



**HİDRODİNAMİK KAVİTASYON DESTEKLİ
İLERİ OKSİDASYON PROSESLERİ İLE
BATIK MEMBRAN BİYOREAKTÖR HİBRİT
SİSTEMİNDE SIZINTI SUYU ARITIMI**

İbrahim CENGİZ

Doktora Tezi

Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı

Çevre Bilimleri Bilim Dalı

Prof. Dr. Ergün YILDIZ

2018

Her hakkı saklıdır

**ATATÜRK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

DOKTORA TEZİ

**HİDRODİNAMİK KAVİTASYON DESTEKLİ İLERİ
OKSİDASYON PROSESLERİ İLE BATIK MEMBRAN
BİYOREAKTÖR HİBRİT SİSTEMİNDE SIZINTI SUYU ARITIMI**

İbrahim CENGİZ

**ÇEVRE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI
Çevre Bilimleri Bilim Dalı**

**ERZURUM
2018**

Her hakkı saklıdır



T.C.
ATATÜRK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ



TEZ ONAY FORMU

**HİDRODİNAMİK KAVİTASYON DESTEKLİ İLERİ OKSİDASYON
PROSELERİ İLE BATIK MEMBRAN BİYOREAKTÖR HİBRİT
SİSTEMİNDE SIZINTI SUYU ARITIMI**

Prof. Dr. Ergün YILDIZ danışmanlığında, İbrahim CENGİZ tarafından hazırlanan bu çalışma 03/01/2018 tarihinde aşağıdaki jüri tarafından Çevre Mühendisliği Ana Bilim Dalı – Çevre Bilimleri Bilim Dalı'nda Doktora tezi olarak ~~oy birliği/oy çokluğu~~ (5/5) ile kabul edilmiştir.

Başkan : Prof. Dr. Bülent KESKİNLER

İmza :

Üye : Prof. Dr. Recep BONCUKCUOĞLU

İmza :

Üye : Prof. Dr. Ahmet KARAGÜNDÜZ

İmza :

Üye : Prof. Dr. Ergün YILDIZ

İmza :

Üye : Prof. Dr. Oral LAÇIN

İmza :

Yukarıdaki sonuç;

Enstitü Yönetim Kurulu .08./02./2018. tarih ve .6./..83... nolu kararı ile onaylanmıştır.


Prof. Dr. Cavit KAZAZ
Enstitü Müdürü

Bu çalışma TÜBİTAK projeleri kapsamında desteklenmiştir.
Proje No: 113Y425

Not: Bu tezde kullanılan özgün ve başka kaynaklardan yapılan bildirişlerin, çizelge, şekil ve fotoğrafların kaynak olarak kullanımı, 5846 sayılı Fikir ve Sanat Eserleri Kanunundaki hükümlere tabidir

ÖZET

Doktora Tezi

HİDRODİNAMİK KAVİTASYON DESTEKLİ İLERİ OKSİDASYON PROSESLERİ İLE BATIK MEMBRAN BİYOREAKTÖR HİBRİT SİSTEMİNDE SIZINTI SUYU ARITIMI

İbrahim CENGİZ

Atatürk Üniversitesi
Fen Bilimleri Enstitüsü
Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı
Çevre Bilimleri Bilim Dalı

Danışman: Prof. Dr. Ergün YILDIZ

Bu çalışmada biyolojik olarak zor arıtılan sızıntı suyu kullanılarak orifis ve rotor esaslı hidrodinamik kavitasyon reaktörlerin oksidasyon prosesleri ve batık membran biyoreaktör sistemi (BMBR) ile birlikte kullanılabilirliği araştırılmıştır. Sızıntı suyunun sadece hidrodinamik kavitasyon (HDK) ile arıtımı çalışıldıktan sonra, HDK ile birlikte ozon, hidrojen peroksit ve Fenton uygulamaları yapılmıştır. Daha sonra farklı çamur yaşı, hidrolik kalış süresi ve hacimsel organik yüklemeler altında HDK + ozonlama prosesinin batık membran biyoreaktörün (BMBR) öncesinde ve sonrasında kullanımının etkisi incelenmiştir. Yapılan çalışmalarda HDK'un sızıntı suyu arıtımında tek başına yeterli olmadığı anlaşılmıştır. Ancak diğer oksidasyon prosesleri ile birlikte kullanıldığında, her bir oksidasyon prosesine göre aynı sürede daha az kimyasal madde kullanılsa dahi daha yüksek arıtma verimlerine ulaşıldığı görülmüştür. HDK'un oluşturduğu yüksek türbülans nedeniyle klasik ozonlamaya göre ozon gazının daha etkin kullanılmasına yol açtığı anlaşılmıştır. Sadece Fenton ile yapılan çalışmada %45 olan KOİ giderim verimi aynı kimyasal madde miktarı ve sürede Fenton + HDK ile $C_v=0,11$ için %64'e çıkmaktadır. Kullanılan kimyasal madde miktarı azaldıkça kavitasyonun etkisi daha fazla görülmektedir. Sızıntı suyunun ozonlama + HDK reaktör ile BMBR sisteminde kombine arıtılmasına yönelik 425 günlük çalışmalarda ise BMBR sonrası ozonlama + HDK sistemi, ozonlama + HDK sonrası BMBR uygulamasına göre ortalama %29 daha fazla KOİ giderim verimine neden olmuştur. Hesaplanan $5 \text{ mgO}_2/\text{g UAKM-saat}$ 'lik özgül oksijen kullanım hız değerleri ortalaması ile oldukça güç arıtılan bir atıksu olduğu belirlenen sızıntı suyu ozonlama + HDK reaktör desteği ile birlikte kullanıldığında $18 \text{ L/m}^2\text{saat}$ 'lik akı değerine kadar ortalama %75 KOİ giderim verimi elde edilebilmiştir. Bulgular HDK'un biyolojik olarak arıtımı çok zor atıksuların arıtılmasında önemli bir itici güç olabileceğini göstermektedir.

