005) The effect of wwtp effluent zeta-potential on direct nanofiltration performance. *J. Membrane Sci.*, 266, 80-93

Schügerl, C. (1991) *Bioreaction Engineering : Characteristic Features of Bioreactor*, 2, John Wiley Sons, 393, Switzerland

Scott, K., *Handbook of Industrial Membranes*, 1995

Setiadi, T. and Fairus, S. (2003) Hazardous waste landfill leachate treatment using an activated sludge-membran system, *Wat. Sci. Tech.*, 48, 111-117

Sheng-Yi L. and Pang Tsui, Y. (1999) Succeed at gas/liquid contracting, *Chemical Engineering Progress*, 95, 7

Shimizu, Y., Okuno, Y. I., Uryu, K., Ohtsubo, S. and Watanabe, A. (1996) Filtration characteristics of hollow fiber microfiltration membranes used in membrane bioreactor for domestic wastewater treatment, *Water Res.*, 30, 2385-2392

Siegel, M.H., Robinson, C.W. (1992) Applications of airlift gas-liquid-solid reactors in biotechnology, *Chem. Eng. Sci.*, 47, (13/14), 3215-3229

Singh, K. S. and Viraraghavan, T. (2003) Impact of temperature on performance, microbial, and hydrodynamic aspect of USAB reactors treating municipal wastewater, *Water Sci. Technol.*, 48(6), 211

Sirkar, K.K., (1992) "Other New Membrane processes", in "Membrane Handbook", Ho, W.S.W., Sirkar, K.K. Eds., Chapman and Hall, New York

Smith, R. (2006) The MBR at Buxton wastewater plant, presented at The Use and Practice of Membranes in Water and Wastewater in the UK, Meeting of the Chartered Institution of Water and Environmental Management (CIWEM), Glasgow, January 17, 2006

Sofia, A., Ng, W. J. Ong, S. L. (2004) Engineering design approaches for minimum fouling in submerged MBR. *Desalination*, 160, 67-74

Suschka, J. and Ferreira, E. (1986) Activated Sludge Respirometric Measurements, *Water Res.*, 20, 137-144

Tardieu, E., Grasmick, A., Geaugey, V. and Manem, J. (1999) Influence of hydrodynamics on fouling velocity in a recirculated mbr for wastewater treatment. *J. Membrane Sci.*, 156, 131-140

Tarnacki, K., Lyko, S., Wintgens, T., Melin, T. and Nataf, F. (2005) Impact of extra-cellular polymeric substance on the filterability of activated sludge in membrane bioreactors for landfill leachate treatment, *Desalination*, 179, 181-197

Tatsi, A. A. and Zouboulis, A. I. (2002) A field investigation of the quantity and quality of leachate from a municipal solid waste landfill in a Mediterranean climate (Thessaloniki, Greece), *Adv. in Env.l Res.*, 6, 207-219

Tchobanoglous, G. and Burton, F.L., (1991) *Wastewater Engineering*. McGraw-Hill Inc., p 1315 (3 nd ed.)

TÜİK (2005) <http://www.die.gov.tr/TURKISH/SONIST/CEVRE/190706.doc>

Urase, T., Salequzzaman, M., Kobayashi, S., Matsuo, T., Yamamoto, K. and Suzuki, N. (1997) Effect of high concentration of organic and inorganic matters in landfill leachate on the treatment of heavy metals in very low concentration level, *Water Sci. Technol.*, 36, 349–356

Uygur, A. and Kargı, F. (2004) Biological nutrient removal from pretreated landfill leachate in a sequencing batch reactor, *J. Environ. Manage*, 71, 9–14

Xianliou, M., Dazhang, H., Rongji, H., Taiping, X. (1992) Gas holdup and volumetric mass transfer coefficient in a down jet loop reactor, *J. Chem. Eng*, 49, 49-54

Vadivelu, V. M. Keller, J. and Yuan, Z. (2007) Effect of free ammonia on the respiration and growth processes of an enriched *Nitrobacter* culture, *Water Res*, 41, 826-834

Van Dierendonck, L. L. and G. W. Meindersma, (1988) Scale-up of G-L Reactions Made Simple with Loop Reactors, presented at 6th Eur. Conf. on Mixing, Pavia, Italy

Van Dijk, L. and Roncken, G. G. (1997) Membrane bioreactors for wastewater treatment: the state of the art and new developments. *Water Sci. Technol.*, 35(10), 35-41

Van Loosdrecht, M. C. M. And Henze, M. (1999) Maintenance, endogenous respiration, lysis, decay and predation. *Water Sci. Technol.*, 39(1), 107-117

Velan, M. and Ramanujam, T.K. (1992) Gas-liquid mass transfer in a down flow jet loop reactor, *Chem. Eng. Sic*, 47, (9-11), 2871-2876

Velan, M. and Ramanujam, T.K. (1991) Hydrodynamics in down flow jet loop reactor, *J. Can. Chem. Eng.*, 69, 1257-1261

Vigneswaran, S., Shim, W. G., Chaudhary, D. S. and Ben Aim, R. (2004) Mathematical modelling of submerged membrane bioreactor (smbr) system used in wastewater treatment, *Proceedings of Wastewater Environment-Membrane Technology Conference*, Seoul, Korea.

