

T.C.
FIRAT ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

BATIK MEMBRAN-AKTİF ÇAMUR SİSTEMLERİNİN
ARITMA KAPASİTESİNİN GELİŞTİRİLMESİ VE
MODELLENMESİ

Halil HASAR

T.C. YÜKSEKÖĞRETİM KURULU
DOKÜMANTASYON MERKEZİ

DOKTORA TEZİ
ÇEVRE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

ELAZIĞ

2001

T.C.
FIRAT ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**BATIK MEMBRAN-AKTİF ÇAMUR SİSTEMLERİNİN
ARITMA KAPASİTESİNİN GELİŞTİRİLMESİ VE
MODELLENMESİ**

Halil HASAR

DOKTORA TEZİ

ÇEVRE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

Bu Tez, 30.07.2001 Tarihinde, Aşağıda Belirtilen Jüri Tarafından Oybirliği /
Oyçokluğu İle Başarılı / Başarısız Olarak Değerlendirilmiştir.



Yrd. Doç. Dr. Ayhan ÜNLÜ

1. Danışman



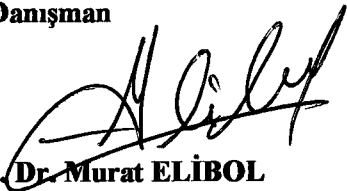
Prof. Dr. Nusret ŞEKERDAĞ

Üye



Prof. Dr. Lütfi AKÇA

Üye



Doç. Dr. Murat ELİBOL

Üye



Yrd. Doç. Dr. Yusuf SAATÇI

Üye

Bu tezin kabulü, Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulu' nun/...../2001
tarih vesayılı kararıyla onaylanmıştır.

ÖZET
DOKTORA TEZİ

**BATIK MEMBRAN-AKTİF ÇAMUR SİSTEMLERİNİN ARITMA KAPASİTESİNİN
GELİŞTİRİLMESİ VE MODELLENMESİ**

Halil HASAR

Fırat Üniversitesi
Fen Bilimleri Enstitüsü
Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı
2001, Sayfa : 129

Bu çalışmada, batık membran aktif çamur sisteminde evsel atıksuların arıtımı incelenmiş, sistem hidrolik açıdan modellenmiş ve çamurun reolojik özellikleri belirlenmiştir.

Çalışma sonucunda, çıkış suyunun toplam KOİ (T-KOİ) konsantrasyonu genellikle 5-25 mg/l arasında değişmiş ve 0.03-0.04 kg T-KOİ/Gün arasındaki yüksek organik yüklerde T-KOİ giderimi % 98'in üzerinde gerçekleşmiştir. Sistemi besleyen evsel atıksuyun inert KOİ konsantrasyonu 3-10 mg/l arasında değişirken, sistemdeki mikroorganizmalar tarafından inert bileşiklerin üretilmesi ve zamanla birikmesinden dolayı bu değer çıkış suyunda 5-20 mg/l'ye yükselmiştir. Toplam fosfor, sürekli havalandırmanın yapıldığı periyotlarda 1 mg/l'nin altında, havalandırmanın aralıklarla yapıldığı ve anoksik şartların olduğu periyotlarda ise daha yüksek olmuştur. Çıkış suyunda askıda katı madde (AKM) ve toplam koliform bakteriye rastlanmaması, bu parametrelerin gideriminin %100 düzeyinde gerçekleştiğini göstermiştir. Bulanıklık %97-99.8 düzeylerinde giderilmiştir. Sistemde, genellikle toplam Kjeldahl Azotu (TKN) giderimi %87.8-99.1 ve amonyum azotu giderimi ise %89.4-99.8 arasında gerçekleşmiştir. Çıkış suyunun nitrat konsantrasyonu, sürekli havalandırmanın yapıldığı periyotlarda 8.2-26.8 mg/l'ye yükselirken, aralıklı havalandırmanın yapıldığı ve anoksik şartların olduğu periyotlarda ise 2.4 mg/l'ye kadar düştüğü tespit edilmiştir.

Sistemdeki MLVSS/MLSS oranı ortalama olarak 0.76 bulunmuştur. Uzun çamur yaşı ve inert madde birikiminin sistemdeki canlılık aktivitelerini % 50 oranında azalttığı belirlenmiştir.

Sistemdeki çamurun akış özellikleri Newtonian, Bingham ve Ostwald de Vaele modellerine göre değerlendirilmiş ve en uygun modelin Ostwald de Vaele modeli olduğu belirlenmiştir. Sıcaklığın artışına bağlı olarak çamurun kayma gerilmelerinin ve gözlenen viskozitenin düştüğü görülmüştür. Ayrıca, gözlenen viskozitenin katı madde içeriğinin artışına bağlı olarak da arttığı tespit edilmiştir.

Membranın toplam direncine ait matematiksel modellemede; filtrasyon süresi, transmembran basıncı ve süzüntü hacmine bağlı olarak lineer olmayan regresyon modeli esas alınmış ve lineer hale dönüştürüldükten sonra lineer çoklu regresyon modeline göre çözüm yapılmıştır.

Anahtar Kelimeler: Aktif Çamur, Batık Membran, Evsel Atıksu, Matematiksel Model, Çamur Reolojisi

ABSTRACT

PhD Thesis

**DEVELOPMENT OF TREATMENT CAPACITY OF SUBMERGED MEMBRANE
ACTIVATED SLUDGE SYSTEMS AND ITS MODELLING**

Halil HASAR

Fırat University

Graduate School of Natural and Applied Sciences

Department of Environmental Engineering

2001, Page : 129

In this study, the treatment of domestic wastewater in the submerged membrane activated sludge system was investigated. The system was hydraulically modelled and the rheological properties of sludge were determined.

The total COD concentration of the system effluent varied generally between 5 and 25 mg/l, and the T-COD removal at the organic loads 0.03-0.04 kg T-COD/day was above 98 %. While the inert COD concentration of system influent varied between 3 and 10 mg/l, the value increased to 5-20 mg/l because of the production and accumulation of inert compounds by micro-organisms in the system. The total phosphorus decreased <1 mg/l under the aerobic conditions in which the aeration was continuously made and dramatically increased under the aerobic+anoxic conditions in which the aeration was made at differential intervals. The effluent was free of suspended solid (SS) and total coliform bacteria, that is, the removal was 100 % in these parameters. The influent turbidity was removed at levels of 97-99.8 %. Generally, the removal of total Kjeldahl nitrogen (TKN) and ammonium nitrogen varied in the ranges of 87.8-99.1 % and in the ranges of 89.4-99.8 %, respectively. While the effluent nitrate concentrations increased to 26.8 mg/l under the aerobic conditions, it was determined that the value decreased to 2.4 mg/l under the aerobic+anoxic conditions.

The average ratio of MLVSS/MLSS in the system was found to be 0.76. It was found that the high sludge ages and the accumulation of inert compounds decreased the variability activities at level of 50 %.

The flow properties of sludge in system was evaluated according to the models of Newtonian, Bingham and Ostwald de Vaele and the most suitable model was Ostwald de Vaele. As the temperature increased, it was shown that the yield stress and the apparent viscosity decreased. However, it was found that the apparent viscosity increased with an increase in the solid content of sludge.

In the mathematical modelling of total resistance in membrane, the non-linear regression model was based on filtration time, transmembrane pressure and filtrate volume and converted to linear. Then, the solution was made according to multi-linear regression model.

Key Words: Activated Sludge, Submerged Membrane, Domestic Wastewater, Mathematical Model, Sludge Rheology

ÖNSÖZ

Günümüzde artan nüfus karşısında daralan ve kirlenen toprak parçası üzerinde daha az yer kaplayan, çıkış suyu kalitesi bakımından oldukça verimli olan ve ekonomik boyutta oldukça avantajlı arıtma prosesleri üzerinde araştırmalar yoğunlaşmıştır.

Son zamanlarda biyolojik arıtmada aktif çamur sistemini müteakiben son çökeltim havuzu yerine ultrafiltrasyon ve mikrofiltrasyon membran modülleri kullanılmaya başlanmıştır. Bunlar güvenilir ve oldukça iyi düzeyde çıkış suyu kalitesine yol açmaktadır.

Bu çalışmada, ultrafiltrasyon membranları aktif çamur sistemine daldırılmıştır. Araştırma, ilerde bu alanda çalışacak araştırmacılara ve pratik uygulamalara bir nebze de olsa yol gösterebilirse bizim için büyük bir mutluluk olacaktır.

Bu çalışmada, yardımlarını esirgemeyen **I. tez danışmanım Sayın Yrd. Doç. Dr. Ayhan ÜNLÜ'**ye ve tez konusu seçiminde ve çalışma boyunca devamlı yol gösterici olan **İTÜ İnşaat Fakültesi Çevre Mühendisliği Öğretim Üyesi II. Danışman hocam Sayın Doç. Dr. Cumali KINACI'**ya şükranlarımı arz ederim. Çamurun reolojik özelliklerinin incelendiği çalışmalarda, bilgisayar programı hazırlama konusunda büyük yardımlarını gördüğüm Kimya Mühendisliği Bölümü Araştırma Görevlilerinden Hasan Toğrul'a ve çalışmanın hidrolik modellenmesi konusunda yardımlarını esirgemeyen Makine Mühendisliği Bölümü Öğretim Elemanlarından Nihat Tosun'a, sistemin kurulmasında elektronik aksamını tasarlayan Nur Elektronikten Naim Çetin'e, maddi destek sağlayan Fırat Üniversitesi Araştırma Fonu ve Personeline ve çalışmam boyunca manevi desteğini benden esirgemeyen eşime ve dostlarıma en içten şükranlarımı arz ederim.

İÇİNDEKİLER

	<u>Sayfa</u>
ÖZET.....	II
SUMMARY.....	IV
ÖNSÖZ.....	VI
İÇİNDEKİLER.....	VII
ŞEKİLLER LİSTESİ.....	X
FOTOĞRAFLAR LİSTESİ.....	XIII
TABLolar LİSTESİ.....	XIV
EKLER LİSTESİ.....	XV
SEMBOLLER.....	XVII
KISALTMALAR.....	XIX
1. GİRİŞ.....	1
2. MEMBRAN BİYOREAKTÖRLERİNİN TEMEL ESASLARI.....	4
2.1. Membran.....	4
2.2. Membran Yapısı ve Sınıflandırılması.....	4
2.3. Membran Materyalleri ve Konfigürasyonları.....	8
2.4. Membran Biyoreaktör Prosesinin Tanımlanması.....	10
2.5. MBR Prosesinin Avantajları.....	12
2.6. Temel Tasarım Parametreleri.....	15
2.6.1 Membran seçimi.....	15
2.6.2. Membran proseslerinin modellenmesini etkileyen parametreler.....	18
2.6.3 Debi ve transmembran basıncının (TMP) membran performansına etkisi.....	21
2.6.4. Biyokütlenin fizyolojik durumu.....	22
2.6.5. Çamur viskozitesinin membran performansına etkisi.....	24
2.6.5.1. Newtonian davranış.....	27
2.6.5.2. Bingham Modeli.....	27
2.6.5.3. Ostwald-de Waele Modeli.....	28
2.6.5.4. Eyring Modeli.....	28
2.6.5.5. Ellis Modeli.....	28
2.6.5.6. Reiner Phillippoff Modeli	29
2.6.6. MBR'ın biyolojik performansı.....	29

3. LİTERATÜR ÖZETİ.....	31
4. MATERYAL VE METOD.....	36
4.1. Deney Düzeneği.....	36
4.2. Membran Modülü.....	38
4.3. İşletme Şartları.....	39
4.4. Deneysel Yöntem.....	40
4.5. KOİ Alt Gruplarının Tayini.....	41
4.6. Çamurun Reolojik Özellikleri.....	41
4.6.1. Kayma gerilmesinin ölçüldüğü düzeneğin tanıtılması.....	41
4.6.2. Düzeneğin kalibrasyonu.....	42
4.6.3. Ölçümlerin yapılışı.....	43
4.6.4 Hesaplamaların yapılışı.....	44
5. BULGULAR VE TARTIŞMA.....	45
5.1 Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ).....	45
5.2 Toplam Fosfor.....	48
5.3 Ortofosfat.....	50
5.4 Askıda Katı Madde ve Bulanıklık.....	51
5.5 Azotlu Bileşikler.....	52
5.6 Mikrobiyal Değişim.....	55
5.7 Reaktördeki Biyokütle.....	55
5.8 Süzüntü Miktarı.....	59
5.9 Sistemin Hidrolik Karakteristikleri.....	61
5.10 Reolojik Özellikler.....	68
6. MATEMATİKSEL MODELİN ÇIKARILMASI.....	78
6.1. Regresyon Analiz ve Regresyon Metotları.....	78
6.1.1. Basit regresyon.....	79

6.1.2. Regresyon katsayılarının elde edilmesi.....	80
6.1.3. Çoklu regresyon.....	81
6.1.4. Lineer olmayan regresyon.....	83
6.2. Regresyon Metodu İçin Matris Formülasyonu.....	84
6.2.1. Önemlilik testi.....	86
6.3. Toplam Direncin Matematiksel İlişkisinin Elde Edilmesi.....	86
7. SONUÇLAR VE YORUMLAR.....	88
8. KAYNAKLAR.....	93
9. EKLER.....	103



ŞEKİLLER LİSTESİ

Sayfa

Şekil 2.1. Farklı Membran Ayırma Proseslerinin Tutma Yetenekleri.....	6
Şekil 2.2. Membran Biyoreaktörünün Akım Şeması.....	10
Şekil 2. 3. İki Temel MBR Konfigürasyonu: (a) geri döngülü MBR; (b) batık veya entegre MBR.....	11
Şekil 2.4 Newtonian ve Newtonian olmayan akış davranışları (a) İki parametrelili modeller, (b) Üç parametrelili modeller.....	26
Şekil 4.1. Batık Membran-Aktif Çamur Sisteminin Detayı.....	36
Şekil 4.2. Yüksek Transmembran Basıncını Sağlayan Düzenek.....	37
Şekil 4.3. Döner Viskozimetre Deney düzeneği.....	42
Şekil 5.1. İşletme Süresi Boyunca Farklı Çamur Yaşlarında Toplam Kimyasal Oksijen İhtiyacının Değişimi.....	46
Şekil 5.2. İşletme Süresi Boyunca Farklı Çamur Yaşlarında Organik Yük ile Toplam KOİ Giderimi.....	46
Şekil 5.3. İşletme Süresi Boyunca Çözünmüş Kimyasal Oksijen İhtiyacı ve Çökelemeyen Kimyasal Oksijen İhtiyacının Değişimi.....	47
Şekil 5.4. İşletme Süresi Boyunca İnert Kimyasal Oksijen İhtiyacının Değişimi.....	48
Şekil 5.5. İşletme Süresi Boyunca Farklı Çamur Yaşlarında İşletme Süresi Boyunca Toplam Fosforun Değişimi.....	49
Şekil 5.6. İşletme Süresi Boyunca Orto-Fosfatın Değişimi.....	50
Şekil 5.7. İşletme Süresi Boyunca Giriş ve Çıkış Sularındaki Askıda Katı Madde ve Bulanıklık Değişimi.....	51
Şekil 5.8. İşletme Süresi Boyunca Giriş ve Çıkış Sularındaki Toplam Kjehdahl Azotunun Değişimi.....	52
Şekil 5.9. İşletme Süresi Boyunca Giriş ve Çıkış Amoyum Azotunun Değişimi.....	53
Şekil 5.10. İşletme Süresi Boyunca Giriş ve Çıkış Sularındaki Nitrat Değişimi.....	54
Şekil 5.11. Biyoreaktördeki Askıda Katı Madde ve Uçucu Askıda Katı Madde Değişimi.....	56
Şekil 5.12. Reaktörde Uçucu Askıda Katı Madde ile Oksijen Tüketim Hızının Değişimi.....	57

Şekil 5.13. Reaktördeki Uçucu Katı Madde ve Spesifik Oksijen Tüketim Hızının	
Değişimi	59
Şekil 5.14. İşletme süresince Süzüntü Miktarı ve Transmembran Basıncındaki	
Değişim.....	60
Şekil.5.15. Saf Suyla Yapılan Deneylerde Transmembran Basıncı ile Süzüntü	
Miktarının Değişimi.....	61
Şekil 5.16. Transmembran Basıncı 0.3 Bar olan sistemde Filtrasyon Süresi İle	
Süzüntü Hacminin Değişimi.....	63
Şekil 5.17. Transmembran Basıncı 0.9 Bar olan sistemde Filtrasyon Süresi İle	
Süzüntü Hacminin Değişimi.....	63
Şekil 5.18. Transmembran Basıncı 1.5 Bar olan sistemde Filtrasyon Süresi İle	
Süzüntü Hacminin Değişimi.....	64
Şekil 5.19. Transmembran Basıncı 2.1 Bar olan sistemde Filtrasyon Süresi İle	
Süzüntü Hacminin Değişimi.....	64
Şekil 5.20. Transmembran Basıncı 3.0 Bar olan sistemde Filtrasyon Süresi İle	
Süzüntü Hacminin Değişimi.....	65
Şekil 5.21 Farklı Basınlarda Membran Direnci (R_m) ve Giderilemeyen Direnç (R_i).....	66
Şekil 5.22. Farklı İşletme Süresinde Transmembran Basıncı ile Kek Direncinin	
Değişimi.....	67
Şekil 5.23. Farklı İşletme Süresinde Transmembran Basıncına göre Toplam Direnç	
Değişimi.....	67
Şekil 5.24. İşletme Süresinin 27.Gününde Reaktördeki Çamurun Farklı Sıcaklıklarda	
Kayma Hızına Karşılık Kayma Gerilmesi.....	71
Şekil 5.25. İşletme Süresinin 34.Gününde Reaktördeki Çamurun Farklı Sıcaklıklarda	
Kayma Hızına Karşılık Kayma Gerilmesi.....	71
Şekil 5.26. İşletme Süresinin 43.Gününde Reaktördeki Çamurun Farklı Sıcaklıklarda	
Kayma Hızına Karşılık Kayma Gerilmesi.....	72
Şekil 5.27. İşletme Süresinin 53.Gününde Reaktördeki Çamurun Farklı Sıcaklıklarda	
Kayma Hızına Karşılık Kayma Gerilmesi.....	73
Şekil 5.28 İşletme Süresinin 62.Gününde Reaktördeki Çamurun Farklı Sıcaklıklarda	
Kayma Hızına Karşılık Kayma Gerilmesi.....	73

Şekil 5.29. İşletme Süresinin 71.Gününde Reaktördeki Çamurun Farklı Sıcaklıklarda Kayma Hızına Karşılık Kayma Gerilmesi.....	74
Şekil 5.30. İşletme Süresinin 95.Gününde Reaktördeki Çamurun Farklı Sıcaklıklarda Kayma Hızına Karşılık Kayma Gerilmesi.....	74
Şekil 5.31. İşletme Süresinin 62.Gününde Reaktördeki Çamurun Farklı Sıcaklıklarda Kayma Hızına Karşılık Görünür Viskozitesi.....	75
Şekil 5.32. İşletme Süresinin 62.Gününde Reaktördeki Çamurun Farklı Sıcaklıklarda Katı Madde İçeriğine Karşılık Görünür Viskozitesi.....	76
Şekil 5.33. Farklı İşletme Günlerinde 15 °C Sıcaklıkta Reaktördeki Çamurun Kayma Hızı İle Kayma Gerilmesi.....	76



FOTOĞRAFLAR LİSTESİ

Sayfa

Fotoğraf 4.1 Deney Düzeneği	37
Fotoğraf 4.2. Membran Modülü.....	38



TABLOLAR LİSTESİ

Sayfa

Tablo 2.1. Su Arıtımında Membran Ayırma Prosesleri.....	7
Tablo 2.2. Membran Materyal Tipleri.....	7
Tablo 2.3. Membran Materyallerinin Avantaj ve Dezavantajları.....	8
Tablo 2.4. Membran Biyoreaktörleri (MBR) için Membran ve konfigürasyonları.....	9
Tablo 2.5. Evsel Atıksu Arıtımında MBR Prosesinin Performans Örnekleri.....	13
Tablo 2.6. Endüstriyel Atıksu Arıtımında MBR Prosesinin Performans Örnekleri.....	14
Tablo 2.7. MBR Prosesinde Çeşitli Membran Ünitelerinin Karakteristikleri ve Performansları.....	17
Tablo 5.1. Reaktördeki Çamurun Reolojik Özellikleri.....	69

EKLER LİSTESİ**Sayfa**

EK-1: BİYOREAKTÖRLE ELDE EDİLEN İŞLETME PARAMETRELERİ.....	103
Ek 1. 1. İşletme Süresi Boyunca Farklı Çamur Yaşlarında Kimyasal Oksijen İhtiyacı ve Fraksiyonlarının Değişimi.....	103
Ek1. 2. Organik Yük ile Toplam KOİ Giderim Verimi.....	104
Ek 1. 3. İşletme Süresi Boyunca Giriş ve Çıkış Sularındaki Toplam Fosfor ve Ortofosfat Değişimi.....	105
Ek 1.4. İşletme Boyunca Giriş ve Çıkış Sularındaki Askıda Katı Madde ve Bulanıklık Değişimi.....	106
Ek 1.5. İşletme Süresi Boyunca Giriş Ve Çıkış Sularında Azotlu Bileşiklerin Değişimi.....	107
Ek 1.6. Farklı İşletme Günlerinde Havalandırma Kesildikten Sonra Reaktörde Belirli Zaman Aralıklarında ölçülen Çözünmüş Oksijen Konsantrasyonları.....	108
Ek 1.7. Farklı İşletme Günlerinde Reaktördeki Askıda Katı Madde, Uçucu Askıda Katı Madde Konsantrasyonları, Oksijen Tüketim Hızları ve Spesifik Oksijen Tüketim Hızları.....	109
Ek 1.8. İşletme Boyunca Membrandan Geçen Süzüntü Hacmi, Uygulanan Transmembran Basıncı, Sıcaklık, Havalandırma süresi ve pH.....	110
Ek 1.9. Farklı Transmembran Basınçlarında Temiz Membran ve Aktif Çamur ayrıldıktan Sonra Temizlenen Membrandan Geçen Saf Su Miktarı.....	112
Ek 1.10. Farklı Transmembran Basınçlarında Farklı Zaman Aralıklarında Membrandan Geçen Süzüntü Hacmi.....	113
Ek-2 REOLOJİK İNCELEMELER.....	114
Ek 2.1. Reolojik Özellikler için Kalibrasyonun Yapılışı.....	114
Ek 2.1.1. %60'lık gliserin için rotor devir sayısı ile rotora uygulanan tork değerlerinin değişimi.....	114
Ek 2.1.2. %60'lık gliserin için kayma hızı-kayma gerilim değerleri.....	114
Ek 2.1.3. %60'lık gliserin için kayma hızına karşı kayma gerilmesinin değişimi.....	115

Ek 2.1.4. 15°C de %60'lık gliserin için rotor devir sayısı ile rotora uygulanan tork değerlerinin değişimi.....	115
Ek 2.1.4. 20°C de %60'lık gliserin için rotor devir sayısı ile rotora uygulanan tork değerlerinin değişimi.....	116
Ek 2.1.5. 30°C de %60'lık gliserin için rotor devir sayısı ile rotora uygulanan tork değerlerinin değişimi.....	116
Ek 2.2. Reolojik Özelliklerin Belirlenmesi için Elde Edilen Ham Veriler.....	116
Ek 2.2.1. Çalışmanın 27.Gününde Biyoreaktördeki Çamurun Döner Viskozimetrede Farklı Hızlarda Ve Farklı Sıcaklıklarda Okunan Tork Değerleri.....	116
Ek 2.2.2. Çalışmanın 34.Gününde Biyoreaktördeki Çamurun Döner Viskozimetrede Farklı Hızlarda Ve Farklı Sıcaklıklarda Okunan Tork Değerleri.....	117
Ek 2.2.3. Çalışmanın 43.Gününde Biyoreaktördeki Çamurun Döner Viskozimetrede Farklı Hızlarda Ve Farklı Sıcaklıklarda Okunan Tork Değerleri.....	117
Ek 2.2.4. Çalışmanın 53.Gününde Biyoreaktördeki Çamurun Döner Viskozimetrede Farklı Hızlarda Ve Farklı Sıcaklıklarda Okunan Tork Değerleri.....	118
Ek 2.2.5. Çalışmanın 62.Gününde Biyoreaktördeki Çamurun Döner Viskozimetrede Farklı Hızlarda Ve Farklı Sıcaklıklarda Okunan Tork Değerleri.....	118
Ek 2.2.6. Çalışmanın 71.Gününde Biyoreaktördeki Çamurun Döner Viskozimetrede Farklı Hızlarda Ve Farklı Sıcaklıklarda Okunan Tork Değerleri.....	119
Ek 2.2.7. Çalışmanın 95.Gününde Biyoreaktördeki Çamurun Döner Viskozimetrede Farklı Hızlarda Ve Farklı Sıcaklıklarda Okunan Tork Değerleri.....	119
Ek-3 DİRENÇ HESAPLAMALARI İÇİN FORTAN 77 BİLGİSAYAR PROGRAMI VE SONUÇLARI.....	120
Ek-4. ÇAMURUN AKIŞ ÖZELLİKLERİNİ HESAPLAYAN FOTAN 77 BİLGİSAYAR PROGRAMI VE BİR ÖRNEK SONUÇ.....	124

SEMBOLLER

J	= Membrandan geçen akı
ΔP	= Transmembran Basıncı
ΔP_c	= Kritik transmembran basıncı
R_t	= Toplam Direnç
R_m	= Membran Direnci
R_i	= Giderilemeyen Direnç
R_c	= Kek Direnci
Θ	= Kütle transfer özelliklerinin fonksiyonu
μ_s	= Aktif çamur süspansiyonun viskozitesi
μ	= Süzüntü viskozitesi
τ_{yx}	= Kayma gerilmesi
τ_o	= Eşik kayma gerilmesi
η	= Gözlenen viskozite
dv_x/dy	= Kayma hızı
m	= Akışkanlık sabiti
n	= Akış davranış indeksi
A	= Eyring model parametresi
B	= Eyring model parametresi
Ψ_0	= Ellies model parametresi
Ψ_1	= Ellies model parametresi
α	= Ellies akış davranış indeksi
a_0, a_i	= Regresyon analizinde eğimi temsil eden katsayılar
e	= Regresyonda model ve gözlemler arasındaki hata
S_e	= Hataların kareleri toplamı
S_r	= S_e 'nin her bir katsayıya göre kısmi türevleri alınarak sıfıra eşitlendiği değer
$\bar{Y}, \bar{x}$	= Y ve x değişkenlerinin aritmetik ortalamaları
b_1	= Sabit
Z_0, Z_1	= Farklı m+1 fonksiyonları
$[Z]$	= Bağımsız değişkenler matrisi

- Y = Bir kolon vektörü
 $\{a\}$ = Bilinmeyen katsayılar
 $\{E\}$ = Hataların kolon vektörü
 t = Filtrasyon süresi
 V = Süzüntü hacmi



KISALTMALAR

UF	: Ultrafiltrasyon
MF	: Mikrofiltrasyon
NF	: Nanofiltrasyon
ED	: Elektrodializ
RO	: Ters Osmoz
HF	: Delikli Fiber
MBR	: Membran biyoreaktörü
BOİ ₅	: 5 günlük biyokimyasal oksijen ihtiyacı
KOİ	: Kimyasal oksijen ihtiyacı
T-KOİ	: Toplam kimyasal oksijen ihtiyacı
Ç-KOİ	: Çözünmüş kimyasal oksijen ihtiyacı
NS-KOİ	: Çökelemeyen kimyasal oksijen ihtiyacı
İ-KOİ	: İnert kimyasal oksijen ihtiyacı
AKM	: Askıda katı madde
TKN	: Toplam Kjeldahl azotu
TP	: Toplam fosfor
O-P	: Ortofosfat
OTH	: Oksijen tüketim hızı
SOTH	: Spesifik oksijen tüketim hızı
MLSS	: Karışımın askıda katı maddesi
MLVSS	: Karışımın uçucu askıda katı maddesi
ÇO	: Çözünmüş oksijen
TMP	: Transmembran basıncı
EPS	: Ekzopolimerik madde
SVI	: Çamur hacim indeksi
θ _c	: Çamur yaşı
PF	: Tabaka ve çerçeve
PE	: Polietilen
POF	: Poliolifen
İS	: İçme suyu
ENA	: Endüstriyel atıksu
EA	: Evsel atıksu
PS	: Polisülfon
ÇÇ	: Çamur çürütücü
T	: Tübüler
PES	: Polietersülfon
WPT	: Poliester tüp
PAN	: Polikrilonitril

1. GİRİŞ

Hızla artan nüfus, endüstrileşme ve sosyal refaha bağlı olarak artış gösteren atıkların çevreye, dolayısıyla da canlı yaşamına olası zararlı etkilerini azaltmak amacıyla değişik arıtma yöntemleri geliştirilmiştir.

Kullanımları nedeniyle özellikleri değişikliğe uğramış atıksularda, organik bileşikler; azot ve fosfor gibi inorganik nütrientler; iz elementler; zehirli organik ve inorganik maddeler; hastalık yapan (patojen) mikroorganizmalar ve diğer maddeler bulunmaktadır (Lue-hing ve diğ., 1992). Bu nedenle, atıksuların olası zararlı etkilerini azaltmak için alıcı ortamlara deşarj edilmeden önce arıtma tesislerinde arıtılmaları gerekmektedir. Yapılan arıtma tesisleri genellikle karbonlu bileşiklere göre projelendirilirler. Azotlu bileşiklerin oksidasyonu istenirse, projelerde ayrıca ek üniteler tasarlanır. Atıksuların yapısında bulunan maddeler ve uygulanabilecek arıtma yöntemleri şu şekilde özetlenebilir. Atıksu içerisindeki maddeler; çökebilen maddeler (organik ve anorganik) için çökeltme, havalandırma ve flotasyon gibi mekanik arıtma, oksijen tüketen (organik ve çökmeyen) maddeler için aktif çamur havuzları ve damlatmalı filtreler gibi biyolojik arıtma, çözünmüş azot ve fosfor için biyolojik denitrifikasyon ve kimyasal çöktürme gibi ileri arıtım, zor veya hiç indirgenmeyen maddeler (inorganik tuzlar) için ise buharlaştırma, yakma, deponi, fiziksel ve kimyasal arıtma yöntemleri uygulanır.

Atıksuların arıtımı başlıca üç kademede yapılmaktadır. Ancak her arıtım üç kademeli değildir. Bazı arıtmalar birinci kademede, bazıları da ikinci kademede bırakılabilmektedir. Birinci kademe arıtmada; fiziksel olarak atıksulardaki katı parçacıklar ayrılmakta ve atıksular klorlanarak, ve böylece sularda bulunan zararlı bakteriler yok edilerek nehir veya başka bir alıcı ortama deşarj edilmektedir. İkinci kademe arıtım; biyolojik ve kimyasal reaksiyonların ağırlık taşıdığı bir süreç olup, bu kademede alınan su, doğal sulara karıştırılmaktadır. Üçüncü kademe arıtım (ileri arıtım) ise genellikle az uygulanan bir sistem olup, suda denitrifikasyon ve fosfor eliminasyonu işlemlerini kapsamaktadır.

Alıcı ortam üzerinde olumsuzluklar meydana getiren atıksuların deşarj standartlarını sağlayabilmesi için; biyolojik arıtma, adsorpsiyon, flotasyon, filtrasyon, ters osmoz ve membran biyoreaktörleri, havalandırmalı kimyasal oksidasyon, buharlaştırma, yumaklaştırma ve yakma gibi çeşitli arıtma teknolojileri uygulanmaktadır.

Biyolojik proseslerin doğuşu, 1829 yılında Londra'da tasarlanan yavaş kum filtreleriyle gerçekleşmiştir. 1880 yılında ise biyolojik aktiviteyi arttırmak amacıyla yavaş kum filtreleri geliştirilerek damlatmalı filtreler tasarlanmıştır. Diğer bir biyolojik sistem, 1914 yılında keşfedilen ve halen dünyada geçerliliğini sürdüren, mekanizması ve kontrolü günümüzde dahi araştırma konusu olan aktif çamur prosesidir (Muslu,1994).

Biyolojik arıtma, endüstriyel ve evsel atıksu arıtımı ve geri kazanım proseslerinde önemli bir yere sahiptir (Metcalf ve Eddy, 1991). Biyolojik prosesler, elektron vericileri olan organik ve mineral (NH_3 , Fe^{+2} vb.) kirleticileri okside eden ve elektron alıcıları olan O_2 , NO_3^- , SO_4^{2-} ve CO_2 ' i indirgeyen mikroorganizmaları üretmek amacıyla tasarlanmış sistemler olarak adlandırılmaktadır (Rittmann, 1987; Rittmann ve Snoeyink, 1984).

Biyolojik proseslerin verimliliği iki ana faktöre bağlıdır. Bunlar, reaktördeki biyokütle konsantrasyonu ve mikroorganizmaların özgül dönüşüm hızıdır. Son yüzyılda, biyolojik prosesleri geliştirmek için yapılan araştırmalar, katı ve sıvıları ayırdıktan sonra biyokütleyi geri devire tabi tutarak veya mikroorganizmaların bir destek üzerinde büyüdüğü sabit kültür reaktörlerini geliştirerek, biyoreaktördeki mikroorganizma konsantrasyonunu artırma yönünde olmuştur (Lazarova ve Manem, 1994). Son zamanlarda ise, dikkatler biyolojik arıtmada, ultrafiltrasyon (UF- gözenek çapı 0,002-0,1 μm) ve mikrofiltrasyon (MF- gözenek çapı 0,03-1 μm) membran modülleri aktif çamur sistemi ile birlikte kullanılmaktadır. Her iki membran tekniği de, membran biyoreaktörleri (MBR) olarak adlandırılmıştır (Cheyran ve Mehala, 1986). Bu sistemlerin ilk uygulamaları 1970'li yıllarda başlamış ve özellikle Avrupa (Almanya, Hollanda, İsviçre, Fransa)'da, Amerika'da ve Japonya'da görülmüştür. Atıksuların

membran teknolojisiyle arıtılmasında, öncelikle atıksuyun kalitesi ve miktarı, membran modül tipi, membran malzemesi, membran temizleme yöntemi, işletme parametreleri ve oluşan konsantre akımının uzaklaştırılma türü gibi bilgilere gereksinim vardır.

Membran proseslerde iki faz vardır. Bunlar besleme ve süzüntü akımlarıdır. Arıtma işlemi, birinci fazdaki bir bileşenin membran tarafından belli bir oranda tutulması esasına dayanır. Membrandan geçen akım iki kısma ayrılır. Bunlar, membrandan geçen ve geçmeyen akımlardır. Membrandan geçen süzüntü akım, geçmeyen ise konsantre akım olarak adlandırılır. Membran proseslerinden en çok kullanılanlar ters osmoz (RO), nanofiltrasyon (NF), ultrafiltrasyon(UF) ve mikrofiltrasyon (MF) gibi basınç uygulamalı membran modülleridir. Bunların kullanımları son 30 yıl içinde her alanda oldukça artmıştır. Membran proseslerinin avantajları, sürekli işletme halinde olabilmesi, yer ihtiyacının çok az olması, modüler olarak kullanılabilmesi, çok yüksek konsantrasyonlu atıksu arıtımında uygulanabilmesi, taşınabilir olması, herhangi bir inşaat gerektirmemesi ve maliyetinin gün geçtikçe daha da aşağılara çekilmesidir (Koyuncu ve Topacık, 1999). Aynı zamanda, bunlar güvenilir ve oldukça iyi düzeyde çıkış suyu kalitesi sağlamaktadırlar. Bu membran biyoreaktörlerinin endüstriyel ve evsel atıksu arıtımı ve geri kazanımı gibi birçok amaçlar için kullanılabileceği anlamına gelmektedir.

Bu çalışmada, Elazığ İli evsel atıksuları batık membran aktif çamur biyoreaktöründe arıtılarak mevcut kirlilik yükünün (organik madde, katı madde, azot, fosfor ve mikrobiyolojik) giderimi incelenip, sistem hidrolik açıdan modellenmiştir. Ayrıca, biyoreaktörde çamurun reolojik karakteristikleri incelenmiş ve çamurun akış indekslerinin hangi modele uygun olduğu tespit edilmiştir.

2. MEMBRAN BİYOREAKTÖRLERİNİN TEMEL ESASLARI

2.1 Membran

Membran, bir maddenin diğer maddelere nazaran daha kolay gözeneklerinden geçebildiği ve bu yüzden ayırma prosesinin temelini oluşturan materyal olarak düşünülebilir. Atıksu arıtımında, artan yükümlülükler için membran ayırma sistemlerinin seçiminde veya tasarımında en önemli parametre, arıtılacak suyun içeriklerini ayırmak için uygun membran özelliğinin bilinmesidir. Birçok proses için membran süspanse veya çözünmüş halde olabilen kirleticileri tutarak suyun kirleticilerden büyük ölçüde temizlenmesini sağlar. Bazı durumlarda ise, membran atıksudan kirleticileri ekstraktif membran biyoreaktöründe (ekstraktif MBR) ekstrakte etmek (Livingston, 1994) veya daha az kabarcıklı oksidasyon MBR'de atıksudan gaz transferi (Brindle ve diğ., 1998) şeklinde rol oynayabilir.

2.2. Membran Yapısı ve Sınıflandırılması

Membran imalatındaki temel amaç, uygun mekanik kuvvete sahip ve yüksek seçicilik derecesiyle yüksek süzüntü sağlayabilen bir materyal üretmektir. Yüksek dereceli seçiciliğe küçük gözeneklere sahip bir membran kullanımıyla ulaşılabilir ve bu yüzden, bu tür membranlarda doğal olarak yüksek hidrolik direnci ve düşük geçirgenlik görülür. Geçirgenlik gözenek yoğunluğunun artışıyla artmaktadır. Bu durum daha yüksek materyal porozitesini gerekli kılmaktadır. Membran direnci kendi kalınlığıyla direk orantılıdır. Seçicilik ise, büyük çaplı gözenek boyut dağılımıyla bozulacaktır. Herhangi bir membran materyali için optimum fiziksel yapı, küçük bir gözenek boyutuna ve yüksek bir yüzey porozitesine sahip materyalin kalınlığına bağlıdır (Stephenson ve diğ., 2000).

Mevcut membran materyalleri çok farklılık gösterirler. Hem fiziksel hem de kimyasal yapılarında oldukça fazla değişiklik gösterirler. Fakat en temel ve en önemli özelliği, ayırma işleminin uygun bir şekilde gerçekleştiği mekanizmasıdır. Bu esasa bağlı olarak, membranlar hem yoğunluğuna hem de gözenek boyutuna göre

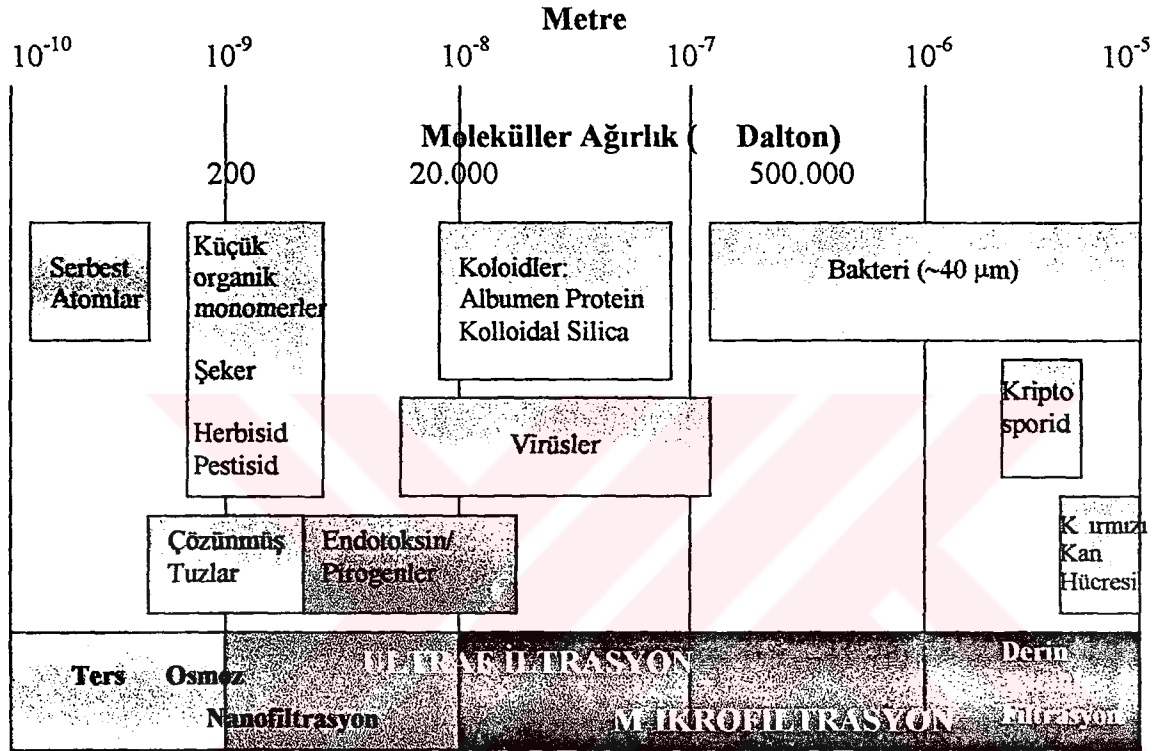
sınıflandırılabilir (Tablo 2.1). Yoğun membranlarla ayırma işlemi büyük ölçüde süzüntü bileşenleri ve membran materyali arasında fiziko-kimyasal etkileşimlere bağlı olup en yüksek seçiciliğe sahip ayırma prosesleri ile ilişkilidir (Şekil 2.1). Ters osmoz, elektrodializ ve nanofiltrasyon prosesleri sudan iyonları dahi ayırabilmektedirler. Elektrodializ prosesinde membrandan süzüntü sağlamak amacıyla elektromotiv kuvvet uygulanmaktadır. Diğer proseslerde ise transmembran basıncı kullanılmaktadır. Diğer bir deyişle, gözenekli membranlar klasik filtrasyon proseslerine benzer şekilde mekanik olarak ayırmayı gerçekleştirmektedir. Ultrafiltrasyon koloidal ve çözünmüş makromolekül türlerini giderebilir. Mikrofiltrasyon ise sadece yaklaşık 0.05 μm boyutlu askıda maddeleri giderebilir. Reaktörde biyokütleyi tutmak kaydıyla sudan ayıran ve böylece temiz çıkış suyu elde eden membran biyoreaktöründe gözenekli membranlar kullanılmaktadır.

Membranların daha uygun sınıflandırılması, genellikle hem organik (polimerik) hem de inorganik (seramik veya metalik) olan materyal içeriğine göre yapılmaktadır. Bu materyallere bağlı membranın fiziksel yapısı, materyalin doğası ve/veya işletildiği şekle göre değişebilir. Genellikle, basınç-sürücü proseslerde kullanılan membran materyalleri eş yönlüdürler; membranlar, gözenek boyutlarının membran derinliğiyle değişmemesi için tek yönde simetridirler.

Membran materyallerinin imalat yöntemleri, yapısı ve uygulama alanları Tablo 2.2’de verilmiştir. Tablo 2.3’de ise değişik membran materyallerinin avantaj ve dezavantajları açıklanmıştır. Membran imalatı öncelikle gözenekli bir materyalin üretimini gerektirir. Membranın maliyeti bu nedenle sadece ham materyale bağlı değil aynı zamanda istenen gözenek boyutuna ve boyut dağılımına da bağlıdır.

İnorganik membranlar önceden hazırlanmış gözenekli destek üzerinde ince tozların preslenmesi ve kristalleştirilmesiyle oluşturulur. Özellikle ince ve dar gözenek boyut dağılımlı bir membran yüzeyi üretilecekse, bu çok pahalı bir işlem gerektirir. Titanyum ve/veya zirkonyumdan türetilen mikrofiltrasyon veya ultrafiltrasyon membranlarının maliyeti m^2 başına 1000 £’ni aşabilir. Bu nedenle bu membranlar ekonomik değildir.

Birçok polimerik mikrogözenekli membranlar, faz değiştirilerek üretilmektedir. Bir polimerik çözelti, ince bir materyal yüzeyini üretmek için dökülür. Membranın gözenekli kısmı suda polimerin çökmesiyle üretilmektedir. Bu işlem bazen jelasyon olarak da adlandırılır. Membranın seçici kısmı ise çok daha düşük geçirgenli deriyi üretmek için polimer çözeltisinin buharlaştırılması ile üretilmektedir.



Şekil 2.1. Farklı Membran Ayırma Proseslerinin Tutma Yetenekleri

Tablo 2.1. Su Arıtımı için Membran Ayırma Prosesleri.