2018, 137 Sayfa

Anahtar Kelimeler: Hidrodinamik kavitasyon, Batık membran biyoreaktör, Sızıntı suyu arıtımı, İleri oksidasyon prosesleri

ABSTRACT

Ph.D. Thesis

LEACHATE TREATMENT WITH HYDRODYNAMIC CAVITATION SUPPORTED OXIDATION PROCESSES AND SUBMERGED MEMBRANE BIOREACTOR HYBRID SYSTEM

İbrahim CENGİZ

Ataturk University
Graduate School of Natural and Applied Sciences
Department of Environmental Engineering
Department of Environmental Science

Supervisor: Prof. Dr. Ergün YILDIZ

In this study, application of orifice and rotor based hydrodynamic cavitation reactor as hybrid or combine with other oxidation processes for treatment of biologically resistant leachate was investigated. After treatment studies of leachate with HC, H₂O₂, ozone and Fenton processes were applied together with HC. Afterwards, effect of using HC + ozonation process before and after submerged membrane bioreactor (SMBR) under different sludge age, hydraulic retention time and volumetric organic loads were investigated. Studies have shown that HC alone is not sufficient in leachate treatment. However, when used in combination with other oxidation processes, it has been found that higher treatment efficiencies have been achieved, even with less chemical usage in the same time period compared to all of the other oxidation processes. It has been understood that due to the high turbulence produced by HC, ozone gas is used more effectively than conventional ozone. COD removal efficiency increased from 45% to 64 % for C_v=0,11, when Fenton process performed with HC instead of lone process. As the amount of chemical used decreases, the effect of cavitation is more visible. In study of leachate treatment in combined system of SMBR and ozonation + HC reactor for 425 days showed that the use of SMBR after ozonation + HC reactor resulted in average %29 more COD removal than use of SMBR before ozonation + HC reactor. When used in combination with ozonation + HC reactor support for leachate treatment which is highly resistant wastewater with a calculated average hourly SOUR values of 5 mg O₂/g MLVSS, average 75% COD removal efficiencies were obtained up to 18 L/ m²h flux values. According to results, HC is an important technique which can be initiative for the treatment of biologically resistant wastewater.

2018, 137 Pages

Keywords: Hydrodynamic cavitation, Submerged membrane bioreactor, Leachate treatment, Advanced oxidation process

TEŞEKKÜR

Bu çalışmanın gerçekleşmesinde gerek maddi gerekse manevi her türlü desteğini esirgemeyen, çalışmalarına bilimsel anlamda yön veren ve karşılaştığım problemlerin çözümünde yardımcı olan hocam Sayın Prof. Dr. Ergün YILDIZ'a sonsuz teşekkürlerimi sunarım.

Çalışmanın başından sonuna kadar ilgi ve alakasını hiçbir zaman esirgemeyen değerli hocam ve abim Sayın Yrd. Doç. Dr. Nejdet DEĞERMENCİ'ye teşekkürü bir borç bilirim. Laboratuvar çalışmalarında desteğini esirgemeyen sevgili dostlarım Dr. Sinan KUL'a, Sayın Arş. Gör. Atila TAŞDEMİR'e, Onur SÖZÜDOĞRU'ya ve Çevre Mühendisliği Bölümünde görev yapan değerli çalışanlara teşekkürlerimi sunarım.

Deneysel çalışmalarında kullandığım membranları temin ettiğim İTÜ MEMTEK'e ve sızıntı suyu temin edilmesinde desteklerinden dolayı Erzurum Büyükşehir Belediyesi'ne teşekkür ederim. Ayrıca 113Y425 nolu proje kapsamında desteklerinde dolayı TÜBİTAK'a teşekkür ederim.

Çalışmalarım boyunca beni cesaretlendiren birbirinden değerli kardeşlerime, hayatımın her aşamasında maddi manevi desteklerini eksik etmeyen ve eşsiz sevgilerini tereddüt etmeden sunan, çalışmalarımın dolaylı olarak ihmal ettiğim aileme ve eşim Büşra'ya sonsuz teşekkürlerimi sunarım.