Visvanathan, C., Choudhary, M. K. Montalbo, M. T. and Jegatheesan V., (2007) Landfill leachate treatment using thermophilic membrane bioreactor, *Desalination*, 204, 8-16

Wachsmann, U., Rabiger, N., Vogenpohl, A. (1985) Effect of geometry on hydrodynamics and mass transfer in the compact reactor, *Ger., Chem., Eng.*, 8, 411-418

Wachsmann, U., Rabiger, N. and Vogelpohl, A. (1984) The compact reactor: A newly developed loop reactor with a high mass transfer performance, *Ger. Chem. Eng.*, 7, 39-44

Wagner, M., Rath, G., Aman, R., Koops, H.-P. and Schleifer, K.-H. (1996) In situ analysis for nitrifying bacteria in sewage treatment plants, *Water Sci. Technol.*, 34(1/2), 237-244

Wagner, M., Noguera, D., Jutretschko, S., Rath, G., Koop, H.-P. and Schleifer, K.-H. (1998) Combining fluorescent in situ hybridization (FISH) with cultivation and mathematical modelling to study population structure and function of amoniaoxidising bacteria in activated sludge, *Water Sci. Technol.*, 37(4/5), 441-449

Welander, U., Henrysson, T., and Welander, T. (1998) Biological nitrogen removal from municipal landfill leachate in a pilot scale suspended carrier biofilm process, *Wat. Res.*, 32(5), 1564-1570

WERF (2005) www.werf.org/products/MembraneTool/home/defaults.asp, accessed: November 2005

Winzeler, H. B. and Belfort, G. (1993) Enhanced performance for pressure driven membrane processes: the argument for fluid instabilities. *J. Membr. Sci.* 80 (1-3), 35-47

Wisconsin State, Dept. of Natural Resources Website on Wastewater Fractionation, <http://dnr.wi.gov/org/water/wm/ww/biophos/3fract.htm>

Witzig, R., Manz, W., Rosenburger, S., Krüger, U., Kraume, M. And Szewzyk, U. (2002) Microbiological aspects of a bioreactor with submerged membranes for aerobic treatment of municipal wastewater. *Water Res.*, 36, 394-402.

Yeo, A. and Fane, A. G. (2004) Performance of individual fibers in a submerged hollow fiber bundle, *Proceedings of Wastewater Environment-Membrane Thecnology Conference*, Seoul, Korea.

Yeom, I. T., Lee, K. R., Choi, Y. G., Kim, H. S. and Lee, Y. (2004) Avaluation of a membrane bioreactors system coupled with sludge pretreatment for aerobic sludge digestion, *Proceedings of Wastewater Environment-Membrane Thecnology Conference*, Seoul, Korea.

Yıldız, E. (1999) Çapraz akış mikrofiltrasyon sistemli püskürtme çevrimli (jet loop) reaktörlerde biyolojik arıtım, *Doktora Tezi*, Atatürk Üniversitesi, Erzurum

Yılmaz, G. (2000) Katı atık sızıntı sularından biyolojik azot giderimi, *Doktora Tezi*, İstanbul Teknik Üniversitesi, İstanbul

Yildiz, E., Keskiner, B., Pekdemir, T., Akay, G. and Nuhoğlu A. (2005) High strength wastewater treatment in a jet loop membrane bioreactor: kinetics and performance evaluation, *Chemical Engineering Science*, 60(4),1103-1116

Yıldız, E. (1999) Çapraz akış mikrofiltrasyon sistemli püskürtme çevrimli (jet loop) reaktörlerde biyolojik arıtım, Doktora tezi, Atatürk Üniversitesi, Erzurum

Zarnovsky, L., derco, J., Kuffa, R. and Drtil, M. (1994) The influence of cadmium on activated sludge activity, *Water Sci. Technol.*, 30, 235-242

Zehner, P., Benfer, R. (1996) Modelling fluid dynamics in multiphase reactors, *Chem. Eng. Sci.*, 51, (10), 1735-1744

Ziyang, L. and Youcai, Z. (2007) Size-fractionation and characterization of refuse landfill leachate by sequential filtration using membranes with varied porosity, *Journal of Hazardous Materials*, 147, 257-264

ÖZGEÇMİŞ

1978 yılında Malatya’da doğan Mahir İNCE ilk, orta ve lise öğrenimini Malatya’da tamamladı. 1999 yılında Fırat Üniversitesi, Mühendislik Fakültesi, Çevre Mühendisliği Bölümü’nde lisans eğitimini bitirdi. 2000-2001 güz yarıyıl döneminde Gebze Yüksek Teknoloji Enstitüsü, Çevre Mühendisliği Bölümü’nde yüksek lisans programına başladı. Aynı dönem içerisinde araştırma görevlisi olarak atandı. 2003 yılında yüksek lisansını tamamlayarak Gebze Yüksek Teknoloji Enstitüsü, Çevre Mühendisliği Bölümü’nde doktora programına başladı. Halen Araştırma Görevlisi olarak akademik çalışmalarına devam etmektedir.