Yoğun	Gözenekli
Membran Ayırma Prosesleri	
<u>Ters Osmoz (TO) veya Hiperfiltrasyon</u>	<u>Ultrafiltrasyon (UF)</u>
Suda çözünmüş türlerin ve suyun çözünürlük ve difüzyon hız özelliğiyle ulaşılan ayırma işlemi	Hem çözünmüş makromoleküllerini hemde askıda kolloidal partiküllerini ayırma işlemi
<u>Electrodializ (ED)</u>	<u>Mikrofiltrasyon (MF)</u>
İyon değiştirme membranlarını kullanarak farklı iyon boyutu, çözelti iyonlarının yükü ve yük yoğunluğu ile ulaşılan ayırma işlemi	Sudan askıda maddeleri ayırma işlemi
<u>Nanofiltrasyon (NF)</u>	
Yük tutulması, çözünürlük-difüzyon ve eleme kombinasyonları ile ulaşılan ayırma işlemi	
Membran Materyalleri	
Polimerik materyallerle sınırlı	Polimerik ve inorganik materyaller mevcut

Tablo 2.2. Membran Materyal Tipleri.

Membran	İmalat Yöntemi	Yapısı	Uygulamalar
Seramik	İnce tozların preslenmesi ve kristalleştirilmesi	ve 0.1-10 µm	MF, gaz ayrımı, izotop ayrımı
Germe	Kristal yapraklarının kısmen gerilmesi	0.1-1 µm	Steril filtrasyonu, medikal teknoloji
Oyulmuş polimer	Asitle oyulmayı takiben uygulanması	0.5-10 µm silindirik	Analitik ve medikal kimya, steril filt.
Destekli akışkan	İnert polimer matriksinde sıvı film oluşumu	Sıvı film gözenek	Gaz ayrımı, taşıyıcı-ortam transferi
Simetrik mikrogözenekli	Faz değiştirme reaksiyonları	0.05-5 µm	Steril filt., dializ, membran damıtma
Tam asimetrik mikrogözenekli	Faz değiştirme reaksiyonlarını takiben buharlaştırma	1-10 nm	UF, NF, gaz ayrımı
Karma asimetrik mikrogözenekli	Mikrogözenekli membranlara ince film tabakasının uygulanması	1-5 nm	UF, NF, gaz ayrımı
İyon Değiştirici	Polimer materyali	Pozitif ve negatif yük	ED

Tablo 2.3. Membran Materyallerinin Avantaj ve Dezavantajları.

Polimer	Avantaj	Dezavantaj
Titanyum dioksit/ Zirkonyum dioksit	Termal, kimyasal ve mekanik direnci iyi,	Çok pahalı, MF ve UF için sınırlı uygulama, kırılabılır materyal
Selüloz Asetat	Ucuz, klor dirençli, solvent döküm	Termal, kimyasal ve mekanik stabilite zayıf
Polisülfon	Akım steril edilebilir, pH dirençli, solvent döküm	Hidrokarbonlara karşı zayıf dirençli
Polipropilen	Kimyasal dirençli	Hidrofobik olabilir
PTFE	Aşırı organik dirençli, Aşırı kimyasal kararlı, steril edilebilir	Pahalı
Poliamit	Kimyasal ve termal kararlılığı iyi	Klora karşı hassas

2.3. Membran Materyalleri ve Konfigürasyonları

Membran biyoreaktör uygulamalarında membran materyalinin ve modül konfigürasyonlarının gelişimi veya seçimi membran kirlenmesini sınırlandırmak ve bundan dolayı çıkacak problemleri ortadan kaldırmak için geliştirilmişlerdir. Kirlenmenin doğası ve boyutu, besleme suyu kalitesine ve membran ayırma sisteminin spesifik özelliğine bağlıdır. Klasik bir basınç sürücü işlemi için, membranın spesifik özelliği membranın materyalini kapsamaktadır. Membran materyali, özellikle spesifik süzüntü hızını ve membran-çözelti etkileşimlerine baskın olan hidrodinamik şartları etkilemektedir.

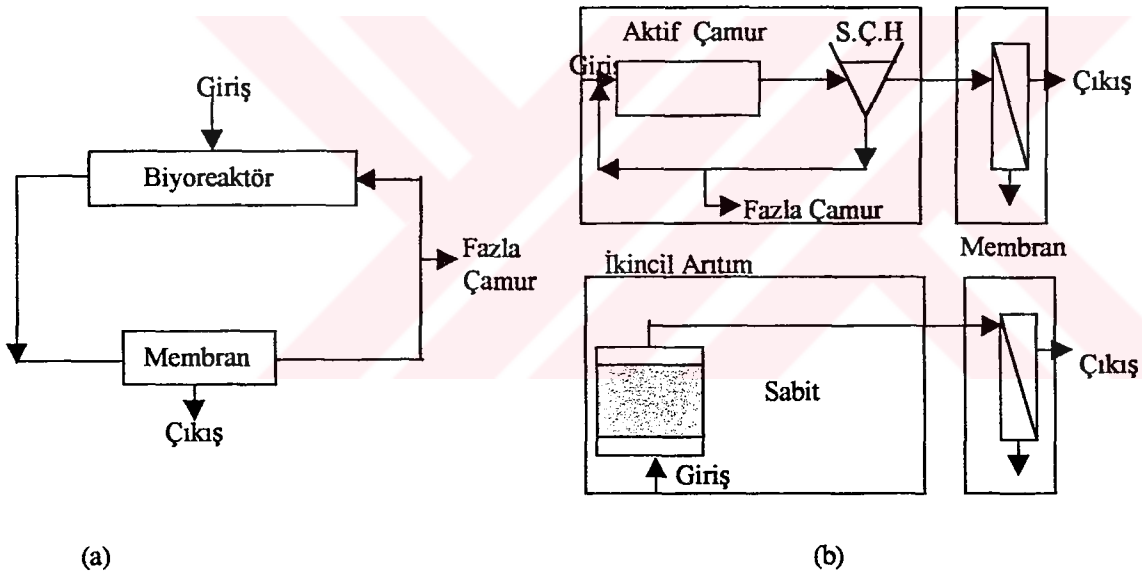
Birçok diğer membran uygulamalarında olduğu gibi, MBR'leri için önerilen membran materyalleri düşük maliyete dayanan polimerik yapıları olanlardır (Tablo 2.4). Kullanılan geometriler; düz tabakalı ve çerçeveli (Kubota, Japonya; Rhodia pleiade, Fransa firmaları), tübüler (Milleniumpore, İngiltere) ve delikli fiber (Zenon, Kanada)'dir. Bu konfigürasyonların seçimi MBR prosesinin tipiyle oldukça etkilenmektedir. Örneğin, membran materyali bioreaktörün içine yerleştirilebilir..

Tablo 2. 4. Membran Biyoreaktörleri (MBR) için Membran ve konfigürasyonları.

MBR Tipi	Membran Materyali	Konfigürasyon	Gözenek Boyutu(μm)	Literatür
Katı Ayırma	Polietilen	Delikli fiber (HF)	0.4	Ueda ve Hata, 1999
	Seramik	Tübüler	0.1	Ghyoot ve diğ., 1999
	Polisulfone	Tübüler	0.1	Ghyoot ve diğ., 1999
	Polietilen	Düz tabaka	0.4	Jefferson ve diğ., 2000
	Polipropilen	Düz tabaka	5	Gander ve diğ., 2000
	Polietilen	Delikli fiber	0.2	Wilkes ve diğ., 1999
Havalandırma	Politetrafloroetilen	Delikli fiber	2	Suzuki ve diğ., 1993
	Polipropilen	Delikli fiber	0.04-1.0	Pankhania ve diğ., 1994
	Politetrafloroetilen	Düz tabaka	0.2	Timberlake ve diğ., 1988
	Silikon	Delikli fiber	Yoğunluk	Hirasa ve diğ., 1991
Ekstraksiyon	Polisülfür & ZnO_2			Diels ve diğ., 1993
			UF	Peys ve diğ., 1997
	Silikon	Tübüler	Yoğunluk	Brookes ve Livingston, 1993

2.4. Membran Biyoreaktör Prosesinin Tanımlanması

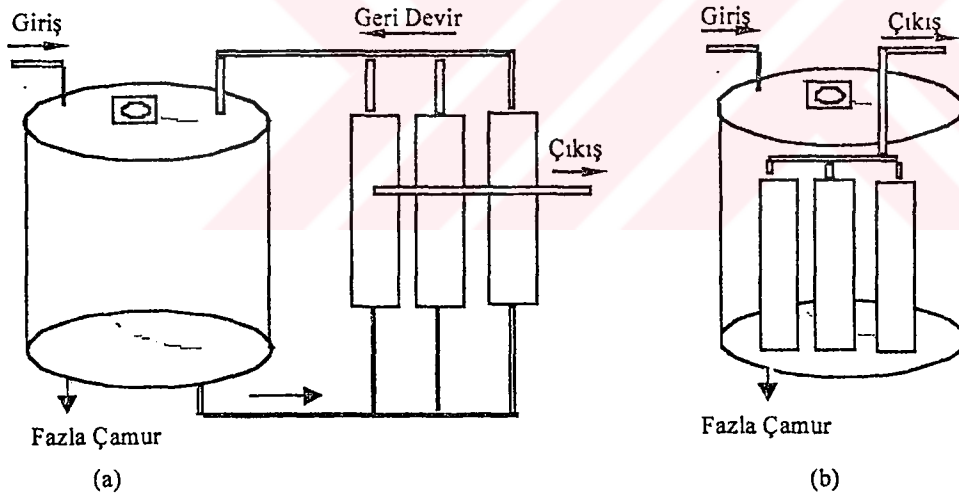
Membran biyoreaktörleri, biyolojik parçalanma ve membran ayırma işlemi şeklindeki iki temel prosesin kombinasyonu olarak tanımlanabilir. Membran ünitesinde süspanse katıların ve biyolojik parçalanmayı gerçekleştiren mikroorganizmaların arıtılan sudan ayrılması, Şekil 2.2a’da olduğu gibi tek proses olarak ifade edilebilir. Bütün biyokütle, hem reaktördeki mikroorganizma bekletme zamanını (çamur yaşı) hem de çıkış suyunun dezenfeksiyonunu sağlamak amacıyla sistem içinde tutulmaktadır. Buna göre; MBR prosesi, membran filtrasyonunun aktif çamur veya sabit film prosesleri gibi biyolojik proseslerin akım yönüne yerleştirildiği arıtma proseslerinden ayırt edilmelidir. Bu durumda, MBR prosesi üçüncü arıtma tekniği olarak ifade edilebilir (Şekil 2.2b).



Şekil 2.2. Membran Biyoreaktörünün Akım Şeması.

MBR prosesinin genel işletimi Şekil 2.2a'da gösterilmiştir. Giriş suyu biyoreaktöre girmekte ve burada biyokütle ile teması geçmektedir. Karışım, biyoreaktörden pompalanmakta ve basınç altında membrandan filtrelenmektedir. Bütün biyokütle biyoreaktöre geri devir hattı ile verilirken, süzuntu suyu sistemden dışarıya atılmaktadır. Fazla çamur sabit bir çamur yaşını sağlamak için dışarı atılmakta ve membran düzenli bir şekilde geri yıkama, kimyasal yıkama veya her ikisiyle temizlenmektedir.

Biyolojik reaktör ve membran üniteleri harici bir şekilde birleştirilebilir. Bu durumda, biyokütle Şekil 2.3a'da görüldüğü gibi biyoreaktör ve membran arasında seyretmektedir. Bundan farklı olarak, Şekil 2.3b'de görüldüğü gibi membran ünitesi biyoreaktör içine de entegre edilebilmektedir. Entegre veya batık MBR olarak tanımlanabilen ikinci şekil dış kabuklu membranları gerekli kılmaktadır. Yaygın bir şekilde kullanılan Şekil 2.3a konfigürasyonu, geri devirli MBR' ye bir örnektir ve hem iç hem de dış taraftan kabuklu membranlar ile işletilebilirler. Bu iki şekil, membranın her iki tarafında basınç farklılığı meydana getirmek için kullanılan teknolojiyle ayırt edilebilirler. Batık MBR prosesinde membran kesitindeki basınç yalnızca membran boyunca emme ile (Kayawake ve diğ.,1991; Ishida ve diğ.,1993; Chiemchaisri ve diğ., 1993) veya biyoreaktörü yeterli basınç altında tutarak uygulanabilir. Geri devirli MBR' de membran kesitindeki basınç, membran boyunca akımı geri devrettirerek de meydana getirilebilir. Bu metot oldukça yaygın bir şekilde kullanılmaktadır.



Şekil 2. 3. İki Temel MBR Konfigürasyonu: (a) geri döngülü MBR; (b) batık veya entegre MBR.

2.5. MBR Prosesinin Avantajları

MBR'nin önemli avantajlarından biri arıtılan suyun kalitesindeki iyileşmedir. Zira bu sistem, iyi kalitede çıkış suyu elde etme yeteneğine sahiptir. Tablo 2.5 ve 2.6' da görüldüğü gibi, KOİ, BOİ ve AKM giderim yüzdeleri sırasıyla % 95, 98 ve 99' dan daha büyüktür.

Hidrolik ve mikroorganizma bekleme zamanı arasındaki farkın tam olarak anlaşılması, biyolojik reaksiyonların optimum kontrolünü sağlamaktadır. Kullanımı hem daha güvenilir hem de daha uygundur. MBR teknolojisinin esası, sisteme uygulanan hidrolik ve organik yükteki değişimi önemsiz hale getirme yeteneğidir. Çamur yaşının tam kontrolü, özellikle nitrifikasyon bakterileri gibi yavaş büyüyen mikroorganizmaların gelişimini sağlamak için önemlidir.

MBR'de kullanılan ultrafiltrasyon ve mikrofiltrasyon membran teknikleri, daha büyük biyokütle konsantrasyonları ve aktif çamura nazaran daha büyük yükler altında çalışırlar. Bu sebeple, sistemler çok yoğun olabilirler. Membran, biyolojik reaktörde bekletme zamanını arttırmak ve bu yüzden biyolojik parçalanma için gerekli uygun zamanı sağlamak suretiyle yüksek molekül ağırlığına sahip çözülebilir maddeleri de tutabilir.

Çeşitli çalışmalar, MBR proseslerinin klasik aktif çamur sistemlerine nazaran daha az çamur ürettiğini göstermiştir (Krauth ve Staab,1994; Ishida ve diğ.,1993; Bouillot,1988; Chaize ve Huyard,1991). Bu proseste oldukça sık kullanılan yüksek çamur yaşı bu avantajı göstermesine rağmen, reaktördeki biyolojik reaksiyonlarla ilgili teori halen tam olarak anlaşılamamıştır. Tıkanmaları önlemek için membran ünitesinde kullanılan yüksek kesme kuvvetlerinin, atıksudaki süspanse maddelerin parçalanmasında anahtar rol oynayan hidroliz ve kütle transferini harekete geçirdiği düşünülmektedir.

Tablo 2.5. Evsel Atıksu Arıtımında MBR Prosesinin Performans Örnekleri.

AKM	Giriş suyu, mg/l			Çıkış suyu, mg/l			Membran	Literatür
	KOİ	BOİ ₅	AKM	KOİ	BOİ ₅	BOİ ₅		
80-460	100-365*	200-1000	<5	<40	<10	UF	Aya ve diğ., 1981	
236	96*	134	<5	6	1.2	24000	Arika ve diğ., 1977	
96	89*	349	<5	12	3.7	UF	Roullet, 1989	
280	620	230	<5	11	<5	MF	Manem ve diğ., 1993	
153	79*	176	<1	6	1.5	MF	Ishida ve diğ., 1993	
110-164	292-411	---	<5	15-19	---	UF	Fan ve diğ., 1996	

* KOİ ölçümleri Japon Metoduna göre yapılmıştır. Yani potasyum permanganat kullanılmıştır.

Tablo 2.6. Endüstriyel Atıksu Arıtımında MBR Prosesinin Performans Örnekleri.

Endüstri	Proses	Giriş Suyu				Çıkış Suyu				Literatür
		KOİ mg/l	BOİ ₅ mg/l	AKM g/l	N-NTK mg/l	KOİ mg/l	BOİ ₅ mg/l	AKM mg/l	TKN mg/l	
Kozmetik	A	6500	2400	1900	40	<100	20	<5	0.4	Manem ve diğ., 1993
Süt İşl.	A	4200	2600	650	110	40	<10	<5	4.2	Manem, 1995
Tekstil	A	10000				600				Krauth ve diğ., 1994
Meyve S.	A	2250				24				
Yağlı	A	4300-6900	919-1360	253-889	---	180-660	3-34	1-11	---	Knoblock ve diğ., 1994
Atıksu										
Çamur İşl.	AN	9200-10600	4300-5000	180-520	160-310	1500-2200	150-230	<5	250	Kayawake ve diğ., 1991
Peynir- altı suyu	AN	58000	34000	5200	---	700	300	<10	---	Li ve diğ., 1985

*A Aerobik/AN Anaerobik

2.6. Temel Tasarım Parametreleri

MBR prosesinin optimum tasarımı oldukça komplekstir. Çünkü membran performansı ve maliyeti, enerji tüketimi ve çamur arıtımı gibi birçok bağımlı faktör göz önünde tutulmalıdır. Ayrıca, bunların çoğunluğu birbiri ile alakalı olup yatırım ve işletim masraflarını olumsuz yönde etkileyebilmektedir. Bu faktörlerin birbirlerini nasıl etkileyebildiklerine ve nasıl birbirlerine bağımlı olduklarına bir örnek verecek olursak, biyokütle konsantrasyonunun MBR tasarımında sahip olduğu etki göz ardı edilemez. Önceden belirtildiği gibi, oldukça sık gündeme gelen MBR'nin avantajı yüksek biyokütle konsantrasyonunda sistemi kullanabilme imkanıdır. Bu nedenle, hacimsel yükü arttırmak da mümkündür. Yüksek süspanse konsantrasyonu ise, oksijen transferi ve çamur viskozitesini dolayısıyla da enerji masraflarını etkilemektedir.

Bu örnekle gösterilen ana tasarım parametrelerinin bağımlılığı, MBR prosesini ekonomik boyutta optimize etmek için global ve sistematik bir yöntemin gerekli olduğunu göstermektedir.

2.6.1 Membran seçimi

İlk endüstriyel ölçekli MBR projelerinin teknik ve ekonomik analizleri, filtrasyon tertibatının (membran hücresi) ve onu işletmek için gerekli enerjinin önemli derecede yatırım ve işletim masraflarına yol açtığını göstermektedir. Biyolojik çözeltilerin filtrasyonu, birçok deneyin amacı olmuş, bu amaçla birçok membran tipleri test edilmiştir. Bunlar, ultrafiltrasyon ve mikrofiltrasyon olup iç ve dış taraftan kabuklu, delikli fiber (hollow fiber), tübüler, organik, metalik ve seramik membranları içermektedir. Kullanılan membranlara bağlı olarak, filtrasyon performansları, Tablo 2.7'de görüldüğü gibi, 0.05 ile 10 m/gün arasında değişmektedir. Bu tabloda, iç taraftan kabuklu membranlar için tipik akıların 0.5 ile 2 m/gün arasında ve dış taraftan kabuklu membranlar için ise çoğunlukla 0.2 ile 0.6 m/gün arasında olduğu görülmektedir.

Akıdan başka; filtrasyon masraflarını etkileyen temel faktörler, membranın kendisinin ve teçhizatının fiyatı, bütün gerekli ilaveler, işletim masrafları (enerji, membran hücresi bakımı, rejenerasyon masrafları, vb.) ve istenen çıkış suyu kalitesidir. Farklı membranların birkaç yıllık periyotları göz önünde tutulduğunda, bütün bu parametreleri içeren teknik ve ekonomik analizlerin filtrasyon ünitesinin masrafları düzeyine doğru yöneldiği görülmektedir.

Geçerli teknolojiye sahip dış taraftan kabuklu membranlar (Şekil 2.3b) oldukça ümit verici görünmektedir. Gerçekten dış taraftan kabuklu membranlar, düşük enerji tüketimini ve hücre bakım maliyetlerinde önemli düzeydeki azalmayı içeren birçok avantajları göstermektedir. Şayet membran kirliliği kontrol edilirse, dinamik membran teknolojisi, çıkış suyu kalitesi ile yatırım ve işletme masrafları arasında iyi bir uyum gösterebilen bir yenilik kavramıdır (Pillay ve diğ., 1994).

MBR teknolojisinin kullanımı, oldukça iyi kaliteli çıkış suyu (KOİ, dezenfeksiyon) ve suyun geri kullanımında gerekli olan spesifik durumlar veya yüksek kuvvetteki endüstriyel çıkış suları için düşünülmektedir. Evsel atıksu arıtımında büyük ölçekli MBR prosesinin kullanımı, daha yeni teknolojik gelişmeleri veya membran fiyatında yeterli azalmayı gerektirdiği de bir gerçektir. (Ross ve diğ.,1990).

Tablo 2.7. MBR Prosesinde Çeşitli Membran Ünitelerinin Karakteristikleri ve Performansları.

Uygulama	MLSS	Membran	Tipi	Porozite	Filtrasyon	Hız	20°C'deki	Basınç	Temizleme	Literatür
g/l		materyali			alanı, m ²	m/s	akış, m/g	bar	Periyodu, g	
İç taraftan kapaklı Membran										
EA/ENA	2.5-3.5	PS	T	25*		8.70	10	5		Krauth ve Staab, 1994
ENA	28	Organik	T	UF	195		1.5			Knoblock ve diğ., 1994
SEA	10-32	Seramik	T	0.05-0.2		3.80	0.5-0.7	1.1-1.4	3-7	Lacoste ve diğ., 1993
EA	2.5	Seramik	T	0.10	1.10	3.00	1.4-2	0.5-1.5	15	Trouve ve diğ., 1994
İS	0.5	Organik	HF	0.01	7.20	0.90	1.4-1.7	0.5-0.8	60	Urbain ve Manem, 1996
ÇÇ	25-60	WPT	T			2.00	0.48-1	2		Pillay ve diğ., 1994
ENA	9-21	PES	T	20-80*	668	1.60	0.14-0.6	2-3	>100	Ross ve diğ., 1994
EA	1-5	WPT	T	MF		2.2-3.6	0.5	2-2.5		Bailey ve diğ., 1994a,b
EA	20	PAN	PF	UF		2.5	2.4-2.9		45	Roullet, 1989
EA	4-27		UF	24*	25	1.8	0.6	0.14	150	Arika ve diğ., 1977
Dış taraftan kapaklı Membran										
SEA	5-15	PE	HF	0.10			0.2-0.6	-0.2-0.8	120	Yamamoto ve diğ., 1989
EA	16	PE	PF	0.40			0.2-0.9	-0.1-0.5	2	Ishida ve diğ., 1993
SEA	0.2-6	PE	HF	0.10	0.30		0.2-0.5	-0.4-0.8	150-250	Chiemchaisri ve diğ., 1993
ÇS	0.1-20	Seramik	T	0.10	1.06	0.2-0.3	0.05-0.3	-0.2	30	Kayawake ve diğ., 1991

PF:Tabaka ve Çerçeve, PE:Polietilen, POF:Poliolifen, İS:İçme suyu, ENA: Endüstriyel atıksu, EA:Evsel atıksu, HF:Delikli fiber, PS:Polisülfon, ÇÇ:Çamur çürütme, T: Tübüler, PES:Polietersülfon, WPT:Polister tüp, PAN:Polikrilonitril, *Disk çevresel hızı

Membran, çeşitli temel kriterleri sağlamalıdır. Bütün bu kriterlerden biri, kirlenmeyi sınırlandırmak için, membran gözeneklerinin boyut dağılımının filtrelenecek partikül veya moleküllerin boyut dağılımıyla mümkün olduğunca az girişime sahip olması gereğidir. Eşit miktarda dağılmış boşluk hacmine sahip yüksek gözenekli membranlar, filtrasyon verimliliğini arttırmaktadır (Fane ve diğ., 1989). Membran, tercihen hidrofilik (Fane ve diğ., 1989) ve biyokütle adsorpsiyonunu sınırlandırmak için hem negatif hem de nötral olmalıdır (Shimizu ve diğ., 1989). Ek olarak, membranlarda biyokütle ile tıkanmayı önleyecek bir iç çap veya minimum biyokütle tutunması olmalıdır. Ayrıca bu durum, çamur konsantrasyonu ve sirkülasyon debisine bağlı olarak meydana gelen tıkanmayı da önleyecek veya sınırlayacaktır (Kiat ve diğ., 1992; Krauth ve Staab, 1994). Membranlar, çözeltide mevcut mikroorganizmalar tarafından biyolojik olarak parçalanmamalı ve kirlenmiş ise kolay bir şekilde temizlenmeli veya rejenere edilmelidir. Son kriter oldukça önemlidir. Biyolojik olarak arıtilamayan ve sisteme kuvvetli endüstriyel atıksuların aniden verilmesi, şiddetli membran kirliliğine yol açabilecektir.

2.6.2. Membran Proseslerinin Modellenmesini Etkileyen Parametreler

Çözünmüş ve askıda katı maddelerin her ikisini de içeren mikrobiyal süspansiyonların filtrasyonu, birçok modelleme projelerinin konusu olmuş karmaşık bir prosestir. Oldukça fazla kullanılan modellerden biri, direnç modelidir. Bu model, basıncın tamamen nüfuz ettiği bölgeler üzerinde yayılıp süzüntü şeklinde geçen akı ve transmembran basınç ilişkisinin basit bir ifadesini içermektedir. Bu modele bağlı olarak, süzüntü akısının uygulanan transmembran basıncına bağımlılığı aşağıdaki denklemle ifade edilmiştir (Cheryan, 1986).

$$J = \frac{\Delta P}{[\mu(R_m + R_i + R_c)]} \quad (2.1)$$

Burada; J: süzüntü akısı, (m³/m²/h)

μ : Süzüntü viskozitesi, Pa.s

ΔP : İşletim basıncı, Bar

R_m : Membran direnci, 1/m

R_i : Mevcut (irreversible) kirlenme, 1/m

R_c : Kek yüzeyinden kaynaklanan direnç, 1/m

Bu denklem, filtrasyon performansını etkileyebilen farklı parametreleri göstermektedir. Membran direnci (R_m), incelenecek membran karakteristiği olup membranın hakiki direncini belirler. Filtrasyon için ilave direnç meydana getiren ve membran porozitesiyle ilgili çok farklı olaylara yol açabilen kirlilik (R_i) (irreversible), çözülebilir organik moleküllerin adsorpsiyonundan dolayıdır. Membran yüzeyinde oluşan kekin sebep olduğu direnç (R_c), uygulanan hidrolik şartlar kadar süspanse maddelerin konsantrasyonu ve kompozisyonunun da bir fonksiyonudur. Bazı bilimcilere göre, bu polarizasyon yüzeyinin direnci (R_c), $R_c = \Theta \cdot \Delta P$ şeklinde yazılabilir. Burada, Θ sistemin kütle transfer özelliklerinin bir fonksiyonudur. Buna göre, Denklem (2.1) yeniden düzenlenirse,

$$J = \frac{\Delta P}{[\mu(R_m + R_i + \Theta \cdot \Delta P)]} \quad (2.2)$$

şeklini alır.

Denklem (2.2)'den, ilgili iki bölge tayin edilebilir. Birincisi, membranın hidrolik direncinin hakim olduğu ($(R_m + R_i) \gg \Theta \cdot \Delta P$) ve akının uygulanan basınca orantılı (sınır değerinin altında) olduğu düşük basınç bölgesidir. İkincisi ise, kek direncinin oldukça önemli olduğu ($(R_m + R_i) \ll \Theta \cdot \Delta P$) yüksek basınç bölgesidir. Denklem (2.2), akının viskozite ile ters orantılı olduğunu göstermektedir. Süzüntünün viskozitesi saf suyunkine yakındır. Çamurun viskozitesi ile süzüntü viskozitelerini karıştırmamak gereklidir. Çamur viskozitesi daha yüksek olduğundan membran yüzeyindeki hidrolik rejimi (laminer veya türbülanslı rejim) etkileyecektir.

Filtrelenecek çamurun konsantrasyonu ve içeriği R_m , R_i , Θ parametrelerini kuvvetli bir şekilde etkilemektedir. Çamur konsantrasyonu, proses tasarımında anahtar

parametrelerden biridir. İ ve dış taraftan kabuklu membranlarda süzüntü akısını ve iç taraftan kabuklu membranlarda ise yük kaybını etkilemektedir. Ayrıca, amurun viskozitesindeki değişmeler yatırım ve işletim masraflarını da etkilemektedir.

Membran akısı ve biyokütle konsantrasyonu arasındaki ilişki, birçok araştırmaya konu olmuştur. Örneğin Magara ve Itoh (1991), poliakrilonitril'den imal edilmiş HF membranlarda biyokütle konsantrasyonunun süzüntü akısı üzerindeki etkisinin sınırlayıcı olduğunu ve yarı logaritmik olarak tanımlandığını bulmuşlardır. Denklem (2.3) ile tanımlanan bu ilişki 5 ile 15 g/l arasındaki biyokütle konsantrasyonları için geliştirilmiştir.

$$J = -1.571 \cdot \text{Log}(MLSS) + 7.84 \quad (2.3)$$

Diğer taraftan, Ross ve diğ. (1990) anaerobik çamura UF membran ünitesini uygulayarak akının 40 g/l konsantrasyonuna kadar nispeten kararlı, fakat daha sonra kesinlikle azaldığını ve yaklaşık 60 g/l de kararlı duruma geldiğini görmüşlerdir. Laboratuarda yürütölen çeşitli deneyler aerobik çamur için 5 ile 12 g/l arasındaki çamur konsantrasyonlarında çok az miktarda akı sapmasının gözlendiğini kanıtlamışlardır. Li ve diğ., (1985)'nin anaerobik çamur üzerine yaptıkları deneylerde, 10 ve 50 g/l arasındaki süspanse madde konsantrasyonlarının polisülfon UF membranlar ile elde edilen süzüntü akımı üzerindeki etkisini en iyi düzeyde yarı logaritmik ilişki ile tanımlandığı görölmüştür.

Yukarıda açıklanan hususlardan şu sonuçlar elde edilmiştir:

1. İşletim bölgeli (yani, düşük ve yüksek transmembran basıncı), işletim parametrelerinin verim üzerindeki etkisini belirleyebilmek için uygun ölçekte tanımlanmalıdır.
2. Biyokütle konsantrasyonunun artışı genellikle membran performansını azaltmaktadır. Literatür verilerine göre, çoğunlukla yarı logaritmik ve bazen de lineer olarak iki ana ilişki tipi görölmektedir. Biyokütle konsantrasyonu, membran işletiminin nasıl olacağını belirlemek için yeterli değildir. Polarizasyon yüzeyinin yapısı ile içeriği ve membran yüzeyinde adsorplanacak hassas moleküllerin yapısı ile konsantrasyonu,

çamur-membran ilişkilerini tanımlamak ve proses performansını hesaplamak için daha faydalıdır. Hidrodinamik şartlar, biyokütlenin biyolojik durumu ve çamur konsantrasyonu gibi çeşitli işletim şartlarını, çamur-membran ilişkilerini ve proses verimini etkileyebilmektedir.

Bu gözlemler sonucunda varılan kanı, membran biyoreaktörlerinin tasarım ve işletiminin kolay bir iş olmadığıdır. Ayrıca membran ve biyolojik işletim parametrelerinin dikkatlice birleştirilmesi gerektirir.

2.6.3 Debi ve transmembran basıncının (TMP) membran performansına etkisi

Denklem (2.2), süzüntü akımının membranın hidrolik direncine ve kek direncine karşılık transmembran basıncına orantılı kalacağını göstermektedir. Transmembran basıncı artarken, kek direnci baskın ve akı uygulanan basınçtan bağımsız olacaktır. Bu olay birçok araştırmacı tarafından belirtilmiştir (Magara ve Itoh, 1991; Jeannot ve diğ., 1992). Bu araştırmacılar, kesit akım hızının dolaylı olmasına rağmen, önemli bir rol oynadığını göstermişlerdir. Kesit akım hızının artması süzüntü hızını da arttırmaktadır. Membran biyoreaktörünün karakterizasyonunda yardımcı olabilecek diğer bir parametre kritik veya optimal transmembran basıncıdır (ΔP_c). Kritik transmembran basıncı, hidrolik membran direncinin ($R_m + R_i$) ve kek oluşumundan kaynaklanan direncin eşit olduğu transmembran basıncı olarak tanımlanabilmektedir.

$$\Delta P_c = \frac{R_m + R_i}{\Theta} \quad (2.4)$$

Kritik basınç, polarizasyon yüzeyinin yapısı ve konsantrasyonuna, ona uygulanan kesme kuvvetine ve sistemin biyolojik kısmına bağlıdır. Kritik transmembran basınçlarında, askıda katı madde konsantrasyonu, sıcaklık ve süspansiyonun viskozitesi gibi parametreler değişmemektedir. Bu nedenle, membran kritik basınçta işletilerek ve uygun kesit akım hızı sağlanarak en iyi verim elde edilebilmektedir.

2.6.4. Biyokütlenin fizyolojik durumu

Membran biyoreaktöründe mevcut biyolojik ortam bütün diğer biyolojik prosesler gibi oldukça karmaşık ve çeşitli bakteri türlerinden meydana gelmektedir. Bakteri hem flok olarak adlandırılan yapışkan bir yapıda hem de tek başına serbest halde yüzen hücre şeklinde olabilir. Bunlar genel olarak, gram-negatif mikroorganizmalardır.

Çeşitli araştırmacılar, membranlar ile bakteriyel süspansiyonların filtrelenmesi sırasındaki kek oluşumunda bakteri dış yüzeyinin biyokimyasal yapısının önemli olduğunu göstermişlerdir. Örneğin, Leslie ve diğ. (1992), gram-negatif deniz bakterilerinden kaynaklanan kek direncinin, enzimatik veya ekzopolimerik maddelerin fiziksel/kimyasal (EDTA) modifikasyonları sayesinde yeterince düşürülebildiğini göstermişlerdir. Bu uygulamalar dış yüzey yapısının bozulmasına, bunun neticesinde bakteri yüzeyinin değişmesine ve bu yüzden de membran-bakteri ve bakteri-yüzey etkileşimlerine yol açmaktadır.

Kirlenmede ekzopolimerik maddenin rolü, Chaize ve Huyard (1990) tarafından elde edilen sonuçlar ile yürütülmüştür. Bu araştırmacılar, E.coli içeren çözeltide büyüme hızlarının seramik membranın performansı üzerindeki etkisini incelemişlerdir. Bu çalışma, büyüme artışının daha yüksek membran kirlenme hızı ve daha hidrofobik olan mikroorganizmaların modifikasyonu ile ilgili olduğunu göstermiştir.

Lakoste ve diğ. (1993), önceden bakteriyel süspansiyonla kirletilen seramik membran yüzeyindeki kekin özgül enzimatik hidrolizi sayesinde başlangıç permeabilitesinin kısmen yenileneceğini göstermişlerdir. Kullanılan enzimler, hücre duvar yıkıntısı ve bakteriyel kapsül (lizoenzim ve pronas) için spesifik olduğundan, araştırmacılar bu biyolojik maddelerin adsorpsiyon ile membran üzerinde meydana gelen bakteriyel kirlenmede önemli bir rol aldığını belirtmişlerdir.

Bu çalışmalar, biyokütlenin fizyolojik durumunun kirlenme olayındaki önemini

göstermekte ve aşağıdaki sonuçlara varılmaktadır:

1. Kekin spesifik hidrolik direnci, kısmen bakteriyel ekzopolimerik maddelerin (EPS) yüzey durumuna bağlıdır. Bu yüzden ortam parametreleri (çamur yaşı, kütle yükü, çözünmüş oksijen vb.) göz önünde tutulmalıdır (Urbain ve diğ.,1993).
2. Membran yüzeyinde hücre yıkıntılarının ve bakteriyel çözülebilir yan ürünlerin (SMPs) adsorpsiyonu mevcuttur.

Biyokütle iyi havalandırıldığında ve biyoreaktördeki çözülebilir KOİ konsantrasyonu minimum olduğunda, aerobik şartlarda işletilen membran biyoreaktör sistemlerinin kirlenme hızı düşmektedir. Bu iki kriter genellikle, redoks potansiyeli 300 mV'ın üzerinde tutulduğunda sağlanmaktadır. Bu sonuç, Sato ve Ishii (1991) tarafından yapılan çalışmalar ile saptanmış ve toplam direncin aşağıdaki denklem ile ifade edilebildiğini kanıtlamışlardır.

$$R = 842.7 \Delta P (MLSS)^{0.926} (KOI)^{1.368} \mu_s^{0.326} \quad (2.5)$$

Burada, R= Toplam direnç, 1/m

ΔP = transmembran basıncı, Pa

MLSS= Reaktördeki süspanse madde, mg/l

KOI= Çözülebilir KOİ, mg/l

μ_s = Aktif çamur süspanسیونunun viskozitesi, g/cm.s

Denklem (2.5)'de, çözülebilir KOİ konsantrasyonunun filtrasyon direncinde önemli bir rol aldığı görülmektedir. Chang ve Lee (1998), düşük çamur hacim indeksine (SVI) sahip aktif çamurun yüksek SVI'a sahip aktif çamura nazaran daha az kirliliğe yol açtığını belirtmişlerdir.

Ne yazık ki, biyokütlenin fizyolojik durumu ve kirlenme mekanizması arasındaki ilişki üzerine yapılan deneyler nadir olup bu alanda daha ileriye dönük yapılacak araştırmalar, MBR işletimini optimize etmek için gereklidir. Ayrıca, filtrasyon kekinin yapısı biyokütle fizyolojisine, kesit akım hızına ve fiziksel-kimyasal şartlara bağlıdır. Fane

ve diğ. (1989), düşük biyokütle konsantrasyonları için, daha düşük iyonik kuvvetlerin kekin porozitesini arttırarak filtrasyon akımını kolaylaştırdığını ve bu yüzden spesifik hidrolik direncin azaldığını göstermişlerdir. Çözeltinin iyonik gücü ve pH'sının filtrasyon keki üzerindeki etkisinden başka, bazı durumlarda membran yüzey özelliklerinde çeşitli değişimlere (özellikle de yüksek düzeyde yüklü seramik membranların bazı tipleri) yol açabilirler. Negatif yüklü biyokütlenin adsorpsiyonunu sınırlandırmak için, negatif yüklü yüzeyi elde etmek amacıyla pH'ı ayarlamak önerilebilmektedir (Shimizu ve diğ.,1989).

2.6.5. Çamur viskozitesinin membran performansına etkisi

Filtrelenecek süspansiyonun viskozitesi, çeşitli safhalarda MBR tasarımında uygun bir parametredir. Bu yüzden, viskozitenin çamur konsantrasyonu ile ilişkisi oldukça önemlidir. Çamur ile ilgili reolojik çalışmalar (çamurun sıvı halindeki özelliklerinin incelenmesi) çamurun plastik veya yarı plastik (elastik) davranışından ve viskozite ölçüm değerlerinin kullanılan cihazın tipine bağlı olmasından dolayı oldukça zordur (Campbell ve Crescuolo, 1982).

Krauth ve Staab (1994), aerobik çamurun askıda katı madde konsantrasyonu (MLSS) ve viskozitesi arasında eksponansiyel bir ilişki olduğunu belirtmişlerdir. Ross ve diğ. (1990), anaerobik çamur için de benzer sonuçlar bulmuşlardır. Onlar da viskozite ile alakalı olan kayma gerilmesi ve çamur konsantrasyonu arasında eksponansiyel bir ilişki bulmuşlardır.

Çamur viskozitesi, membran boyunca oluşan yük kaybını ve membrandaki hidrolik rejimi etkileyerek membranın performansına tesir etmektedir. Reynold sayısını içeren bu iki parametrenin hesaplanması, membranda çamur sirkülasyonu ve kek yüzeyinde kesme kuvveti ile ilgili enerji harcamalarının hesaplanmasını mümkün kılmaktadır.

Viskozitesi 6×10^2 cpoise (g/cm.s)' den daha büyük olan değerler için, filtrasyon verimliliğinin önemli olduğu türbülanslı rejime ulaşmak amacıyla 6 m/s'den daha yüksek

hızlarda geri devir yapmak gereklidir (Ross ve diğ.,1990; Bailey ve diğ., 1994b). 2 m/s hız ve 9 mm çaplı tübüler membran için, Ross ve diğ. (1990), türbülanslı rejimden laminar rejime geçişin, yaklaşık 40 g/l anaerobik çamur konsantrasyonunda olacağını göstermişlerdir.

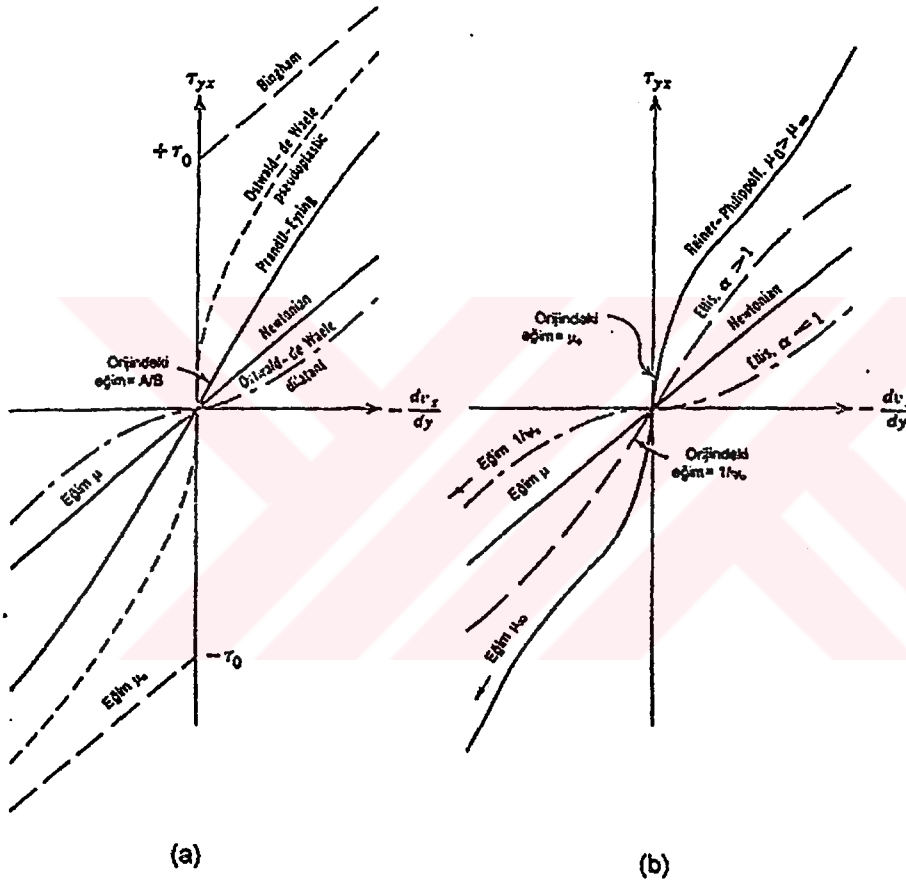
İç taraftan kabuklu membrana sahip harici MBR prosesinin ticari önem kazanmasını olumsuz yönde etkileyen sınırlayıcı faktör, membranda çamur sirkülasyonuna bağımlı olarak meydana gelen yüksek enerji harcamasıdır. Hem membran karakteristiklerinin hem de sirkülasyon hızının bir fonksiyonu olan yük kaybı, süspansiyonun viskozitesine bağlıdır.

Viskozite, sıcaklığın bir fonksiyonudur. Çünkü 1°C'lik sıcaklık artışında yaklaşık olarak % 2 oranında membran akı artışı beklenebilir (Magara ve Itoh,1991; Ross ve diğ.,1990). Bunun sonucunda, membrandan geçen akıyı arttırmak için termofilik biyoprosesler tercih edilebilirler. Bu durumda, biyolojik reaktördeki çamur konsantrasyonu artabilir, bu da süzöntü akış hızı üzerinde olumsuz etkiye sahip olabilir ve bu yüzden de yatırım masraflarını arttırabilir. Membranda oluşacak yük kaybı, ilave enerji masraflarına yol açabilir. Sistematik bir şekilde çamur üzerindeki reolojik çalışmalar, birçok durumda bir membranın optimum ekonomisini hesaplamak için gerekli olabilir.

Birçok akışkanın kararlı laminar akışında reolojik davranışı için τ_{yx} kayma gerilimini göstermek üzere aşağıdaki eşitlik kullanılabilir.

$$\tau_{yx} = -\eta \frac{dv_x}{dy} \quad (2.6)$$

Bu eşitlikte η görünür viskozite, dv_x/dy ise kayma hızı olup τ_{yx} 'in bir fonksiyonu olarak tanımlanabilir. Kayma hızının artmasıyla η 'nın azaldığı bölgelerde davranış pseudoplastik; arttığı bölgelerde ise davranış dilatant olarak adlandırılır. Şekil 2.4'de genel olarak akışkanların kayma gerilimlerinin kayma hızları ile nasıl değişebildiği ve aralarındaki ilişkiyi açıklamada kullanılan hem deneysel hem de teorik olarak ortaya konulmuş modelleri göstermektedir. (Bird ve ark., 1960)



Şekil 2.4 Newtonian ve Newtonian olmayan akış davranışları (a) İki parametrelili modeller, (b) Üç parametrelili modeller.