İbrahim CENGİZ

Ocak, 2018

İÇİNDEKİLER

ÖZET.....	i
ABSTRACT	ii
TEŞEKKÜR.....	iii
SİMGELER ve KISALTMALAR DİZİNİ	vi
ŞEKİLLER DİZİNİ.....	vii
ÇİZELGELER DİZİNİ	xii
1. GİRİŞ.....	1
2. KURAMSAL TEMELLER.....	4
2.1. Sızıntı Suyu	4
2.1.1. Sızıntı suyu arıtım yöntemleri	5
2.2. Ozonlama.....	17
2.3. Fenton Prosesi	18
2.4. Membran Prosesler.....	22
2.4.1. Membran Biyoreaktörler (MBR).....	24
2.5. Hidrodinamik Kaviteasyon	26
2.5.1. Hidrodinamik kaviteasyon hakkında genel bilgiler	26
2.5.2. Çevre mühendisliği alanında hidrodinamik kaviteasyon uygulamaları	31
3. MATERYAL ve YÖNTEM.....	39
3.1. Materyal.....	39
3.1.1. Atıksu temini ve özelliklerinin belirlenmesi	39
3.1.2. Kaviteasyon çalışmalarında kullanılan reaktörler.....	41
3.1.3. Membran biyoreaktör sistemi.....	49
3.1.4. Ozonlama sistemi ve kesikli işletilen tam karışımli reaktör.....	59
3.2. Yöntem	60
3.2.1. Analiz metotları.....	60
3.2.1.a. Kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ) analizi.....	60
3.2.1.b. Toplam organik karbon ve toplam azot analizi	61
3.2.1.c. İyon kromatograf ile iyon analizi	62
3.2.1.d. Amonyum analizi	62

3.2.1.e. Hidrojen peroksit (H ₂ O ₂) analizi	63
3.2.1.f. Askıda katı madde ve uçucu askıda katı madde ölçülmesi	64
3.2.1.g. Çözünmüş oksijen, pH ve iletkenlik	64
3.2.1.h. Oksijen kullanım hızının (OKH) belirlenmesi	64
3.2.1.i. Amonyak sıyırma modeli	65
3.2.2. Deneysel sistemin işletilmesi	67
4. ARAŞTIRMA BULGULARI	69
4.1. Sızıntı Suyunda Amonyakın Kaviteasyon Reaktörde Sıyırılması	69
4.2. Sızıntı Suyunun Sadece Oksidasyon Prosesleri ile Arıtılması	74
4.2.1. Sadece Fenton ile yapılan denemeler	74
4.2.1.a. pH'nın etkisi	75
4.2.1.b. H ₂ O ₂ konsantrasyonunun etkisi	78
4.2.1.c. Fe ⁺² konsantrasyonunun etkisi	80
4.2.1.d. Sıcaklığın etkisi	81
4.2.2. Sadece H ₂ O ₂ ve H ₂ O ₂ + R-HDKR ile yapılan çalışmalar	82
4.2.3. Sadece ozon ile yapılan denemeler	83
4.3. Sızıntı Suyunun İOP ve Kaviteasyon ile Arıtılması	85
4.3.1. HDKR destekli Fenton prosesi ile sızıntı suyunun arıtımı	85
4.3.1.a. Orifis esaslı HDKR'de sızıntı suyunun Fenton prosesi ile arıtımı	85
4.3.1.b. Rotor esaslı HDKR'de sızıntı suyunun Fenton prosesi ile birlikte arıtımı	89
4.3.1.c. Orifis ve rotor esaslı kaviteasyon prosesinde sızıntı suyunun Fenton ile arıtımının karşılaştırılması	93
4.3.2. Hidrodinamik kaviteasyon destekli ozonlama prosesi ile sızıntı suyu arıtımı	94
4.3.2.a. Orifis esaslı HDKR'de sızıntı suyunun ozonlama ile birlikte arıtımı	94
4.3.2.b. Rotor esaslı HDKR'de sızıntı suyunun ozonlama ile birlikte arıtımı	96
4.3.2.c. Orifis ve rotor esaslı kaviteasyon prosesinde sızıntı suyunun ozonlama ile arıtımının karşılaştırılması	102
4.4. Sızıntı Suyunun İOP Destekli HDK ve BMBR'lerde Birlikte Arıtımı	104
4.5. HDK Destekli Batık Membran Biyoreaktörlerde Membran Kirlenmesi	123
5. SONUÇ ve ÖNERİLER	126
KAYNAKÇA	131
ÖZGEÇMİŞ	138