2.6.5.1. Newtonian Davranış

Eğer η , kayma hızından bağımsız ise $\eta = \mu$ alınır ve davranış **newtonian** olarak adlandırılır. Newtonian davranış gösteren bir akışkanın kayma gerilimi ile kayma hızı arasındaki ilişki, eğimi akışkanın viskozitesine eşit olan bir doğru denklemdir. Bu davranışı gösteren akışkanlar için kayma gerilimi ile kayma hızı arasındaki ilişki aşağıdaki eşitlikle verilmektedir.

$$\tau_{yx} = -\mu \frac{dv_x}{dy} \quad (2.7)$$

2.6.5.2. Bingham Modeli

Bu modelde de ilişki eşik kayma gerilimi τ_0 'dan büyük kayma gerilmesinden sonra doğrusaldır.

$$|\tau_{yx}| > \tau_0 \quad \text{ise} \quad \tau_{yx} = -\mu_0 \frac{dv_x}{dy} \mp \tau_0 \quad (2.8)$$

$$|\tau_{yx}| < \tau_0 \quad \text{ise} \quad \frac{dv_x}{dy} = 0 \quad (2.9)$$

τ_{yx} pozitif olduğunda τ_0 için ilk eşitlikte pozitif işaret kullanılmaktadır. Bu modele uyan akışkan Bingham plastiği olarak adlandırılır ve bu tip akışkanlarda kayma gerilmesi eşik kayma gerilimi (τ_0)'nden küçük bir değerde olursa hareketsiz kalır; ancak, kayma gerilimi eşik kayma gerilimini (τ_0) geçerse akış newtonian akışa benzer.

2.6.5.3. Ostwald-de Waele Modeli

Bu modelde kayma hızı ile kayma gerilimi arasında üstel bir ilişki mevcut olup bu durum aşağıdaki ifade ile verilmektedir.

$$\tau_{yx} = -m \left| \frac{dv_x}{dy} \right|^{n-1} \cdot \frac{dv_x}{dy} \quad (2.10)$$

İki parametrelili bu eşitlik üs yasası olarak da adlandırılmaktadır. Bu denklemde, n akışkan davranış indeksini ve m ise akışkanlık sabitini göstermektedir. n=1 için bu eşitlik m=μ yazılarak Newton kanununa indirgenir. Bu nedenle n'in 1'den sapması Newtonian davranıştan sapma derecesini göstermektedir. n'nin 1'den küçük değerleri için akışkan davranışı pseudoplastik, 1'den büyük değerler için akışkan davranışı dilatant olarak adlandırılmaktadır.

2.6.5.4. Eyring Modeli

$$\tau_{yx} = A \cdot \arcsin h \left(-\frac{1}{B} \frac{dv_x}{dy} \right) \quad (2.11)$$

Bu denklemde, A ve B Eyring Model parametrelerini göstermektedir. İki parametrelili olan eyring modeli sınırlı kayma gerilimi değerlerinde pseudoplastik davranışı açıklamak için kullanılmaktadır. τ_{yx} 'in sonlu değerlerinde pseudoplastik davranış olacağı düşünülmekte, τ_{yx} sıfıra yaklaşırken Newton kanununa indirgenmektedir.

2.6.5.5. Ellis Modeli

$$-\frac{dv_x}{dy} = \left[\psi_0 + \psi_1 \left| \tau_{yx} \right|^{\alpha-1} \right] \cdot \tau_{yx} \quad (2.12)$$

Bu model Ψ_1 , Ψ_0 ve α olmak üzere üç parametre içermektedir. Ψ_1 ve Ψ_0 Ellis Model katsayılarını ve α ise akış indeksini ifade etmektedir. Eğer α değeri 1' den büyük alınırsa model, küçük τ_{yx} değerleri için Newton kanununa yaklaşır. Diğer taraftan α değeri 1' den küçük seçilirse model, büyük τ_{yx} değerleri için de Newton kanununa yaklaşır. Bu model son derece esnektir ve özel durumlar için Newton kanunu ($\Psi_1=0$) ve üs yasasını ($\Psi_0=0$) içine alır.

2.6.5.6. Reiner Phillippoff Modeli

$$-\frac{dv_x}{dy} = \left[\frac{1}{\mu_\infty + \frac{\mu_0 - \mu_\infty}{1 + (\tau_{yx} \cdot \tau_s)^2}} \right] \cdot \tau_{yx} \quad (2.13)$$

Bu model μ_0 , μ_∞ ve τ_s olmak üzere üç parametre içermektedir. Newtonian davranış hem çok küçük hem de çok yüksek kayma hızlarında sıkça gözlemlendiğinden dolayı, yukarıdaki eşitlik sırası ile $\mu = \mu_0$ ve $\mu = \mu_\infty$ viskoziteli iki sınırlı durumda Newton kanununa indirgenmektedir.

2.6.6. MBR'ın Biyolojik Performansı

Süspanse ve tutunmuş biyokütle ile çalışan klasik biyoprosesler, bakteriyel flok veya biyofilm oluşumunu sağlayan biyokütle üzerinde ayrı bir basınç sarf ederler. Her iki durumda da mikroorganizmalar substrat difüzyonunu ve bu yüzden parçalanma hızını engelleyen kompleks EPS'lerin bir karışımı ile birlikte tutulurlar (Jorand ve diğ.,1995).

Membran biyoreaktörlerinin kullanımı bu basıncı tesirsiz hale getirebilir. Yüksek yüzeysel hızlar, kütle transfer hızlarını mikroorganizmalara doğru arttırarak flok boyutunu sınırlarlar (Wisniewski ve Grasmick,1995; Bailey ve diğ., 1994a, 1994b). Aynı giriş suyu ile beslenen aktif çamur ve MBR'de alınan numunelerde mevcut flok boyut dağılımının bir örneği, MBR'deki flok biriminin aktif çamura kıyasla daha küçük boyutta olmasıdır. MBR'deki flok boyutu yaklaşık olarak 40 μm ve aktif çamurdaki flok boyutu 60 μm civarındadır. Flok oluşturan mikroorganizmalar için seçilen basınçtaki azalma ve daha yüksek kütle transfer hızları çeşitli araştırmacılar tarafından belirtilen yüksek spesifik verimleri mümkün kılmaktadır. Onlar, MBR'de düşük çamur üretiminin gerçekleştiğini belirtmişlerdir. Aerobik membran biyoreaktörüne uygulanan yüksek kütle yükleri, yüksek çamur konsantrasyonları kolay anlaşılır spesifik substrat giderim hızlarıyla ifade edilebilir. Örneğin, biyokütle iki kat konsantre edilmesine rağmen, Manem ve Sanderson (1996), mandıra çıkış suları için kütle yüklerinin klasik arıtmalara nazaran 6 kat fazla olduğunu göstermiştir. Bu, spesifik hızın 3 ile çarpıldığını göstermektedir. Lacoste ve diğ. (1993), kompleks ve sentetik substrat kullanarak, 5 $\text{kgKOI/m}^3\cdot\text{gün}$ ' den daha büyük kütle yükleri için %95'in üzerinde KOİ giderimini elde etmişlerdir. Benzer sonuçlar, Wisniewski ve Grasmick (1995) ve Bouillot (1988) tarafından da bulunmuştur. Anaerobik MBR'nin kullanımı, karbonlu substratın parçalanması durumunda spesifik parçalanma hızlarını yararlı hale getirmemektedir. Laboratuvar (Cadi ve diğ.,1994) veya yarı endüstriyel ölçekte (Jeannot ve diğ., 1992; Ross ve diğ., 1990) veya tam ölçekte (Ross ve diğ.,1990) yapılan çalışmalar neticesinde organik yüklerin klasik proseslerdeki benzer ve kompleks maddeler için 1 kgKOI/kgUKM/gün ' den daha düşük olduğu görülmüştür.

Aerobik MBR'de biyolojik çamur üretimindeki azalmanın nedeni ile ilgili iki fikir öne sürülmektedir. Birincisi, biyoreaktörde sağlanan yüksek çamur yaşı, diğeri ise, kütle transferi ile hidroliz reaksiyonlarını oluşturan ve ekzopolimerik madde (EPS) sentezini azaltan küçük boyutlu flokları oluşturan iç taraftan kabuklu membranlardaki yüksek kesme kuvvetleridir.

3. LİTERATÜR ÖZETİ

Günümüzde, çıkış suyu kalitesi bakımından oldukça verimli, alan bakımından daha az yer kaplayan ve yatırım/işletme maliyeti ekonomik olan arıtma prosesleri önem kazanmıştır. Özellikle son yıllarda, membran biyoreaktörlerinin atıksu arıtımındaki verimliliği, az alan kaplaması ve yatırım/işletim masraflarının düşük olması bu reaktörlerin kullanımın cazip hale getirmiştir.

Klasik biyolojik atıksu arıtma prosesleri organik ve azot bileşiklerinin parçalanmasını sağlamak amacıyla, havalandırma tankında mikroorganizma konsantrasyonunu arttırmak için biyokütlenin son çökeltim havuzundan havalandırma tankına geri devirle verilmesini gerekli kılmaktadır. Membran ayırma teknikleri, atıksu arıtımında biyokütlenin sudan ayrılması için uygulanmaktadır (Strathman, 1985). Membran aktif çamur sistemleri ile ilgili ilk çalışmalar Smith ve diğ. (1969) ile Hardt ve diğ.(1970) tarafından yapılmıştır. Bu araştırmacılar, klasik aktif çamur sistemlerindeki son çökeltim havuzu yerine UF membran modülünü kullanmışlardır.

Özellikle membran teknolojisinin o tarihlerde bu kadar gelişmemiş olması ve aktif çamur ile kirlenici giderim mekanizmalarının bugünkü düzeyde anlaşılmamış olması, arıtma maliyetinin yüksek çıkması ve ortaya çıkan bazı işletme problemleri dolayısıyla 1980'li yıllara kadar çalışmalar sınırlı kalmıştır. Bunda, reaktörde zamanla inert madde birikimi meydana gelmesi ve biyokütlenin canlılığının oldukça azalması, ayrıca biyokütleyi belli bir oranda tutmak amacıyla sıvıdan ayrılan çamurun geri devrettirilmesi sonucunda reaktörde biriken konsantre çamuru havalandırmada güçlüklerle karşılaşılması gibi nedenler oldukça etkili olmuştur.

Fane ve diğ. (1989) ve Aya ve diğ.(1981)'nin çalışmalarından sonra konu üzerinde tekrar yoğunlaşmaya başlanmıştır. Son yıllardaki çalışmalar, genellikle sistemin verimliliği, işletme problemlerinin çözümü ve sistemin ekonomik olarak uygulanabilirliği üzerine olmuştur. Bu sistemlerde klasik aktif çamur sistemine kıyasla çok az çamurun ortaya

çıkıldığı ve yüksek verimin kısmen yüksek çamur yaşından kaynaklandığı ileri sürülmesine rağmen biyoreaktördeki biyolojik reaksiyonların mekanizması tam olarak anlaşılamamıştır.

Aya ve diğ.(1981) yapmış olduğu çalışma neticesinde, klasik aktif çamuru müteakiben yerleştirilen ultrafiltrasyon membran modülü yardımıyla evsel atıksuyun girişinde 80-460 mg/l olan askıda katı maddeyi <5 mg/l' ye, 422-1540 mg/l olan KOİ'i <40 mg/l ve 200-1000 mg/l olan BOİ₅'i de <10 mg/l'e düşürdüklerini belirtmişlerdir.

Roulet (1989), Irvin (1990) ve Fan ve diğ.(1996) de aktif çamur sistemini müteakiben yerleştirilen ultrafiltrasyon sistemiyle evsel atıksuları arıtmışlar ve çıkış suyunda <5 mg/l AKM, <15 mg/l KOİ ve <5 mg/l BOİ₅'e ulaştıklarını belirtmişlerdir.

Ayrıca, Manem ve diğ.(1993) ve Ishida ve diğ. (1993), aynı sistem üzerinde bir değişiklik yaparak ultrafiltrasyon(UF) membran modülü yerine mikrofiltrasyon(MF) membran modülünü kullanmışlardır. Bu çalışmalarda <5 mg/l AKM, <15 mg/l KOİ ve <5 mg/l BOİ₅ konsantrasyonlarına sahip çıkış suyu elde etmişlerdir.

Li ve diğ. (1985), membran ayrımını anaerobik arıtıma uygulayarak peynir altı ve nişasta atıksularını (KOİ>30 000 mg/l) % 99 düzeyinde arıttıklarını, Manem ve Sanderson (1996), KOİ'si 4200 mg/l olan süt endüstrisi atıksularını aerobik reaktörü müteakiben yerleştirilen membran modülü sayesinde 40 mg/l'e kadar, 2600 mg/l olan BOİ₅ değerini de <10 mg/l'e, 650 mg/l AKM'i <5 mg/l'e ve 110 mg/l olan toplam Kjeldahl azotunu da 4.2 mg/l'e, Krauth ve Staab (1994) 10000 mg/l KOİ konsantrasyonuna sahip tekstil atıksularını % 94 oranında arıtarak 600 mg/l seviyesine kadar düşürdüklerini belirtmişlerdir.

Biyolojik reaktörü müteakiben yerleştirilen membran modülünden oluşan membran kombinasyonu Japonya'da evsel atıksuları arıtmak için büyük ölçekte uygulanmaya çalışılmıştır (Audic ve diğ., 1986; Kanayama ve diğ., 1987). Fakat arıtma maliyetinin yüksek çıkması ve özellikle de işletmede karşılaşılan problemlerden dolayı uygulanması sınırlı kalmıştır. Enerji maliyetinin yüksek olmasının nedenleri ise, uygulanan transmembran basıncının yüksek olması ve biyolojik üniteye mikroorganizma kütlesini muhafaza edebilmek için kullanılan geri devir pompalarından kaynaklanan maliyettir. Bu

nedenle 1990'lı yıllarda daha düşük transmembran basıncı gerektiren ve geri devir olayını ortadan kaldıran yeni bir membran modülü geliştirilmiştir. Bu yeni teknolojiye membran direk havalandırma tankına batık bir şekilde entegre edilmiştir (Yamamoto ve diğ., 1989; Chiemchaisri ve diğ., 1993; Churchouse, 1997; Ueda ve diğ., 1997; Günder ve Krauth, 1998).

Davies ve diğ. (1998) ızgaradan geçirilmiş evsel atıksuyu plaka tipli membran modülünden oluşan batık membran-aktif çamur sistemini 16000 mg/l MLSS'de ve 4.5 saat hidrolik bekletme süresinde çalıştırarak 4 mg/l BOI_5 ve 5 mg/l NH_4^+ -N konsantrasyonlarına sahip çıkış suyu değerlerine ulaşmışlardır. Biyoreaktördeki çamur yaşı yaklaşık 45 gün tutulmuştur. Sözü edilen tesisin maliyeti 1 Ml/gün evsel atıksu için 8.5 p/m³ den başlamış (arazi ve inşaat maliyeti dahil), 16.58 Ml/gün evsel atıksu için 6.8 p/m³ e düşmüştür. Klasik teknolojilerle 1 Ml/gün debili atıksu arıtma tesisi için 6.1 p/m³ ve 16.58 Ml/gün için 2.5 p/m³ tür. Davies ve diğ. (1998) bu sistemde % 98 BOI_5 , % 87 KOI , % 88 NH_4^+ -N ve %49 toplam azot oranında giderim veriminin gerçekleştiğini belirtmişlerdir.

Magara ve diğ. (1992) tarafından yapılan çalışmada, uzun havalandırmaya gerek kalmaksızın yüksek MLSS düzeylerinde nitrifikasyon ve denitrifikasyon olayları etkili bir şekilde gerçekleşmiştir. Yazarlar 100 m³/gün debili atıksuyu arıtan membran prosesinin yatırım ve işletim maliyetlerinin klasik sistemlere eşit veya daha az olduğunu bunun yanında daha az arazi ve denetim gerektirdiğini belirtmişlerdir. Çalışmada kullanılan biyoreaktör; 7800 mg/l BOI_5 , 18000 mg/l AKM ve 4.7 saat Hidrolik Bekletme Süresinde (HRT) işletilmiştir. Kullanılan tübüler membran sistemleri oldukça fazla enerji tüketmişlerdir. Bunlar, yüksek konsantrasyonlu besleme suyu için uygun görülürken, evsel atıksu için ekonomik görülmemiştir. Bu nedenle, Chiemchaisri ve diğ. (1992) evsel atıksular için nitrifikasyon/denitrifikasyon aktif çamur prosesinde 0,03 ve 0,1µm gözenek boyutuna sahip delikli fiber (HF) membranların kullanımını incelemişlerdir. Sözü edilen çalışmada, HF modülü direkt biyoreaktöre batırılmış, çıkış suyu vakum ile çekilmiş ve membranda oluşan kek, sıvı ajitasyonu ile minimize edilmiştir. Kararlı şartlara yaklaşık bir yıllık peryotta ulaşılmış ve % 90 N giderimi sağlanmıştır. Aynı çalışmada, çıkış suyu KOI 'si ortalama 20,8 mg/l olarak tayin edilmiştir.

Ueda ve diğ. (1996), HF modüllü sistemde 12000 mg/l askıda katı maddenin (MLSS) işletim için maksimum olduğunu ve düşük BOI_5 yükü ve yüksek çamur yaşında 12 l/m²/saat'lik akıya ulaşıldığını belirtmişlerdir. Tübüler sistem için BOI_5 yükü 1,7 kg $\text{BOI}_5/\text{m}^3/\text{gün}$ iken HF sistemlerde bu değer 0,2 kg $\text{BOI}_5/\text{m}^3/\text{gün}$ 'e kadar düşürülmüştür. Tübüler sistemlerden kaynaklanan yüksek enerji problemleri ve HF sistemlerinin düşük askıda katı madde (MLSS) işleme kabiliyetlerinin üstesinden gelmek için, Ishida ve diğ.(1992) biyolojik reaktöre batık halde plaka tipli membran sistemlerini yerleştirmişlerdir. Bu sistemlerde, membran plakaları 30000 mg/l veya daha yüksek MLSS'e sahip çamura kolayca yer sağlanması amacıyla 6 mm aralıkta düşey olarak yerleştirilmişlerdir. Membran modülü altına yerleştirilen hava difüzörleri sayesinde membran yüzeyinde kek oluşumunu azaltacak kesme kuvveti temin ederek yüksek akı miktarını sağlamışlardır. Ayrıca, biyolojik reaktörde mikroorganizma kütesini sağlamak için ihtiyaç duyulan geri devir pompaları elimine edilmiştir.

Gunder ve Krauth (1998), 7 m³ ve 9 m³ hacimli biyoreaktöre iki membran modülü yerleştirmişler ve bu membran modüllerini paralel olarak mukayese etmişlerdir. Kullanılan membran modülleri, 80 m² yüzey alanına sahip plaka (tabaka) modülü ve 83,4 m² yüzey alanına sahip HF modülleri idi. Araştırmacılar, her iki membran sisteminin hidrolik performansı incelemişler ve 20°C su sıcaklıklarında, HF membran modülünde 15000 mg/l MLSS konsantrasyonunda 20 l/m²/saat ve kısa zaman peryotlu işletimlerde ise 38 l/m²/saat'lik akı miktarlarına ulaşmışlardır.

Engelhardt ve diğ.(1998), HF modüllü mikrofiltrasyon membranlarını kullanarak atıksuyun $\text{KOI}'\text{ni}$ 800 mg/l'den <20 mg/l'e, TKN'nu 35 mg/l'den 1mg/l'e, $\text{NH}_4^+-\text{N}'\text{nu}$ ve $\text{PO}_4-\text{P}'\text{nu}$ 9 mg/l'den <1 mg/l'e düşürmüşlerdir. Bununla birlikte, çamur üretimini 0,4-0,6 kg/kg BOI_5 ve spesifik arıtım maliyetini 1 m³ atıksu için 3,05 DM olarak hesaplamışlardır.

Ueda ve diğ.(1997), membran modülünün altından verilen hava akımının batık MBR'de kek giderim rolünü açıkladığından dolayı havalandırmanın kek giderim verimliliğini ve bu nedenle emme basıncını etkileyebildiğini belirtmişlerdir. Bu yüzden, sözü edilen araştırmacılar pilot ölçekli batık MBR'yi kullanarak kek giderimi ve emme

basıncı üzerinde havalandırmanın rolünü incelemişler ve havalandırmanın filtrasyon şartlarını idare eden yeterli bir faktör olduğu sonucuna varmışlardır. Aşırı hava akımı ile kek giderim verimliliği akımın türbülansı ile etkilenmiştir. Kek giderim verimliliğini, hem hava debisini hem de daha küçük bir taban alanı üzerinde membran modülünü yerleştirdikten sonra hava yoğunluğunu (birim taban alanına düşen hava akım hızı) arttırarak düzenlemişlerdir.

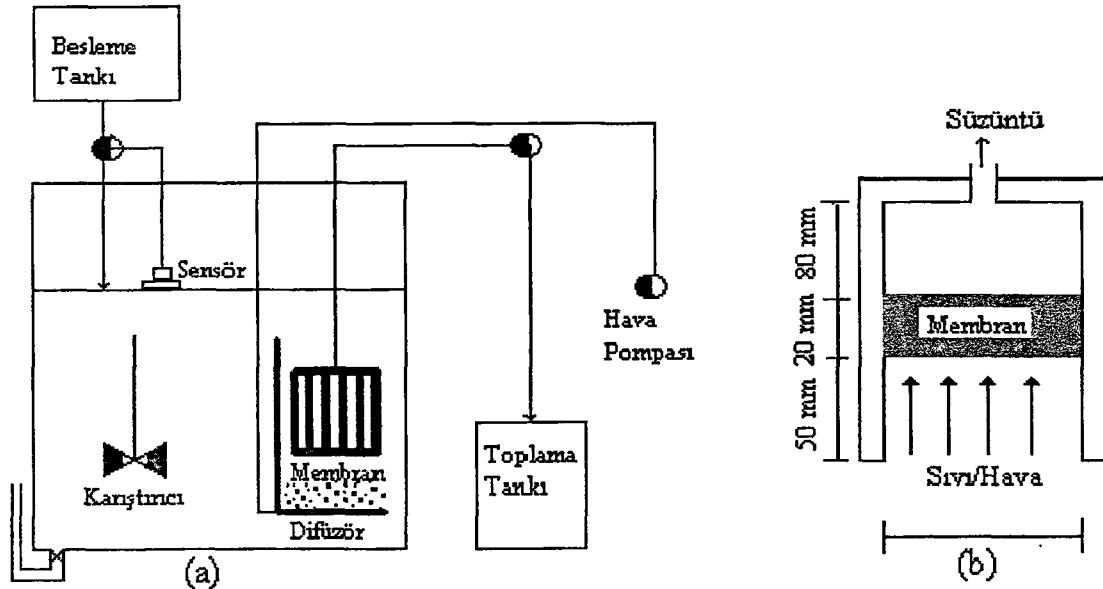
Chiemchaisri ve Yamamoto (1993), evsel atıksu arıtma tesisinde membran ayırma biyoreaktöründe düşük sıcaklık altında biyolojik azot giderimini incelemiştir. Biyoreaktör, azot giderimini sağlamak için nitrifikasyon ve denitrifikasyona ulaşmak amacıyla 180 dakika havalandırma açık 180 dakika havalandırma kapalı şekilde işletilmiştir. Azot giderimi, sıcaklığın 10°C'ye ani düşüşünde kötüleşmeye başlamıştır. Düşük sıcaklıklarda, nitrifikasyon inhibisyonunun bir sonucu olarak 25°C'de % 90'ın üzerinde gerçekleşen giderim 5°C'de % 20'e kadar düşmüştür. Ayrıca, oksijen arttırılarak 10°C'de tam nitrifikasyon sağlanabilmiştir. Nitrifikasyon tam gerçekleştikten sonra, havalandırmasız periyotla azot giderimine ulaşılabilmiştir. Ortalama azot giderimi 10 ve 5°C'lerde sırasıyla % 90 ve % 85'di. Sonuçlar, sıcaklık 5°C'ye düştüğünde bile yeterli oksijen transferinin biyoreaktörde muhafaza edilebildiğini göstermiştir.

Yapılan bu çalışmalar, katı-sıvı ayırımı, parametre verimlilikleri ve sistemin ekonomik açıdan değerlendirilmesi üzerine olmuştur. Reaktörde zamanla inert madde birikiminin meydana gelmesi ve biyokütle canlılığının oldukça azalması, ayrıca reaktörde biriken konsantre çamurun havalandırılması gibi güçlüklerle karşılaşmıştır. Bu nedenle, son yıllardaki çalışmalarda genellikle sistemin verimliliğinin, işletme problemlerinin çözümünün ve sistemin ekonomik olarak uygulanabilirliğinin araştırılmasına rağmen, çözümlerin sınırlı kaldığı ve modelleme üzerinde yeterince durulmadığı görülmektedir. Klasik aktif çamur sistemine kıyasla çok az çamurun ortaya çıktığı bu sistemlerde yüksek verimin kısmen yüksek çamur yaşından kaynaklandığı ileri sürülmesine rağmen biyoreaktördeki biyolojik reaksiyonların teorisi tam olarak anlaşılmamıştır (Engelhardt ve diğ., 1998; Cote ve diğ., 1998).

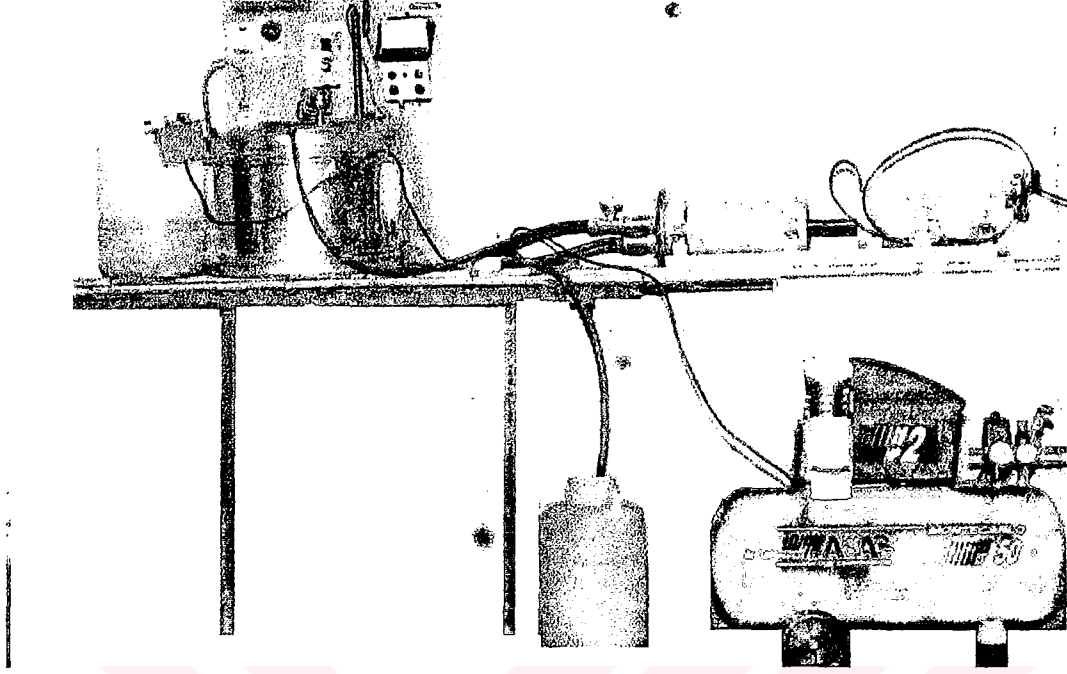
4. MATERYAL VE METOD

4.1. Deney Düzenegi

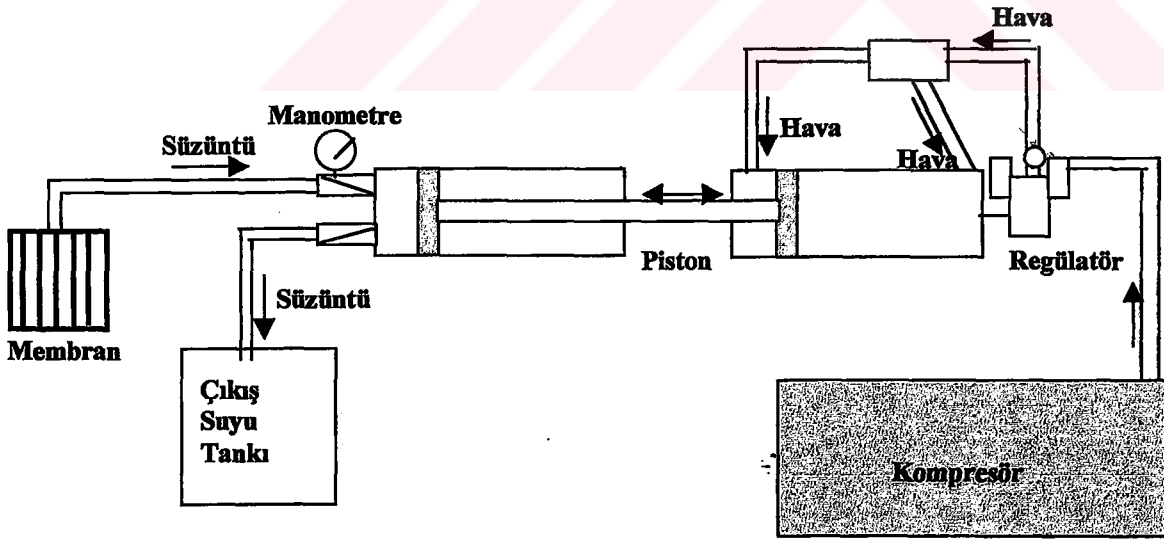
Membran modülü aktif çamur tankına batırılmış durumdadır. Reaktör, peristaltik pompa kullanılarak Elazığ Evsel Atıksu Arıtma Tesisi kum tutucu ünitesinden sonra 2 saatlik kompozit atıksu örnekleriyle beslenmiştir. Tanktaki su seviyesini sabit tutmak amacıyla tankın içine bir yüzey sensörü konularak reaktördeki yük sabit tutulmuştur. Membrandaki kirlenmeyi önlemek veya azaltmak için membran modülünün hemen altına bir hava difüzörü yerleştirilmiştir. Bu suretle, yükselen hava kabarcıklarının yeterli kesme kuvvetiyle membran yüzeyinde tutunan çamur giderilmeye çalışılmıştır. Membran modülüne bağlantılı piston ve kompresörden oluşmuş bir yüksek basınç düzeneği sayesinde süzüntü çekilerek çıkış suyu tankında toplanmıştır (Şekil 4.2). Sistemdeki fazla çamur belirli zaman aralıklarında biyoreaktörün tabanında bulunan atık çamur vanası sayesinde uzaklaştırılmıştır. Kullanılan biyoreaktörün iç çapı 49.0 cm ve yüksekliği 30.0 cm'dir. Bu çalışmada kullanılan deney düzeneği Fotoğraf 4.1.'de, şematik görünümü ise Şekil 4.1a'da görülmektedir. Şekil 4.2'de yüksek transmembran basıncını sağlayan deney düzeneği görülmektedir.



Şekil 4.1. Batık Membran-Aktif Çamur Sisteminin Detayı



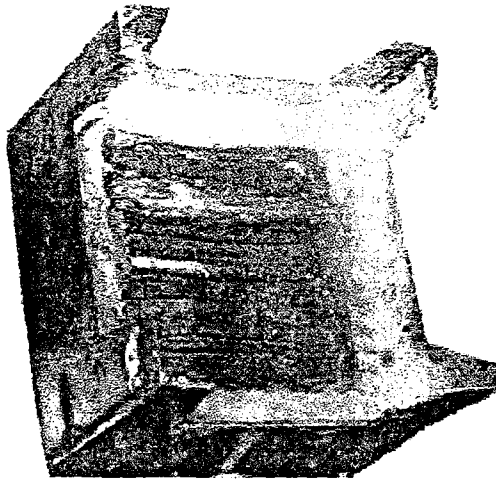
Fotoğraf 4.1 Deney Düzeneği.



Şekil 4.2. Yüksek Transmembran Basıncını Sağlayan Düzenek.

4.2. Membran Modülü

Membran modül Fotoğraf 4.2’de ve sistematik şeması ise Şekil 4.1b’de görülmektedir. Kullanılan membran polisülfondan yapılmış 0,03 μm aralığındaki gözenek çapına sahip ve yüzey alanı 0.3 m^2 ’dir. Membran modülü tübüler şekilden plaka şekline dönüştürülerek kullanılmıştır. Su arıtımında kullanılan membran, çeşitli temel kriterleri sağlamalıdır. Bu kriterlerden biri, kirlenmeyi sınırlandırmak için, membran gözeneklerinin boyut dağılımının filtrelenecek partikül veya moleküllerin boyut dağılımıyla mümkün olduğunca az girişime sahip olması gereğidir. Eşit miktarda dağılmış boşluk hacmine sahip yüksek gözenekli membranlar, filtrasyon verimliliğini arttırmaktadır (Fane ve diğ., 1989). Membran, tercihen hidrofilik (Fane ve diğ., 1989) ve biyokütle adsorpsiyonunu sınırlandırmak için negatif olmalıdır (Shimizu ve diğ., 1989). Ek olarak, membranlarda biyokütle ile tıkanmayı önleyecek bir iç çap veya minimum biyokütle tutunması olmalıdır. Ayrıca bu durumlarda, çamur konsantrasyonu ve sirkülasyon debisine bağlı olarak meydana gelen tıkanmayı da önleyecek veya sınırlayacaktır (Kiat ve diğ., 1992; Krauth ve Staab, 1993). Membranlar çözeltide mevcut mikroorganizmalar tarafından biyolojik olarak parçalanmamalı ve kirlenmiş ise kolay bir şekilde temizlenmeli veya rejenere olmalıdır.



Fotoğraf 4.2. Membran Modülü.

4.3. İşletme Şartları

Deneysel çalışmalar laboratuvar şartlarında gerçekleştirilmiştir. Sistemdeki havalandırma, membran altına yerleştirilmiş difüzörle yapılmıştır. Çalışmada havalandırma ilk 15 günlük işletme periyodunda sürekli, 17-46 gün'lük periyotta 30 dakika açık 30 dakika kapalı, 47-64 gün'lük periyotta 60 dakika açık 120 dakika kapalı, 65-75 gün'lük periyotta 60 dakika açık 90 dakika kapalı, 76-100 gün'lük periyotta 60 dakika açık 75 dakika kapalı olacak şekilde zaman rolesiyle ayarlanmıştır. İlk 15 günlük işletme periyodunda, transmembran basıncı 0.6 atm'de sabit tutulmuştur. Hidrolik bekletme süresi (HRT) 8-24 saat ve mikroorganizma bekletme süresi 30 gün olarak alınmıştır. Çalışmanın diğer günlerinde transmembran basıncı, sabit tutulmayıp akı stabilitesini sağlamak amacıyla mekanik olarak değiştirilmiştir. Çamur yaşı 1-30 gün'lük periyotta 30 gün, 31-50 günlük periyotta 50 gün, 51-75 günlük periyotta 75 gün ve 76-100 günlük periyotta 100 gün olarak alınmıştır. Aktif çamur ünitesine yerleştirilen pervane işletilerek biyokütlenin homojen dağılımı sağlanmıştır. Membrandaki akı değişimi, sabit basınç altında zamana bağlı olarak ve ayrıca tıkanmaya bağlı olarak transmembran basıncı arttırılarak incelenmiştir.

Çalışmanın diğer bir aşamasında, saatlik veya daha az periyotlarla membrandan geçen süzüntü miktarları ölçülerek ilgili parametreler arasındaki matematiksel ilişkiler belirlenmeye çalışılmıştır. Bu amaçla, ilk aşamada temiz membran ve saf su ile çalışılmış ve elde edilen süzüntü miktarından membran direnci bulunmuştur. Bu işlemler farklı transmembran basınçlarında (0.3, 0.9, 1.5, 2.1 ve 3.0 bar) gerçekleştirilerek farklı transmembran basınçlarındaki membran dirençleri hesaplanmıştır. İkinci aşamada, 7000-7500 mg/l MLSS konsantrasyonuna sahip karışım membrandan geçirilmiş ve belirlenen zaman aralıklarında elde edilen süzüntü miktarları kaydedilmiştir. Bu işlemler yine yukarıda belirtilen farklı transmembran basınçları altında gerçekleştirilerek toplam direnç hesaplanmıştır. Üçüncü aşamada, membrana ters taraftan hava verilmiş ve % 1'lik sülfürik asit çözeltisi geçirilmiştir. Daha sonra aynı şekilde 5 dakika çeşme suyu geçirilerek temizlendikten sonra tekrar ilk aşamada olduğu gibi farklı transmembran basınçları altında saf su ile çalışılarak membranda oluşan direnç hesaplanmıştır. Hesaplanan bu değer membran direnci ve temizleme ile

membran gözeneklerinden giderilemeyen mikro kirleticilerin oluşturduğu direncin toplamıdır. Birinci aşamada hesaplanan membran direnci ile üçüncü aşamada hesaplanan direnç arasındaki fark, temizlenemeyen direnç değerini vermektedir. İkinci aşamada bulunan toplam direnç değerinden üçüncü aşamada hesaplanan direnç değeri çıkarılarak kek direnci hesaplanmıştır. Fortran 77 ile yapılan bir bilgisayar programıyla yukarıda belirtilen işlemler yapılmıştır.

4.4. Deneysel Yöntem

Elazığ İli Evsel Atıksu Arıtma Tesisi'nin geri devir hattından alınan çamur, aşı olarak kullanılmıştır. Azot, fosfor, katı madde, koliform bakteri ve organik bileşenlerin giderim hızını değerlendirmek amacıyla reaktör beslenmeye başlandıktan sonra, giriş ve süzüntü suyunun toplam Kjeldahl azotu (TKN), amonyum azotu (NH_4^+), nitrat azotu (NO_3^-), toplam fosfor (TP), ortofosfat (O-PO_4), toplam kimyasal oksijen ihtiyacı (T-KOI), bulanıklık ve askıda katı madde (AKM) konsantrasyonları periyodik olarak Standart Metotlara göre tayin edilmiştir (APHA, 1989). Havalandırma havuzundaki askıda katı madde (MLSS), uçucu askıda katı madde (MLVSS), çözünmüş oksijen konsantrasyonları (ÇO), pH, oksijen tüketim hızı (OTH) ve çamurun reolojik özellikleri de incelenmiştir. Biyolojik proseslerde canlı biyokütle konsantrasyonu için temel indikatör olarak uçucu askıda katı madde (MLVSS) kullanılmaktadır. MLVSS'in içerdiği ölü kütle biyolojik arıtıma katkıda bulunmadığından, arıtım verimliliğinin doğru bir göstergesi olmayabilir. Bu nedenle oksijen tüketim hızı (OTH) ve spesifik oksijen tüketim hızı (SOTH) MLVSS'ye ek olarak tayin edilmiştir. Katı madde ve oksijen tüketim hızları da Standart Metotlara göre tayin edilmiştir (APHA, 1989). Ayrıca kimyasal oksijen ihtiyacı da üç alt gruba incelenerek tayin edilmiştir (Wentzel ve diğ., 1995). Bunlar: Çözünmüş kimyasal oksijen ihtiyacı (Ç-KOI), çökelmeyen kimyasal oksijen ihtiyacı (NS-KOI) ve biyolojik olarak parçalanamayan veya inert kimyasal oksijen ihtiyacı (İ-KOI)'dır.

4.5. KOİ Alt Gruplarının Tayini

Giriş atıksu numunesinden 2 litre alınarak Imhof Hunisinde çökelmeye bırakılmıştır. 4 saat sonra üst katmandan 1.5 litre su numunesi çekilmiştir. Daha sonra çekilen su numunesinden 20 ml alınarak KOİ tayini yapılmıştır. Elde edilen değer, çökelemeyen KOİ (NS-KOİ) değeridir. Ayrıca bu su numunesinden 50 ml alınarak 0.45 µm gözenek çapına sahip filtrelerden vakumlanarak KOİ değeri tayin edilmiştir. Elde edilen değer çözünmüş KOİ (Ç-KOİ) değeridir. Üst fazdan 1 litre su numunesi alınmış ve önceden sentetik atıksu ile beslenen 1 litre aktif çamur karışımıyla karıştırılmıştır. Karışım 20°C sıcaklıkta 3 günlük bekletme süresinde tam karışimli laboratuvar ölçekli aktif çamur sisteminde bekletilmiştir. Sistemdeki çözünmüş oksijen konsantrasyonu 2-4 mg/l arasında tutulmuştur. 3.günün sonunda numune çökelmeye bırakılmış ve üstteki berrak sudan 500 ml çekilmiştir. 5 ml stok alüminyum sülfat çözeltisi $[Al(SO_4)_3 \cdot 15H_2O, \text{Merck}]$ (30 g/l stok) ilave edilmiş ve karışım 5 dakika 200 rpm'de karıştırıldıktan (hızlı karıştırma fazı) sonra 30 dakika 1 rpm'de karıştırılmıştır (floklaşma fazı). Floklaştırma fazı sırasında çökeltme gerçekleşikten sonra üstteki temiz sudan 50 ml çekilmiş ve 45 µm filtrelerden iki defa vakumlanmıştır. Süzüntünün KOİ tayini Standart Metotlara göre yapılarak tayin edilmiş ve inert KOİ (İ-KOİ) değeri bulunmuştur.

4.6. Çamurun Reolojik Özellikleri

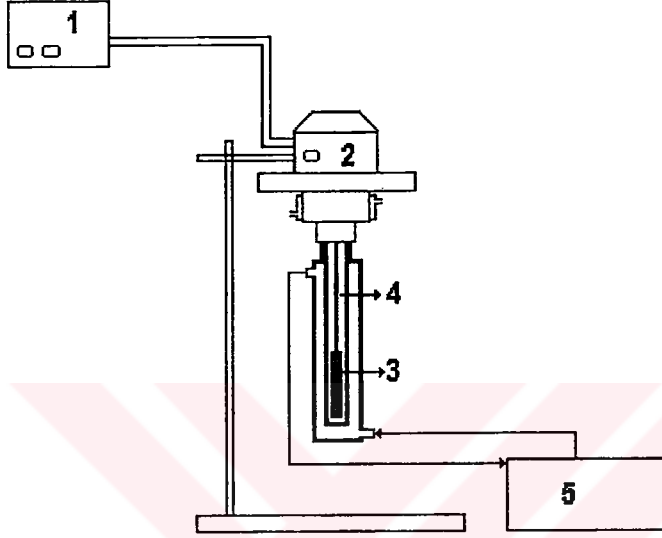
4.6.1. Kayma Gerilmesinin Ölçüldüğü Düzeneğin Tanıtılması

Kayma gerilmesi ölçümünde NDJ-Model Döner viskozimetre kullanılmıştır. Bu viskozimetre 0-100 arasında ölçülendirilmiş bir diske bağlı olan bir senkronize motorla çalışmaktadır (Şekil 4.3).

Bu motor, rotoru dört farklı hızda döndürebilmektedir. Rotor karışım içine daldırılıp dönmeye başladığında viskoz direncine maruz kalmakta ve motora tork uygulanmaktadır. Tork değeri, skaladaki ibre sabit hale geldikten sonra okunmaktadır. Skalada okunan değer kalibrasyon katsayısına bölümü, akışkana uygulanan gerçek

tork değerini vermektedir. Viskozite sıcaklığa bağlı olarak çok değişken olduğundan, numune kabına ceket takılarak su banyosu yardımıyla istenen sıcaklıkta çalışılmıştır.

Yapılan deneylerde viskozimetre bir invertöre bağlanmış ve frekans değiştirilerek 10 farklı hız için tork değerleri belirlenmiştir. Çalışılan hız değerleri 6, 12, 18, 24, 30, 36, 42, 48, 54, 60 rpm'dir.



Şekil 4.3. Döner Viskozimetre Deney düzeneği (1- İnvörtör, 2-Döner Viskozimetre, 3-Rotor, 4-Numune kabı, 5-Su Banyosu)

4.6.2. Düzeneğin Kalibrasyonu

Çamur numuneleri için farklı rotorlar kullanılarak ölçüm yapılabilen rotor tespit edilmiştir. Deneylerde içine numune konan kabın iç çapı 28 mm, rotor çapı 19 mm ve rotor etkin uzunluğu 65 mm'dir. Bu rotora bir katsayı geliştirmek amacıyla Newtonian bir akışkan özelliğine sahip, farklı sıcaklık ve konsantrasyonlardaki viskozitesi bilinen gliserin kullanılmıştır. Literatürde rastlanılmayan 15°C'deki gliserinin viskozitesi normal viskozimetre ile belirlenmiştir. Kalibrasyon deneyleri için hazırlanan % 60'lık gliserin çözeltisi numune kabına konmuş ve 15, 20, 25, ve 30 °C'de 10 farklı devir hızında skaladaki tork değerleri ölçülmüştür. Daha sonra kayma gerilimi ve kayma

hızları hesaplanarak grafiğe geçirilmiştir. Grafiğin eğiminden gliserinin viskozitesi elde edilmiştir. Bu değer % 60 lık gliserinin bilinen viskozite değerine oranlanmış ve elde edilen değer rotor için viskozimetre skalasındaki tork değerleri ile bölünerek kalibrasyon katsayısı elde edilmiştir.

4.6.3. Ölçümlerin Yapılışı

Membran biyoreaktöründen alınan çamur karışımı (biyokütle), rotorun etkin uzunluğunu çok az geçecek miktarda numune kabına konulmuş ve viskozimetreye monte edilmiştir. Viskozimetre çalıştırıldıktan yaklaşık yarım dakika sonra ibre sabit değeri gösterirken tork değerleri okunmuştur. Bu işlem her devir hızı için tekrarlanmıştır

4.6.4 Hesaplamaların Yapılışı

Bu çalışmada elde edilen deneysel eğriler ve akış model eğrileri Mathcad ve Fotran 77 programları kullanılarak hazırlanmıştır. Çalışma tarzı Ek.4'de sunulmuştur.

Her deneysel çalışmada tork değerleri kayma gerilmesi eşitliğinde, viskozimetrenin devir hızları ise kullanılan akış modelindeki kayma hızı eşitliğinde yerine yazılarak hesaplanan değerler kayma hızı x eksenine, kayma gerilmesi y eksenine olmak üzere grafiğe geçirilmiştir. Newtonian akış modeli yanında Newtonian olmayan akış için verilen sırasıyla Bingham modeli ve Ostwald-de Waele akış modeli karışımlar için kullanılarak her set deney için görünür viskozite-kayma gerilmesi grafikleri çizilmiş ve eğrilere ait korelasyon katsayıları ve model parametreleri bulunmuştur

Bingham modelinin uygulanmasında, kayma gerilmesine karşılık kayma hızları grafiğe geçirilmiş ve elde edilen doğrunun eğiminden viskozite (μ_0), ordinatı kesim noktasından ise eşik kayma gerilmesi (τ_0) bulunmuştur.

Ostwald-de Waele modelinin (üs yasası) uygulanmasında, açısal rotor hızına karşı kayma gerilmesi çift logaritmik grafiğe geçirilmiştir. Elde edilen doğrunun

eğiminden kayma hızının üssü olan akış davranış indeksi (n), ordinatı kesim noktasından ise akışkanlık sabiti (m) parametresi bulunmuştur.

Her bir numunenin her akış modeli için elde edilen korelasyon katsayıları karşılaştırılarak çamur numuneleri ve incelenen parametrelere en uygun akış modelinin ortaya konulmasına çalışılmıştır.

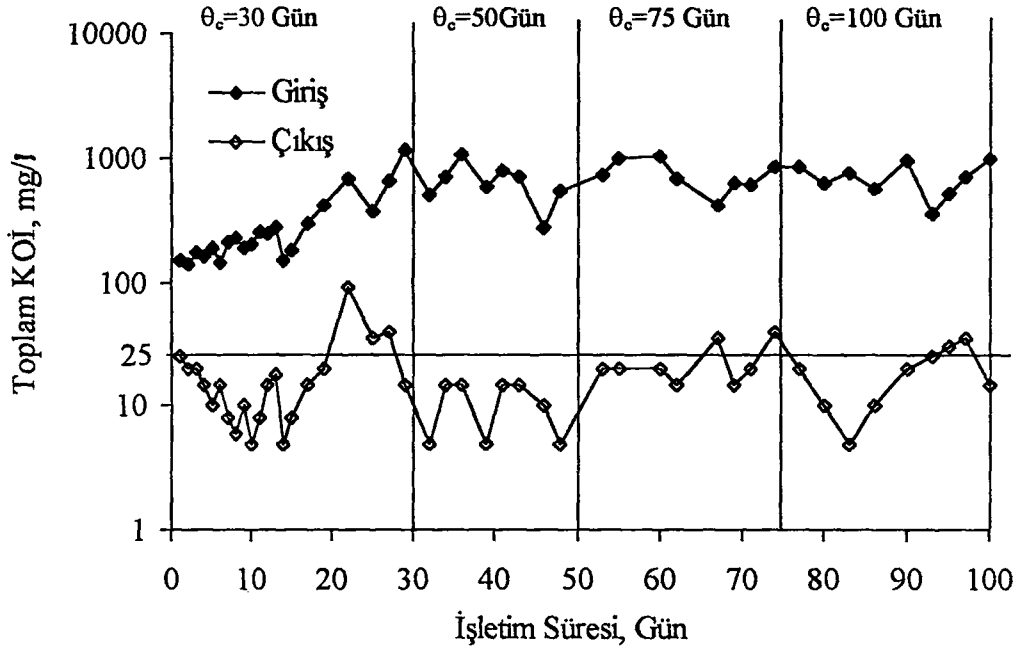


5. BULGULAR VE TARTIŞMA

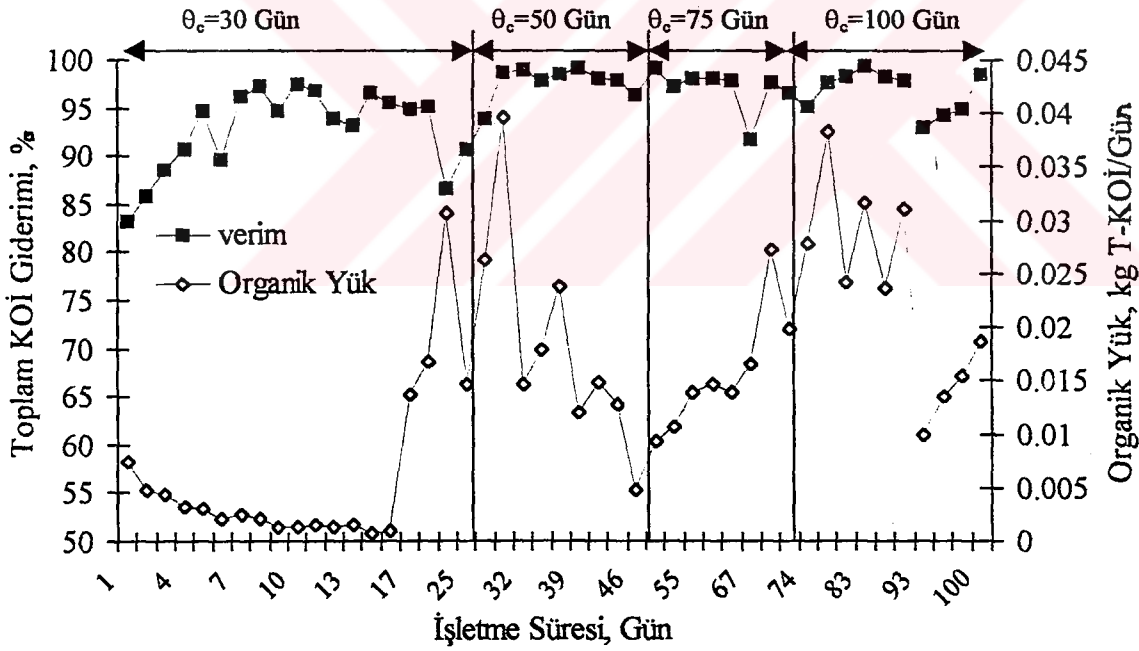
5.1. Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ)

Deneysel çalışma boyunca, belirli zaman aralıklarında sisteme giren ve sistemden çıkan suyun toplam kimyasal oksijen ihtiyacı (T-KOİ) tayin edilmiştir. Şekil 5.1, işletme süresince tayin edilen T-KOİ değerlerini logaritmik ekseninde göstermektedir. Çıkış suyu konsantrasyonlarının giriş suyu konsantrasyonlarından çok düşük olması nedeniyle sonuçların daha iyi gösterilebilmesi için T-KOİ logaritmik ekseninde verilmiştir. Ayrıca dört farklı çamur yaşında (θ_c) çalışılmış ve en iyi sonuçların 50 günlük çamur yaşlarında sağlandığı gözlenmiştir (Şekil 1 ve 2). Fakat bu sonuç, çamur yaşının T-KOİ giderimi üzerindeki etkisini tam olarak gösterdiğini söylemek için yeterli değildir. Çünkü çamur yaşının etkisini tamamen doğru bir şekilde belirlemek için, sistemde havalandırma şartları ve diğer parametreler sabit tutulup sadece çamur yaşlarının değiştirilmelisi gerekmektedir. Şekil 5.1'den de görüldüğü gibi çıkış suyunun T-KOİ konsantrasyonu, giriş suyunun T-KOİ konsantrasyonundan bağımsız olarak genellikle 5-25 mg/l arasında kaldığı belirlenmiştir.

Şekil 5.2, biyoreaktöre giren organik yük ile T-KOİ giderimi arasındaki ilişkiyi göstermektedir. T-KOİ gideriminin organik yükün 0.01 kg T-KOİ/Gün'dan düşük olduğu durumlarda yaklaşık olarak % 83.3-97,8 arasında, organik yükün 0.01-0.02 kg T-KOİ/Gün arasında olduğu durumlarda yaklaşık olarak %90.5-99.3 arasında, organik yükün 0.02-0.03 kg T-KOİ/Gün arasında olduğu durumlarda yaklaşık olarak %94'ün üzerinde olduğu ve organik yükün 0.03-0.04 kg TKOİ/Gün arasında olduğu durumlarda ise giderimin genellikle % 98'in üzerine çıktığı görülmüştür. Bu durum, batık membran biyoreaktörlerinin kuvvetli atıksulara uygulanabileceğinin bir göstergesidir.



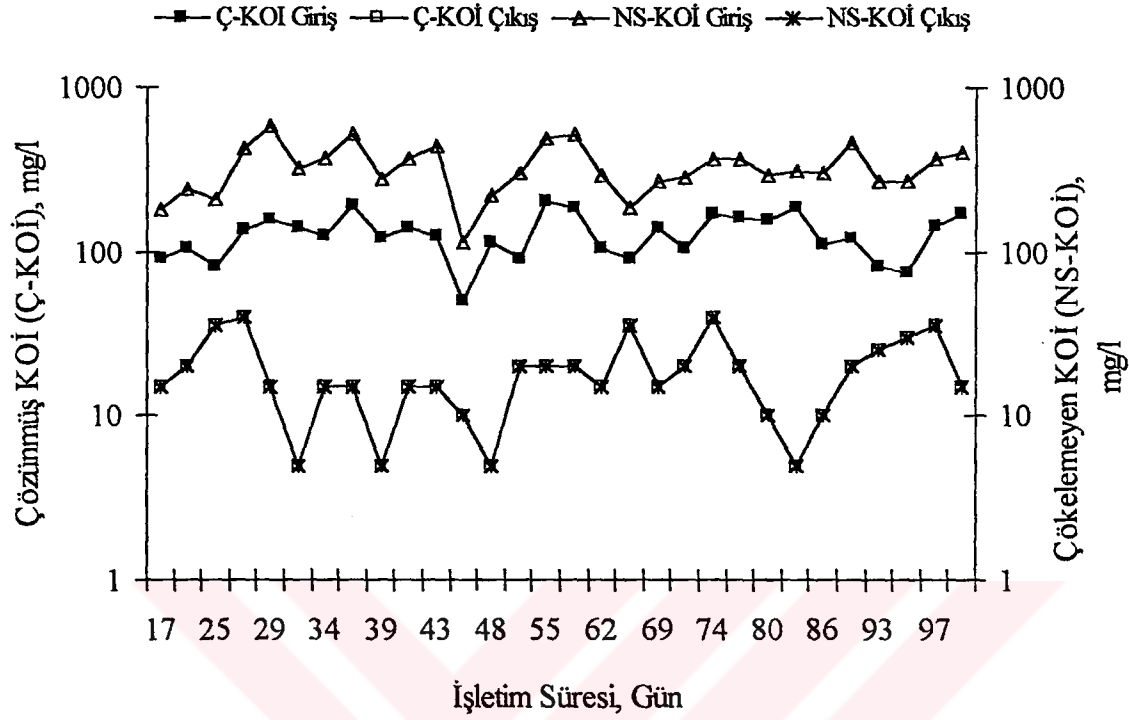
Şekil 5.1. İşletme Süresi Boyunca Farklı Çamur Yaşlarında Toplam Kimyasal Oksijen İhtiyacının (T-KOİ) Değişimi.



Şekil 5.2. İşletme Süresi Boyunca Farklı Çamur Yaşlarında Organik Yük ile Toplam KOİ Giderimi.

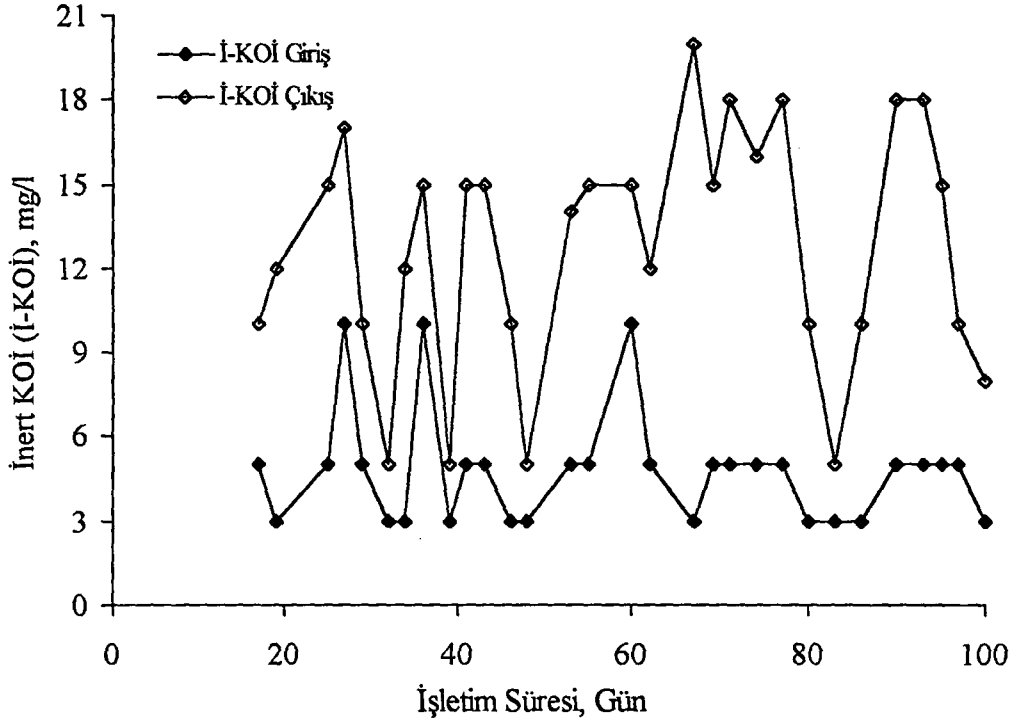
Şekil 5.3 işletme süresinin 17-100. günlerinde sisteme giren ve çıkan çözünmüş KOİ (Ç-KOİ) ve çökelemeyen veya askıdaki KOİ (NS-KOİ) değişimlerini göstermektedir. Giriş suyundaki Ç-KOİ/T-KOİ oran 0.125-0.3, NS-KOİ/T-KOİ oran 0.4-0.75, ve Ç-KOİ/NS-KOİ oran ise 0.26-0.597 arasında bulunmuştur. Çıkış suyunda

ise bu oranlar birbirine eşit olup 1'dir. Bu, çıkış suyunda T-KOİ'nin Ç-KOİ ve NS-KOİ değerlerine eşit olduğu anlamına gelmektedir. Yani çıkış suyundaki T-KOİ'nin tamamının çözülmüş KOİ şeklinde kabul edilebileceği anlamına gelmektedir.



Şekil 5.3. İşletme Süresi Boyunca Çözünmüş Kimyasal Oksijen İhtiyacı (Ç-KOİ) ve Çökelemeyen Kimyasal Oksijen İhtiyacının (NS-KOİ) Değişimi.

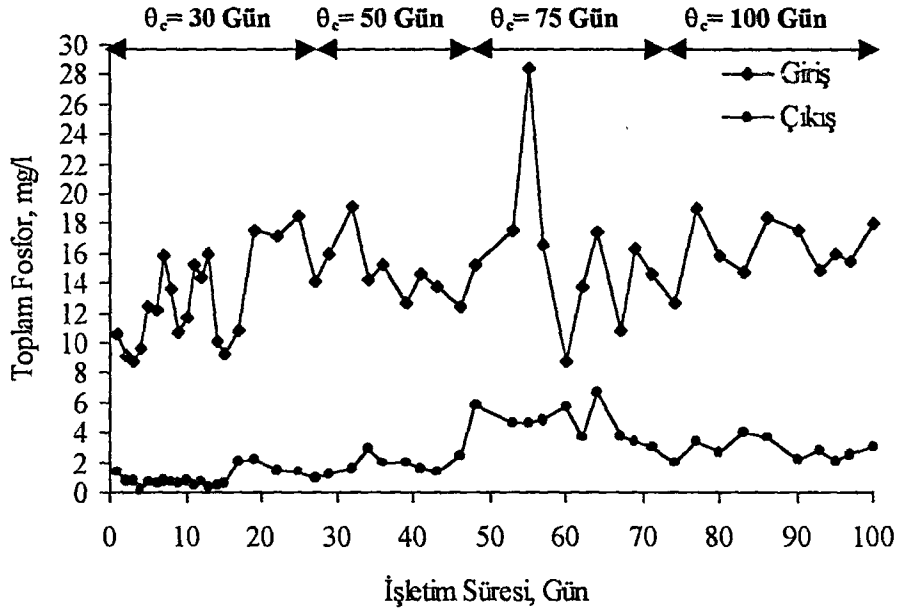
Şekil 5.4'de, sistemin giriş ve çıkış sularındaki biyolojik olarak parçalanamayan çözülmüş kimyasal oksijen ihtiyacının değişimi gösterilmiştir. Biyolojik olarak parçalanamayan çözülmüş KOİ fraksiyonu kısaca İnert KOİ olarak da adlandırılmaktadır. Analizler sonucunda, sistemi besleyen evsel atıksuyun İnert KOİ içeriği 3-10 mg/l arasında çıkmıştır. Bununla birlikte, çıkış suyunun İnert KOİ'si ise giriş suyu İnert KOİ'sinden daha yüksek çıkmış ve 5-20 mg/l arasında olduğu belirlenmiştir. Bu durum, biyoreaktörde biyolojik olarak parçalanamayan bazı organik bileşiklerin varlığından veya birikmesinden kaynaklanabilir. Ayrıca sistemde aerobik mikroorganizmalar tarafından da bu bileşiklerin üretilmesi söz konusu olabilir. İnce ve diğ., (2000), anaerobik biyoreaktörde inert KOİ üretimini incelemişler ve reaktördeki inert organik maddelerin anaerobik mikroorganizmalar tarafından üretilmiş olabileceğini ve sistemde zamanla inert maddelerin birikmesinin mümkün olabileceğini savunmuşlardır.



Şekil 5.4. İşletme Süresi Boyunca İnert Kimyasal Oksijen İhtiyacının (İ-KOI) Değişimi.

5.2 Toplam Fosfor

Şekil 5.5, farklı çamur yaşlarında işletilen sistemde giriş ve çıkış sularındaki toplam fosfor değişimlerini göstermektedir. Çalışmanın ilk periyodunda (1-15 günlük işletme süresinde) biyoreaktördeki biyokütlenin çok az miktarda olmasına rağmen, çıkış suyunda bütün işletme günlerinde (1. gün dışında) toplam fosfor miktarının 1 mg/l'nin altında olduğu tespit edilmiştir. Bu süreçte, hava difüzörleri ile sürekli olarak havalandırılan biyoreaktörde günlük ölçülen çözünmüş oksijen (ÇO) konsantrasyonu 1.90-5.13 mg/l arasında değişmiştir. Biyoreaktörde tamamen aerobik şartlar sağlandığından biyokütlenin sudaki mevcut fosforu büyük oranda kullandığı sonucuna ulaşılmıştır. Tek reaktörde hem nitrifikasyon hem de denitrifikasyon işlemlerini gerçekleştirebilmek için farklı zaman aralıklarda havalandırma yapılmıştır.

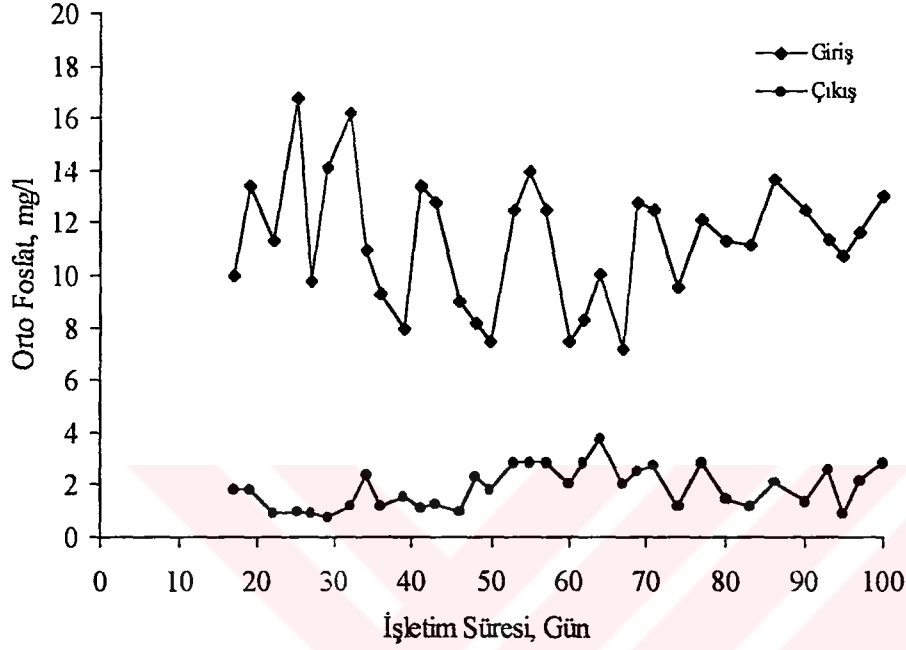


Şekil 5.5. Farklı Çamur Yaşlarında İşletme Süresi Boyunca Toplam Fosforun (TP) Değişimi.

İşletmenin 17- 46.günlerinde havalandırma 30 dakika aralıklarla yapılmıştır. Havalandırmanın açık olduğu durumlarda aerobik şartlar sağlanmış, havalandırmanın kesildiği zamanlarda ise anoksik şartlar sağlanmaya çalışılmıştır. Zaman aralıkları 30 dakika olduğundan anoksik şartların sağlanması istenen seviyede gerçekleşmemiştir. Bu süreçte, çıkış suyundaki toplam fosfor konsantrasyonu 0.98-2.40 mg/l arasında değişmiştir. İşletmenin 47-64.günlerinde anoksik şartların tam sağlanarak denitrifikasyonun istenen düzeyde gerçekleşmesi için 60 dakika havalandırma yapıldıktan sonra 120 dakika havalandırma yapılmamıştır. Bu süreçte, çıkış suyunun toplam fosfor içeriği hızlı bir şekilde arttığı ve 3.65-6.74 mg/l arasında değiştiği tespit edilmiştir. İşletme süresinin 65-75.günlerinde, sistemde havalandırma 60 dakika açık ve 90 dakika kapalı olacak şekilde ayarlanmıştır. Bu durumda, sistemdeki toplam fosfor giderimi düzelmeye başlamış ve çıkış suyundaki toplam fosfor konsantrasyonu 1.96-3.78 mg/l arasında değişmiştir. İşletme süresinin 76-100. günlerinde, sistemde havalandırma 60 dakika açık 75 dakika kapalı olacak şekilde ayarlanmıştır. Bu süreçte, çıkış suyunda toplam fosfor konsantrasyonu 2.06-4.02 mg/l arasında değişmiştir. Havalandırmanın aralıklarla yapıldığı dönemlerde çıkış suyunda toplam fosforun yüksek çıkmasının nedeni, aerobik şartlarda mikroorganizmanın ortamdaki fosforu bünyesine aldıktan sonra anoksik şartların oluşması ile fosforun tekrar serbest halde ortama verildiği düşünülmektedir.

5.3. Ortofosfat

Şekil 5.6, giriş ve çıkış sularındaki ortofosfat değişimlerini göstermektedir. Giriş ve çıkış suyu ortofosfat konsantrasyonundaki değişimlerin de toplam fosfor değişimlerine benzerlik gösterdiği belirlenmiştir.



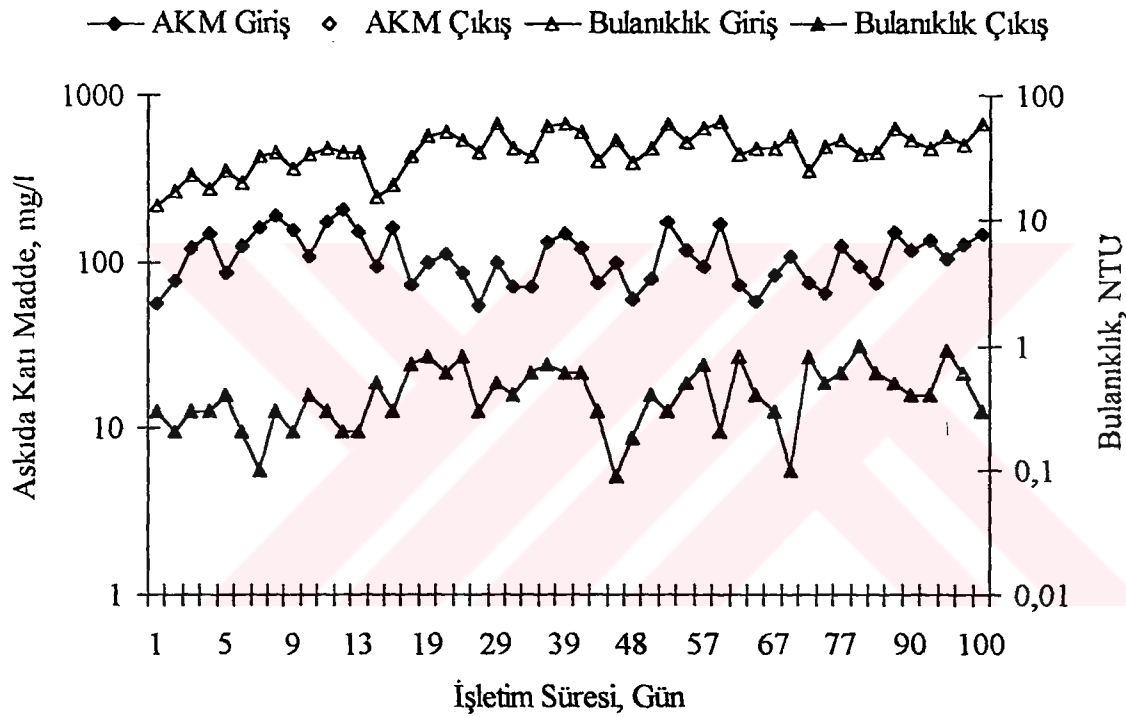
Şekil 5.6. İşletme Süresi Boyunca Orto-Fosfatın (O-PO₄) Değişimi.

İşletmenin 17-46.günlerinde 30 dakika aralıklarla yapılan havalandırma sürecinde, giriş suyu ortofosfat konsantrasyonu 8-16.8 mg/l arasında değişirken çıkış suyunda bu değerler 0.75-2.41 mg/l arasında değişmiştir. Havalandırmanın 60 dakika açık 120 dakika kapalı olduğu 47-64. arasındaki işletme günlerinde, giriş suyunun ortofosfat konsantrasyonu 7.5-14.0 mg/l arasında değişirken, çıkış suyunun ortofosfat 1.8-3.8 mg/l arasında değiştiği belirlenmiştir. Havalandırmanın 60 dakika açık ve 90 dakika kapalı olduğu 65-75. işletme günlerinde, giriş suyundaki ortofosfat konsantrasyonu 7.2-12.8 mg/l arasında değişirken, çıkış suyundaki ortofosfat konsantrasyonu 1.2-2.7 mg/l arasında değiştiği belirlenmiştir. İşletmenin 76-100. günlerinde sistemdeki havalandırma 60 dakika açık ve 75 dakika kapalı olduğunda, giriş suyundaki ortofosfat konsantrasyonu 10.8-13.7 mg/l arasında iken, çıkış suyundaki ortofosfat konsantrasyonu 0.9-2.9 mg/l arasında değişmiştir. Havalandırmanın

aralıklarla yapıldığı dönemlerde çıkış suyunda ortofosfatın yüksek çıkmasının nedeni, toplam fosforda olduğu gibi, aerobik şartlarda mikroorganizmanın ortamdaki fosforu bünyesine aldıktan sonra anoksik şartların oluşması ile fosforu tekrar serbest halde ortama vermesiyle açıklanabilir.

5. 4. Askıda Katı Madde ve Bulanıklık

Şekil 5.7, işletme süresi boyunca giriş ve çıkış sularındaki askıdaki katı madde ve bulanıklık değişimlerini göstermektedir.



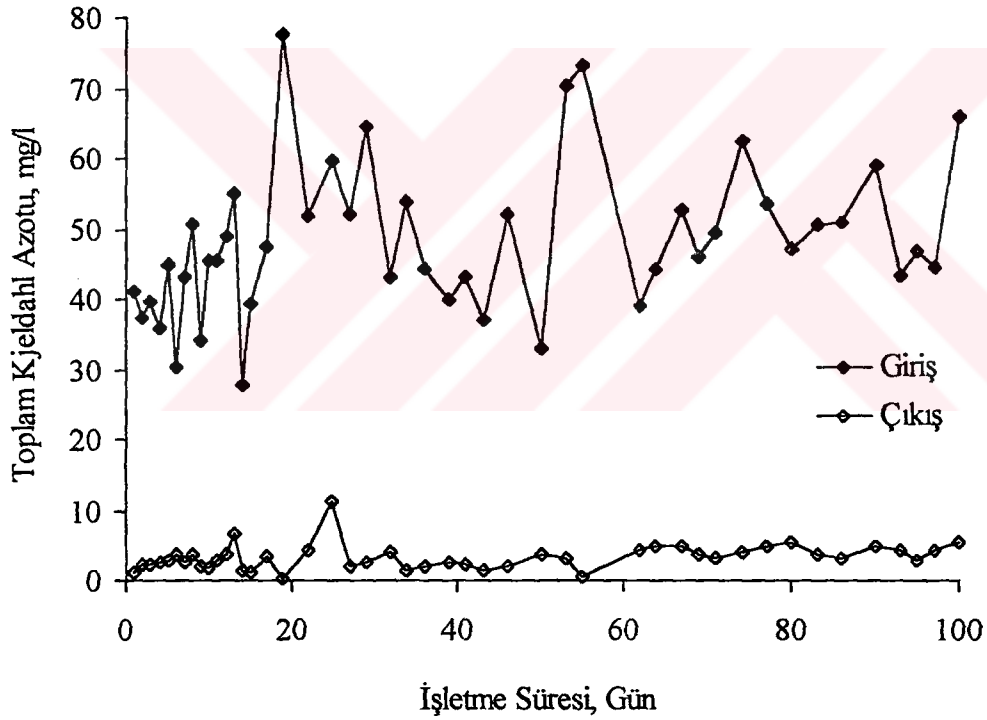
Şekil 5.7. İşletme Süresi Boyunca Giriş ve Çıkış Sularındaki Askıda Katı Madde ve Bulanıklık Değişimi.

Sistemde kullanılan membran ultrafiltrasyon modülü olup 0.03 μm gözenek çapına sahip olduğundan, katı/sıvı ayrımı maksimum seviyede gerçekleşmiştir. Şekil 5.7'de de görüldüğü gibi, çıkış suyundaki askıda katı madde konsantrasyonu giriş suyundaki askıda katı madde konsantrasyonundan bağımsız bir şekilde belirlenemeyecek seviyede çıkmıştır. Yani, % 100 AKM giderimi sağlanarak çıkış suyunda askıda katı maddeye rastlanılmamıştır.

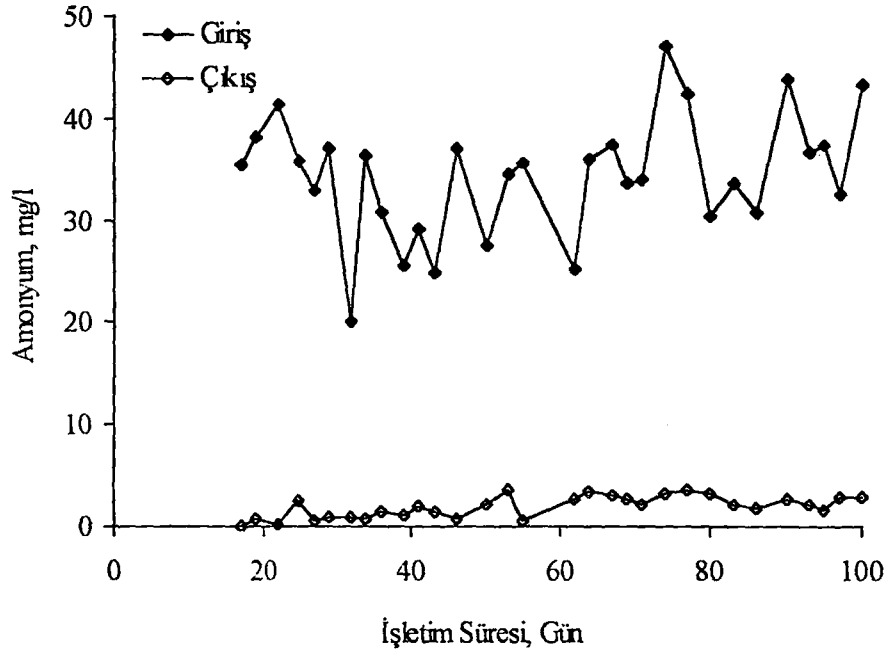
Sistemi bulanıklık giderimine göre değerlendirirsek, çıkış suyundaki bulanıklık değerinin giriş suyundaki bulanıklık değerinden bağımsız olduğu ve 1 NTU'nun altına düştüğü görülmüştür. Sistemin bulanıklık giderim verimi % 97-99.8 arasında değişim göstermiştir. Bunun nedeni, gözenek çapı 0.03 μm olan UF membran modülünün kullanılmış olmasıdır.

5.5 Azotlu Bileşikler

İşletme süresi boyunca sistem giriş ve çıkışındaki atıksu ve süzöntü numunelerinde Toplam Kjeldahl Azotunun (TKN), amonyum (NH_4^+) ve nitratın (NO_3^-) değişimleri sırasıyla Şekil 5.8, Şekil 5.9 ve Şekil 5.10'da görülmektedir.



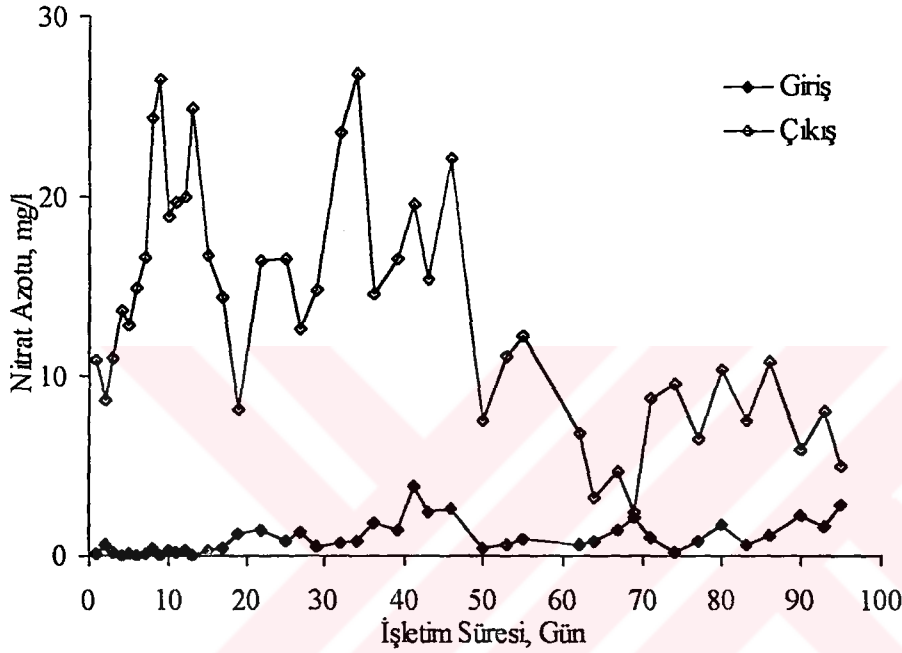
Şekil 5.8. İşletme Süresi Boyunca Giriş ve Çıkış Sularındaki Toplam Kjeldahl Azotunun Değişimi.



Şekil 5.9. İşletme Süresi Boyunca Giriş ve Çıkış Amonyum Azotunun Değişimi.

Giriş suyundaki TKN ve NH_4^+ konsantrasyonları sırasıyla 27.9-73.36 mg/l ve 20.1-47.1 mg/l arasında bir değişim gösterirken, çıkış suyunda bu değerler sırasıyla 0.672-11.424 mg/l ve 0.05-3.44 mg/l arasında değişim göstermiştir. Çalışmanın 25. işletme gününde çıkış suyundaki TKN konsantrasyonu 11.424 mg/l olarak ölçülmüş ve giderim verimi % 80.8'e kadar düşmüştür. Fakat TKN giderimi genellikle % 87.8-99.1 arasında gerçekleşmiştir. Havalandırmanın sürekli yapıldığı 1-15. İşletme günlerinde TKN giderimi % 87.8-97.1 arasında gerçekleşmiştir. İşletmenin 17-46. günlerinde 30 dakika aralıklarla yapılan havalandırma sürecinde, giriş suyu TKN ve NH_4^+ konsantrasyonu sırasıyla 36.96-64.68 mg/l ve 20.1-41.4 mg/l arasında değişirken çıkış suyunda bu değerler sırasıyla 0.05-2.44 mg/l arasında değişmiştir. Bu süreçte nitrifikasyon işlemi % 93.2-99.9 arasında gerçekleşmiştir. Havalandırmanın 60 dakika açık 120 dakika kapalı olduğu 47-64. işletme günlerinde, giriş suyunun TKN ve NH_4^+ konsantrasyonları sırasıyla 33.04-73.36 mg/l ve 25.3-36.1 mg/l arasında değişirken, çıkış suyundaki değerler sırasıyla 0.672-5.04 mg/l arasında değişmiştir. Bu süreçte, nitrifikasyon işlemi % 89.5-99.8 arasında gerçekleşmiştir. Havalandırmanın 60 dakika açık ve 90 dakika kapalı olduğu 65-75. işletme günlerinde, giriş suyundaki TKN ve NH_4^+ konsantrasyonları sırasıyla 46.20-62.72 mg/l ve 33.7-47.1 mg/l arasında değişirken, çıkış suyundaki bu değerler sırasıyla 3.25-4.93 mg/l ve 2.18-3.27 mg/l

arasında değişmiştir. Bu süreçte, nitrifikasyon işlemi % 91.9-93.6 arasında gerçekleşmiştir. Sistemdeki havalandırmanın 60 dakika açık ve 75 dakika kapalı olduğu 76-100. işletme günlerinde, giriş suundaki TKN ve NH_4^+ konsantrasyonları sırasıyla 43.4-66.08 mg/l ve 30.4-43.9 mg/l arasında değişirken, çıkış suyu TKN ve NH_4^+ konsantrasyonları sırasıyla 2.91-5.6 mg/l ve 1.6-3.5 mg/l arasında değişmiştir. Bu süreçte, nitrifikasyon işlemi % 89.4-95.7 arasında gerçekleşmiştir.



Şekil 5.10. İşletme Süresi Boyunca Giriş ve Çıkış Sularındaki Nitrat Değişimi.

Havalandırma kapasitesine bağlı olarak sistemde nitrifikasyon işlemi başarılı bir şekilde gerçekleştirilmiştir. Amonyumun nitrata dönüşümü, başarılı bir düzeyde sağlandığından çıkış suyu nitrat konsantrasyonları oldukça yüksek çıkmıştır (Şekil 5.10). Örneğin sürekli havalandırmanın yapıldığı 1-15. işletme günlerinde giriş suyu konsantrasyonu 0.01-0.60 mg/l arasında değişirken, çıkış suyunda bu değer 8.66-26.55 mg/l arasında değişmiştir. Bu nedenle aynı sistemde nitrifikasyon/denitrifikasyon işlemini gerçekleştirebilmek amacıyla sistem farklı zaman aralıklarında havalandırılarak hem aerobik şartlar hem de anoksik şartlar sağlanmaya çalışılmıştır.

İşletmenin 17-46. günlerinde 30 dakika aralıklarla yapılan havalandırma sürecinde, giriş suyu nitrat konsantrasyonu 0.4-3.9 mg/l arasında değişirken çıkış suyunda bu değerler 8.2-26.8 mg/l arasında değişmiştir. Havalandırmanın 60 dakika

açık 120 dakika kapalı olduğu 47-64. arasındaki işletme günlerinde, giriş suyunun nitrat konsantrasyonu 0.3-1.3 mg/l arasında değişirken, çıkış suyundaki nitrat 3.3-12.2 mg/l arasında değişmiştir. Havalandırmanın 60 dakika açık ve 90 dakika kapalı olduğu 65-75. işletme günlerinde, giriş suyundaki nitrat konsantrasyonu 0.2-2.1 mg/l arasında değişirken, çıkış suyundaki değer 2.4-9.6 mg/l arasında değişmiştir. Sistemdeki havalandırmanın 60 dakika açık ve 75 dakika kapalı olduğu 76-100. işletme günlerinde, giriş suyundaki nitrat konsantrasyonu 0.6-2.9 mg/l arasında değişirken, çıkış suyu nitrat konsantrasyonu 5.0-17.1 mg/l arasında değişmiştir.

Elde edilen bulgulardan da anlaşılmaktadır ki, havalandırmanın sürekli olduğu durumlarda nitrifikasyon olayı oldukça iyi düzeyde gerçekleşmiştir. Biyoreaktörde aralıklı havalandırma yapıldığında, denitrifikasyon olayı da gerçekleşmiş ve çıkış suyu nitrat konsantrasyonu 2.4 mg/l'ye kadar düşmüştür. Fakat görülen en büyük dezavantaj, nitrifikasyon/denitrifikasyon işlemlerinin tek ve sürekli tam karışimli reaktörde yapılması durumunda fosfor giderimi düşmektedir.

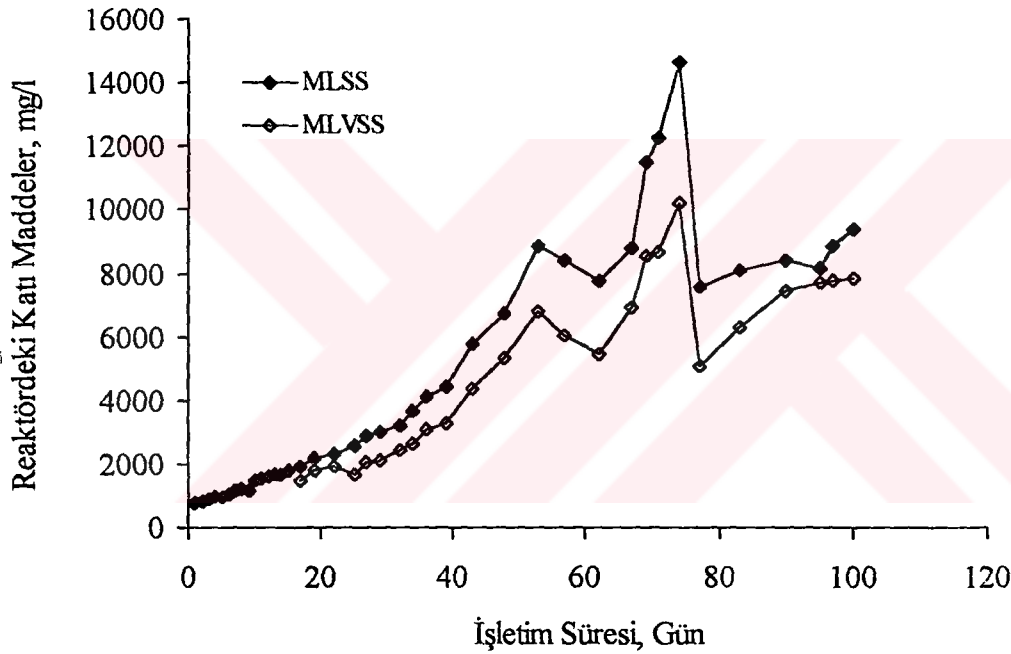
5.6. Mikrobiyal Değişim

Çalışmanın 1. ve 4. günleri dışında çıkış suyunda toplam koliform sayısına rastlanmamıştır. Sözü edilen günlerde toplam koliform'a rastlanmasının nedeni, membran hücrelerine membran yerleştirildiğinde yeterli izolasyonun yapılamamış olmasıydı. Çıkış sularında toplam koliform bakterisine rastlanmaması, bu sistemlerden elde edilen çıkış sularının herhangi bir dezenfeksiyon işlemini gerektirmemesi sistemi bu yönüyle de avantajlı kılmaktadır. Engelhardt ve diğ. (1998), 0.1 µm gözenek çapına sahip mikrofiltrasyon membranlarıyla yapmış olduğu çalışmada da herhangi bir fekal bakteriye rastlanmamıştır.