SİMGELER ve KISALTMALAR DİZİNİ

AKM	Askıda Katı Madde (mg/L)
BMBR	Batık Membran Biyoreaktör
BOİ	Biyolojik Oksijen İhtiyacı
C_v	Boyutsuz Kavitasyon sayısı
C_{vi}	Kavitasyon başlangıç sayısı
k	Reaksiyon Hız Sabiti
KOİ	Kimyasal Oksijen İhtiyacı
M_A	Molekül ağırlığı (g/mol)
mS	Mili siemens
mg	Miligram
n	Rotor devir sayısı
İOP	İleri oksidasyon prosesi
μS	Mikro siemens
OH•	Hidroksil Radikali
OKH	Oksijen Kullanım Hızı (mg O ₂ /L saat)
O-HDKR	Orifis Esaslı Hidrodinamik Reaktör
ÖOKH	Özgül Oksijen Kullanım Hızı (mg O ₂ /gUAKMsaat)
R-HDKR	Rotor Esaslı Hidrodinamik Reaktör
R•	Organik Radikal
t	Zaman
T	Sıcaklık
TK	Toplam Karbon
TOK	Toplam Organik Karbon

ŞEKİLLER DİZİNİ

Şekil 2.1. Membran prosesinin işletilmesi.....	23
Şekil 2.2 Membran biyoreaktör konfigürasyonları (a) harici (b) batık.....	25
Şekil 2.3. Hidrodinamik kavitasyonda akışkan akışı ve basınç değişimi	30
Şekil 3.1. Süngerli katı atık deponi alanından alınan ve laboratuvara getirilen sızıntı suyu	39
Şekil 3.2. Hazır alınan 5 mm'lik kavitasyon tüpünün fotoğrafı	42
Şekil 3.3. 5 mm kavitasyon tüpünün kullanıldığı deney sisteminin fotoğrafı	42
Şekil 3.4. Farklı çaplarda kavitasyon tüplerinin imlatına ait fotoğraflar	43
Şekil 3.5. 7,00 mm çapındaki kavitasyon tüpünün kesiti ve ölçüleri	44
Şekil 3.6. 7,00 mm çapındaki kavitasyon tüpünün üç boyutlu çizimi	44
Şekil 3.7. Ön arıtımda kullanılan orifis esaslı HDKR	45
Şekil 3.8. Kavitasyon tüpü üzerindeki gaz giriş noktası.....	46
Şekil 3.9. Rotor esaslı hidrodinamik kavitasyon sisteminin fotoğrafı.....	47
Şekil 3.10. Rotor esaslı HDK reaktörün disklerinin teknik resim çizim ve fotoğrafları.....	48
Şekil 3.11. Rotor esaslı hidrodinamik kavitasyon sisteminde rotor devir sayısı ile elde edilen dönme hızları ve hesaplanan kavitasyon sayılarının (C_v) değişimi ..	49
Şekil 3.12. Orifis esaslı hidrodinamik kavitasyon sisteminde farklı orifis çapında en yüksek debilerde elde edilen orifisteki sıvı hızları ve hesaplanan kavitasyon sayılarının (C_v) değişimi.....	49
Şekil 3.13. Laboratuvar ölçekli hollow fiber membran batık membran biyoreaktör sistemi.....	50
Şekil 3.14. BMBR otomasyon yazılımının ana ekran görüntüsü	51
Şekil 3.15. İşletme parametrelerinin girildiği ara birimin ekran görüntüsü.....	52
Şekil 3.16. Akı değerlerinin kontrolü (5 L/m ² saat, 15 dakika filtrasyon, 2 dakika 50 rpm geri yıkama)	53
Şekil 3.17. Akı değerlerinin kontrolü (3 L/m ² saat, 30 dakika filtrason, 2 dakika duraksama)	54
Şekil 3.18. Tanklardaki su seviyelerinin zamanla değişimi.....	54

Şekil 3.19. Farklı akı değerleri için ölçülen transmembran değerlerinin değişimi.....	56
Şekil 3.20. (a) Hollow fiber membranların yerleşim düzeni ve (b) alt bölüm 3-D çizimi.....	57
Şekil 3.21. HF membran modülü üç boyutlu çizimi ve yapım aşamalarına ait bazı fotoğraflar.....	58
Şekil 3.22. Hollow fiber membran modülünün reaktör içindeki fotoğrafı	59
Şekil 3.23. Deneylerde kullanılan ozon jeneratörü ve ozon gaz ölçüm cihazı	59
Şekil 3.24. Kesikli deneylerde kullanılan reaktör fotoğrafı.....	60
Şekil 3.25. KOİ analizinde kullanılan kalibrasyon eğrisi	61
Şekil 3.26. İyon seçici elektrot için kullanılan NH_4^+ kalibrasyon eğrisi	63
Şekil 3.27. H_2O_2 analizi kalibrasyon eğrisi.....	64
Şekil 3.28. Tam karışımli kesikli bir reaktörde hava ile amonyağın sıyırılması için kullanılan kontrol hacminin şematik gösterimi.....	65
Şekil 3.29. Deneysel sistemin akış şeması.....	68
Şekil 4.1. Orifis esasli hidrodinamik kaviteasyon reaktörde amonyağın sıyırılması	69
Şekil 4.2. Orifis esasli hidrodinamik kaviteasyon ile sızıntı suyunun KOİ değişimi	71
Şekil 4.3. Orifis esasli hidrodinamik kaviteasyon reaktörde amonyağın sıyırılması	72
Şekil 4.4. Orifis esasli hidrodinamik kaviteasyon ile sızıntı suyundan KOİ giderimi	72
Şekil 4.5. Rotor esasli hidrodinamik kaviteasyon reaktörde sızıntı suyunun ozonlaması esnasında amonyak konsantrasyonlarının zamanla değişimi ve oluşturulan model	73
Şekil 4.6. pH=3,5 için klasik Fenton prosesinde KOİ, TOK ve H_2O_2 'in zamanla değişimi	75
Şekil 4.7. Farklı pH değerlerinde klasik Fenton prosesinde KOİ'nin zamanla değişimi	76
Şekil 4.8. Farklı pH değerlerinde klasik Fenton prosesinde TOK'nun zamanla değişimi	76
Şekil 4.9. Farklı pH değerlerinde klasik Fenton prosesinde H_2O_2 'in zamanla değişimi	77
Şekil 4.10. Farklı pH değerlerinde klasik Fenton prosesinde % KOİ ve TOK giderim verimleri.....	77

Şekil 4.11. Farklı H ₂ O ₂ konsantrasyonlarında klasik Fenton prosesinde KOİ ve TOK giderim verimleri.....	79
Şekil 4.12. Farklı Fe ⁺² konsantrasyonlarında klasik Fenton prosesinde KOİ ve TOK giderim verimleri.....	80
Şekil 4.13. Farklı sıcaklıklarda klasik Fenton prosesinde KOİ ve TOK giderim verimleri	81
Şekil 4.14. Farklı ozon gazı debilerinde sızıntı suyunun klasik ozonlama ile KOİ'nin zamanla değişimi.....	84
Şekil 4.15. Farklı ozon gazı debilerinde sızıntı suyunun klasik ozonlama ile TOK'nun zamanla değişimi.....	85
Şekil 4.16. Farklı kavitasyon sayılarında O-HDKR'de KOİ giderim verimleri.....	86
Şekil 4.17. Klasik Fenton ile Fenton+HDK ile sızıntı suyunun arıtımında H ₂ O ₂ ve Fe ⁺² miktarlarının KOİ giderimine etkisi	87
Şekil 4.18. Klasik Fenton ile Fenton+HDK ile sızıntı suyunun arıtımında H ₂ O ₂ ve Fe ⁺² miktarlarının TOK giderimine etkisi	88
Şekil 4.19. Klasik Fenton ile Fenton+HDK ile sızıntı suyunun arıtımında H ₂ O ₂ ve Fe ⁺² miktarlarında KOİ ve TOK giderim verimleri	88
Şekil 4.20. R-HDKR'de sızıntı suyu arıtımında farklı besleme debilerinde KOİ'nin zamanla değişimi.....	90
Şekil 4.21. R-HDKR'de sızıntı suyu arıtımında farklı besleme debilerinde TOK'nun zamanla değişimi.....	90
Şekil 4.22. R-HDKR'de sızıntı suyu arıtımında farklı geçiş sayılarında KOİ ve TOK giderim verimleri.....	91
Şekil 4.23. Klasik ozonlama ile ozon+O-HDKR ile sızıntı suyunun arıtımında zamanla KOİ değişimi.....	95
Şekil 4.24. Klasik ozonlama ile ozon+O-HDKR ile sızıntı suyunun arıtımında zamanla TOK değişimi.....	95
Şekil 4.25. Ozon + R-HDKR'de sızıntı suyunun arıtımında zamanla KOİ değişimi	96
Şekil 4.26. Ozon + R-HDKR'de sızıntı suyunun arıtımı esnasında alınan numunelerin fotoğrafı.....	97
Şekil 4.27. Ozon+R-HDKR'de farklı ozon gazı debilerinde elde edilen % KOİ giderimi	98