5.7. Reaktördeki Biyokütle

Biyoreaktör, çalışmaya alınmadan önce Elazığ Evsel Atıksu Arıtma Tesisinden getirilen aktif çamur ile aşılanmıştır. Çalışmanın ilk gününde, biyoreaktördeki biyokütle konsantrasyonu 755 mg MLSS/l iken işletmenin 15.gününde biyokütle konsantrasyonu

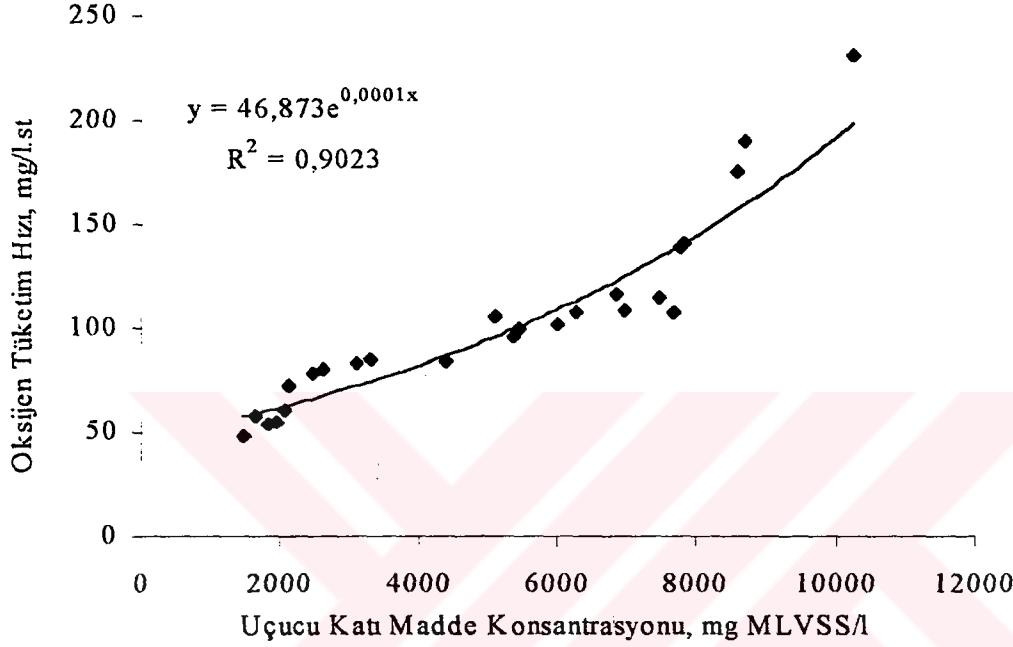
1770 mg MLSS/l düzeyine ulaşmıştır. Bu sürede reaktördeki çözünmüş oksijen konsantrasyonu 1.90-5.13 mg/l aralığında değişmiştir. Ayrıca, biyoreaktör bu süreçte düşük organik yük ile beslenmiştir. 17-100 günlük işletme periyodunda ise reaktördeki askıda katı madde (MLSS) ve uçucu askıda katı madde (MLVSS) ölçülmeye başlanmıştır. Biyolojik proseslerde canlı biyokütle konsantrasyonu için temel indikatör olarak uçucu askıda katı madde (MLVSS) kullanılmaktadır. MLVSS'in içerdiği ölü kütle biyolojik arıtıma katkıda bulunmadığından, arıtım verimliliğinin doğru bir göstergesi olmayabilir. Bu nedenle MLVSS'ye ek olarak oksijen tüketim hızı da tayin edilmiştir. Şekil 5.11'de, biyoreaktördeki askıda katı madde (MLSS) ve uçucu askıda katı madde (MLVSS) konsantrasyonlarının değişimi gösterilmiştir.



Şekil 5.11. Biyoreaktördeki Askıda Katı Madde ve Uçucu Askıda Katı Madde Değişimi.

Ölçümler sonucunda, reaktördeki MLVSS/MLSS oranı ortalama 0.76 seviyesinde gözlenmiştir. Reaktördeki biyokütle konsantrasyonunu artırmak amacıyla zaman zaman aşılama yapılmıştır. En büyük ölçekteki aşılama, işletmenin 69. gününde yapılmıştır. Fakat membran modülünün oldukça hızlı kirlenmesinden dolayı, 75. günde fazla çamur tahliye edilerek uçucu askıda katı madde (MLVSS) 5100 mg/l'e düşürülmüştür. Çalışmanın 75-100 günlük periyodunda MLVSS, 5100'den 7815 mg/l'ye kadar yükselmiştir.

Şekil 5.12’de, biyoreaktörde uçucu askıda katı madde ile oksijen tüketim hızının değişimi gösterilmiştir. Özellikle uçucu askıda katı madde ölü mikroorganizma içerebileceğinden dolayı oksijen tüketim hızının gözlenmesi gereklidir. Bu amaçla, canlı biyokütle hakkında daha iyi bir fikir edinmek için oksijen tüketim hızı uçucu katı maddenin paralelinde ölçülmüştür.



Şekil 5.12. Reaktörde Uçucu Askıda Katı Madde ile Oksijen Tüketim Hızının Değişimi

Şekil 5.12’de de görüldüğü gibi, oksijen tüketim hızı ile uçucu askıda katı madde arasındaki ilişki eksponansiyeldir. Denklem,

$$OTH = 46.873 \cdot e^{0.0001 \cdot MLVSS} \quad (5.1)$$

şeklinde elde edilmiştir. Korelasyon katsayısı (r), 0.95 olarak belirlenmiştir. Fakat oksijen tüketim hızı ile giriş suyunun organik yükü arasında herhangi bir ilişki bulunamamıştır. Fakat, Chandra ve diğ., (1987), oksijen tüketim hızının giriş suyunun organik yükü ve mikrobiyal büyüme hızı ile direkt olarak değiştiğini ifade etmişlerdir. Atıksudaki organik yükün artışı, mikroorganizmanın metabolik aktivitesini arttırarak daha yüksek oksijen tüketim hızına sebep olmakta ve yüksek parçalanabilir organik konsantrasyonundan dolayı da bakteriyel büyüme hızı artmaktadır. Ayrıca, Chandra ve

diğ., (1987) mikroorganizma sayısında aniden bir artış gerçekleşmediğinden dolayı, birim organizma başına tüketilen oksijen hızı olarak tanımlanan spesifik oksijen tüketim hızının da arttığını ve bu yüzden, MLSS konsantrasyonu sabit kaldığı takdirde, havalandırma havuzundaki oksijen tüketim hızındaki değişimler giriş suyundaki KOİ'lerdeki değişimlerle direkt olarak alakalı olduğunu belirtmişlerdir. Ayrıca, Kalinske (1971), OTH'nın reaktördeki çözünmüş oksijen konsantrasyonu ile etkilenmediğini belirtmiştir.

Şekil 5.13, işletme süresi boyunca reaktördeki uçucu askıda katı madde ve spesifik oksijen tüketim hızı değişimini göstermektedir. Spesifik oksijen tüketim hızı, birim zamanda birim ağırlıktaki biyokütlenin tükettiği oksijen miktarı olup özellikle canlı biyokütle aktivitesini belirlemede bu parametre oldukça önem kazanmaktadır. Yüksek çamur yaşlarında ve MLVSS konsantrasyonlarında çalışılan membran biyoreaktörlerde spesifik oksijen tüketim hızı, canlı biyokütle hakkında oldukça aydınlatıcı bir parametredir. Şekil 5.13'de görüldüğü gibi, biyoreaktörün işletmeye alındığı 17. günde MLVSS konsantrasyonu 1455 mg/l düzeyinde spesifik oksijen tüketim hızı (SOTH) 32.91 mg/g.st iken, biyoreaktördeki MLVSS konsantrasyonundaki artışa bağlı olarak spesifik oksijen tüketim hızı azalmaya başlamıştır. İşletme süresinin 67.gününde reaktördeki MLVSS konsantrasyonu 6970 mg/l seviyesine ulaşırken spesifik oksijen tüketim hızı 15.55 mg/g.st'e kadar düşmüştür. Bu durum reaktördeki biyokütle canlılığının yaklaşık olarak % 50 oranında azaldığı anlamına gelmektedir. Reaktördeki inert madde yükünün artmasına bağlı olarak canlı aktivitede meydana gelen bu azalma, yüksek çamur yaşlarında yaşlı biyokütlenin aktivitelerindeki azalmayı temsil etmektedir. İşletmenin 67.gününde yapılan aşılama ile MLVSS konsantrasyonu 69.günde 8575 mg/l'e ulaşırken, sisteme giren genç biyokütle sayesinde spesifik oksijen tüketim hızı 20.49 mg/g.st'e kadar yükselmiştir. Membranın aşırı kirlenmesini önlemek için 75.günün sonunda reaktörden çamur tahliyesi yapılmış ve 83.günde 6270 mg/l MLVSS konsantrasyonunda spesifik oksijen tüketim hızı 17.17 mg/g.st olarak hesaplanmıştır. Çalışmanın 100. Gününde biyoreaktördeki MLVSS konsantrasyonu 7815 mg/l iken spesifik oksijen tüketim hızı 18.01 mg/g.st olarak bulunmuştur. Bu durum, biyokütle konsantrasyonu olarak yalnızca MLVSS'nin kullanılmasının hatalara yol açacağını göstermektedir.



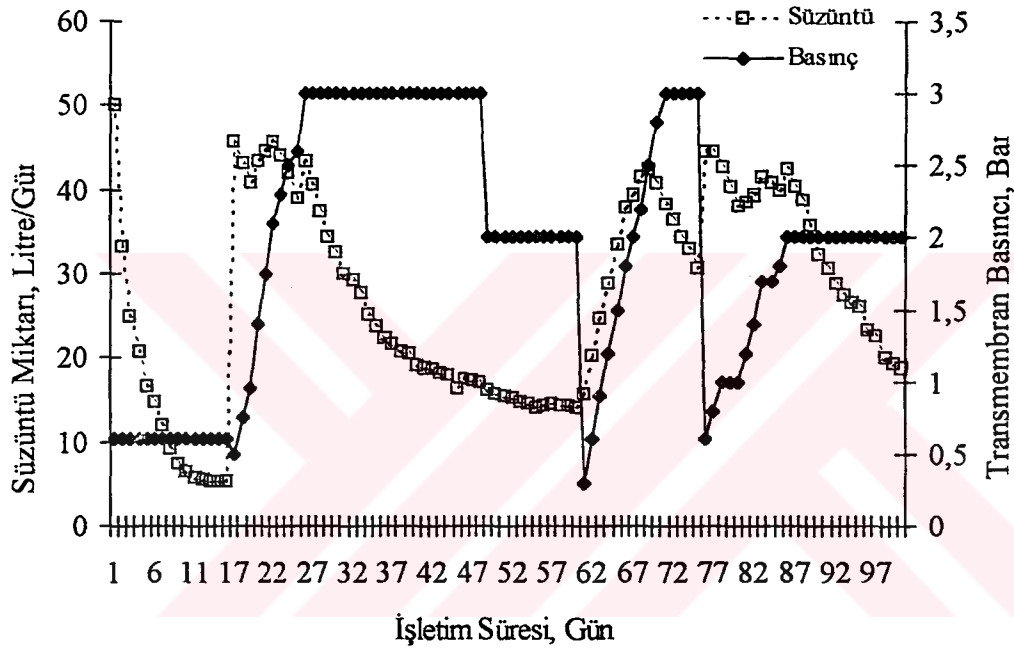
Şekil 5.13. Reaktördeki Uçucu Katı Madde ve Spesifik Oksijen Tüketim Hızının Değişimi.

5.8. Süzüntü Miktarı

Deneysel çalışmanın 1-15 arasındaki günlerde ultrafiltrasyon membran modülüne vakum şeklinde uygulanan transmembran basıncı 0.6 bar'da sabit tutulmuş ve süzüntü miktarındaki değişimler günlük olarak kaydedilmiştir. Süzüntü miktarının 1.günün sonunda, yaklaşık olarak 50 litre iken 15.günün sonunda süzüntü miktarının membran yüzeyinde oluşan keke bağlı olarak 5.3 litreye kadar düştüğü tespit edilmiştir. 16.günde biyoreaktörden çıkarılan membran modülü ters taraftan hava ve su verilerek temizlenmiştir. Şekil 5.14, işletme süresi boyunca transmembran basıncının ve süzüntü miktarının değişimini göstermektedir.

Çalışmanın 17-26 arasındaki günlerde transmembran basıncı 0.5-3 bar arasında artırılmış, 26-48.günlerde 3 bar'da maksimum transmembran basıncında sabit tutulmuş ve 48-60.günlerde de 2 bar'a indirilerek sabit tutulmuştur. 17.günde süzüntü miktarı 0.5 bar'da 45.8 litre iken, 18.günde 0.75 bar transmembran basıncında süzüntü miktarı 43.1 litre olarak kaydedilmiştir. 22.günde transmembran basıncı 2.10 bar'a kadar yükseltildiğinde, membran yüzeyinde oluşan keke rağmen süzüntü miktarı 45.8 litre olarak kaydedilmiştir. 25.günde 2.6 bar'lık transmembran basıncında süzüntü miktarı

39.1 litreye düşerken 26.günde uygulanan 3 bar'lık transmembran basıncında bu değer 43.4'e yükselmiştir. 48.günün sonunda ise 3 bar'lık transmembran basıncında süzüntü miktarı 17 litreye kadar düşmüştür. 49.günde membran temizlenmeksizin transmembran basıncı 2 bar'a düşürülmüş ve süzüntü miktarı 16.1 litre olarak kaydedilmiştir. 60.gün sonunda 2 bar'lık transmembran basıncında süzüntü miktarı ancak 14.1 litreye kadar düşmüştür. Görüldüğü gibi, temiz membran biyoreaktöre daldırıldığında, ilk günlerde oluşan keke bağlı olarak süzüntü miktarı hızla düşmekte fakat belli bir zaman sonunda süzüntü miktarındaki değişim, transmembran basıncını düşürmemize rağmen oldukça az seviyede kalmaktadır.



Şekil 5.14. İşletme süresince Süzüntü Miktarı ve Transmembran Basıncındaki Değişim

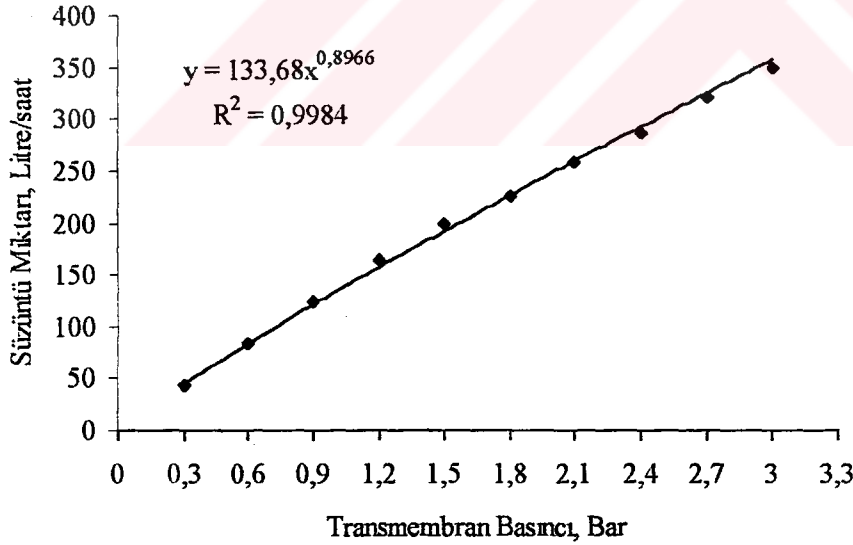
Çalışmanın 60.gününün sonunda membran üzerindeki kek sıyrıldıktan sonra ters yönden su ile kısmen temizlenmiş ve biyoreaktöre tekrar yerleştirilmiştir. 61-75 gün periyodunda, transmembran basıncı 0.3-3 bar arasında tutulmuştur. 61.günün sonunda, süzüntü miktarı 15.8 litre/gün olarak kaydedilmiştir. 62.günde transmembran basıncı 0.6 bar'a yükseltildiğinde süzüntü miktarı günde 20.4 litreye kadar yükselmiştir. 69.günde transmembran basıncı 2.5 bar'a çıkarıldığında süzüntü miktarı 42.5 litreye kadar yükselmiştir. 68. günün sonunda biyoreaktör aktif çamurla aşıl原因arak MLSS miktarı 8800-9000 mg/l seviyelerinden 11500 mg/l seviyesine yükseltilmiştir. 74.günde 14650 mg/l seviyesine kadar yükseltileen MLSS konsantrasyonunda membran kirlenmesi hızla

artmış ve 75.günde süzöntü miktarı 3 bar'lık transmembran basıncında günde 30.6 litreye kadar düşmüştür. Bu nedenle, fazla çamur sistemden tahliye edilerek yaklaşık olarak 7500 mg/l seviyesine düşürülmüştür. Ayrıca, membran 5 dakikalık geri yıkamayla kısmen temizlenmiştir.

Çalışmanın 75-100 gün periyodunda, reaktördeki süspansiyon halindeki madde 7500-9400 mg/l arasında tutulmuştur. 75-86 gün periyodunda transmembran basıncı 0.6-2 bar arasında sürekli olarak yükseltilmiş ve süzöntü miktarı günde 38-44.5 litre arasında tutulmuştur. Daha sonra, çalışmanın sonuna kadar transmembran basıncı 2 bar'da sabit tutulmuştur. Bu süreçte, günlük süzöntü miktarı 40.3 litreden 19 litreye kadar düşmüştür.

5.9. Sistemin Hidrolik Karakteristikleri

Şekil 5.15, saf suyla yapılan 10 farklı transmembran basıncı ve temiz membrandan geçen süzöntü miktarı arasındaki ilişkiyi göstermektedir.



Şekil 5.15. Saf Suyla Yapılan Deneylerde Transmembran Basıncı ile Süzöntü Miktarının Değişimi.

Saf su ve temiz membranda yapılan deneysel çalışmalarda, süzöntü miktarı ile transmembran basıncı arasındaki ilişkiyi belirlemek amacıyla elde edilen verilere lineer korelasyon ve üs korelasyon türleri uygulanmıştır. Transmembran basıncı x, süzöntü miktarı y ekseninde işaretlendiğinde lineer korelasyonla,

$$y = 111.78x + 21.467 \quad (5.2)$$

denklemini elde edilmiştir. Bu çalışmanın deneysel verilerine göre lineer korelasyon katsayısı (R^2) 0.9954 olarak bulunmuştur. Denklem 5.2'de görülen 21.467'lik kayma elimine edildiğinde denklem,

$$y = 122.88x \quad (5.3)$$

şekline dönüşürken, R^2 0.9848'ya düşmüştür. Aynı verilere üs tipi korelasyon uygulandığında, R^2 1'e oldukça yakın bir değer olarak 0.9984 bulunmuştur. Üslü korelasyonla

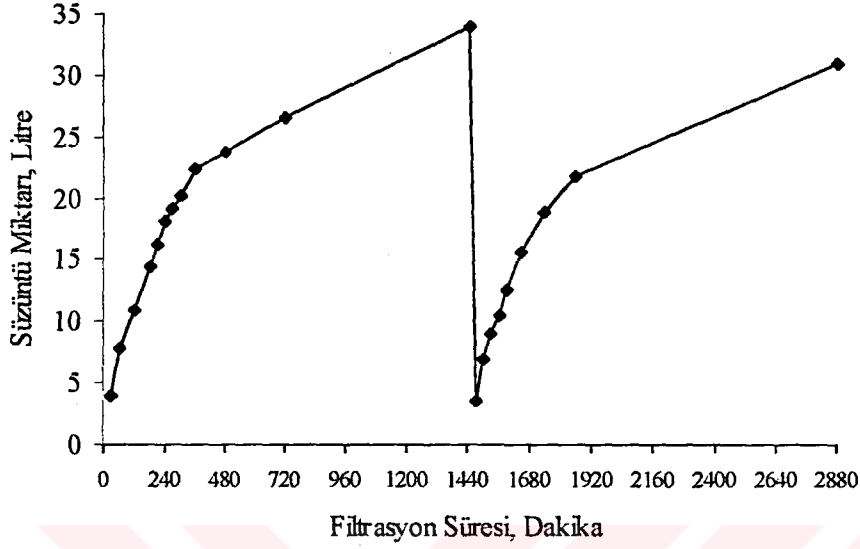
$$y = 133.68 \cdot x^{0.8966} \quad (5.4)$$

denklemini elde edilmiştir.

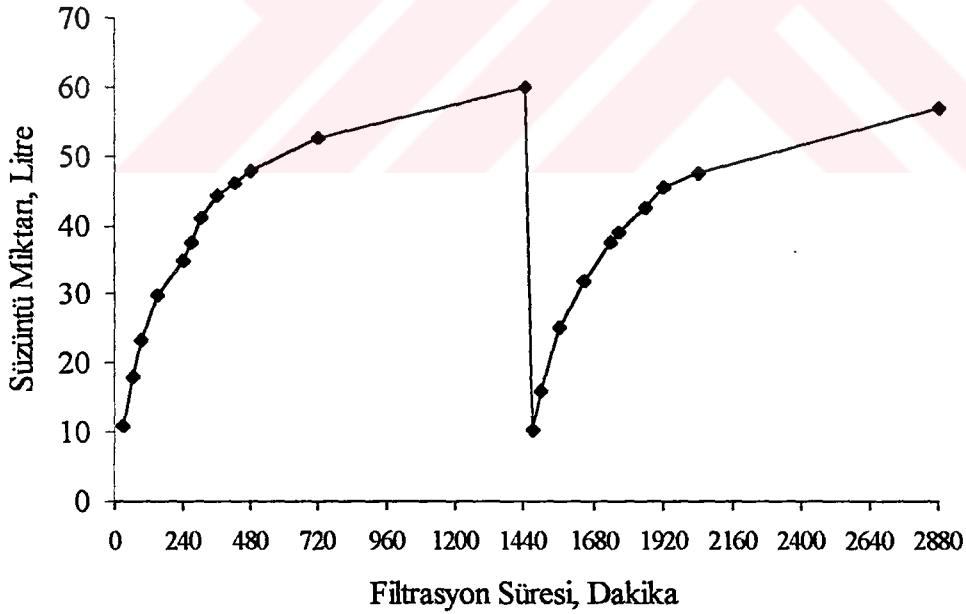
Ayrıca, deneysel çalışmanın bu aşamasında beş tane farklı transmembran basıncı altında ve küçük zaman aralıklarında 7000-7500 mg/l arasında askıda katı madde ihtiva eden aktif çamur ile deneyler yapılarak membrandan geçen süzüntü hacmi belirlenmiştir.

Şekil 5.16, 5.17, 5.18, 5.19, 5.20 sırasıyla transmembran basıncı 0.3 bar, 0.9 bar, 1.5 bar, 2.1 bar ve 3.0 bar olan sistemde filtrasyon süresi ile toplama kabında biriken süzüntü hacmi değişimini göstermektedir. Membran 1 günlük filtrasyona tabi tutulduktan sonra temizlenmiş ve tekrar aynı işlemlere tabi tutulmuştur. Bu durumda, çok küçük miktarda da olsa membrandan geçen süzüntü hacminde bir düşüş gözlenmiştir. Örneğin, Şekil 5.16'da görüldüğü gibi, transmembran basıncı 0.3 bar iken, ilk altı saatlik işletme periyodunda toplama kabında biriken süzüntü hacmi lineer ve hızlı artarken, daha sonraki işletme periyodunda (6-24 saat) başlangıca nazaran süzüntü hacminde bir azalan hızda bir artma gözlenmiştir. Daha açık bir ifadeyle belirtmek gerekirse, işletme periyodunun $\frac{1}{4}$ 'lük zaman diliminde elde edilen süzüntü hacmi işletme periyodunun sonunda elde edilen süzüntü hacminin yaklaşık olarak % 66'ı

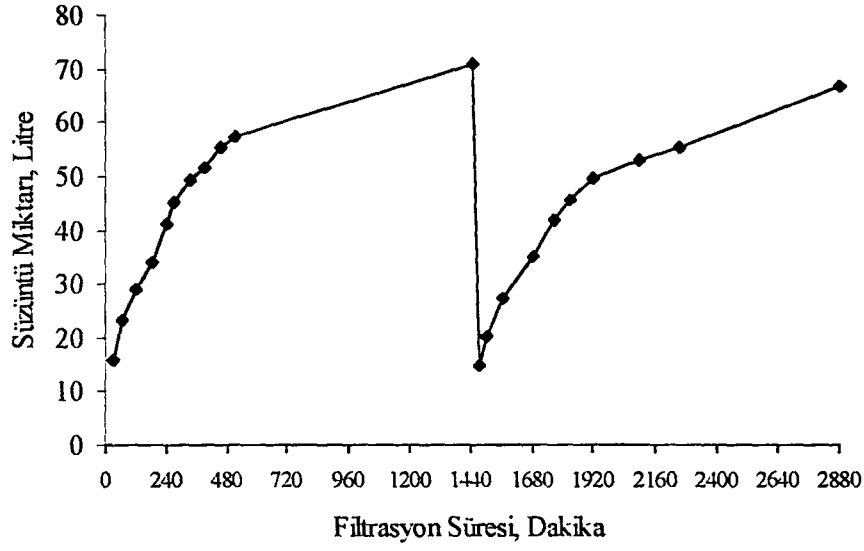
olarak belirlenmiştir. Şekillerden de görüldüğü gibi, bütün deneylerde buna benzer sonuçlar elde edilmiştir. Bunun nedeni, membran yüzeyinde oluşan kekten dolayı sıvı geçişine karşı artan toplam dirençtir.



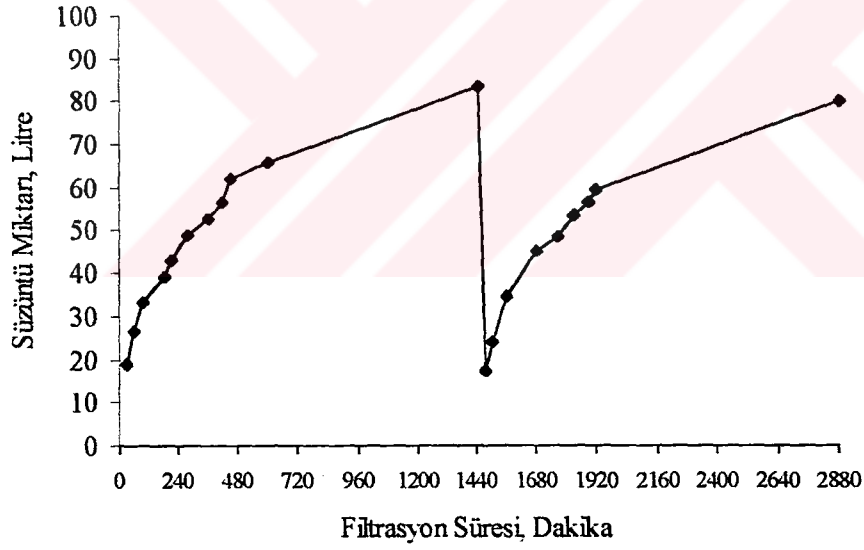
Şekil 5.16. Transmembran Basıncı 0.3 Bar olan sistemde Filtrasyon Süresi İle Süzüntü Hacminin Değişimi.



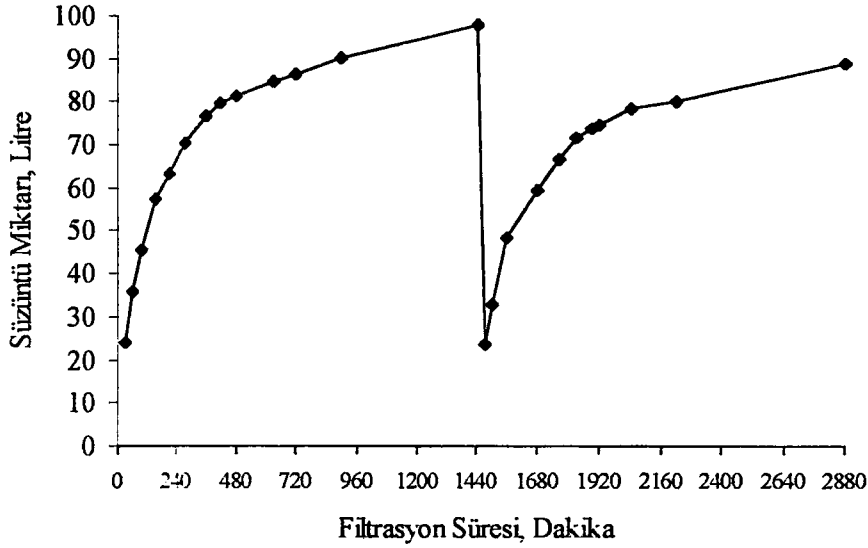
Şekil 5.17. Transmembran Basıncı 0.9 Bar olan sistemde Filtrasyon Süresi İle Süzüntü Hacminin Değişimi.



Şekil 5.18. Transmembran Basıncı 1.5 Bar olan sistemde Filtrasyon Süresi İle Süzüntü Hacminin Değişimi.



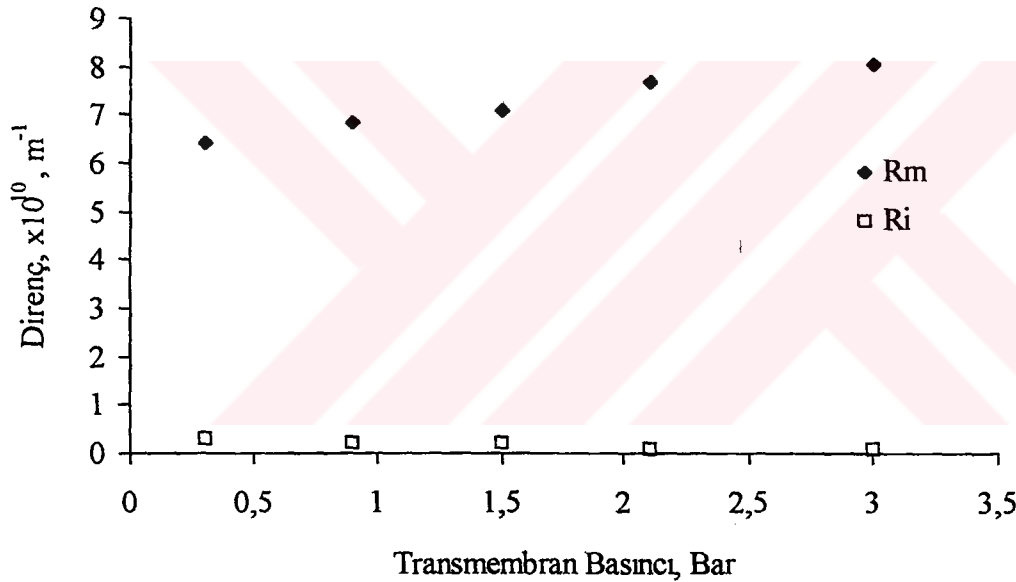
Şekil 5.19. Transmembran Basıncı 2.1 Bar olan sistemde Filtrasyon Süresi İle Süzüntü Hacminin Değişimi.



Şekil 5.20. Transmembran Basıncı 3.0 Bar olan sistemde Filtrasyon Süresi İle Süzüntü Hacminin Değişimi.

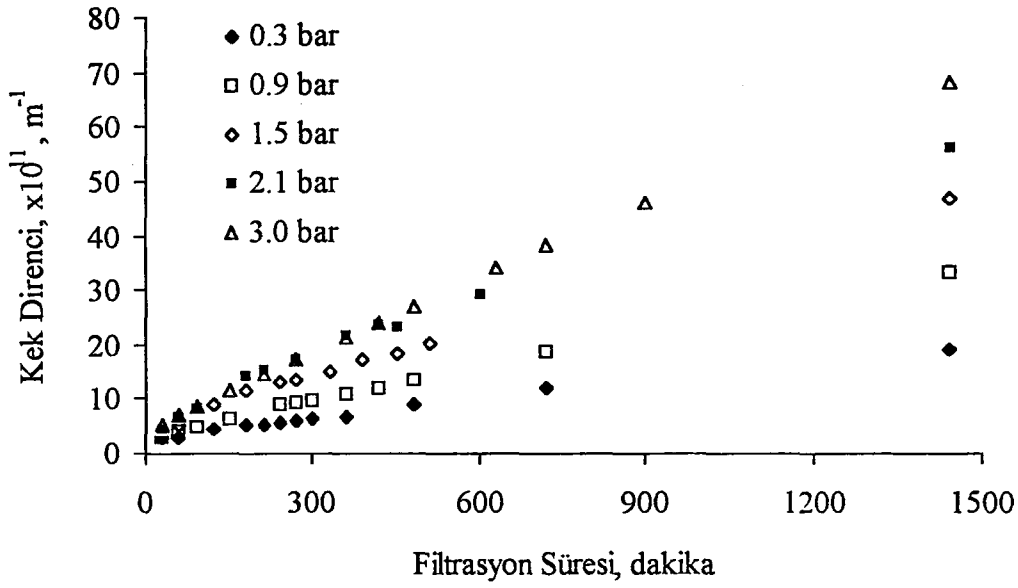
Membran direncini (R_m) ve membran temizlendikten sonra giderilemeyen direnci (R_i) belirlemek için saf su ile farklı transmembran basınçlarında çeşitli deneyler yürütülmüştür. Hesaplamalar, Denklem 2.1 kullanılarak yapılmıştır. Deney şartları 1 saat uygulanmış ve elde edilen süzöntü hacminden membran direnci (R_m) hesaplanmıştır. Aktif çamur ile yapılan deneylerden sonra membran, saf su/hava/seyreltik sülfürik asit (% 1) ile temizlenmiş ve tekrar 1 saatlik saf su ile yapılan süzöntü deneyleri sonucunda membran direnci (R_m) ve giderilemeyen direnç (R_i)'nin toplamı elde edilmiştir. Elde edilen sonuçtan R_m değeri çıkartılarak R_i bulunmuştur. Atıksu ile yapılan deneylerde herhangi bir zamandaki süzöntü hacmi belirlenerek toplam direnç (R_t) hesaplanmıştır. R_i 'nin değişmediği kabul edilerek kek direnci (R_c) hesaplanmıştır. Bütün hesaplamalar geliştirilen bir bilgisayar programı (Fortran 77) yardımıyla yapılmıştır (EK-3).

Şekil 5.21, farklı transmembran basınçlarında membran direncinin ve membran temizlendikten sonra giderilemeyen kalıcı kirlilikten kaynaklanan direnç değişimini göstermektedir. Görüldüğü gibi, giderilemeyen direnç membran direncinden oldukça düşüktür. Ayrıca giderilemeyen direnç sabit seviyede kalmıştır. Fakat basınç artışına bağlı olarak membran direncindeki artış oldukça ilgi çekicidir. Zira literatürde, membran direncinin basınçla değişmeyeceği ve membran direncinin membran yapısıyla ilgili olduğu belirtilmektedir. Bu çalışmada, membran direncinin transmembran basıncındaki artışa bağlı olarak artması şu nedene bağlanabilir. Çalışmada kullanılan membran modülü plaka tipli olduğundan, yüksek transmembran basıncı altında membrana dik kesitte vakum uygulanmakta ve bu durumda membranda bir sıkışma olmaktadır. Transmembran basıncının artışıyla sıkışma arttığından membranın direnci de artmış gibi görünmektedir.



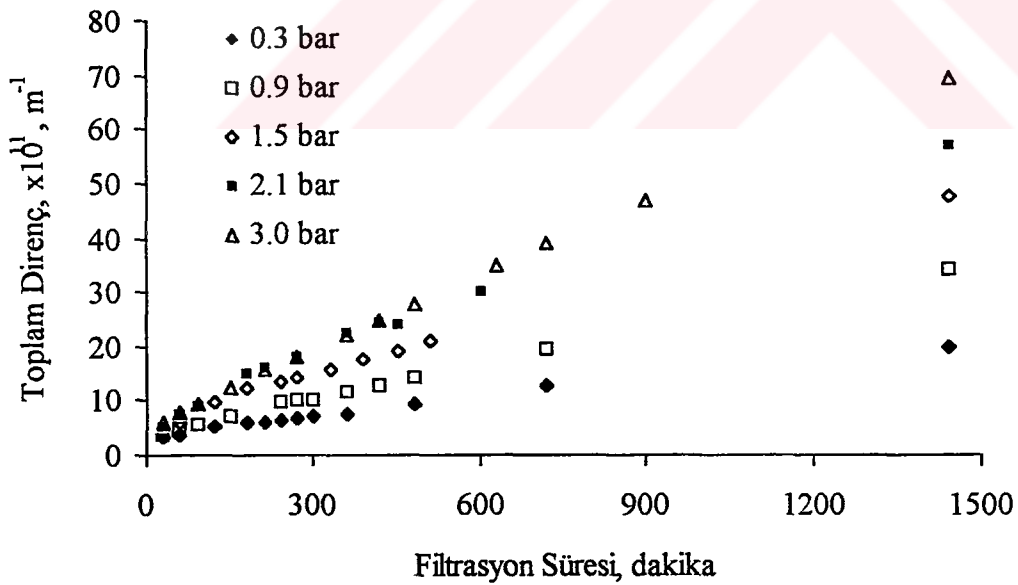
Şekil 5.21 Farklı Basınçlarda Membran Direnci (R_m) ve Giderilemeyen Direnç (R_i).

Şekil 5.22, farklı zaman aralıklarında transmembran basıncı ile kek direncinin değişimini vermektedir. Uygulanan basınç artışına bağlı olarak kek direnci de artmıştır. Transmembran basınç artışıyla biyoreaktördeki karışıma uygulanan vakum arttığından, katı/sıvı ayrımı gerçekleşirken membran yüzeyinde oluşan kekin sağlamlığı da artmaktadır. Membran altına yerleştirilen hava difüzörleri ile yeterli kesme kuvveti sağlanamadığından kek direncinde bir artış görüldüğü düşünülmektedir.



Şekil 5.22. Farklı İşletme Süresinde Transmembran Basıncı ile Kek Direncinin Değişimi.

Şekil 5.23, farklı zaman aralıklarında transmembran basıncı ile toplam direnç değişimini göstermektedir. Toplam direncin basınçtaki artışa bağlı olarak artması, membran direnci ve kek direncinin basınçtaki artışla artmasından dolayıdır.



Şekil 5.23. Farklı İşletme Süresinde Transmembran Basıncı ile Toplam Direnç Değişimi.

5.10. Reolojik Özellikler

Atıksu sistemlerinde üretilen çamurun karakteristikleri; atıksu içeriği ile atıksu arıtma sistemlerinin tasarımı ve işletmedeki farklılıklardan dolayı büyük ölçüde değişiklik göstermektedir. Tasarım ve işletme için kullanılan özgül ağırlık, katı madde konsantrasyonu, partikül boyutu ve akım özellikleri gibi fiziksel ve biyokimyasal karakteristikleri ölçmek oldukça önemlidir.

Batık membran biyoreaktöründen farklı zamanlarda alınan çamur numunelerinde incelenen reolojik özellikler Tablo 5.1’de verilmiştir. Dönel viskozimetreden elde edilen sonuçlar (EK-2), bu çalışmada geliştirilen ve EK-4’de verilen bilgisayar programıyla Newtonian, Bingham ve Ostwald de Vaele modellerine göre değerlendirilmiştir. Çalışmanın 27, 34, 43, 53, 62, 71 ve 95.günlerinde çamur numuneleri alınmıştır. Alınan çamur numunelerinin katı madde içeriği de belirlenmiştir. Deneysel çalışmalar 15, 20, 25 ve 30°C olmak üzere dört farklı sıcaklıklarda yapılmıştır. Çalışmada kullanılan rotorun dört farklı sıcaklıktaki faktör değerini hesaplamak amacıyla 20, 25 ve 30 °C’deki viskoziteleri ve yoğunluğu bilinen % 60’lık gliserin kullanılmıştır. % 60’lık gliserinin 15°C’deki viskozitesi normal viskozimetre ile 0.1268 g/cm.s olarak bulunmuştur. EK-2’de örnek olarak 25°C için yapılan hesaplamalar neticesinde, 15°C’de rotor faktörü $1.474525 \cdot 10^6$, 20°C’de rotor faktörü $1.489048 \cdot 10^6$, 25°C’de rotor faktörü $1.632888 \cdot 10^6$ ve 30°C’de rotor faktörü $1.670621 \cdot 10^6$ olarak hesaplanmıştır.

Tablo 5.1’de görüldüğü gibi, yapılan reolojik çalışmalar sonucunda, akış özelliklerini en iyi temsil eden modelin Ostwald de Vaele olduğu görülmektedir.

Katı madde içeriğinin 2870 mg/l olan 27.günde dört farklı sıcaklıkta Newtonian ve Bingham modellerinde korelasyon katsayısı (r) 0.9736-0.9931 arasında değişirken, Ostwald de Vaele modelinde korelasyon katsayısı (r) 1’e oldukça yakın çıkmıştır.

Katı madde içeriğinin 8860 mg/l olan 53.günde dört farklı sıcaklıkta Newtonian ve Bingham modellerinde korelasyon katsayısı (r) 0.9483-0.9753 arasında değişirken, Ostwald de Vaele modelinde korelasyon katsayısı (r) 1’e oldukça yakın olup 0.9915-0.9984 arasında değişmiştir.

Tablo 5.1. Reaktördeki Çamurun Reolojik Özellikleri.

Örnek No	Katı Madde İçeriği, mg/l	Sıcaklık (°C)	Newtonian Model		Bingham Modeli		Ostwald De Vaele Modeli			
			μ_N (g/cm.s)	r	μ_B (g/cm.s)	τ_0 (g/cm.s ²)	r	n	m	r
27.Gün	2870	15	0.0711	0.9736	0.0711	0.5479	0.9736	0.4849	0.4382	0.9963
		20	0.0505	0.9812	0.0505	0.4918	0.9812	0.4181	0.4072	0.9977
		25	0.0467	0.9849	0.0467	0.3583	0.9849	0.4716	0.2960	0.9976
		30	0.0360	0.9931	0.0360	0.3186	0.9931	0.4147	0.2783	0.9949
34. Gün	3690	15	0.0882	0.9914	0.0882	0.5402	0.9914	0.4891	0.4857	0.9909
		20	0.0714	0.9884	0.0715	0.4335	0.9884	0.4603	0.4178	0.9722
		25	0.0623	0.9916	0.0623	0.3576	0.9916	0.4878	0.3350	0.9854
		30	0.0555	0.9874	0.0555	0.3789	0.9874	0.4770	0.3292	0.9910
43. Gün	5765	15	0.1451	0.9741	0.1451	1.2835	0.9741	0.4586	1.0156	0.9967
		20	0.1438	0.9799	0.1438	1.0208	0.9799	0.5049	0.8157	0.9974
		25	0.1083	0.9874	0.1083	0.7305	0.9874	0.4954	0.6134	0.9975
		30	0.0972	0.9767	0.0972	0.6877	0.9767	0.5067	0.5481	0.9957
53.Gün	8860	15	0.2837	0.9753	0.2837	2.7786	0.9753	0.4240	2.2644	0.9979
		20	0.2571	0.9749	0.2571	2.4802	0.9749	0.4246	2.0321	0.9984
		25	0.2023	0.9693	0.2023	2.0352	0.9693	0.4195	1.6540	0.9965
		30	0.1611	0.9483	0.1611	1.9139	0.9483	0.3963	1.5233	0.9915
62.Gün	7775	15	0.1414	0.9861	0.1414	1.5113	0.9861	0.3836	1.2967	0.9980
		20	0.1401	0.9838	0.1401	1.3597	0.9838	0.4076	1.1548	0.9968
		25	0.1080	0.9661	0.1080	1.2885	0.9661	0.3780	1.0675	0.9970
		30	0.0972	0.9596	0.0972	1.1878	0.9596	0.3734	0.9843	0.9936
71.Gün	12285	15	0.2819	0.9392	0.2819	3.8521	0.9392	0.3692	3.0809	0.9799
		20	0.1805	0.8901	0.1805	3.6861	0.8901	0.2930	3.0620	0.9650
		25	0.1589	0.9032	0.1589	2.9753	0.9032	0.3089	2.4459	0.9696
		30	0.1586	0.8836	0.1586	2.3651	0.8836	0.3796	1.7845	0.9621
95.Gün	8170	15	0.1903	0.9737	0.1903	2.3579	0.9737	0.3638	1.9868	0.9980
		20	0.1884	0.9852	0.1884	2.1591	0.9852	0.3690	1.8581	0.9984
		25	0.1513	0.9553	0.1513	1.7978	0.9553	0.3903	1.4507	0.9915
		30	0.1348	0.9703	0.1348	1.5539	0.9703	0.3876	1.2786	0.9960

Katı madde içeriğinin 12285 mg/l olduğu 71.günde dört farklı sıcaklıkta Newtonian ve Bingham modellerinde korelasyon katsayısı (r) 0.8836-0.9392 arasında değişirken, Ostwald de Vaele modelinde korelasyon katsayısı (r) 0.9621-0.9799 arasında değişmiştir.

Katı madde içeriğinin 8170 mg/l olduğu 95.günde dört farklı sıcaklıkta Newtonian ve Bingham modellerinde korelasyon katsayısı (r) 0.9553-0.9737 arasında değişirken, Ostwald de Vaele modelinde korelasyon katsayısı (r) 0.9915'in üzerinde çıkmıştır.