Şekil 4.28. Farklı geçiş sayısı ve ozon gaz konsantrasyonlarında KOİ giderim yüzdeleri	99
Şekil 4.29. Sızıntı suyunun Ozonlama+R-HDKR ile arıtımında geçiş sayısı ile KOİ'nin değişimi ve ozonlama kapasiteleri üzerine etkisi	100
Şekil 4.30. Ham Sızıntı suyunun ve BMBR1 çıkış suyunun Ozonlama+R-HDKR ile arıtımında ozonlama kapasiteleri değişimi.....	101
Şekil 4.31. Akı ve transmembranların zamanla değişim örneği (BMBR1).....	106
Şekil 4.32. Membran biyoreaktörlere beslenen sızıntı suyunun KOİ değişimi	107
Şekil 4.33. Membran biyoreaktörlere yapılan hacimsel organik yüklemelerin zamanla değişimi.....	108
Şekil 4.34. Uygulanan membran akıları ve bu akılarla sağlanan hidrolik kalış sürelerinin değişimi	109
Şekil 4.35. Deneyler boyunca BMBR1 ve BMBR2'de çamur yaşı değişimi.....	110
Şekil 4.36. Deneyler boyunca BMBR1 ve BMBR2'de AKM değerlerinin değişimi... ..	110
Şekil 4.37. Deneyler boyunca BMBR1 ve BMBR2'de UAKM değerlerinin değişimi	111
Şekil 4.38. Deneyler boyunca BMBR1 ve BMBR2 çıkış KOİ değerlerinin değişimi ..	112
Şekil 4.39. Son 125 gün BMBR1 ve BMBR2'de artan organik yüklemelere karşılık çıkış KOİ değişimi	112
Şekil 4.40. Sızıntı suyu arıtımında sadece BMBR1 ve BMBR2 KOİ giderim verimlerinin değişimi	113
Şekil 4.41. Ozonlama + R-HDK + BMBR2 kombinasyonu ve BMBR1'in KOİ arıtım verimleri.....	114
Şekil 4.42. BMBR1'in tek başına ve ozonlama + R-HDK ile birlikte toplam KOİ değerlerinin değişimi.....	115
Şekil 4.43. Ozonlama + HDK'un MBR öncesi veya sonrası olması durumuna göre sızıntı suyunun KOİ arıtma verimlerinin değişimi.....	117
Şekil 4.44. MBR1 sisteminde arıtılan sızıntı suyunun fotoğrafları	118
Şekil 4.45. MBR2 sisteminde arıtılan sızıntı suyunun fotoğrafları	118
Şekil 4.46. Organik yüklemelere karşılık ölçülen BMBR1 ve BMBR2 OUR değerlerinin değişimi.....	121
Şekil 4.47. BMBR1 sisteminde zamanla UAKM ve SOUR değerlerinin değişimi	121

Şekil 4.48. BMBR2 sisteminde zamanla UAKM ve SOUR değerlerinin değişimi	122
Şekil 4.49. Farklı akı değerleri için zamanla kaydedilen BMBR1 ve BMBR2 transmembran basınçlarının değişimleri	125



ÇİZELGELER DİZİNİ

Çizelge 2.1. Sızıntı suyunun deponi sahası yaşına bağlı olarak sınıflandırılması ve bileşimi.....	5
Çizelge 2.2. Sızıntı suyu ile evsel atıksuların kombin arıtımı için yapılan çalışmalar	6
Çizelge 2.3. Sızıntı suyunun geri devredilme için yapılan çalışmalar	8
Çizelge 2.4. Çeşitli oksidantların standart oksidasyon potansiyelleri.....	17
Çizelge 3.1. Deneyleerde kullanılan sızıntı sularının fiziksel ve kimyasal özellikleri.....	40
Çizelge 3.2. Kullanılan sızıntı suyunun ağır metal içeriği.....	40
Çizelge 3.3. Farklı kavitasyon orifis çaplarında elde edilebilen en düşük C_v sayıları ...	43
Çizelge 3.4. Farklı akı değerleri için elde edilen transmembran basınçları ve bu akı değerleri için oluşacak olan hidrolik kalış süreleri	55
Çizelge 3.5. Laboratuvar ölçekli BMBR’de kullanılan membranların özellikleri.....	56
Çizelge 4.1. Fenton prosesi deney koşulları	74
Çizelge 4.2. Farklı pH değerlerinde klasik Fenton prosesinde $KOİ$ ve TOK giderim verimleri.....	78
Çizelge 4.3. Farklı H_2O_2 konsantrasyonlarında klasik Fenton prosesinde $KOİ$ ve TOK giderim verimleri	79
Çizelge 4.4. Farklı Fe^{+2} konsantrasyonlarında klasik Fenton prosesinde $KOİ$ ve TOK giderim verimleri	80
Çizelge 4.5. Farklı sıcaklıklarda klasik Fenton prosesinde $KOİ$ ve TOK giderim verimleri.....	81
Çizelge 4.6. H_2O_2 ile yapılan çalışmalarda elde edilen $KOİ$ giderim verimleri	83
Çizelge 4.7. Farklı pH değerlerinde sızıntı suyunun klasik ozonlama ile $KOİ$ ve TOK giderim verimleri	84
Çizelge 4.8. Farklı ozon gaz debilerinde sızıntı suyunun klasik ozonlama ile $KOİ$ ve TOK giderim verimleri	84
Çizelge 4.9. Fenton ile Fenton+R-HDKR’de sızıntı suyunun arıtım verimlerinin karşılaştırılması.....	92
Çizelge 4.10. Klasik Fenton ile Fenton+R-HDKR’de eski ve yeni sızıntı suyunun arıtım verimlerinin karşılaştırılması	92

Çizelge 4.11. Klasik Fenton ile Fenton+HDKR’lerde sızıntı suyunun arıtım verimlerinin karşılaştırılması.....	93
Çizelge 4.12. Farklı gaz debilerinde klasik ozonlama ve O-HDKR ozonlama proseslerinin KOİ ve TOK giderim verimleri	94
Çizelge 4.13. Klasik ozonlama ile ozon+orifis ve rotor esaslı HDK reaktörlerin deney sonuçlarının karşılaştırılması	103
Çizelge 4.14. Farklı pH ve geçiş sayılarında BMBR1’in çıkış suyu ozonlanması ile elde edilen toplam % KOİ giderim verimleri	116
Çizelge 4.15. MBR1 sisteminin renk ve bulanıklılık değerleri	119
Çizelge 4.16. MBR2 sisteminin renk ve bulanıklılık değerleri	119