Yukarıda belirtildiği gibi, biyoreaktörde mevcut çamurun akış özelliklerini Ostwald de Vaele modeli oldukça iyi düzeyde ifade etmektedir. Korelasyon katsayıları

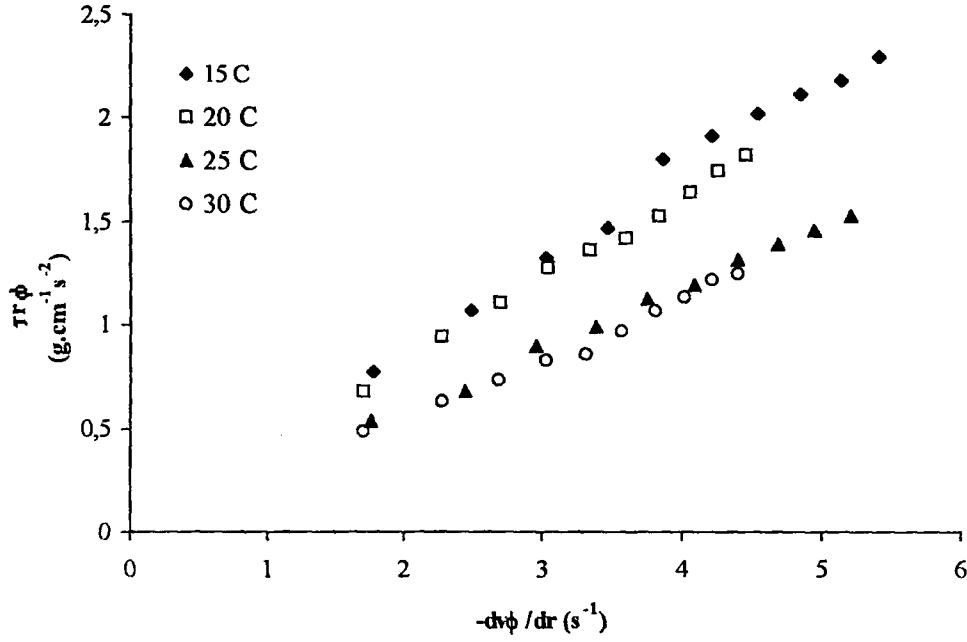
katı madde içeriğinin 12285 mg/l olduğu yüksek konsantrasyonlarda oldukça düşmüştür. Bunun nedeni, deneysel çalışma esnasında katı maddenin yoğunluğundan dolayı numune kabında çökelebilmüş olması olasılığıdır.

Tablo 5.1'den görüldüğü üzere 27.günde akış davranış indeksi (n) değerleri 15°C'de 0.4849 ve akışkanlık sabiti (m) değeri 0.4382 iken, 30°C'de akış davranış indeksi (n) değeri 0.4147 ve akışkanlık sabiti (m) değeri 0.2783 olarak bulunmuştur. 34.günde n değerleri 15°C'de 0.4891 ve m değeri 0.4857 iken, 30°C'de n değeri 0.4770 ve m değeri 0.3292 olarak bulunmuştur. 43.günde n değerleri 15°C'de 0.4586 ve m değeri 1.0156 iken, 30°C'de n değeri 0.5067 ve m değeri 0.5481 olarak bulunmuştur. 53.günde n değerleri 15°C'de 0.4240 ve m değeri 2.2644 iken, 30°C'de n değeri 0.3963 ve m değeri 1.5233 olarak bulunmuştur. 62.günde n değerleri 15°C'de 0.3836 ve m değeri 1.2967 iken, 30°C'de n değeri 0.3734 ve m değeri 0.9843 olarak bulunmuştur. 71.günde n değerleri 15°C'de 0.3692 ve m değeri 3.0809 iken, 30°C'de n değeri 0.3796 ve m değeri 1.7845 olarak bulunmuştur. 95.günde n değerleri 15°C'de 0.3638 ve m değeri 1.9868 iken, 30°C'de n değeri 0.3876 ve m değeri 1.2786 olarak bulunmuştur.

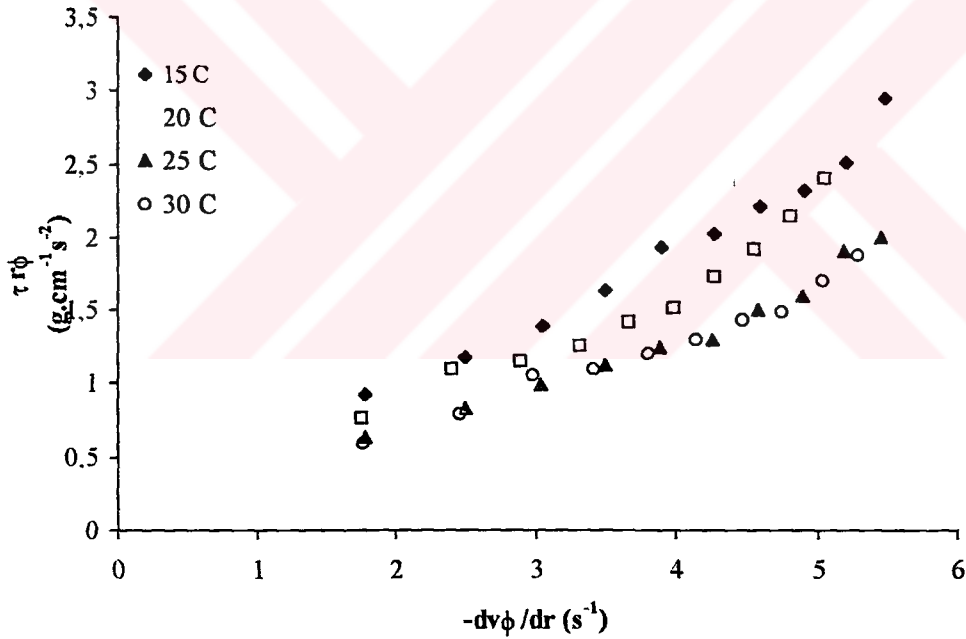
Akış sabitinin (m) değerlerinin yüksek ve akış davranış indeksinin (n) değerlerinin düşük olması, viskozite değerinin yüksek olduğu anlamını ifade ettiğinden yüksek katı madde içeriklerinde ve düşük sıcaklıklarda viskozite değerlerinin yüksek çıktığı aşıkardır.

Şekil 5.24, işletme süresinin 27.gününde reaktördeki çamurun farklı sıcaklıklarda kayma hızına karşılık kayma gerilmesini Ostwald de Vaele modeline göre vermiştir. Sıcaklık artışına bağlı olarak kayma gerilmesi düşmüştür. Sıcaklık arttıkça kayma gerilmeleri birbirine yaklaşmıştır.

Şekil 5.25, işletme süresinin 34.gününde reaktördeki çamurun farklı sıcaklıklarda Ostwald de Vaele modeline göre kayma hızına karşılık kayma gerilmesi görülmektedir. Sıcaklık artışına bağlı olarak kayma gerilmesi düşmüştür. Sıcaklık arttıkça kayma gerilmeleri birbirine yaklaşmıştır.

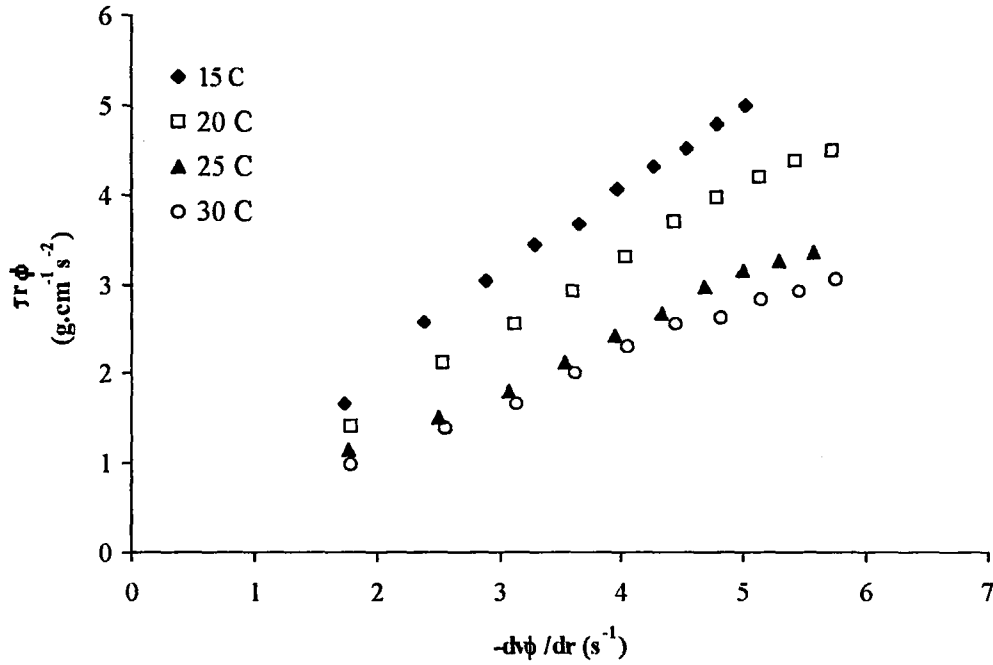


Şekil 5.24. İşletme Süresinin 27.gününde Reaktördeki Çamurun Farklı Sıcaklıklarda Kayma Hızına Karşılık Kayma Gerilmesi



Şekil. 5.25. İşletme Süresinin 34.gününde Reaktördeki Çamurun Farklı Sıcaklıklarda Kayma Hızına Karşılık Kayma Gerilmesi.

Şekil 5.26, işletme süresinin 43.gününde reaktördeki çamurun farklı sıcaklıklarda Ostwald de Vaele modeline göre kayma hızına karşılık kayma gerilmesi görülmektedir. Sıcaklık artışına bağlı olarak kayma gerilmesi düşmüştür. Sıcaklık arttıkça kayma gerilmeleri birbirine yaklaşmıştır.

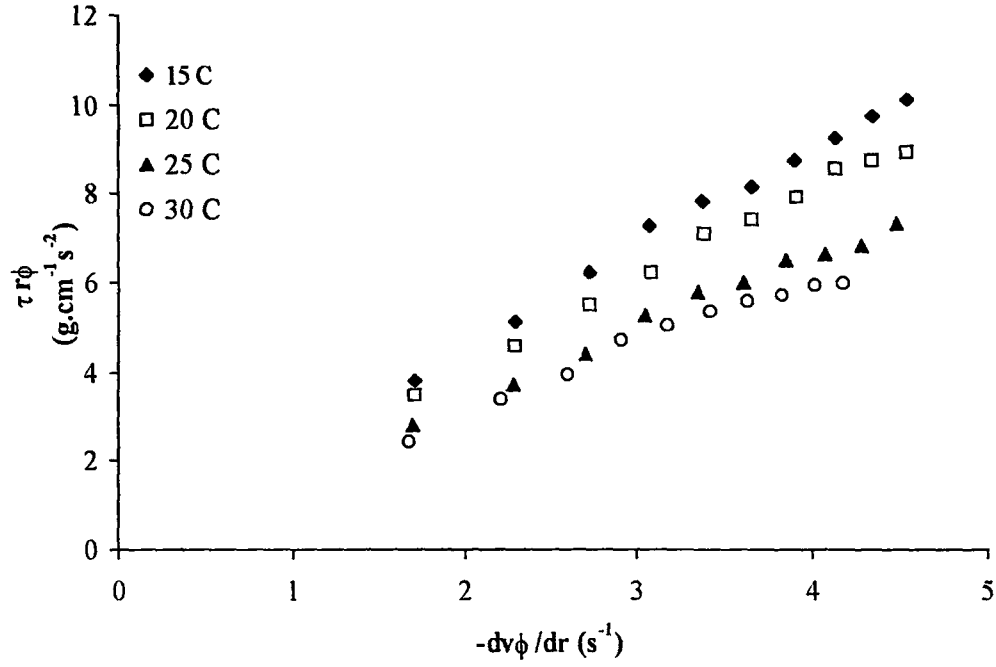


Şekil 5.26. İşletme Süresinin 43.gününde Reaktördeki Çamurun Farklı Sıcaklıklarda Kayma Hızına Karşılık Kayma Gerilmesi

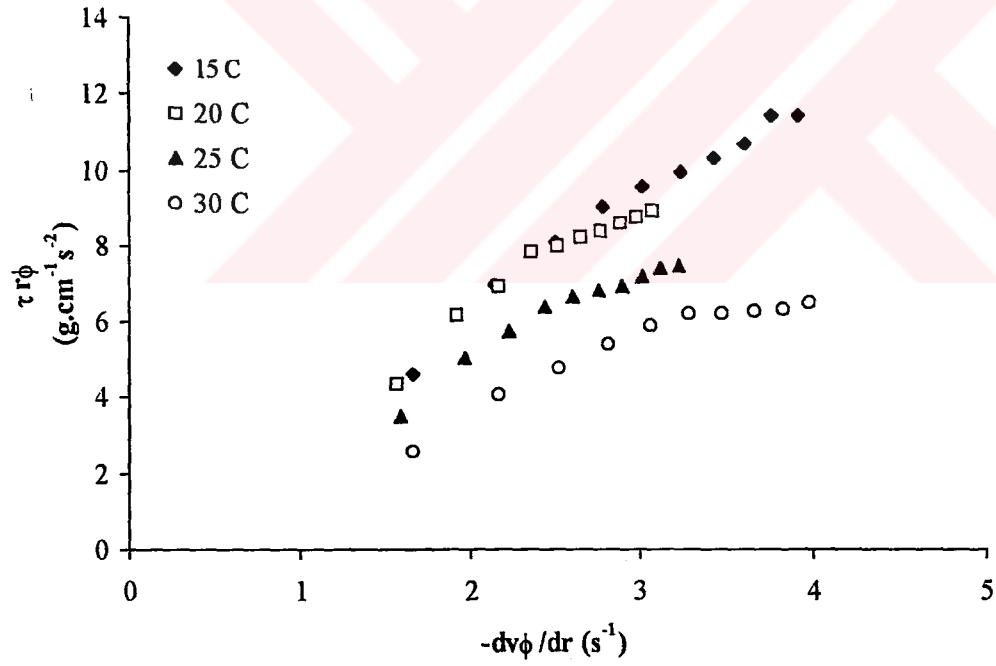
Şekil 5.27, işletme süresinin 53.gününde reaktördeki çamurun farklı sıcaklıklarda Ostwald de Vaele modeline göre kayma hızına karşılık kayma gerilmesi görülmektedir. Sıcaklık artışına bağlı olarak kayma gerilmesi düşmüştür. Sıcaklık arttıkça kayma gerilmeleri birbirine yaklaşmıştır.

Şekil 5.28, işletme süresinin 62.gününde reaktördeki çamurun farklı sıcaklıklarda Ostwald de Vaele modeline göre kayma hızına karşılık kayma gerilmesi görülmektedir. Sıcaklık artışına bağlı olarak kayma gerilmesi düşmüştür. Sıcaklık arttıkça kayma gerilmeleri birbirine yaklaşmıştır.

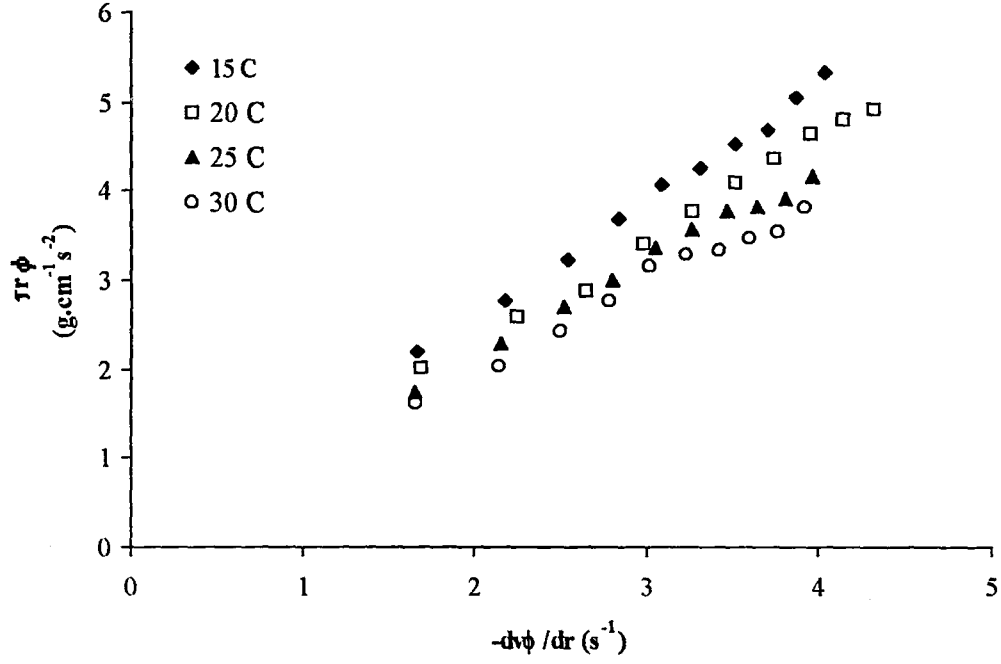
Şekil 5.29, işletme süresinin 71.gününde reaktördeki çamurun farklı sıcaklıklarda Ostwald de Vaele modeline göre kayma hızına karşılık kayma gerilmesi görülmektedir. Sıcaklık artışına bağlı olarak kayma gerilmesi düşmüştür. Sıcaklık arttıkça kayma gerilmeleri birbirine yaklaşmıştır.



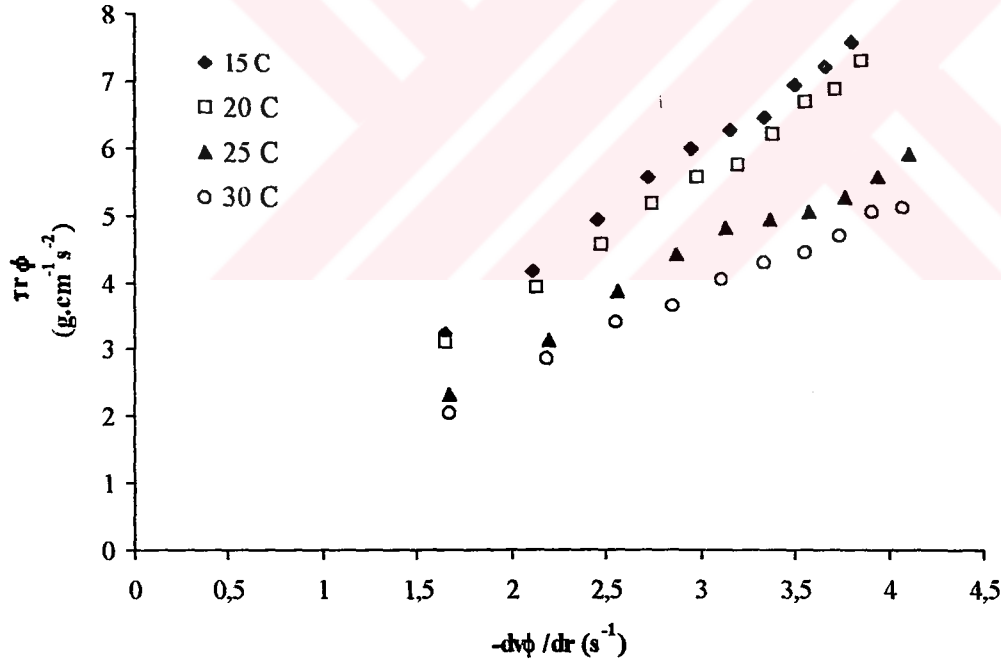
Şekil 5.27. İşletme Süresinin 53.gününde Reaktördeki Çamurun Farklı Sıcaklıklarda Kayma Hızına Karşılık Kayma Gerilmesi.



Şekil 5.28 İşletme Süresinin 62.gününde Reaktördeki Çamurun Farklı Sıcaklıklarda Kayma Hızına Karşılık Kayma Gerilmesi.



Şekil 5.29. İşletme Süresinin 71.gününde Reaktördeki Çamurun Farklı Sıcaklıklarda Kayma Hızına Karşılık Kayma Gerilmesi.

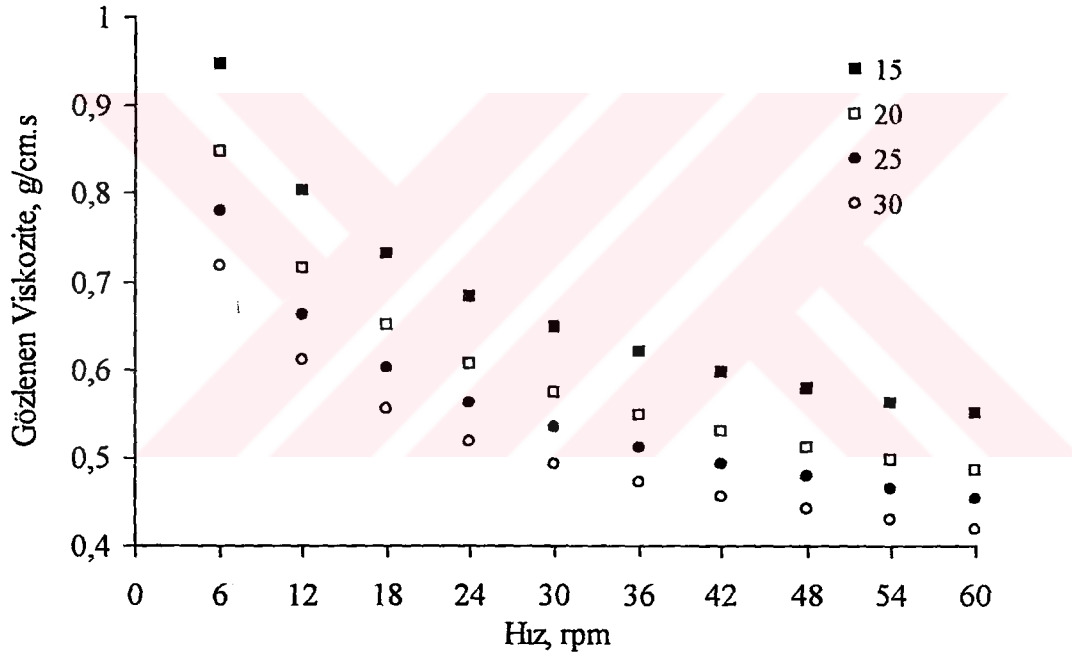


Şekil 5.30. İşletme Süresinin 95.gününde Reaktördeki Çamurun Farklı Sıcaklıklarda Kayma Hızına Karşılık Kayma Gerilmesi

Şekil 5.30, işletme süresinin 95.gününde reaktördeki çamurun farklı sıcaklıklarda Ostwald de Vaele modeline göre kayma hızına karşılık kayma gerilmesi

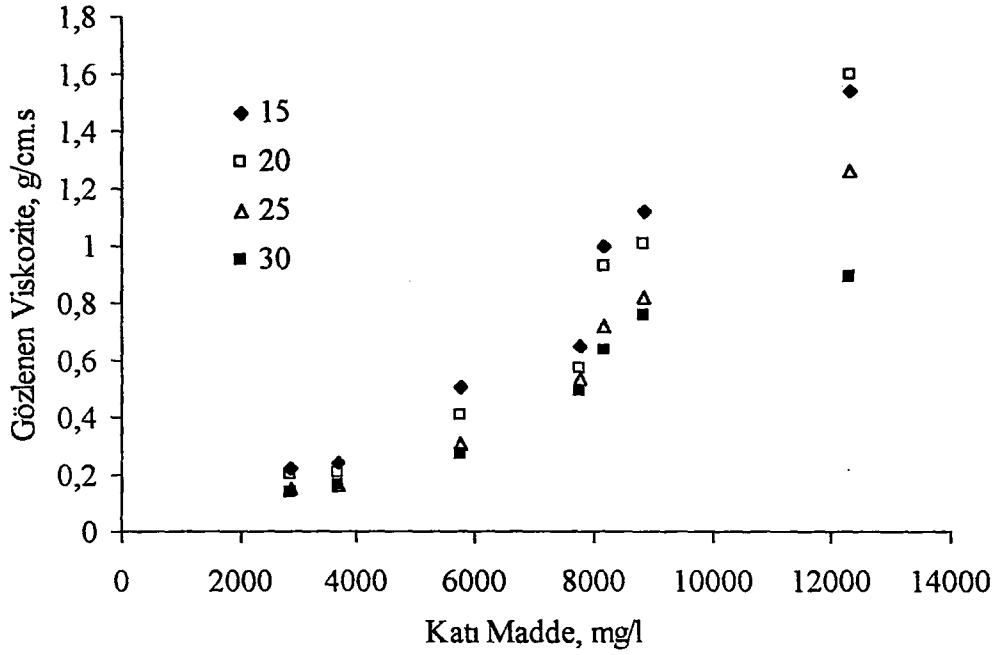
görülmektedir. Sıcaklık artışına bağlı olarak kayma gerilmesi düşmüştür. Sıcaklık arttıkça kayma gerilmeleri birbirine yaklaşmıştır.

Şekil 5.31, işletme süresinin 62.gününde katı madde içeriği 7775 mg/l olan çamurun, farklı sıcaklıklarda viskozimetrenin dönme hızına karşılık gözlenen viskozitelerini göstermektedir. Şekilden de görüldüğü gibi, deneysel çalışmalarda 6 rpm aralıklarında ki on farklı hızda çalışılmış ve hıza bağlı olarak gözlenen viskozitenin logaritmik olarak değiştiği görülmüştür. Ayrıca, sıcaklık artarken gözlenen viskoziteler azalmıştır. Örneğin, 30 rpm’de 15°C’de gözlenen viskozite yaklaşık olarak 0.67 g/cm.s iken 20°C’de 0.58 g/cm.s, 25°C’de 0.55 g/cm.s’e ve 30°C’de 0.5 g/cm.s değerlerine düştüğü tespit edilmiştir.



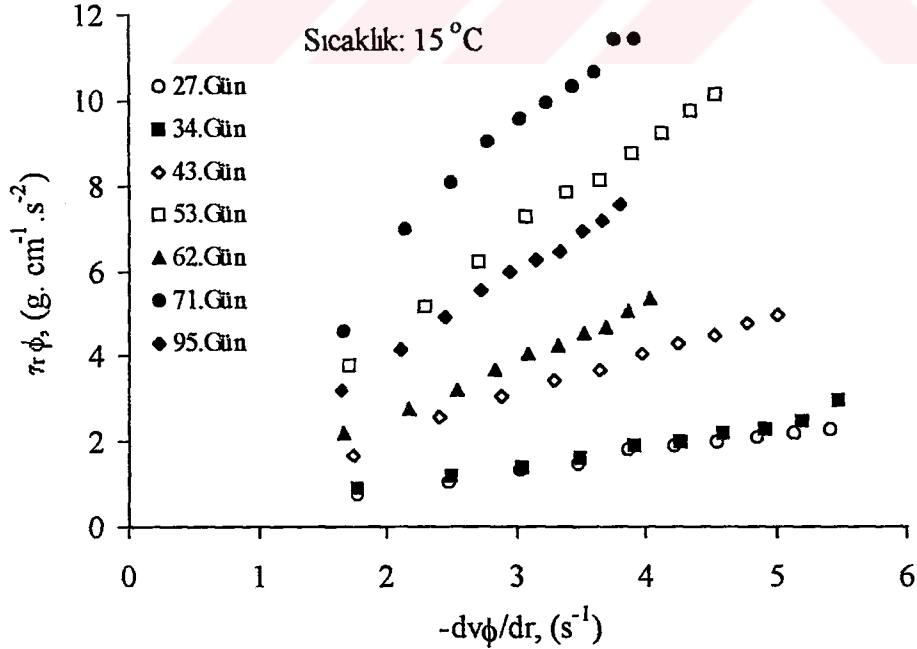
Şekil 5.31. İşletme Süresinin 62.gününde Reaktördeki Çamurun Farklı Sıcaklıklarda Kayma Hızına Karşılık Gözlenen Viskozite.

Şekil 5.32’de, çamurun katı madde içeriğine bağlı olarak dört farklı sıcaklıkta ki gözlenen viskozite değişimi verilmiştir. Numunenin katı madde içeriği artarken gözlenen viskozitelerinin arttığı görülmüştür. Krauth ve Staab (1994), aerobik çamurun süspanse katı konsantrasyonu (MLSS) ve viskozitesi arasında eksponansiyel bir ilişki olduğunu belirtmişlerdir. Ross ve diğ. (1990) ise, anaerobik çamurda viskozite ile alakalı olan kayma gerilmesi (yield stress) ve çamur konsantrasyonu arasında eksponansiyel bir ilişki bulmuşlardır.



Şekil 5.32. İşletme Süresinin 62.gününde Reaktördeki Çamurun Farklı Sıcaklıklarda Kırtı Madde İçeriğine Karşılık Gözlenen Viskozite

Şekil 5.33 de görüldüğü gibi, kayma gerilmesi kırtı madde içeriğinin 12285 mg/l olduğu 71.günde oldukça yüksek, kırtı madde içeriğinin en düşük olduğu 27.günde ise en düşük değerde çıkmıştır. Diğer işletme günlerindeki veriler değerlendirildiğinde, kırtı madde içeriğinin artışına bağlı olarak kayma gerilme değerlerinin arttığı gözlenmiştir.



Şekil 5.33. Farklı İşletme Günlerinde 15 °C Sıcaklıkta Reaktördeki Çamurun Kayma Hızı ile Kayma Gerilmesi

Sistemdeki çamurun reolojik özellikleri çamur yaşından ziyade reaktördeki çamurun miktarıyla oldukça etkilendiği görülmüştür (Şekil 5.33). Örneğin, çamur yaşının 75 gün ve katı içeriğinin 12285 mg/l olduğu 71. gündeki kayma gerilmesi, çamur yaşının 100 gün ve katı madde içeriğinin 8110 mg/l olduğu 95. gündeki kayma gerilmesine nazaran daha yüksek olduğu görülmüştür. Viskozitenin sıcaklık artışına bağlı olarak azaldığı ve katı madde içeriğinin artışına bağlı olarak da arttığı görülmüştür.



6. MATEMATİKSEL İLİŞKİLERİN BELİRLENMESİ

Batık membran aktif çamur sisteminde zamanla membranda oluşan kek kalınlığına bağlı olarak membrandan geçen akı azaldığından pratikte uygulanabilmesi için hidrolik karakteristiklerinin en iyi şekilde belirlenmesi gerekmektedir. Deneysel çalışmalar sonucu elde edilen veriler Fortran 77 bilgisayar programı yardımıyla değerlendirildikten sonra elde edilen toplam direnç, filtrasyon süresi, süzüntü hacmi ve uygulanan transmembran basıncı değerleri matematiksel programda kullanılmıştır. Modelleme için yapılan deneysel çalışmalarda, biyoreaktördeki askıda katı madde 7000-7500 mg/l arasında tutulmuştur. Deneysel çalışmalarla filtrasyon süresine bağlı olarak optimum hidrolik deney şartlarının tümünün birden belirlenmesi oldukça zordur. Bu nedenle membranda zamanla oluşan toplam direncin en iyi şekilde belirlenmesi ve denkleminin bilinmesi gerekir. Hermia (1982) Song ve Elimelech (1995) ve Song (1998) zamana bağlı olarak membrandan geçen akıyı modellemişlerdir. Fakat bu modellerin oldukça karmaşık olması uygulanmasını kısıtlamaktadır.

6.1. Regresyon Analiz ve Regresyon Metotları

Regresyon analiz iki veya daha fazla değişken arasında herhangi bir ilişkinin olup olmadığını, varsa bu ilişkinin derecesinin belirlenmesinde kullanılan metottur. Bir başka deyişle bir y değişkeninin diğer bir x değişkeni ile bağımlılığı inceleme konusu yapılarak bunlar arasındaki ilişkiler karşılıklı olarak incelenir. Matematikte bu ilişkiye fonksiyon adı verilir. Değişkenler bağımsız değişkenler ve bağımlı değişkenler olmak üzere ayrım yapılırlar. Doğrusal regresyonda bağımlı değişkenin bir tek bağımsız değişkene olan regresyonu inceleme konusu yapılırken, çoklu regresyonda birden fazla bağımsız değişkenin tek bir bağımlı değişkene olan etkileri inceleme konusu yapılır.

Regresyon analiz metodu deneysel araştırmayı, matematiksel metotları ve istatistik analizi içine alır. Bir araştırmacı amaç fonksiyonunu belirlemek amacıyla ya bağımsız değişkenler arasındaki ilişkiyi araştırır ya da optimum çözümü elde etmek için bağımsız değişkenlerin katsayılarını tespit etmek ister. Bu nedenle önceden belirlenen modelin katsayıları deneysel verilerin yardımıyla tahmin edilir (Yurtsever, 1984).

Faktöriyel denemeler de çoğu kez değişik ve birbirleri ile ilişkili olmayan koşulların (faktörlerin) belli bir karaktere olan etkileri inceleme konusu yapılmaktadır. Bir başka anlatımla bir faktörün durumu diğer faktör ve faktörlerin değişik seviyelerinde ele alınmakta ve faktörler arasında karşılıklı etkileşim (iteraksiyon) olup olmadığı ortaya çıkarılmaktadır.

Regresyon fonksiyonu, bir tek bağımsız değişken durumunda iki boyutlu koordinat sisteminde bir eğriyi ifade eder. İki bağımsız değişken durumunda sabit regresyon kontürlerini meydana getirir. İki'den fazla bağımsız değişken olması durumunda ise bunlar regresyon yüzeyleri ile temsil edilirler. Çoğu kez birden çok faktörün seviyelerinin ele alındığı faktöriyel denemeler regresyon yüzeylerini hesaplamak amacıyla planlanmış denemeler olarak kabul edilir. Regresyon yüzeylerinin analizi, matematiksel metotlarla geliştirilmiş olan en küçük kareler metodunun kullanılması ile yapılır.

6.1.1. Basit Regresyon

$(x_1, y_1), (x_2, y_2), (x_3, y_3), \dots, (x_n, y_n)$ gibi bir takım ikili gözlemlerden meydana gelen düz bir doğru en küçük kareler yaklaşımının en basit örneğidir. Düz bir doğru için matematiksel ifade aşağıdaki gibi yazılır.

$$Y_i = a_0 + a_1 \cdot x_i + e \quad (6.1)$$

Burada a_0 ve a_1 eğimi temsil eden katsayılarıdır. e ise matematiksel model ve gözlemler arasındaki hatadır. Denklem (6.1) tekrar düzenlenirse;

$$e = Y_i - (a_0 + a_1 \cdot x_i)$$

Böylece hata, önceden lineer denklem yardımıyla elde edilen yaklaşık değer $(a_0 + a_1 \cdot x_i)$ ve Y_i 'nin gerçek değeri arasındaki fark olduğu görülür.

6.1.2. Regresyon Katsayılarının Elde Edilmesi

Deneysel gözlemlerdeki amaç x ve y arasındaki ilişkiyi gösteren en iyi hattı bulmaktır. Bu hattı temsil eden denkleme regresyon denklemi denir. Gözlemlere en iyi uyan hat en küçük kareler metodu yardımıyla bulunması yani a_0 ve a_1 katsayılarının elde edilmesidir. Bu işlem ise hataların (artıkların) karelerinin toplamının minimize edilmesi ile olur. Yani tahmin edilen Y_i değerlerindeki hata değerinin en küçük olmasıdır. Hataların toplamı;

$$\sum_{i=1}^n e_i = \sum_{i=1}^n (Y_i - a_0 - a_1 \cdot x_i) \quad (6.2)$$

şeklinde ifade edilir ve hataların karelerinin toplamı ise;

$$S_e = \sum_{i=1}^n e_i^2 = \sum_{i=1}^n (Y_i - a_0 - a_1 \cdot x_i)^2 \quad (6.3)$$

şeklinde yazılabilir. x ve Y arasındaki ilişkiyi ifade eden a_0 ve a_1 katsayıları, hataların karelerinin toplamının her bir katsayıya göre kısmi türevlerinin alınarak sıfıra eşitlenmesi ile elde edilir. Kısmi Türevleri;

$$\frac{\partial S_e}{\partial a_0} = -2 \sum_{i=1}^n (Y_i - a_0 - a_1 \cdot x_i)$$

$$\frac{\partial S_e}{\partial a_1} = -2 \sum_{i=1}^n (Y_i - a_0 - a_1 \cdot x_i) \cdot x_i$$

şeklinde elde edilir. Bu değerlerin sıfıra eşitlenmesi ile bir minimum S_r değeri elde edilir. Denklemde $\sum_{i=1}^n a_0$ yerine $n \cdot a_0$ yazılırsa iki bilinmeyenli iki lineer denklem takımı elde edilir. ve aşağıdaki gibi yazılır.

$$n.a_0 + \sum_{i=1}^n x_i . a_1 = \sum_{i=1}^n Y_i \quad (6.4)$$

$$\sum_{i=1}^n x_i . a_0 + \sum_{i=1}^n x_i^2 . a_1 = \sum_{i=1}^n x_i . Y_i \quad (6.5)$$

Bu denklemler normal denklemler olarak adlandırılırlar. Denklemler sayısal çözümlendiğinde ise a_1 katsayısı;

$$a_1 = \frac{n \cdot \sum_{i=1}^n x_i \cdot Y_i - \sum_{i=1}^n x_i \cdot \sum_{i=1}^n Y_i}{n \cdot \sum_{i=1}^n x_i^2 - (\sum_{i=1}^n x_i)^2} \quad (6.6)$$

şeklin de elde edilir. Elde edilen a_1 katsayısı Denklem (6.4) yerine konarak a_0 katsayısı elde edilir.

$$a_0 = \bar{Y} - a_1 \cdot \bar{x} \quad (6.7)$$

Denklem (6.7) deki $\bar{Y}$ ve $\bar{x}$ değerleri sırasıyla her bir Y ve x değişkenlerinin aritmetik ortalamalarını ifade eder ve aşağıdaki gibi yazılabilir.

$$\bar{Y} = \frac{\sum_{i=1}^n Y_i}{n} \quad \text{ve} \quad \bar{x} = \frac{\sum_{i=1}^n x_i}{n} \quad (6.8)$$

6.1. 3. Çoklu Regresyon

Regresyon fonksiyonları inceleme konusu yapıldığında gözlem değeri üç yada daha fazla gruplandırmaya tabi tutulacaklarsa bunlar arasındaki ilişki artık eğrilerle temsil edilemezler. Çünkü üç yada daha fazla boyutlu olduklarından regresyon

yüzeyleri söz konusu olur. Örneğin herhangi bir x_1 değişkeninin x_2 değişkeni ile birlikte bir ürüne yada sonuca etkisi varsa bu ilişkiyi bir eğri ile gösterme olanağımız yoktur. Bu ilişki ancak yüzeylerle temsil edilebilirler. x_1 , x_2 ve y arasındaki ilişkiyi grafiksel olarak gösterebilmek için üç karşılıklı dikey eksene ihtiyaç olmaktadır. Bu eksenler arasında meydana gelen noktalar ise yüzeyleri meydana getirirler.

Çoklu regresyonda bir bağımsız değişken ile birden fazla bağımsız değişken inceleme konusu yapılarak cevap fonksiyonu araştırılır. Çoklu regresyon için lineer fonksiyon aşağıdaki gibi yazılabilir.

$$Y = a_0 + a_1 \cdot x_1 + a_2 \cdot x_2 + a_3 \cdot x_3 + a_4 \cdot x_4 + \dots + a_m \cdot x_m \quad (6.9)$$

Basit regresyonda olduğu gibi bilinmeyen katsayılar hataların karelerinin toplamının bilinmeyen her bir katsayıya göre ayrı ayrı kısmi türevleri alınarak sıfıra eşitlenmesiyle elde edilir. Hataları karelerinin toplamı;

$$S_e = \sum_{i=1}^n (Y_i - a_0 - a_1 \cdot x_{1i} - a_2 \cdot x_{2i} - \dots - a_m \cdot x_{mi})^2 \quad (6.10)$$

şeklinde yazılır ve bilinmeyen katsayılarla göre kısmi türevleri alınırsa ;

$$\frac{\partial S_e}{\partial a_0} = -2 \sum (Y_i - a_0 - a_1 \cdot x_{1i} - a_2 \cdot x_{2i} - \dots - a_m \cdot x_{mi})$$

$$\frac{\partial S_e}{\partial a_1} = -2 \sum x_{1i} \cdot (Y_i - a_0 - a_1 \cdot x_{1i} - a_2 \cdot x_{2i} - \dots - a_m \cdot x_{mi})$$

$$\begin{matrix} \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \end{matrix}$$

$$\frac{\partial S_r}{\partial a_m} = -2 \sum x_{mi} \cdot (Y_i - a_0 - a_1 \cdot x_{1i} - a_2 \cdot x_{2i} - \dots - a_m \cdot x_{mi})$$

denklemleri elde edilirler. Denklemlerdeki toplam sembolleri aksini belirtmedikçe 1 den n'e kadar olan toplamlarını ifade eder. Hataların karelerinin toplamının minimize edilmesi yani sıfıra eşitlenmesiyle;

$$n \cdot a_0 + \sum x_{1i} \cdot a_1 + \sum x_{2i} \cdot a_2 + \dots + \sum x_{mi} \cdot a_m = \sum Y_i$$

$$\sum x_{1i} \cdot a_0 + \sum x_{1i}^2 \cdot a_1 + \sum x_{1i} \cdot x_{2i} \cdot a_2 + \dots + \sum x_{1i} \cdot x_{mi} \cdot a_m = \sum x_{1i} \cdot Y_i$$

$$\begin{array}{ccccccc} \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \end{array}$$

$$\sum x_{mi} \cdot a_0 + \sum x_{mi}^2 \cdot a_1 + \sum x_{mi} \cdot x_{2i} \cdot a_2 + \dots + \sum x_{1i} \cdot x_{mi}^2 \cdot a_m = \sum x_{mi} \cdot Y_i$$

normal denklem takımları elde edilir.

6.1.4. Lineer Olmayan Regresyon

Lineer regresyon, verilerden en iyi doğruyu elde etmek için kullanılan bir tekniktir. Bununla beraber bağımsız ve bağımlı değişkenler arasındaki ilişkinin lineer olduğu önceden kabul edilir. Bu her zaman geçerli değildir ve bir lineer model kullanmaksızın herhangi bir regresyon modeli uygulanarak veriler gözle görülür bir şekilde de kontrol edilir. Diğer taraftan dönüştürülebilir bir formdaki veriler lineer regresyonla da ifade edilebilir. Örnek olarak aşağıdaki gibi eksponansiyel formdaki bir denklem ele alınabilir.

$$Y = a_1 \cdot e^{b_1 \cdot x}$$

Burada a_1 ve b_1 birer sabiti ifade etmekte ve Y ile x arasında lineer olmayan bir ilişki bulunmaktadır. Bu tip deneysel çalışmalarda denklemdeki katsayılar lineer olmayan regresyon tekniği kullanılarak elde edilirler. Bununla beraber alternatif olarak lineer olmayan denklem matematiksel dönüşümler kullanılarak lineer forma dönüştürülür ve daha sonra basit yada çoklu lineer regresyondan elde edilen verilere en uygun eğri elde

edilir. Örnek olarak yukarıda verilen denklem ele alınırsa, lineer olmayan denklemin önce her iki tarafının doğal logaritması alınarak;

$$\ln Y = \ln a_1 + b_1 \cdot x \cdot \ln e$$

şeklinde elde edilir ve $\ln e = 1$ yazılırsa;

$$\ln Y = \ln a_1 + b_1 \cdot x$$

şeklinde lineer şekle dönüştürülür ve lineer regresyon kullanılmak suretiyle çözüm elde edilir.