1. GİRİŞ

Dünya nüfusunun hızla artması ve buna bağlı olarak da üretim ve tüketimde büyük artışlar olmuştur. Böylece insanoğlunun yaşadığı ve etkileşim içinde olduğu çevreye deşarj ettiği atık miktarı artmış ve atıkların kompozisyonu ise oldukça çeşitlilik kazanmıştır. Bu bağlamda çevre kirlenmesi ve kontrolü oldukça önem kazanmıştır. Çevre kirlenmesinin önlenmesi ve insan faaliyetleri sonucu oluşan atıkların etkilerinin minimize edilmesi için birçok çalışma yapılmaktadır.

Özellikle endüstrileşen günümüz dünyasında endüstriyel atıksuların biyolojik olarak arıtılmasında güçlüklerle karşılaşılan durumlarda, fiziksel/kimyasal arıtım tekniklerine başvurulur. İleri oksidasyon prosesleri (İOP), kalıcı organik kirleticileri sulardan ve atık sulardan uzaklaştırmak için geliştirilen etkili yöntemler olmuştur. Genellikle İOP'leri, suları etkin bir şekilde arıtabilmek için yeterli konsantrasyonda hidroksil radikalleri (OH^\cdot) gibi güçlü bir oksitleyici maddenin üretilmesine dayanır. Ancak İOP ile yapılan çoğu uygulama aşırı kimyasal madde ve güç tüketimi nedeniyle ekonomik değillerdir. Bu nedenle İOP'lerinin çok özel durumlar hariç geniş ölçeklerde uygulanmaları zordur (Oturán and Aaron 2014).

Hidrodinamik kaviteşyonun oluşturduğu yüksek türbülans nedeniyle gaz – sıvı reaksiyonlarını hızlandırdığı, yüksek miktarda reaktif serbest radikaller oluşturduğu ve bu nedenle atıksulardaki organik maddelerin parçalanmasına neden olduğu, katı katalizör yüzey alanını artırması nedeniyle de kütle transferinde artışa yol açtığı bilinmektedir. Bu özelliği ile atıksuların arıtımında klasik sistemlere göre daha az güç ve kimyasal madde tüketimine yol açmaktadır (Dular *et al.* 2016). Ancak bu yöntem çevre mühendisliği alanında yeni yeni kullanılmaya başlanmıştır.

Artan nüfus ve şehirleşmeye paralel olarak katı atıkların bertarafı çok önemli bir problemdir. Katı atık bertarafı için bir çok yöntem kullanılmakla birlikte en sık kullanılan yöntem katı atıkların düzenli depolanmasıdır. Düzenli depolama

sahalarındaki yağışlar, atık bünyesinde bulunan su ile atıkların parçalanması sonucu açığa çıkan sular deponi sahasındaki organik ve inorganik kirleticileri bünyesine alarak sızıntı suyunu oluşturur ve bu sızıntı suyu doğal kaynakları ciddi bir şekilde tehdit eder. Bu tehdidi ortadan kaldırmak amacıyla sızıntı suyu arıtımı için fiziksel, kimsasal veya biyolojik arıtma yöntemleri araştırılmaktadır. Deponi sahaları yaşlandıkça sızıntı suyu biyolojik olarak daha da güç artırılan bir yapı kazanmaktadır. Genç deponi sahalarında BOİ/KOİ oranı 0,5'den büyük iken, orta yaşlarda 0,1-0,5 arasında ve yaşlı olanlarda bu oran 0,1'den daha düşük olabilmektedir (Renou *et al.* 2008). Genç deponiler için iyi sonuçlar verebilen biyolojik arıtım, ilerleyen yıllarda yetersiz kalmaktadır. Bu durumda deşarj kriterlerini biyolojik arıtım sistemleri ile sağlamak daha da zorlaşmaktadır. Deşarj kriterlerini sağlamak için orta ve yaşlı deponi sahası sızıntı sularında fiziksel/kimyasal arıtmadan yararlanılmaya çalışılmaktadır. Bu yöntemler arasında olan İOP'leri ile sızıntı sularının arıtımında başarılı sonuçlara ulaşılmıştır. Ancak İOP'lerin aşırı kimyasal madde ve güç tüketimleri geniş ölçeklerde kullanılmalarının önündeki en önemli engeldir. İOP'lerinin daha geniş ölçeklerde kullanılabilmesi için harcadıkları kimyasal madde ve aşırı güç tüketimlerinin azaltılması gerekmektedir. HDK bu anlamda İOP'lerine destek olabilecek yeni bir prosestir.