6.2. Regresyon Metodu İçin Matris Formülasyonu

Regresyon analizin basit lineer regresyon, çoklu lineer regresyon ve lineer olmayan regresyon olmak üzere üç tipi vardır. Her üç regresyon tipi için en küçük kareler metoduna göre genel denklem aşağıdaki gibi yazılabilir.

$$Y = a_0 \cdot z_0 + a_1 \cdot z_1 + a_2 \cdot z_2 + \dots + a_m \cdot z_m \quad (6.12)$$

Burada $z_0, z_1, \dots, z_m$ farklı $m+1$ fonksiyonlarıdır. Basit ve çoklu lineer regresyonda $z_0=1$, $z_1=x_1$, $z_2=x_2$, $\dots, z_m=x_m$ olduğu kolay bir şekilde görülür. Lineer olmayan regresyonda ise $z_0=x^0$, $z_1=x$, $z_2=x^2$, $z_3=x^3$, $\dots, z_m=x^m$ şeklindedir. Denklem (6.12) matris rotasyonda genel olarak aşağıdaki şekilde yazılabilir.

$$\{Y\} = [Z]\{a\} + \{E\} \quad (6.13)$$

Burada $[Z]$, bağımsız değişkenler matrisidir ve bu matris aşağıdaki gibi yazılabilir.

$$[Z] = \begin{bmatrix} z_{01} & z_{11} & z_{21} & \dots & z_{m1} \\ z_{02} & z_{12} & z_{22} & \dots & z_{m2} \\ z_{03} & z_{13} & z_{23} & \dots & z_{m3} \\ \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ z_{0n} & z_{1n} & z_{2n} & \dots & z_{mn} \end{bmatrix} \quad (6.14)$$

Burada m değişkenlerin sayısı ve n veri sayısıdır. $\{Y\}$ ise bir kolon vektörü olup bağımlı değişkenlerin gözlem değerini ifade eder ve aşağıdaki gibi yazılır.

$$\{Y\}^T = [Y_1, Y_2, Y_3, \dots, Y_n] \quad (6.15)$$

Denklem (6.13)'teki $\{a\}$ bilinmeyen katsayılar ve $\{E\}$ ise hataların kolon vektörü olup aşağıdaki gibi yazılabilirler.

$$\{a\}^T = [a_0, a_1, a_2, \dots, a_m] \quad (6.16)$$

$$\{E\}^T = [e_1, e_2, e_3, \dots, e_n]$$

Daha önceki bölümlerde ifade edildiği gibi hataların karelerinin toplamı bu model için aşağıdaki gibi tanımlanabilir.

$$S_e = \sum_{i=1}^n (Y_i - \sum_{j=1}^{m+1} a_j \cdot z_{ji})^2 \quad (6.17)$$

Her bir katsayıya göre hataların karelerinin minimize edilmesi yani kısmi türevlerinin alınması ve sıfıra eşitlenmesi ile normal denklemler elde edilir. Bu denklemler matris notasyonda aşağıdaki gibi yazılabilir.

$$[[Z]^T [Z]] \{a\} = [Z]^T \cdot \{Y\} \quad (6.18)$$

Denklemin çözümü matrisin inversinin alınması ile elde edilir ve $\{a\}$ vektörü aşağıdaki gibi yazılabilir.

$$\{a\} = [[z]^T [z]]^{-1} [z]^T \cdot \{Y\} \quad (6.19)$$

6.2.1. Önemlilik Testi

Çok değişkenli regresyonlar da Y bağımlı değişken ile $z_1, z_2, z_3, \dots, z_m$ bağımsız değişkenleri arasında doğrusal bağımlılığın bir ölçüsü;

$$r = \left(\frac{S_r}{S_r + S_e} \right)^{1/2} \quad (6.20)$$

şeklinde tanımlanan korelasyon katsayısıdır. r 'nin 1'e yaklaşması regresyon denkleminin ifade ettiği ilişkinin daha doğru bir şekilde olduğunu gösterir. Regresyon denklemindeki m bağımsız değişken sayısı arttıkça R 'nin değeri de artar.

6.3. Toplam Direncin Matematiksel İlişkisinin Elde Edilmesi

Toplam dirence (R_t) ait matematiksel model elde edilirken '5.2. Sistemin Hidrolik Karakteristikleri' alt başlığı kapsamında elde edilen sonuçlar kullanılmıştır. Filtrasyon süresi (t), transmembran basıncı (ΔP_s) ve süzüntü hacmine (V) bağlı olarak lineer olmayan regresyon modeli:

$$R_t = 10^{a_1} \cdot t^{a_2} \cdot \Delta P_s^{a_3} \cdot V^{a_4} \quad (6.21)$$

şeklinde kabul edildi. Bu denklemin her iki tarafının logaritması alınarak lineer hale dönüştürülerek lineer çoklu regresyona göre çözüm yapıldı. Daha sonra toplam dirence ait a katsayıları Matlab'ta hazırlanan program yardımıyla elde edildi. Hazırlanan program yardımıyla a katsayıları:

$$a_1 = 25.7809$$

$$a_2 = 1.0003$$

$$a_3 = 1.0001$$

$$a_4 = -1.0003$$

ve;

$$r = 1.00$$

şeklinde elde edildi. Bu katsayılar denklem (6.21) yerine konur ve düzenlenirse toplam dirence ait matematiksel model:

$$R_t = \frac{10^{25.7809} \cdot t^{1.0003} \cdot \Delta P_s^{1.0001}}{V^{1.0003}} \quad (6.22)$$

şeklinde elde edilmiştir. Burada;

R_t: Toplam Direnç, 1/m

t: Filtrasyon Zamanı, dakika

ΔP_s: Transmembran Basıncı, bar

V: Süzüntü Hacmi, litre

7. SONUÇLAR VE YORUMLAR

Bu çalışmada, batık membran aktif çamur sisteminde çıkış suyu kalitesini belirleyen parametreler, akı değişimi, çamurun reolojik özellikleri, biyokütlenin canlılığı ve sistemin hidrolik açıdan matematiksel ilişkileri belirlenmiş ve aşağıdaki sonuçlar elde edilmiştir.

Çıkış suyunun toplam KOİ konsantrasyonu, giriş konsantrasyonundan bağımsız olarak genellikle 5-25 mg/l arasında değişmiştir. Organik yükün 0.01 kg TKOİ/Gün'den düşük olduğu durumlarda, toplam KOİ giderimi yaklaşık olarak % 83.3-97.8 arasında, 0.01-0.02 kg TKOİ/Gün arasında olduğu durumlarda % 90.5-99.3 arasında, 0.02-0.03 kg TKOİ/Gün arasında olduğu durumlarda %94'ün üzerinde, ve 0.03-0.04 kg TKOİ/Gün arasında olduğu durumlarda ise giderim genellikle % 98'in üzerinde gerçekleşmiştir. Bu durum, batık membran biyoreaktörlerinin kuvvetli atıksulara uygulanabileceğinin bir göstergesidir.

Giriş suyunun Ç-KOİ/T-KOİ oranı 0.125-0.3, NS-KOİ/T-KOİ oranı 0.4-0.75, ve Ç-KOİ/NS-KOİ oranı ise 0.26-0.597 arasında bulunmuştur. Çıkış suyunda ise bu oranlar birbirine eşit olup 1'dir. Bu çıkış suyunda T-KOİ'nin çözünmüş KOİ'e eşit olduğunun göstergesidir.

Sistemi besleyen evsel atıksuyun İnert KOİ içeriği 3-10 mg/l arasında çıkmıştır. Genellikle bu değer 3-5 mg/l arasında değişmiştir. Bununla birlikte sistem çıkış suyunun İnert KOİ içeriği ise giriş suyu İnert KOİ içeriğinden daha yüksek olup 5-20 mg/l arasında değişmiştir. Bu durum, biyoreaktörde biyolojik olarak parçalanamayan bazı organik bileşiklerin oluşmasından veya birikmesinden kaynaklanabilir. Sistemde aerobik mikroorganizmalar tarafından da bu bileşiklerin üretilmesinin mümkün olduğu düşünülmektedir.

Çözünmüş oksijen (ÇO) konsantrasyonunun 1.90-5.13 mg/l olduğu çalışmanın ilk periyodu olan 1-15 günlük işletim süresinde sistemdeki biyokütle çok az miktarda olmasına rağmen, çıkış suyunda 1. gün dışındaki bütün işletme günlerinde toplam

fosforun 1 mg/l'nin altında kaldığı görülmüştür. Sistemde tamamen aerobik şartlar sağlandığında mikroorganizmanın sudaki mevcut fosforu büyük bir başarı ile absorpladığı düşünülmektedir. Havalandırmanın aralıklarla yapıldığı dönemlerde çıkış suyunda toplam fosfor daha yüksek çıkmıştır. Bunun nedeni, aerobik şartlarda mikroorganizmanın ortamdaki fosforu bünyesine aldıktan sonra anoksik şartların oluşması ile tekrar fosforu serbest halde ortama vermesidir.

Giriş ve çıkış suyu ortofosfat konsantrasyonundaki değişimlerinin toplam fosfor değişimlerine benzer olduğu gözlenmiştir. Havalandırmanın aralıklarla yapıldığı dönemlerde çıkış suyunda ortofosfatın yüksek çıkmasının nedeni, toplam fosforda olduğu gibi, aerobik şartlarda mikroorganizmanın ortamdaki fosforu bünyesine aldıktan sonra anoksik şartların oluşması ile tekrar fosforu serbest halde ortama vermesi olabilir.

Çıkış suyunun askıda katı madde konsantrasyonu, giriş suyunun askıda katı madde konsantrasyonundan bağımsız bir şekilde belirlenemeyecek seviyede çıkarak % 100 AKM giderimi sağlanmıştır. Bu sonuç, bu sistemin önemli bir avantajıdır.

Çıkış suyundaki bulanıklık da giriş suyunun bulanıklık değerinden bağımsız bir şekilde 1 NTU'nun altında gözlenmiştir. Sistemin bulanıklık giderim veriminin 97-99.8 arasında değişim göstermesi UF membran modülünün kullanılmasındandır.

Giriş suyundaki TKN ve NH_4^+ konsantrasyonları sırasıyla 27.9-73.36 mg/l ve 20.1-47.1 mg/l arasında bir değişim gösterirken, çıkış suyunda bu değerler sırasıyla 0.672-11.424 mg/l ve 0.05-3.44 mg/l arasında değişim göstermiştir. Genellikle TKN giderimi % 87.8-99.1 arasında gerçekleşmiştir. Havalandırmanın sürekli yapıldığı 1-15. işletim günlerinde TKN giderimi % 87.8-97.1 arasında gerçekleşmiştir. İşletimin 17-46. günlerinde 30 dakika aralıklarla yapılan havalandırma sürecinde, giriş suyu TKN ve NH_4^+ konsantrasyonu sırasıyla 36.96-64.68 mg/l ve 20.1-41.4 mg/l arasında değişirken çıkış suyunda bu değerler sırasıyla 0.05-2.44 mg/l arasında değişmiştir. Bu süreçte nitrifikasyon işlemi % 93.2-99.9 arasında gerçekleşmiştir. Havalandırmanın 60 dakika açık 120 dakika kapalı olduğu 47-64. işletim günlerinde, giriş suyunun TKN ve NH_4^+ konsantrasyonları sırasıyla 33.04-73.36 mg/l ve 25.3-36.1 mg/l arasında değişirken,

çıkış suyundaki değerler sırasıyla 0.672-5.04 mg/l arasında değişmiştir. Bu süreçte, nitrifikasyon işlemi % 89.5-99.8 arasında gerçekleşmiştir. Havalandırmanın 60 dakika açık ve 90 dakika kapalı olduğu 65-75. işletim günlerinde, giriş suyundaki TKN ve NH_4^+ konsantrasyonları sırasıyla 46.20-62.72 mg/l ve 33.7-47.1 mg/l arasında değişirken, çıkış suyundaki bu değerler sırasıyla 3.25-4.93 mg/l ve 2.18-3.27 mg/l arasında değişmiştir. Bu süreçte, nitrifikasyon işlemi % 91.9-93.6 arasında gerçekleşmiştir. Sistemdeki havalandırmanın 60 dakika açık ve 75 dakika kapalı olduğu 76-100. işletim günlerinde, giriş suyundaki TKN ve NH_4^+ konsantrasyonları sırasıyla 43.4-66.08 mg/l ve 30.4-43.9 mg/l arasında değişirken, çıkış suyu TKN ve NH_4^+ konsantrasyonları sırasıyla 2.91-5.6 mg/l ve 1.6-3.5 mg/l arasında değişmiştir. Bu süreçte, nitrifikasyon işlemi % 89.4-95.7 arasında gerçekleşmiştir.

Havalandırma kapasitesine bağlı olarak sistemde nitrifikasyon işlemi başarılı bir şekilde gerçekleştirilmiştir. Amonyumun nitrate dönüşümü, başarılı bir düzeyde sağlandığından çıkış suyu nitrat konsantrasyonları oldukça yüksek çıkmıştır. Sürekli havalandırmanın yapıldığı 1-15. işletim günlerinde giriş suyunun nitrat konsantrasyonu 0.01-0.60 mg/l arasında değişirken, çıkış suyunda bu değer 8.66-26.55 mg/l arasında değişmiştir. Bu nedenle aynı sistemde nitrifikasyon/denitrifikasyon işlemini gerçekleştirebilmek amacıyla sistem farklı zaman aralıklarında havalandırılarak hem aerobik şartlar hem de anoksik şartlar sağlanmıştır. İşletimin 17-46. günlerinde 30 dakika aralıklarla yapılan havalandırma sürecinde, giriş suyu nitrat konsantrasyonu 0.4-3.9 mg/l arasında değişirken çıkış suyunda bu değerler 8.2-26.8 mg/l arasında değişmiştir. Havalandırmanın 60 dakika açık 120 dakika kapalı olduğu 47-64. arasındaki işletim günlerinde, giriş suyunun nitrat konsantrasyonu 0.3-1.3 mg/l arasında değişirken, çıkış suyunun nitrat 3.3-12.2 mg/l arasında değişmiştir. Havalandırmanın 60 dakika açık ve 90 dakika kapalı olduğu 65-75. işletim günlerinde, giriş suyundaki nitrat konsantrasyonu 0.2-2.1 mg/l arasında değişirken, çıkış suyundaki değer 2.4-9.6 mg/l arasında değişmiştir. Sistemdeki havalandırmanın 60 dakika açık ve 75 dakika kapalı olduğu 76-100. işletim günlerinde, giriş suyundaki nitrat konsantrasyonu 0.6-2.9 mg/l arasında iken, çıkış suyu nitrat konsantrasyonu 5.0-17.1 mg/l arasında değişmiştir.

Havalandırmanın sürekli olduğu durumlarda nitrifikasyon olayı oldukça iyi düzeyde gerçekleşmektedir. Sistemde aralıklı havalandırma yapıldığında, denitrifikasyon olayı da gerçekleşmekte ve çıkış suyu nitrat konsantrasyonu 2.4 mg/l'e kadar düşmektedir. Fakat görülen en büyük dezavantaj, nitrifikasyon/denitrifikasyon işlemlerinin tek ve sürekli tam karışimli reaktörde gerçekleştirilmesi, sistemin fosfor giderimini düşürmektedir.

Çalışmanın 1. ve 4. günleri dışında çıkış suyunda koliform sayısına rastlanmamıştır. Sözü edilen günlerde koliforma rastlanmasının nedeni membran yerleştirilirken yeterli izolasyonun sağlanmamış olmasıydı. Membran gözenek çapı 0.03 μ m olduğundan çıkış suyunda koliform bakterilere rastlanmamıştır. Bu nedenle, çıkış sularında herhangi bir dezenfeksiyon işlemine gereksinim kalmaması sistemin en önemli avantajlarından biridir.

Reaktördeki MLVSS/MLSS oranı ortalama 0.76 seviyesinde gözlenmiştir. Reaktörde zaman zaman biyokütle konsantrasyonunu artırmak amacıyla aşılama yapılmıştır. En büyük ölçekteki aşılama işletimin 69. gününde yapılmıştır. Fakat membran modülünün oldukça hızlı kirlenmesinden dolayı, 75. günde fazla çamur tahliye edilerek uçucu askıda katı madde (MLVSS) 5100 mg/l'e düşürülmüştür. Çalışmanın 75-100 günlük periyodunda MLVSS, 5100'den 7815 mg/l'e kadar yükselmiştir.

Oksijen tüketim hızı ile uçucu askıda katı madde arasındaki ilişki eksponansiyel olarak elde edilmiştir. Korelasyon katsayısı (r), 0.95 olarak belirlenmiştir. Fakat oksijen tüketim hızı ile giriş suyunun organik yükü arasında literatürde belirtilenin aksine herhangi bir ilişki bulunamamıştır.

Reaktördeki canlılık spesifik oksijen tüketimince incelenmiş ve reaktörde zamanla artan uçucu askıda katı madde konsantrasyonundaki artışla biyokütle aktivitelerinde yaklaşık olarak % 50 azalma gözlenmiştir. Bu durum, uzun çamur yaşından ve reaktördeki inert madde birikiminden dolayı yaşlı ve ölü biyokütlenin artmasına bağlanmıştır.

Transmembran basıncının 0.6 bar olarak uygulandığı deneysel çalışmanın 1-15 arasındaki günlerde ultrafiltrasyon membran modülünde süzüntü miktarının yaklaşık olarak % 90 oranında düştüğü tespit edilmiştir. Membran temizlendikten sonra biyoreaktöre daldırıldığında, ilk günlerde oluşan keke bağlı olarak süzüntü miktarı hızla düşmüş fakat belli bir zaman sonunda süzüntü miktarı kararlı duruma geçerek transmembran basıncının düşürülmesine rağmen süzüntü seviyesindeki azalma oldukça az seviyede gerçekleşmiştir.

Saf su ve temiz membranda yapılan deneysel çalışmalarda, süzüntü miktarı ile transmembran basıncı arasındaki ilişkiyi belirlemek amacıyla elde edilen verilere lineer korelasyon ve üs korelasyon türleri uygulandı. Lineer korelasyon katsayısı, R^2 olarak 0.9954 çıkarken, denklemdeki kayma elimine edildiğinde, R^2 0.9848'ya düşmüştür. Aynı verilere üs tipi korelasyon uygulandığında, R^2 oldukça 1'e yakın olup 0.9984'dür. Bu durum süzüntü miktarı ile transmembran basıncı arasındaki ilişkinin eksponansiyel olduğunu göstermektedir.

Reaktördeki çamur üzerinde yapılan reolojik çalışmalar sonucunda, akış özelliklerini en iyi temsil eden modelin Ostwald de Vaele olduğu görülmüştür. Bütün deneylerde, sıcaklık artışına bağlı olarak kayma gerilmesi düşmüş ve kayma gerilmeleri birbirine yaklaşmıştır. Viskozimetrenin dönme hızına karşılık görünür viskozitelerin logaritmik olarak değiştiği görülmüştür. Elde edilen sonuçlardan görülmüştür ki sıcaklık ve katı madde içeriği akış özelliklerini etkileyen en önemli faktörlerdir. Gözlenen viskozitenin sıcaklık artışına bağlı olarak azaldığı ve katı madde içeriğinin artışına bağlı olarak arttığı görülmüştür.

Toplam dirence (R_t) ait matematiksel model elde edilirken; filtrasyon süresi (t), transmembran basıncı (ΔP_s) ve süzüntü hacmine (V) bağlı olarak lineer olmayan regresyon modeli kabul edilmiştir. Bu denklemin her iki tarafının logaritması alınarak lineer hale dönüştürülerek lineer çoklu regresyon ve toplam dirence ait α katsayıları Matlab'ta hazırlanan bilgisayar programı yardımıyla çözümlenmiştir. α katsayıları düzenlenerek toplam dirence ait matematiksel model elde edilmiştir. Korelasyon katsayısı (r), 1.00 çıkmış ve kullanılan modelin uygun olduğu belirlenmiştir.

KAYNAKLAR

APHA, 1989, Standard Methods for The Examination of Water and Wastewater, 17th ed. Washington, DC. USA.

Arika, M., Kobayashi, H., and Kihari, H., 1977, Pilot Plant Test of an Activated Sludge Ultrafiltration Combined Process for Domestic Wastewater Reclamation, *Desalination*, **23**, 77-86.

Audic, J.M., Fugita, Y., and Faup, G.M., 1986, Le Couplage boues activees-membrane: Une realite au Japon. *T.S.M.*, 6, 297-300.

Aya, H., Inoue, G., Okabe, T., and Murayama, Y., 1981, Development of Compact Wastewater Treatment Plants for Non-potable Water Reuse System, *Water Reuse Symposium*, Washington, D.C. pp.456-475.

Bailey A.D., Hansford, G.S., and Dold, P.L., 1994a, The Enhancement of Upflow Anaerobic Sludge Bed Reactor Performance Using Crossflow Microfiltration, *Water Research*, **28**, 291-295.

Bailey A. D., Hansford, G. S., and Dold, P. L., 1994b, The Use of Crossflow Microfiltration to Enhance the Performance of an Activated Sludge Reactor, *Water Research*, **28**, 297-301.

Bird, R.B., Stewart, W. E., Lightfort, E. N., 1960, Transport Phenomena, John Wiley and Sons, New York, London.

Brindle, K., Stephenson, T., ve Semmens, M.J., 1998, Nitrification and Oxygen Utilisation in A Membrane Aeration Bioreactor. *J. Membrane Science*, **144**, 197-209.

Bouillot, P., 1988, Bioreacteurs a Recyclage des Cellules par Procédés Membranaires: Application a la Depollution des Eaux en Aerobiose, PhD Dissertation, INSA, Toulouse, France

Brookes, P.R., and Livingston, A.G., 1993, Point Source Detoxification of An Industrially Produced 3,4,-dichloroaniline-manufacture Wastewater Using A Membrane Bioreactor. *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, **39**, 764-771.

Cadi, Z., Huyard, A., Manem, J. and Moletta, R., 1994, Anaerobic Digestion of a Synthetic Wastewater Containing Starch by a Membrane reactor, *Env.Tech.*, **15**, 1029-1039.

Campbell, H.W., and Crescuolo, P.J., 1982, The Use of Rheology for Sludge Characterization, *Water Sciences Technology*, **14**, 475-489.

Chaize, S., and Huyard, A., 1991, Membrane Bioreactor on Domestic Waste water Treatment: Sludge Production and Modelling Approach, *Wat. Sci. Tec.*, **23**, 1591-1600.

Chandra, S., Mines, R.O., Sherrard, J.H., 1987, Evaluation of Oxygen Uptake Rate As An Activated Sludge Process Control Parameter, *Journal WPCF*, **59**(12), 1009-1016

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.

Cheryan, M., 1986, *Ultrafiltration Handbook*, Technomic Publishing, Lancaster, pp.375

Cheryan, M., and Mehala, M.A. 1986, Membrane Bioreactors, *Chem. Tech.* 676

Chiemchaisri C., Wong Y.K., Urase T., ve Yamamoto K., 1992, Organic Stabilisation and Nitrogen Removal in Membrane Separation Bioreactor for Domestic Wastewater

Treatment. In *Membrane Technology in Wastewater Management*, Hart, O.O. and Buckley, C.A. (Eds.), Pergamon Press.

Chiemchaisri C. ve Yamamoto K., 1993, Biological Nitrogen Removal Under Low Temperature in a Membrane Separation Bioreactor, *Wat. Sci. Tech.* 28(10), 325-333.

Chiemchaisri, C., Yamamoto, K., and Vigneswaran, 1993, Household Membrane Bioreactor in Domestic Wastewater Treatment, *Wat. Sci. Tech.*, 27, 171-178.

Churchouse S., 1997, Operating Experience with the Kubota Submerged Membrane Activated Sludge Process. *MBRI-Proc. 1st Intl. Mtg. On Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment*, Crafield University, Cranfield, UK.

Cote, P., Buisson H., and Praderie M., 1998, Immersed Membranes Activated Sludge Process Applied to The Treatment of Municipal Wastewater. *Wat. Sci. Tech.*, 38 (4-5), 437-442.

Davies W.J., Le M.S., ve Heath C.R, 1998, Intensified Activated Sludge Process With Submerged Membrane Microfiltration, *Wat. Sci. Tech.* 38(4-5), 421-428.

Diels, L., Van Roy, S., Mergeay, M., Doyen, W., Taghavi, S. ve Leysen, R., 1993, Immobilisation of Bacteria in Composite Membranes and Development of Tubular Membrane Reactors for Heavy Metal Recuperation. *Proc. of the 3rd Intl. Conf. on Effective Membrane Processes.* 3, 275-293.

Engelhardt N., Firk W., ve Warnken W., 1998, Integration of Membrane Filtration into the Activated Sludge Process in Municipal Wastewater Treatment. *Wat. Sci. Tech.*, 38 (4-5), 429-436.

Fan, X.J., Urbain, V., Qian, Y., and Manem, J., 1996, Nitrification and Mass Balance with MBR for Municipal Wastewater Treatment, *IAWQ Conference*, Singapore.

Fane, A.G., Fell, C.J.D., Hodgson, P.H., Leslie, G., and Marshall, K.C., 1989, Microfiltration of Biomass and Biofluids: Effects of Membrane Morphology and Operating Conditions, *Proc. of the Vth World Filtration Congress*, pp.320-329.

Gander, M.A. Jefferson, B. ve Judd, S.J., 2000, Membrane Bioreactors for Use in Small Wastewater Treatment Plants: Membrane Materials and Effluent Quality. *Wat. Sci. Tech.*, **41**(1), 205-211

Ghyoot, W., Vandaele, S. ve Verstraete, W., 1999, Nitrogen Removal from Sludge Reject Water with A Membrane Assisted Bioreactor. *Wat. Res.* **33**, 23-32.

Gunder B. and Krauth K., 1998, Replacement of Secondary Clarification by Membrane Separation - Results with Plate and Hollow Fibre Modules. *Wat. Sci. Tech.* **38** (4-5), 383-393.

Hardt F.W., and et.al., 1970, Solids Separation by Ultrafiltration for Concentrated Activated Sludge, *Journal of Wat. Pol. Cont. Fed.*, **42**(10)

Hermia, J., 1982, Constant Pressure Blocking Filtration Laws: Application to Power Law non-newtonian fluids. *Tras. Inst. Chem. Eng.*, **60**, 183.

Hirasa, O., Ichijo, H. ve Yamauchi, A, 1991, Preparation of New Support for Immobilisation of Activated Sludge. *J. Fermentation and Bioengineering.* **71**, 376-378.

İnce, K.B., İnce, O., Sallis, P.J., ve Anderson, G.K., 2000, Inert COD Production in A Membrane Anaerobic Reactor Treating Brewery Wastewater. *Wat. Res.*, **34**(16), 3943-3948.

Irwin, J., 1990, On-site Wastewater Reclamation and Recycling, *Wat. Env. and Tech.*, 90-91.

Ishida, H., Yamada, Y., Izumi, K. and Moro, M., 1992, Apparatus for treating Activated Sludge, *European Patent Application No. 0510 328 A2*, Kubota Corporation, Japan.

Ishida, H., Yamada, Y., Tsuboi, M. and Matsumura, 1993, Submerged Membrane Activated Sludge Process (KSMASP)-Its Application into Activated Sludge Process with High Concentration of MLSS, *Proc. of the 2nd Inter. Conf. on Advanced in Water and Effluent Treatment*, 321-330, Cumbria, UK.

Jeannot, F., Francoeur, E., Manem, J. and Beaubien, A., 1992, Treatment of Industrial Effluents by Anaerobic Membrane Bioreactors, *Proc. of The Enforced Technics for Water and Wastewater Treatment Symp.*, 37-47.

Jefferson, B., Laine, A.T., Judd, S.J. ve Stephenson, T., 2000, Membrane Bioreactors and Their Role in Wastewater Reuse. *Wat. Sci. Tech.* **41**(1), 197-204.

Jorand, F., Zartarian, F., Thomas, F., Block, J.C., Bottero, J.Y., Villemin, G., Urbain, V., and Manem, J., 1995, Chemical and Structural (2D) Linkage between Bacteria within Activated Sludge Flocs *Water Research*, **27**(7), 1639-1647.

Kalinske, A. A., 1971, Effect of Dissolved Oxygen and Substrate Concentration on the Uptake Rate of Microbial Suspensions. *J. Water Pollution Control Federation*, **43**, 73

Kanayama, H., Tomoyasa, T., and Katayama, S., 1987, Water Treatment by Use of Membrane/bioreactor System. *In International Congress on Membrane Processes ICOM 87*.

Kayawake, E., Narukami, Y., and Yamagata, M., 1991, Anaerobic Digestion by a Ceramic Membrane Enclosed Reactor *J. of Ferm. and Bioeng.*, **71**, 122-125.

Kiat, W.Y., Yamamoto, K., and Ohgaki, S., 1992, Optimal Fiber Spacing in Externally Pressurized Hollow Fiber Module for Solid Liquid Separation, *Wat. Sci. Tech.*, **26**, 5-6.

Knoblock, M.P., Sutton P.M., Mishra, P.N., Gupta, K., Janson, A., 1994. Membrane Biological Reactor System for Treatment of Oily Wastewaters, *Water Environment Research*, 66, 133-139.

Koyuncu, İ., Topacık D., 1999, Sızıntı Sularının Membran Teknolojisi ile Arıtımı, Kent Yönetimi İnsan ve Çevre Sorunları Semp'99, Çevre Yönetimi ve Kontrolü, 414-423.

Krauth, K.H., and Staab, K.F., 1994, Pressurized Biomembrane Reactor for Wastewater Treatment, *Hydrotop*, 94, 555-562.

Lacoste, B., Drakides, C., and Rumeau, M., 1993, Study of an Aerobic Concentrated Culture Reactor Coupled to Separation by Crossflow Micro or Ultrafiltration through Inorganic Membranes. Initial Approach to a Depollution Application, *Revue des Sciences de l'Eau*, 6, 363-380.

Lazarova, V., and Manem, J., 1994, Advance in Biofilm Aerobic Reactors Ensuring Effective Biofilm Activity Control, *Wat. Sci. Tech.*, 29 (10-11), 319-327.

Leslie, G.L., Hodgson, P.H., Fane, A.G., Schneider, R.P., and Marshall, K.C., 1992, The Role of Bacteria Surface Characteristics in the Microfiltration of Bacterial Suspensions, *in Proc. Euromembrane 92*, Paris, 6, 215-220.

Li, A., Kothari, D., and Corrado, J.J., 1985, Application of Membrane Anaerobic Reactor System for the Treatment of Industrial Wastewaters, *Proc. of the 39th Purdue Industrial Waste Conf.*, Lafayette, India, 627-636.

Lue-Hing C., Zenz D.R., Kuchenrither R., 1992, Municipal Sewage Sludge Management: Processing, Utilization and Disposal.

Livingston, A.G., 1994, Extractive Membrane Bioreactors: A New Process Technology for Detoxifying Chemical Industry Wastewater. *J. Chem. Tech. Biotech.* 60, 117-124.

Magara, Y., and Itoh, M., 1991, The effect of Operational Factors on Solid/Liquid Separation by Ultra-membran Filtration in a Biological Denitrification System for Collected Human Excreta Treatment Plants, *Wat. Sci. Tech.*, **23**, 1583-1590.

Magara, Y., Nishimura, K., Itoh, M., and Tanaka, M., 1992, Biological Denitrification System with Membrane Separation for Collective Human Excreta Treatment Plant. *In Membrane Technology in Wastewater Management*, Hart, O.O. and Buckley, C.A(Eds), Permagon Press.

Manem, J., Trouve, E., Beaubien, A., Huyard, A., and Urbain, V., 1993, Membrane Bioreactor for Urban and Industrial Wastewater Treatment: Recent Advances. 66th Annual Conference, pp. 51-59, Anaheim, California, USA.

Manem, J. ve Sanderson, R., 1996, Membrane Bioreactors. *In Water Treatment Membrane Processes*, Ed. Mallevialle, J., Odendaal, P.E., and Wiesner, M.R. McGraw-Hill, New York. 17.1-17.31

Metcalf and Eddy, 1991, *Wastewater Engineering Treatment Disposal Reuse*, 3d ed., McGraw-Hill, New York.

Muslu Y., 1994, *Atıksuların Arıtılması*, 1. Baskı, İTÜ Matbaası, İstanbul.

Pankhania, M., Stephenson, T., and Semmens, M.J., 1994, Hollow Fibre Bioreactor for Wastewater Treatment Using Bubble-less Membrane Aeration. *Wat. Res.* **28**, 2233-2236.

Peys, K., Diels, L., Leysen, R., and Vandecasteele, C., 1997, Development of A Membrane Biofilm Reactor for the Degradation of Chlorinated Aromatics. *Wat. Sci. Techn.* **36**, 205-214

Pillay, V.L., Townsend, B., and Buckley, C.A., 1994, Improving the Performance of Anaerobic Digestors at Wastewater Treatment Works: The Coupled Crossflow

Microfiltration, *Digestor Process Proceedings of the 17th International Symposium on Anaerobic Digestion*, Cape Town, South Africa, pp.577-586.

Rittmann, B.E., 1987, Aerobic Biological Treatment, *Env. Sci. Tech.*, **21**(2),128-136.

Rittmann, B.E., and Snoeyink, V.L., 1984, Achieving Biologically Stable Drinking Water, *J. Am. Water Works Assoc.*, **76**(10), 106.

Ross, W.R., Barnard, J.P., Roux, J.L., and de Villiers, H.A., 1990, Application of Ultrafiltration Membranes for Solid/Liquid Separation in Anaerobic Digestion Systems: The ADUF Proces, *Water SA*, **16**,85-91.

Ross, W.R., and Strohwal, H., 1994, Membranes add edge to old technology. *Wat. Qual. Int.* **4**, 18-20.

Roulet, R., 1989 The Treatment of Wastewater Using an Activated Sludge Bioreactor Coupled with an Ultrafiltration Module, *Proc. of Workshop on Selected Topics on Clean Tech.*, Asian Institute of Tech., Bangkok, Thailand, pp.171-179.

Sato, T. and Ishii, Y., 1991, Effects of Activated Sludge Properties on Water Flux of Ultrafiltration Membrane Used for Human Excrement Treatment, *Wat. Sci. Tech.*, **23**, 1601-1606.

Shimizu, Y., Rokudai, M., Tohya, S., Kayaware, E., Yazawa, T., Tanaka, H. and Eguchi, K., 1989, Filtration Characteristics of Charged Alumina Membranes for Methanogenic Waste, *J. of Chem. Eng. of Japan*, **22**, 635-641.

Smith, J.C.V., Gregorio, D.D. and Talcott, R.M., 1969, The Use of Ultrafiltration Membrane for Activated Sludge Separation. In *24th Annual Purdue Industria Waste Conference*. pp. 1300-1310, Purdue University, Lafayette, Indiana, USA.

Song, L. and Elimelech M., 1995, Theory of Concentration Polarization in Crossflow Microfiltration. *J. Chem. Faraday Trans.*, 91(19), 3389-3398.

Stephenson, T., Simon, J., Jefferson, B., Brindle, K., 2000. Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment, *IWA Publishing*, London, England.

Strathman, H., 1985, Membranes and Membrane Processes in Biotechnology. *Trends in biotechnology*, 3(5) 112-118.

Suzuki, Y., Miyahara, S. and Tokeishi, K., 1993, Oxygen Supply Method Using Gas Permeable Film for Wastewater Treatment. *Wat. Sci. Tech.* 28, 243-250.

Timberlake, D.L., Strand, S.E. and Williamson, K.J., 1988, Combined Aerobic Heterotrophic Oxidation, Nitrification and Denitrification in A Permeable Support Biofilm. *Wat. Res.* 22, 1513-1517

Trouve, E., Urbain, V., Manem J., 1994, Treatment of Municipal Wastewater by a Membrane Bioreactor: Results of a Semi-Industrial Pilot Scale Study, *Proceedings of the IAWQ Biennial Conference*, Budapest, Hungary.

Ueda, T. and Hata, K., 1999, Domestic Wastewater Treatment by A Submerged Membrane Bioreactor with Gravitational Filtration. *Wat. Res.* 33, 2888-2892.

Ueda, T., Hata, K and Kikuoka, Y., 1996, Treatment of Domestic Sewage from Rural Settlements by a Membrane Bioreactor. *Wat. Sci. Tech.*, 34(9), 189-196.

Ueda, T., Hata, K, Kikuoka, Y. and Seino, O., 1997, Effects of Aeration on Suction Pressure in A Submerged Membrane Bioreactor. *Wat. Res.*, 31(3), 489-494.

Urbain, V., Block, J.C. and Manem, J., 1993a, Bioflocculation in Activated Sludge: An Analytical Approach, *Wat. Res.*, 27(5), 829-838.

Urbain, V. and Manem, J., 1996, Membrane Bioreactor, a Powerful Process for Nitrate, Natural Organic Matter, and Pesticides Removal for Drinking Water Production, *J. Am. Water Works Assoc.* **34**, 47-53.

Wentzel, M.C., Mbewe, A., and Ekama G.A., 1995, Batch Test for Measurement of Readily Biodegradable COD and Active Organism Concentrations in Municipal Waste Waters, *Water SA*, 21(2), 117-124.

Wilkes, S., Brindle, K., Passe, D., and Rosenburger, S., 1999, The Preliminary Evaluation of A Submerged Membrane Bioreactor Based on A Large Diameter Hollow Fibre Membranes for Treatment of Raw Sewage. *MBR2-Proc. 2nd Intl. Mtg. On Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment*, Cranfield University, Cranfield, UK.

Wisniewski, C., and Grasmick, A., 1995, Elimination d'Ethanol par Cultures Mixtes en Bioreacteur a Membrane, Actes du colloque sur les Procedes Depuration des Effluents et Dechets des Industries Aggroalimentaires, Gergy-Pontoise, June 1995.

Yamamoto, K., Hiasa, M., Mahmood, T. and Matsuo, T., 1989, Direct solid/liquid Separation Using Hollow Fiber Membrane in an Activated Sludge Aeration Tank, *Wat. Sci. Tech.*, **21**, 43-54.

Yurtsever, N., 1984, Deneysel İstatistik Metotları, T.C. Tarım Orman ve Köy İşleri Bakanlığı Yayınları, Ankara.

9. EKLER

EK-1: Biyoreaktörle Elde Edilen İşletim Parametreleri

Ek 1. 1. İşletim Süresi Boyunca Farklı Çamur Yaşlarında Kimyasal Oksijen İhtiyacı ve Fraksiyonlarının Değişimi

İşletim Süresi. Gün	TKOI Giriş mg/l	TKOI Çıkış mg/l	Ç-KOI Giriş mg/l	Ç-KOI Çıkış mg/l	NS-KOI Giriş mg/l	NS-KOI Çıkış mg/l	İ-KOI Giriş mg/l	İ-KOI Çıkış mg/l	Çamur Yaşı. Gün
1	150	25	---	---	---	---	---	---	30
2	140	20	---	---	---	---	---	---	30
3	175	20	---	---	---	---	---	---	30
4	160	15	---	---	---	---	---	---	30
5	185	10	---	---	---	---	---	---	30
6	145	15	---	---	---	---	---	---	30
7	210	8	---	---	---	---	---	---	30
8	225	6	---	---	---	---	---	---	30
9	190	10	---	---	---	---	---	---	30
10	200	5	---	---	---	---	---	---	30
11	250	8	---	---	---	---	---	---	30
12	245	15	---	---	---	---	---	---	30
13	270	18	---	---	---	---	---	---	30
14	150	5	---	---	---	---	---	---	30
15	180	8	---	---	---	---	---	---	30
17	300	15	90	15	180	15	5	10	30
19	410	20	105	20	240	20	3	12	30
22	670	90	---	---	---	---	---	---	30
25	375	35	80	35	210	35	5	15	30
27	650	40	135	40	420	40	10	17	30
29	1150	15	155	15	580	15	5	10	30
32	500	5	140	5	315	5	3	5	50
34	710	15	125	15	370	15	3	12	50
36	1060	15	190	15	525	15	10	15	50
39	590	5	120	5	280	5	3	5	50
41	780	15	140	15	370	15	5	15	50
43	700	15	125	15	440	15	5	15	50
46	270	10	50	10	115	10	3	10	50
48	550	5	115	5	220	5	3	5	50
53	720	20	90	20	305	20	5	14	75
55	1000	20	200	20	485	20	5	15	75
60	1040	20	185	20	525	20	10	15	75
62	680	15	105	15	290	15	5	12	75
67	420	35	90	35	185	35	3	20	75
69	640	15	140	15	270	15	5	15	75
71	600	20	105	20	285	20	5	18	75
74	840	40	170	40	370	40	5	16	75
77	860	20	160	20	370	20	5	18	100
80	640	10	155	10	295	10	3	10	100
83	760	5	185	5	310	5	3	5	100
86	560	10	110	10	300	10	3	10	100
90	960	20	120	20	460	20	5	18	100
93	360	25	80	25	270	25	5	18	100
95	520	30	75	30	270	30	5	15	100
97	700	35	145	35	365	35	5	10	100
100	980	15	170	15	405	15	3	8	100

Ek 1. 2. Organik Yük ile Toplam KOİ Giderim Verimi

İşletim Süresi	Organik Yük	Toplam KOİ
Gün	Kg TKOİ/Gün	Giderimi %
1	0.0075	83.3
2	0.0047	85.7
3	0.0044	88.6
4	0.0033	90.6
5	0.0031	94.6
6	0.0021	89.7
7	0.0025	96.2
8	0.0021	97.3
9	0.0014	94.7
10	0.0013	97.5
11	0.0015	96.8
12	0.0014	93.9
13	0.0015	93.3
14	0.0008	96.7
15	0.001	95.6
17	0.0137	95
19	0.0168	95.1
22	0.0307	86.6
25	0.0147	90.7
27	0.0264	93.8
29	0.0397	98.7
32	0.0147	99
34	0.0179	97.9
36	0.0239	98.6
39	0.0121	99.2
41	0.0148	98.1
43	0.0128	97.9
46	0.0048	96.3
48	0.0094	99.1
53	0.0106	97.2
55	0.014	98
60	0.0147	98.1
62	0.0139	97.8
67	0.0165	91.7
69	0.0272	97.7
71	0.0199	96.7
74	0.0278	95.2
77	0.0384	97.7
80	0.0243	98.4
83	0.0316	99.3
86	0.0237	98.2
90	0.0311	97.9
93	0.0099	93.1
95	0.0135	94.2
97	0.0154	95
100	0.0186	98.5

Ek 1. 3 İşletim Süresi Boyunca Giriş ve Çıkış Sularındaki Toplam Fosfor ve Ortofosfat Değişimi.

İşletim Süresi	Toplam Fosfor	Toplam Fosfor	Ortofosfat	Ortofosfat
Gün	Giriş mg/l	Çıkış mg/l	Giriş mg/l	Çıkış mg/l
1	10.6	1.4	---	---
2	9.1	0.9	---	---
3	8.8	0.8	---	---
4	9.6	0.3	---	---
5	12.4	0.7	---	---
6	12.2	0.6	---	---
7	15.9	0.9	---	---
8	13.6	0.7	---	---
9	10.7	0.6	---	---
10	11.7	0.8	---	---
11	15.2	0.5	---	---
12	14.4	0.7	---	---
13	16	0.4	---	---
14	10.1	0.5	---	---
15	9.3	0.6	---	---
17	10.8	2.05	10	1.8
19	17.6	2.16	13.4	1.8
22	17.2	1.42	11.3	0.9
25	18.5	1.32	16.8	1.01
27	14.2	0.98	9.8	0.93
29	16	1.27	14.1	0.75
32	19.15	1.6	16.2	1.17
34	14.3	2.95	11	2.41
36	15.2	2	9.3	1.2
39	12.7	2	8	1.54
41	14.6	1.6	13.4	1.1
43	13.8	1.3	12.8	1.23
46	12.5	2.4	9	1
48	15.2	5.83	8.2	2.3
50	---	---	7.5	1.8
53	17.55	4.62	12.5	2.9
55	28.4	4.62	14	2.9
57	16.63	4.85	12.5	2.9
60	8.79	5.68	7.5	2
62	13.82	3.65	8.3	2.9
64	17.43	6.74	10.1	3.8
67	10.82	3.78	7.2	2
69	16.31	3.47	12.8	2.5
71	14.62	3.01	12.5	2.7
74	12.71	1.96	9.6	1.2
77	19.02	3.42	12.2	2.9
80	15.82	2.67	11.3	1.5
83	14.73	4.02	11.2	1.2
86	18.4	3.61	13.7	2.1
90	17.55	2.19	12.5	1.4
93	14.93	2.8	11.4	2.6
95	16	2.06	10.8	0.9
97	15.47	2.52	11.7	2.2
100	18.08	3.1	13.1	2.9

Ek 1.4.İşletim Boyunca Giriş ve Çıkış Sularındaki Askıda Katı Madde ve Bulanıklık Değişimi

İşletim Süresi Gün	AKM Giriş mg/l	AKM Çıkış mg/l	Bulanıklık Giriş NTU	Bulanıklık Çıkış NTU
1	55.84		13	0.3
2	76.26	0	17	0.2
3	119.65	0	23	0.3
4	147.95	0	18	0.3
5	85.38	0	25	0.4
6	124.47	0	20	0.2
7	160.8	0	32	0.1
8	189.31	0	35	0.3
9	155.18	0	26	0.2
10	106.6	0	33	0.4
11	173.49	0	37	0.3
12	208.04	0	35	0.2
13	150.12	0	35	0.2
14	93.67	0	15	0.5
15	158.82	0	19	0.3
17	73	0	32	0.7
19	98	0	48	0.8
22	110	0	51	0.6
25	85	0	43	0.8
27	55	0	35	0.3
29	100	0	60	0.5
32	70	0	38	0.4
34	70	0	32	0.6
36	130	0	57	0.7
39	145	0	58	0.6
41	120	0	50	0.6
43	75	0	30	0.3
46	100	0	44	0.09
48	60	0	29	0.18
50	78	0	37	0.4
53	175	0	60	0.3
55	117	0	42	0.5
57	93	0	55	0.7
60	167	0	62	0.2
62	72	0	34	0.8
64	58	0	38	0.4
67	83	0	38	0.3
69	107	0	47	0.1
71	74	0	25	0.8
74	65	0	39	0.5
77	124	0	44	0.6
80	93	0	33	1
83	75	0	35	0.6
86	150	0	54	0.5
90	118	0	44	0.4
93	137	0	37	0.4
95	105	0	48	0.9
97	126	0	41	0.6
100	149	0	58	0.3

Ek 1.5. İşletim Süresi Boyunca Giriş Ve Çıkış Sularında Azotlu Bileşiklerin Değişimi

İşletim Süresi Gün	TKN Giriş mg/l	TKN Çıkış mg/l	NH ₄ ⁺ Giriş mg/l	NH ₄ ⁺ Giriş mg/l	Nitrat Giriş mg/l	Nitrat Çıkış mg/l
1	41.1	1.2	---	---	0.15	10.87
2	37.5	2.4	---	---	0.6	8.66
3	39.6	2.3	---	---	0.21	11.05
4	36	2.5	---	---	0.01	13.71
5	44.8	3	---	---	0.11	12.87
6	30.4	3.7	---	---	0.01	14.87
7	43.2	2.6	---	---	0.1	16.67
8	50.8	3.7	---	---	0.45	24.42
9	34.3	2.1	---	---	0.01	26.55
10	45.6	1.8	---	---	0.33	18.9
11	45.4	2.8	---	---	0.24	19.67
12	49	3.7	---	---	0.3	20.04
13	55	6.7	---	---	0.01	24.87
14	27.9	1.5	---	---	0.42	---
15	39.4	1.2	---	---	0.27	16.73
17	47.6	3.416	35.4	0.05	0.4	14.4
19	77.56	0.28	38.2	0.8	1.2	8.2
22	51.8	4.256	41.4	0.24	1.4	16.4
25	59.64	11.424	35.8	2.44	0.8	16.5
27	52.22	2.128	32.9	0.6	1.3	12.7
29	64.68	2.464	37.1	0.92	0.5	14.8
32	43.12	4.032	20.1	0.82	0.7	23.6
34	54.04	1.456	36.4	0.77	0.8	26.8
36	44.24	2.016	30.8	1.45	1.8	14.6
39	40.04	2.464	25.7	1.06	1.4	16.5
41	43.12	2.24	29.2	1.93	3.9	19.6
43	36.96	1.568	25	1.41	2.5	15.4
46	52.08	1.904	37.1	0.73	2.7	22.1
50	33.04	3.696	27.6	2.1	0.4	7.6
53	70.56	3.136	34.6	3.6	0.6	11.1
55	73.36	0.672	35.7	0.5	0.9	12.2
62	39.2	4.256	25.3	2.66	0.6	6.8
64	44.24	5.04	36.1	3.44	0.8	3.3
67	52.64	4.93	37.4	3.01	1.4	4.7
69	46.2	3.808	33.7	2.72	2.1	2.4
71	49.56	3.248	34	2.18	1	8.8
74	62.72	3.92	47.1	3.27	0.2	9.6
77	53.48	4.816	42.5	3.5	0.8	6.5
80	47.32	5.6	30.4	3.22	1.7	10.4
83	50.68	3.808	33.7	2.17	0.6	7.6
86	50.96	3.248	30.8	1.8	1.1	10.8
90	59.08	5.04	43.9	2.67	2.2	5.9
93	43.4	4.48	36.7	2.09	1.6	8.1
95	47.04	2.912	37.5	1.6	2.9	5
97	44.52	4.48	32.6	2.9	0.6	8.4
100	66.08	5.488	43.4	2.78	0.7	17.1

Ek 1.6. Farklı İşletim Günlerinde Havalandırma Kesildikten Sonra Reaktörde Belirli Zaman Aralıklarında ölçülen Çözünmüş Oksijen Konsantrasyonları

[illegible]

Ek 1.7. Farklı İşletim Günlerinde Reaktördeki Askıda Katı Madde (MLSS), Uçucu Askıda Katı Madde (MLVSS) Konsantrasyonları, Oksijen Tüketim Hızları (OTH) ve Spesifik Oksijen Tüketim Hızları (SOTH)

İşletim Süresi, Gün	MLSS mg/l	MLVSS mg/l	OTH mg/l.st	Denklemini	R ²	Spesifik OTH mg/g.st
17	1925	1455	47.88	$\text{ÇO} = -0.0133 t + 6.1705$	0.9974	32.91
19	2170	1810	54.36	$\text{ÇO} = -0.0151 t + 5.9631$	0.9927	30.03
22	2310	1925	55.08	$\text{ÇO} = -0.0153 t + 5.9377$	0.9973	28.61
25	2560	1640	57.96	$\text{ÇO} = -0.0161 t + 5.8905$	0.9940	35.34
27	2870	2040	60.48	$\text{ÇO} = -0.0168 t + 6.5244$	0.9833	29.65
29	3035	2100	72.36	$\text{ÇO} = -0.0201 t + 6.0532$	0.9981	34.46
32	3240	2460	78.84	$\text{ÇO} = -0.0219 t + 6.5226$	0.9959	30.21
34	3690	2610	80.28	$\text{ÇO} = -0.0223 t + 5.9995$	0.9977	30.76
36	4120	3115	83.52	$\text{ÇO} = -0.0232 t + 6.5106$	0.9991	26.81
39	4450	3300	84.96	$\text{ÇO} = -0.0236 t + 5.8178$	0.9803	25.75
43	5765	4390	84.24	$\text{ÇO} = -0.0234 t + 6.0653$	0.9967	19.19
48	6750	5355	95.76	$\text{ÇO} = -0.0266 t + 7.0853$	0.9975	17.88
53	8860	6835	116.28	$\text{ÇO} = -0.0323 t + 6.2117$	0.9946	17.01
57	8430	6010	101.88	$\text{ÇO} = -0.0283 t + 6.1307$	0.9918	16.95
62	7775	5440	100.44	$\text{ÇO} = -0.0279 t + 6.3018$	0.9879	18.46
67	8810	6970	108.36	$\text{ÇO} = -0.0301 t + 6.1208$	0.9959	15.55
69	11500	8575	175.68	$\text{ÇO} = -0.0488 t + 6.1133$	0.9967	20.49
71	12285	8680	190.08	$\text{ÇO} = -0.0528 t + 6.1705$	0.9886	21.89
74	14650	10245	231.48	$\text{ÇO} = -0.0643 t + 6.9248$	0.9951	22.59
77	7570	5100	105.48	$\text{ÇO} = -0.0293 t + 5.9808$	0.9925	20.68
83	8115	6270	107.64	$\text{ÇO} = -0.0299 t + 6.5905$	0.9921	17.17
90	8430	7465	114.48	$\text{ÇO} = -0.0318 t + 6.2342$	0.9964	15.34
93	--	--	105.48	$\text{ÇO} = -0.0293 t + 5.8100$	0.9749	--
95	8170	7680	107.64	$\text{ÇO} = -0.0299 t + 6.2307$	0.9866	14.02
97	8890	7765	139.32	$\text{ÇO} = -0.0387 t + 5.9581$	0.9908	17.94
100	9400	7815	140.76	$\text{ÇO} = -0.0391 t + 5.9638$	0.9902	18.01

Ek 1. 8. İşletim Boyunca Membrandan Geçen Süzüntü Hacmi, Uygulanan Transmembran Basıncı, Sıcaklık, Havalandırma süresi ve pH

İşletim Süresi	Süzüntü Hacmi	Transmembran Basıncı	Sıcaklık	pH	Havalandırma
Gün	l/gün	Bar	°C		Açık/Kapalı
1	50	0.6	15.6	6.78	Sürekli Açık – ÇO: 3.66 mg/l
2	33.3	0.6	16.7	---	Sürekli Açık – ÇO: 4.87 mg/l
3	25	0.6	14.8	---	Sürekli Açık – ÇO: 4.10 mg/l
4	20.8	0.6	13.4	6.98	Sürekli Açık – ÇO: 2.54 mg/l
5	16.7	0.6	14.6	---	Sürekli Açık – ÇO: 2.01 mg/l
6	14.8	0.6	14.7	6.56	Sürekli Açık – ÇO: 5.13 mg/l
7	12.1	0.6	15.2	---	Sürekli Açık – ÇO: 3.51 mg/l
8	9.3	0.6	16.3	---	Sürekli Açık – ÇO: 2.15 mg/l
9	7.4	0.6	13.1	---	Sürekli Açık – ÇO: 3.60 mg/l
10	6.5	0.6	13.3	---	Sürekli Açık – ÇO: 2.42 mg/l
11	5.8	0.6	15.4	7.53	Sürekli Açık – ÇO: 1.90 mg/l
12	5.6	0.6	14.8	---	Sürekli Açık – ÇO: 4.19 mg/l
13	5.4	0.6	14.6	---	Sürekli Açık – ÇO: 3.77 mg/l
14	5.3	0.6	15.4	---	Sürekli Açık – ÇO: 2.08 mg/l
15	5.3	0.6	15.5	---	Sürekli Açık – ÇO: 2.42 mg/l
17	45.8	0.5	13.6	---	30 dakika / 30 dakika
18	43.1	0.75	13.3	6.68	30 dakika / 30 dakika
19	40.9	0.95	14.2	---	30 dakika / 30 dakika
20	43.4	1.4	13.8	---	30 dakika / 30 dakika
21	44.6	1.75	15.1	---	30 dakika / 30 dakika
22	45.8	2.1	13.2	7.02	30 dakika / 30 dakika
23	44.1	2.3	13.8	---	30 dakika / 30 dakika
24	42	2.5	14.4	---	30 dakika / 30 dakika
25	39.1	2.6	14.0	8.76	30 dakika / 30 dakika
26	43.4	3	12.8	---	30 dakika / 30 dakika
27	40.6	3	13.5	---	30 dakika / 30 dakika
28	37.5	3	14.0	---	30 dakika / 30 dakika
29	34.5	3	13.4	8.42	30 dakika / 30 dakika
30	32.6	3	13.8	---	30 dakika / 30 dakika
31	30	3	13.2	---	30 dakika / 30 dakika
32	29.4	3	13.5	---	30 dakika / 30 dakika
33	27.6	3	13.8	6.52	30 dakika / 30 dakika
34	25.2	3	13.7	---	30 dakika / 30 dakika
35	23.8	3	14.1	---	30 dakika / 30 dakika
36	22.5	3	11.1	---	30 dakika / 30 dakika
37	21.7	3	12.6	---	30 dakika / 30 dakika
38	20.8	3	12.4	---	30 dakika / 30 dakika
39	20.5	3	13.7	6.99	30 dakika / 30 dakika
40	19.2	3	13.5	---	30 dakika / 30 dakika
41	19	3	14.4	---	30 dakika / 30 dakika
42	18.6	3	14.6	---	30 dakika / 30 dakika
43	18.3	3	14.8	7.25	30 dakika / 30 dakika
44	18	3	14.8	---	30 dakika / 30 dakika
45	16.5	3	15.7	---	30 dakika / 30 dakika
46	17.6	3	16.5	7.10	30 dakika / 30 dakika
47	17.2	3	---	7.04	60 dakika/120 dakika
48	17	3	14.7	---	60 dakika/120 dakika
49	16.1	2	---	---	60 dakika/120 dakika

50	15.8	2	13.1	6.45	60 dakika/120 dakika
51	15.4	2	16.4	6.60	60 dakika/120 dakika
52	15.2	2	---	---	60 dakika/120 dakika
53	14.7	2	15.6	---	60 dakika/120 dakika
54	14.6	2	14.2	---	60 dakika/120 dakika
55	14	2	13.6	---	60 dakika/120 dakika
56	14.2	2	---	---	60 dakika/120 dakika
57	14.5	2	13.0	---	60 dakika/120 dakika
58	14.3	2	13.8	---	60 dakika/120 dakika
59	14.2	2	13.4	7.13	60 dakika/120 dakika
60	14.1	2	13.6	---	60 dakika/120 dakika
61	15.8	0.3	14.1	---	60 dakika/120 dakika
62	20.4	0.6	13.8	---	60 dakika/120 dakika
63	24.7	0.9	11.2	6.85	60 dakika/120 dakika
64	28.9	1.2	11.6	---	60 dakika/120 dakika
65	33.4	1.5	12.7	---	60 dakika / 90 dakika
66	37.8	1.8	13.4	6.85	60 dakika / 90 dakika
67	39.4	2	13.6	---	60 dakika / 90 dakika
68	41.6	2.2	13.7	---	60 dakika / 90 dakika
69	42.5	2.5	13.2	---	60 dakika / 90 dakika
70	40.8	2.8	14.0	6.75	60 dakika / 90 dakika
71	38.3	3	13.7	---	60 dakika / 90 dakika
72	36.4	3	13.6	---	60 dakika / 90 dakika
73	34.5	3	14.4	---	60 dakika / 90 dakika
74	33.1	3	14.2	---	60 dakika / 90 dakika
75	30.6	3	14.6	---	60 dakika / 75 dakika
76	44.5	0.6	14.0	---	60 dakika / 75 dakika
77	44.6	0.8	13.8	---	60 dakika / 75 dakika
78	42.7	1	13.2	7.01	60 dakika / 75 dakika
79	40.5	1	13.1	---	60 dakika / 75 dakika
80	38	1	13.5	---	60 dakika / 75 dakika
81	38.5	1.2	13.8	---	60 dakika / 75 dakika
82	39.4	1.4	13.8	---	60 dakika / 75 dakika
83	41.6	1.7	12.5	---	60 dakika / 75 dakika
84	40.8	1.7	12.1	6.85	60 dakika / 75 dakika
85	40	1.8	12.6	---	60 dakika / 75 dakika
86	42.4	2	12.7	---	60 dakika / 75 dakika
87	40.3	2	13.2	---	60 dakika / 75 dakika
88	38.7	2	13.6	---	60 dakika / 75 dakika
89	35.8	2	13.8	---	60 dakika / 75 dakika
90	32.4	2	14.5	---	60 dakika / 75 dakika
91	30.6	2	14.7	---	60 dakika / 75 dakika
92	28.8	2	14.2	---	60 dakika / 75 dakika
93	27.4	2	14.8	---	60 dakika / 75 dakika
94	26.5	2	14.5	---	60 dakika / 75 dakika
95	26	2	15.2	---	60 dakika / 75 dakika
96	23.4	2	---	---	60 dakika / 75 dakika
97	22.6	2	15.7	---	60 dakika / 75 dakika
98	20	2	16.8	---	60 dakika / 75 dakika
99	19.4	2	15.9	---	60 dakika / 75 dakika
100	19	2	16.3	---	60 dakika / 75 dakika

Ek 1.9. Farklı Transmembran Basınçlarında Temiz Membran ve Aktif Çamur Ayrıldıktan Sonra Temizlenen Membrandan Geçen Saf Su Miktarı

Transmembran Basıncı	Temiz Membrandan Geçen Saf Su Miktarı	Membran Temizlendikten Sonra Geçen Saf Su Miktarı
Bar	l/saat	l/saat
0.3	44	42
0.6	84	81
0.9	124	120
1.2	165	158
1.5	200	194
1.8	226	220
2.1	258	255
2.4	287	284
2.7	321	320
3	350	346

Ek 1.10. Farklı Transmembran Basınçlarında Farklı Zaman Aralıklarında Membrandan Geçen Süzüntü Hacmi (MLVSS = 7000-7500 mg/l, A=0.3 m², T= 15°C)

Filtrasyon Süresi. dakika	Transmembran Basınçlarında Geçen Süzüntü Hacmi. litre				
	0.3 bar	0.9 bar	1.5 bar	2.1 bar	3.0 bar
30	4	11	16	19	24
60	7.9	18	23.3	26.7	36
90	---	23.3	---	33.3	45.6
120	11	---	29	---	---
150	---	29.8	---	---	57.4
180	14.4	---	34	39.2	---
210	16.2	---	---	43	63.3
240	18.1	34.9	41.2	---	---
270	19.2	37.5	45.2	49	70.5
300	20.3	41.1	---	---	---
330	---	---	49.3	---	---
360	22.5	44.3	---	52.7	76.8
390	---	---	51.6	---	---
420	---	46	---	56.5	79.7
450	---	---	55.4	62	---
480	23.8	47.8	---	---	81.4
510	---	---	57.4	---	---
600	---	---	---	66	---
630	---	---	---	---	85
720	26.6	52.6	---	---	86.7
900	---	---	---	---	90.1
1440	34	60	71	83.4	98
1470	3.6	10.2	15	17.5	23.6
1500	7	16	20.3	24.2	32.8
1530	9	---	---	---	---
1560	10.5	25	27.3	34.6	48.7
1590	12.6	---	---	---	---
1650	15.7	32	---	---	---
1680	---	---	35.1	45	59.4
1740	18.9	37.5	---	---	---
1770	---	39.1	42	48.7	66.8
1830	---	---	45.6	53.4	71.6
1860	21.9	42.4	---	---	---
1890	---	---	---	56.4	74
1920	---	45.4	49.6	59.7	74.6
2040	---	47.6	---	---	78.4
2100	---	---	53.1	---	---
2220	---	---	---	---	80.2
2250	---	---	55.4	---	---
2880	31	57	66.8	80.1	89.2

EK-2 REOLOJİK İNCELEMELER

Ek 2.1. Reolojik Özellikler için Kalibrasyonun Yapılışı

25 °C'deki kalibrasyon %60'lık gliserin için bulunan Tablo E2.1.1'deki tork değerleri kullanılarak gerçekleştirildi. Bu kalibrasyon işlemi sonunda bulunan katsayı, çamur numunelerinin ve karışım sıcaklığının etkisinin incelendiği deneylerde elde edilen verilerin işlenmesinde kullanılmıştır.

Ek 2.1.1. %60'lık gliserin için rotor devir sayısı ile rotora uygulanan tork değerlerinin değişimi

Rotor Devir Sayısı:(devir/dak.)	6	12	18	24	30	36	42	48	54	60
Tork (M_d , mN.m)	1	2	3	4.1	5.1	6.2	7.5	8.9	10.4	12.6

Tablo E2.1.1'deki değerler aşağıdaki eşitliklerde yerine konarak Newtonian kayma hızları ve kayma gerilimleri hesaplandı.

$$\tau_{r\phi} = \frac{M_d}{2\pi L (R_o)^2} \quad -\frac{dV_\phi}{dr} = \frac{4\pi N}{(1-R^2)60}$$

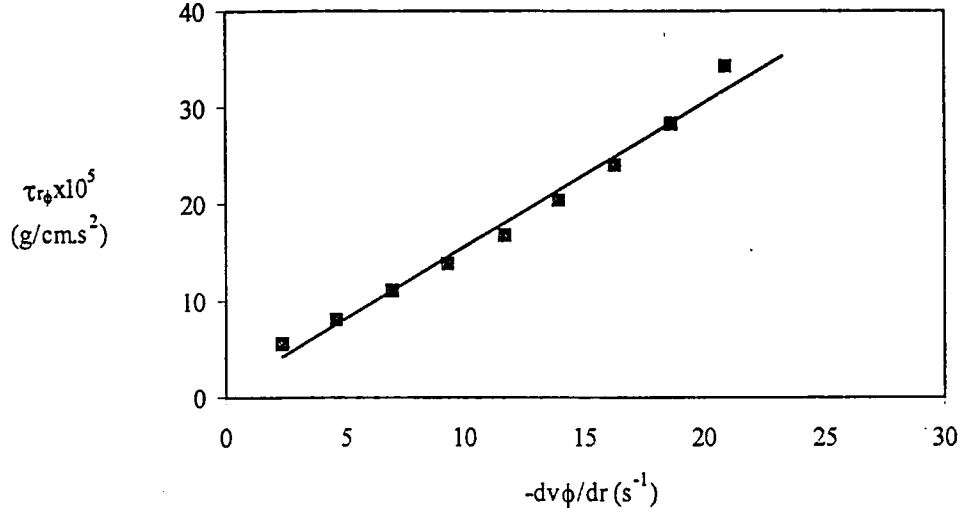
Burada;

$\tau_{r\phi}$ = Kayma gerilmesi (mPa)
 $(-dV_\phi/dr)$ = Kayma hızı (s^{-1})
 R_i = Dış silindirin iç çapı (28.10^{-3} m)
 R_o = Rotorun yarıçapı ($9.5.10^{-3}$ m)
 $R = (2 \times R_o)/R_i$
 $L = 65.10^{-3}$ m

Ek 2.1.2. %60'lık gliserin için kayma hızı-kayma gerilim değerleri

$\tau_{r\phi} \cdot 10^{-5}$ ($gcm^{-1}s^{-2}$)	2.713	5.426	8.139	11.124	13.837	16.821	20.348	24.146	28.216	34.185
dV_ϕ/dr (s^{-1})	2.329	4.658	6.987	9.316	11.645	13.975	16.304	18.633	20.962	23.291

Hesaplanan kayma gerilmeleri kayma hızlarına karşı grafiğe geçirildi. Ek 2.1.3'deki grafiğin eğimi dinamik viskoziteyi verir.



Ek 2.1.3 %60'lık gliserin için kayma hızına karşı kayma gerilmesinin değişimi

Bu değer gliserinin yoğunluğuna bölünmesiyle kinematik viskozite, bu değer %60'lık gliserin için literatürden elde edilen kinematik viskoziteye oranlanmasıyla kalibrasyon katsayısı bulundu.

$$\text{Grafiğin eğimi} = \eta \text{ (dinamik viskozite)} = 1.440191.10^5 \text{ gcm}^{-1}\text{s}^{-1}$$

$$\text{Gliserinin yoğunluğu} = 0.6923 \text{ gcm}^{-3}$$

$$\text{Literatürden bulunan kinematik viskozite} = 0.1274 \text{ cm}^2\text{s}^{-1}$$

$$\text{Kinematik viskozite} = 1.440191.10^5 / 0.6923 = 2.0803.10^5 \text{ cm}^2\text{s}^{-1}$$

$$\text{Kalibrasyon katsayısı} = 2.0803.10^5 / 0.1274 = 1.632888.10^6$$

Ek 2.1.4. 15°C de %60'lık gliserin için rotor devir sayısı ile rotora uygulanan tork değerlerinin değişimi

Rotor Devir	6	12	18	24	30	36	42	48	54	60
Sayısı:(devir/dak.)										
Tork (M_d , mN.m)	1.5	2.8	4.5	5.9	7.5	8.8	10.5	12.6	14.5	15.6

Ek 2.1.5. 20°C de %60'lık gliserin için rotor devir sayısı ile rotora uygulanan tork değerlerinin değişimi

Rotor Devir	6	12	18	24	30	36	42	48	54	60
Sayısı:(devir/dak.)										
Tork (M_d , mN.m)	1.1	2.4	3.6	5.1	6.4	7.6	9.3	10.4	12.4	13.7

Ek 2.1.6. 30°C de %60'lık gliserin için rotor devir sayısı ile rotora uygulanan tork değerlerinin değişimi

Rotor Devir	6	12	18	24	30	36	42	48	54	60
Sayısı:(devir/dak.)										
Tork (M_d , mN.m)	0.9	1.8	2.5	3.4	4.2	5.1	6.2	7.5	9.4	10.4

Ek 2.2 Reolojik Özelliklerin Belirlenmesi için Elde Edilen Ham Veriler

Ek 2.2.1. Çalışmanın 27.Gününde Biyoreaktördeki Çamurun Döner Viskozimetrede Farklı Hızlarda Ve Farklı Sıcaklıklarda Okunan Tork Değerleri

Hız (rpm)	Skalada Okunan Tork Değerleri			
	15°C	20°C	25°C	30°C
6	4.2	3.7	3.2	3.0
12	5.8	5.2	4.1	3.9
18	7.2	6.1	5.4	4.5
24	8.0	7.0	6.0	5.1
30	9.8	7.5	6.8	5.3
36	10.4	7.8	7.2	6.0
42	11.0	8.4	7.9	6.6
48	11.5	9.0	8.4	7.0
54	11.9	9.6	8.8	7.5
60	12.5	10.0	9.2	7.7

Ek 2.2.2. Çalışmanın 34.Gününde Biyoreaktördeki Çamurun Döner Viskozimetrede Farklı Hızlarda Ve Farklı Sıcaklıklarda Okunan Tork Değerleri

Hız (rpm)	Skalada Okunan Tork Değerleri			
	15°C	20°C	25°C	30°C
6	5.0	4.2	3.8	3.6
12	6.4	6.0	5.0	4.9
18	7.6	6.3	6.0	6.5
24	8.9	6.9	6.8	6.8
30	10.5	7.8	7.5	7.4
36	11.0	8.3	7.8	8.0
42	12.0	9.5	9.0	8.8
48	12.6	10.5	9.6	9.2
54	13.6	11.8	11.5	10.5
60	16.0	13.2	12.0	11.6

Ek 2.2.3. Çalışmanın 43.Gününde Biyoreaktördeki Çamurun Döner Viskozimetrede Farklı Hızlarda Ve Farklı Sıcaklıklarda Okunan Tork Değerleri

Hız (rpm)	Skalada Okunan Tork Değerleri			
	15°C	20°C	25°C	30°C
6	9.0	7.8	6.8	6.0
12	14.0	11.7	9.1	8.6
18	16.5	14.0	10.9	10.2
24	18.7	16.0	12.8	12.4
30	20.0	18.2	14.6	14.2
36	22.1	20.3	16.0	15.7
42	23.4	21.8	17.8	16.2
48	24.5	23.1	18.9	17.4
54	26.0	24.0	19.6	18.0
60	27.1	24.7	20.2	18.8

Ek 2.2.4. Çalışmanın 53.Gününde Biyoreaktördeki Çamurun Döner Viskozimetrede Farklı Hızlarda Ve Farklı Sıcaklıklarda Okunan Tork Değerleri

Hız (rpm)	Skalada Okunan Tork Değerleri			
	15°C	20°C	25°C	30°C
6	20.6	19.0	16.8	15.0
12	28.0	25.2	22.2	21.0
18	33.8	30.2	26.6	24.2
24	39.5	34.7	31.6	29.0
30	42.6	38.9	34.6	31.0
36	44.3	40.8	36.0	33.0
42	47.6	43.6	39.1	34.3
48	50.2	47.0	40.1	35.3
54	53.0	48.0	41.0	36.7
60	55.0	49.0	44.0	37.0

Ek 2.2.5. Çalışmanın 62.Gününde Biyoreaktördeki Çamurun Döner Viskozimetrede Farklı Hızlarda Ve Farklı Sıcaklıklarda Okunan Tork Değerleri

Hız (rpm)	Skalada Okunan Tork Değerleri			
	15°C	20°C	25°C	30°C
6	12.0	11.0	10.5	10.0
12	15.0	14.2	13.8	12.6
18	17.5	15.8	16.2	15.0
24	20.0	18.7	18.0	17.0
30	22.2	20.7	20.2	19.5
36	23.2	22.5	21.5	20.3
42	24.6	24.0	22.8	20.6
48	25.5	25.5	23.0	21.5
54	27.5	26.4	23.6	21.8
60	29.0	27.0	25.1	23.5

Ek 2.2.6. Çalışmanın 71.Gününde Biyoreaktördeki Çamurun Döner Viskozimetrede Farklı Hızlarda Ve Farklı Sıcaklıklarda Okunan Tork Değerleri

Hız (rpm)	Skalada Okunan Tork Değerleri			
	15°C	20°C	25°C	30°C
6	25.0	23.7	21.0	16.0
12	38.0	34.0	30.5	25.0
18	44.0	38.0	34.6	29.5
24	49.0	43.0	38.5	33.4
30	52.0	44.0	40.0	36.4
36	53.0	45.0	41.0	38.3
42	54.0	46.0	41.5	38.4
48	58.0	47.0	43.3	38.5
54	62.0	48.0	44.5	38.9
60	62.2	49.0	45.0	40.0

Ek 2.2.7. Çalışmanın 95.Gününde Biyoreaktördeki Çamurun Döner Viskozimetrede Farklı Hızlarda Ve Farklı Sıcaklıklarda Okunan Tork Değerleri

Hız (rpm)	Skalada Okunan Tork Değerleri			
	15°C	20°C	25°C	30°C
6	17.5	17.0	14.0	12.6
12	22.7	21.5	18.9	17.6
18	26.8	25.1	23.2	21.0
24	30.2	28.4	26.5	22.5
30	32.6	30.6	29.0	25.0
36	34.0	31.6	29.6	26.5
42	35.0	34.0	30.4	27.4
48	37.7	36.8	31.6	28.8
54	39.1	37.8	33.5	31.0
60	41.1	40.0	35.5	31.5

EK-3 DİRENÇ HESAPLAMALARI İÇİN FORTRAN 77 BİLGİSAYAR PROGRAMI VE SONUÇLARI

```
c   Direnç Hesaplamaları
      DIMENSION t(100),V3(100),DPs3(100),J3(100),Rtop(100)
      DIMENSION Rc(100),Rm(100),DPs(100),Rmi(100),Ri(100)
      REAL J1,J2,J3,m
      L=0
      m=1.1447e-2
1  L=L+1
      PRINT*, '*****'
      PRINT*, 'Temiz Su Deneyi İçin'
      PRINT*, '_____ '
      PRINT*, 'Transmembran basıncını giriniz (bar):'
      READ *, DPs(L)
      PRINT*, 'Suzuntu hacmini giriniz (litre):'
      READ *, V1
      PRINT*, 'Membran yüzey alanını giriniz (m2):'
      READ *, A1
      DP=DPs(L)*1.0e5
      J1=V1/(60*60*1000*A1)
      Rm(L)=DP/(m*J1)
c   Rm+Ri nin Hesaplanması
      PRINT*, '*****'
      PRINT*, 'Membran Temizlendikten Sonraki'
      PRINT*, '_____ '
      PRINT*, 'Suzuntu hacmini giriniz (litre):'
      READ *, V2
      PRINT*, 'Membran yüzey alanını giriniz (m2):'
      READ *, A2
      J2=V2/(60*60*1000*A2)
      Rmi(L)=DP/(m*J2)
c   Rtoplam'ın Hesaplanması
      PRINT*, '*****'
      PRINT*, 'Atık Su Deneyi İçin'
      PRINT*, '_____ '
c   PRINT*, 'Sıcaklığı giriniz:'
c   READ *, SICAK
c   PRINT*, 'Membran yüzey alanını giriniz (m2):'
      READ *, A3
      PRINT*, 'Atık Su Deneyi İçin kaç adet deney verisi
mevcuttur?'
      READ *, IADET
      DO 10 I=1,IADET
      PRINT*, 'Atık Su Deneyi',I,'. ölçüm'
      PRINT*, 'Zamanı Giriniz:'
      READ *, t(I)
      PRINT*, 'Hacmi Giriniz:'
      READ *, V3(I)
      PRINT*, 'Membran Basıncını Giriniz:'
      READ *, DPs3(I)
```

```

DP3=DPs3(I)*1.0e5
J3(I)=V3(I)/(t(I)*60*1000*A3)
Rtop(I)=DP3/(m*J3(I))
Rc(I)=Rtop(I)-Rmi(L)
10 CONTINUE
PRINT*, 't(dakika)      Rtoplam      Rc'
DO 15 K=1,IADET
WRITE(*,5)t(K),Rtop(K),Rc(K)
5 FORMAT(1X,F6.1,4X,2(E9.3,4X))
15 CONTINUE
PRINT*, 'PROGRAMA DEVAM ETMEK ICIN 1 ve ENTER TUSUNA
BASINIZ!'
READ *, CEVAP
IF(CEVAP.EQ.1) GOTO 1
PRINT*, '    DPs      Rm      Rm+Ri      Ri'
DO 30 N=1,L
Ri(N)=Rmi(N)-Rm(N)
WRITE(*,20)DPs(N),Rm(N),Rmi(N),Ri(N)
20 FORMAT(1X,F4.2,4X,3(E9.3,4X))
30 CONTINUE
STOP
END

```

DİRENÇ HESAPLAMALARI (Program sonuçları)

Farklı Basıncılarda membran direnci (R_m) ve giderilemeyen direç (R_i)

DPs (Bar)	R_m (1/m)	R_m+R_i (1/m)	R_i (1/m)
0.30	0.643E+11	0.674E+11	0.306E+10
0.90	0.685E+11	0.708E+11	0.228E+10
1.50	0.708E+11	0.729E+11	0.219E+10
2.10	0.768E+11	0.777E+11	0.903E+09
3.00	0.809E+11	0.818E+11	0.935E+09

0.3 Bar Membran Basıncındaki Toplam(R_t) ve Kek Direnci (R_c)

t (dakika)	R_t (1/m)	R_c (1/m)
30.0	0.354E+12	0.286E+12
60.0	0.358E+12	0.291E+12
120.0	0.515E+12	0.447E+12
180.0	0.590E+12	0.522E+12
210.0	0.612E+12	0.544E+12
240.0	0.626E+12	0.558E+12
270.0	0.663E+12	0.596E+12
300.0	0.697E+12	0.630E+12
360.0	0.755E+12	0.687E+12
480.0	0.951E+12	0.884E+12
720.0	0.128E+13	0.121E+13
1440.0	0.200E+13	0.193E+13

0.9 Bar Membran Basıncındaki Toplam(R_t) ve Kek Direnci (R_c)

t (dakika)	R_t (1/m)	R_c (1/m)
30.0	0.386E+12	0.315E+12
60.0	0.472E+12	0.401E+12
90.0	0.547E+12	0.476E+12
150.0	0.712E+12	0.642E+12
240.0	0.973E+12	0.902E+12
270.0	0.102E+13	0.948E+12
300.0	0.103E+13	0.962E+12
360.0	0.115E+13	0.108E+13
420.0	0.129E+13	0.122E+13
480.0	0.142E+13	0.135E+13
720.0	0.194E+13	0.187E+13
1440.0	0.340E+13	0.333E+13

1.5 Bar Membran Basıncındaki Toplam(Rt) ve Kek Direnci(Rc)

t(dakika)	Rt(1/m)	Rc(1/m)
30.0	0.442E+12	0.369E+12
60.0	0.607E+12	0.534E+12
120.0	0.976E+12	0.903E+12
180.0	0.125E+13	0.118E+13
240.0	0.137E+13	0.130E+13
270.0	0.142E+13	0.134E+13
330.0	0.158E+13	0.151E+13
390.0	0.178E+13	0.171E+13
450.0	0.192E+13	0.184E+13
510.0	0.210E+13	0.202E+13
1440.0	0.478E+13	0.471E+13

2.1 Bar Membran Basıncındaki Toplam(Rt) ve Kek Direnci(Rc)

t(dakika)	Rt(1/m)	Rc(1/m)
30.0	0.521E+12	0.444E+12
60.0	0.742E+12	0.664E+12
90.0	0.892E+12	0.815E+12
180.0	0.152E+13	0.144E+13
210.0	0.161E+13	0.153E+13
270.0	0.182E+13	0.174E+13
360.0	0.226E+13	0.218E+13
420.0	0.245E+13	0.238E+13
450.0	0.240E+13	0.232E+13
600.0	0.300E+13	0.292E+13
1440.0	0.570E+13	0.562E+13

3.0 Bar Membran Basıncındaki Toplam(Rt) ve Kek Direnci(Rc)

t(dakika)	Rt(1/m)	Rc(1/m)
30.0	0.590E+12	0.508E+12
60.0	0.786E+12	0.704E+12
90.0	0.931E+12	0.849E+12
150.0	0.123E+13	0.115E+13
210.0	0.157E+13	0.148E+13
270.0	0.181E+13	0.172E+13
360.0	0.221E+13	0.213E+13
420.0	0.249E+13	0.240E+13
480.0	0.278E+13	0.270E+13
630.0	0.350E+13	0.341E+13
720.0	0.392E+13	0.384E+13
900.0	0.471E+13	0.463E+13
1440.0	0.693E+13	0.685E+13

EK-4. ÇAMURUN AKIŞ ÖZELLİKLERİNİ HESAPLAYAN FOTRAN 77 BİLGİSAYAR PROGRAMI VE BİR ÖRNEK SONUÇ

```

        DIMENSION TRFI(100),B(100),A(100),RH(100),COD(100),
        *C(100),R(100),C1(100),C2(100),C3(100),V(100)
C*****GIRIS BOLUMU
C*****BU PROGRAM LINEER REGRASYON METODU KULLANARAK NEWTONIAN BINGHAM
C*****VE OSWALD DE WAELE MODELLERİ İCİN AKIS ÖZELLİKLERİNİ HESAPLAR
C*****TRFI: KAYMA GERİLİMİ,RH: ROTOR DEVİR SAYISI,C,C1,C2,C3:SIRASIYLA
C*****15,20,25,30 C SICAKLIKTA OKUNAN TORK DEĞERLERİ,D:ROTOR CAPI,D1 :
C*****NUMUNE KABİNİN İC CAPI
        OPEN(UNIT=1,FILE='HIZ.DAT')
        WRITE(*,*)'CALISTIGINIZ HIZ SAYISINI GIRINIZ='
        READ(*,*)L
        DO 111 N=1,L
        READ(1,6,END=51)R(N),C(N),C1(N),C2(N),C3(N)
6        FORMAT(7X,F4.1,4X,F5.2,2X,F5.2,2X,F5.2,2X,F5.2)
111        CONTINUE
        OPEN(4,FILE='BING.CIK')
        D=19E-3
        D1=28E-3
        REU=6.5E-2
        WRITE(*,*)'CALISTIGINIZ SICAKLIK SAYISINI GIRINIZ='
        READ(*,*)K
        DO 100 I=1,K
        TA=0
        TB=0
        TAB=0
        TAK=0
        TBK=0
        WRITE(*,*)'FAKTR DEĞERİN GİRİNİZ='
        READ(*,*)F
        WRITE(*,*)'SICAKLIK DEĞERİN GIRINIZ='
        READ(*,*)S
        WRITE(*,91)S
        WRITE(4,91)S
91        FORMAT(/,/,2X,'SICAKLIK=',F7.3)
        WRITE(*,7)
        WRITE(4,7)
7        FORMAT(2X,/, '      HIZ                TORK ',/,
* '-----')
        N=1
        DO 141 N=1,L
        IF(I.EQ.1) GOTO 21
        IF(I.EQ.2) GOTO 22
        IF(I.EQ.3) GOTO 23
        RH(N)=R(N)
        COD(N)=C3(N)
        GOTO 24
23        RH(N)=R(N)
        COD(N)=C2(N)
        GOTO 24
22        RH(N)=R(N)
        COD(N)=C1(N)
        GOTO 24
21        RH(N)=R(N)
        COD(N)=C(N)
24        WRITE(*,9)RH(N),COD(N)
        WRITE(4,9)RH(N),COD(N)

```

```

9      FORMAT(2X,F5.2,9X,F9.3)
141    CONTINUE
      DO 127 J=1,3
      N=1
2      TRFI(N)=COD(N)/(F*2*3.141592*REU*(D/2)**2)
      IF(J.EQ.1)GOTO 44
      IF(J.EQ.2)GOTO 45
      V(N)=RH(N)/60
      B(N)=ALOG(V(N))
      A(N)=ALOG(TRFI(N))
      GOTO 32
45     V(N)=RH(N)/60
      B(N)=V(N)
      A(N)=TRFI(N)
      GOTO 32
44     V(N)=RH(N)/60
      B(N)=4*3.141592*V(N)/(1-(D/D1)**2)
      A(N)=TRFI(N)
C*****REREASYON BOLUMU
32     TA=TA+A(N)
      TB=TB+B(N)
      TAB=TAB+A(N)*B(N)
      TAK=TAK+A(N)**2
      TBK=TBK+B(N)**2
      IF(N.EQ.L) GOTO 1
      N=N+1
      GOTO 2
1      IF(J.EQ.1)GOTO 46
      IF(J.EQ.2)GOTO 47
C*****HESAP BOLUMU
      WRITE(*,17)
      WRITE(4,17)
17     FORMAT(2X,/, '-----OSWALD DE WEAL MODEL-----',/,
* 2X,/, '          n          m          r ',/,
* '-----' )
      EGIM=(N*TAB-TA*TB)/(N*TBK-TB**2)
      AYMA=(TA-EGIM*TB)/N
      COR=(N*TAB-TB*TA)/((N*TBK-TB**2)*(N*TAK-TA**2))*0.5
      AINDEK=EGIM
      G=D/D1
      E=(EGIM*ALOG((4*3.141592)/(EGIM*(1-(G)**(2/EGIM)))))
      ASABIT=2.718281828** (AYMA-E)
      WRITE(*,99)AINDEK,ASABIT,COR
      WRITE(4,99)AINDEK,ASABIT,COR
99     FORMAT(2X,F11.6,4X,F9.6,4X,F11.6)
      WRITE(*,77)
      WRITE(4,77)
77     FORMAT(2X,/, '      KAYMA GER      KAYMA HIZI      GOR VIS',/,
* '-----' )
      DO 144 N=1,L
      G=D/D1
      HB=((4*3.141592*V(N))/(EGIM*(1-G** (2/EGIM))))**EGIM
      GV=ASABIT*(HB)**(AINDEK-1)
      WRITE(*,94)TRFI(N),HB,GV
      WRITE(4,94)TRFI(N),HB,GV
94     FORMAT(2X,F11.6,6X,F11.6,5X,F11.6)
144    CONTINUE
      GOTO 127
46     WRITE(*,117)
      WRITE(4,117)
117    FORMAT(2X,/, '-----NEWTONIAN MODEL-----',/,

```

```

* 2X,/, ' MO R ',/,
* '-----')
EGIM=(N*TAB-TA*TB)/(N*TBK-TB**2)
AYMA=(TA-EGIM*TB)/N
COR=(N*TAB-TB*TA)/((N*TBK-TB**2)*(N*TAK-TA**2))**0.5
VIS=EGIM
WRITE(*,999)VIS,COR
WRITE(4,999)VIS,COR
999 FORMAT(2X,F9.6,10X,F9.6)
WRITE(*,777)
WRITE(4,777)
777 FORMAT(2X,/, ' KAYMA GER KAYMAHIZI',/,
* '-----')
DO 187 N=1,L
G=D/D1
HB=4*3.141592*V(N)/(1-(D/D1)**2)
WRITE(*,74)A(N),HB
WRITE(4,74)A(N),HB
74 FORMAT(2X,F9.6,10X,F9.6)
187 CONTINUE
GOTO 333
47 WRITE(*,61)
WRITE(4,61)
61 FORMAT(4X,/, '-----BINGHAM MODEL-----',/,
* 2X,/, ' MO TO R ',/,
* '-----')
EGIM=(N*TAB-TA*TB)/(N*TBK-TB**2)
AYMA=(TA-EGIM*TB)/N
COR=(N*TAB-TB*TA)/((N*TBK-TB**2)*(N*TAK-TA**2))**0.5
VIS=(1-(D/D1)**2)/(4*3.141592)*EGIM
EKG=-(1-(D/D1)**2)/(2*ALOG(D/D1))*AYMA
WRITE(*,93)VIS,EKG,COR
WRITE(4,93)VIS,EKG,COR
93 FORMAT(2X,F11.6,8X,F9.6,8X,F11.6)
WRITE(*,71)
WRITE(4,71)
71 FORMAT(2X,/, ' KAYMA GER KAYMAHIZI ',/,
* '-----')
DO 188 N=1,L
G=D/D1
GB=(EKG/VIS)*(1+2*ALOG(G)/(1-G**2))-4*3.141592*B(N)/(1-G**2)
HB=-GB
WRITE(*,86)A(N),HB
WRITE(4,86)A(N),HB
86 FORMAT(2X,F11.6,9X,F11.6)
188 CONTINUE
333 TA=0
TB=0
TAB=0
TAK=0
TBK=0
PAUSE
127 CONTINUE
100 CONTINUE
STOP
51 END

```

Örnek Sonuç: 27. Günde Biyoreaktörden Alınan Çamur İçin Akış Özelliklerini
Belirleyen Bilgisayar Programı Sonuçları

E HIZ.DAT

<u>HIZ</u>	<u>15°C</u>	<u>20°C</u>	<u>25°C</u>	<u>30°C</u>
6.0	4.2	3.7	3.2	3.0
12.0	5.8	5.2	4.1	3.9
18.0	7.2	6.1	5.4	4.5
24.0	8.0	7.0	6.0	5.1
30.0	9.8	7.5	6.8	5.3
36.0	10.4	7.8	7.2	6.0
42.0	11.0	8.4	7.9	6.6
48.0	11.5	9.0	8.4	7.0
54.0	11.9	9.6	8.8	7.5
60.0	12.5	10.0	9.2	7.7

SONUÇLAR

SICAKLIK= 15.000

<u>HIZ (rpm)</u>	<u>TORK (Birim)</u>
6.00	4.200
12.00	5.800
18.00	7.200
24.00	8.000
30.00	9.800
36.00	10.400
42.00	11.000
48.00	11.500
54.00	11.900
60.00	12.500

-----NEWTONIAN MODEL-----

MO (g/cm.s)

R

0.072067

0.973580

KAYMA GER

KAYMAHIZI

0.783300

2.329086

1.081700

4.658171

1.342800

6.987257

1.492000

9.316342

1.827700

11.645430

1.939600

13.974510

2.051500

16.303600

2.144750

18.632680

2.219350

20.961770

2.331250

23.290850

-----BINGHAM MODEL-----

MO

TO

R

0.072067

0.555326

0.973581

KAYMA GER

KAYMAHIZI

0.783300

5.699485

1.081700

8.028571

1.342800

10.357660

1.492000

12.686740

1.827700

15.015830

1.939600

17.344910

2.051500

19.674000

2.144750

22.003080

2.219350

24.332170

2.331250

26.661250

-----OSWALD DE WEAL MODEL-----

n	m	r
0.484871	0.444175	0.996338
KAYMA GER	KAYMA HIZI	GOR VIS
0.783300	1.770321	0.330959
1.081700	2.477494	0.278347
1.342800	3.015742	0.251538
1.492000	3.467155	0.234098
1.827700	3.863333	0.221407
1.939600	4.220411	0.211551
2.051500	4.547945	0.203561
2.144750	4.852146	0.196883
2.219350	5.137315	0.191176
2.331250	5.406581	0.186210