Membran biyoreaktörler, biyolojik arıtım ile membran filtrasyonun birlikte kullanılması ile oluşan sistemlerdir. Klasik biyolojik sistemlerinden farklı olarak katı sıvı ayırımı çöktürme ile değil son yıllarda iyi bir ayırma tekniği olarak kullanılan membranlar vasıtasıyla yapılmaktadır. Membran biyoreaktörler, membran gözenek büyüklüğüne bağlı olarak yüksek çıkış suyu kalitesi ile dezenfeksiyon ihtiyacını ortadan kaldırır. Giriş suyu değişiminden etkilenmez, yüksek çamur konsantrasyonlarına ve yüksek çamur yaşlarına çıkarak daha düşük hidrolik kalış sürelerinde yüksek arıtım verimini sağlayabilirler. Böylece düşük havalandırma hacmi ile düşük atık çamur oluşumuna izin veren kompakt yapısı ile daha az alan kaplaması gibi avantajları ile klasik sistemlere göre daha avantajlı olmaktadır (Judd 2008). Bu yüzden membran biyoreaktörler, su ve atıksu arıtımında kullanımı giderek artan ve zor artırılan atıksular için bir çok çalışma yapılan bir sistemdir.

Bu çalışmada sızıntı suyu arıtımında İOP ile birlikte hidrodinamik kavitasyonun çeşitli yönleri ile kullanım potansiyelinin araştırılması ve böylece HDK'un Çevre Mühendisliğindeki kullanım alanlarının yaygınlaştırılması ve sızıntı suyu gibi zor arıtılan atıksular için kavitasyon destekli ileri oksidasyon proseslerinin membran biyoreaktörler ile entegre kullanımının araştırılması amaçlanmıştır. Böylece sızıntı suyu arıtımında deponi yaşından bağımsız yeni bir arıtım sisteminin geliştirilmesi de hedeflenmiştir. Bu çerçevede çalışmada iki temel bölüm bulunmaktadır. Bunlardan ilki; hidrodinamik kavitasyonun sızıntı suyunun arıtımında İOP ile birlikte arıtımına yönelik araştırmalar yapmak, ikincisi ise; hidrodinamik kavitasyon prosesinin batık membran biyoreaktör (BMBR) sistemi ile hibrit olarak kullanılarak sızıntı suyu arıtımındaki etkinliğini belirlemektir.

2. KURAMSAL TEMELLER

2.1. Sızıntı Suyu

Sızıntı suyu; yağışların deponi sahasında atıkla temas etmesi ve atıktaki kirlilikleri bünyesine alarak sızmasıyla meydana gelir. Sızıntı suyu oldukça değişken kompozisyona sahip karmaşık ve özel bir atıksudur. Sızıntı suyu miktarı ve kompozisyonu birçok parametreye bağlıdır (Christensen 2017).

Sızıntı suyu debisi; yağış, yüzeysel akış (giriş veya çıkış), deponi sahasından sızma veya yeraltı sularının deponi sahasına sızması ile direk ilişkilidir. Deponi sahasının kurulum teknolojisi ve işletme şartları da sızıntı suyu debisi üzerine önemli etkiye sahiptir. Ayrıca katı atıkların nem içeriği, deponi sahasında oluşan reaksiyonlar (kimyasal ve biyolojik) ve sıkıştırılma oranları da sızıntı suyu oluşumuna önemli etki eder (Reou *et al.* 2008).

Sızıntı suyu kompozisyonu deponi yaşı, yağış, mevsimsel hava değişimi, mikrobiyal floranın türü, toprağın özelliği, atık türü ve bileşimi gibi faktörlere bağlıdır. Atık türü ve bileşimi ise depolama alanın hizmet ettiği nüfusun yaşam standartlarına bağlıdır. Sızıntı suyunun bileşimi özellikle deponi yaşına bağlı olarak değişir. Depolama alanları yaşa bağlı olarak üç kategoriye ayrılabilir. 5 yıldan az olan deponi alanları genç, 5 ila 10 arası orta yaş ve 10 yıldan büyük deponi sahaları yaşlı deponi alanları olarak sınıflandırılabilir. Çizelge 2.1’de sızıntı sularının yaşa bağlı sınıflandırılması ve bileşimi verilmektedir(Ahmed and Lan 2012). Sızıntı suyu karakterizasyonu genellikle kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ), biyokimyasal oksijen ihtiyacı (BOİ), BOİ/KOİ oranı, pH, askıda katı madde (AKM), amonyum azotu (NH₄-N), toplam Khejdal azotu (TKN) ve ağır metaller gibi temel parametreler ile ifade edilir (Reou *et al.* 2008; Ahmed and Lan 2012; El-Gohary 2016).

Çizelge 2.1. Sızıntı suyunun deponi sahası yaşına bağlı olarak sınıflandırılması ve bileşimi

Parametre	Genç	Orta	Yaşlı
Yıl	< 5	5-10	> 10
pH	< 6,5	6,5-7,5	> 7,5
BOİ/KOİ	0,5-1	0,1-0,5	< 0,1
KOİ (mg/L)	> 10000	4000-10000	< 4000
NH ₃ -N	< 400	-	> 400
Ağır metaller	Düşük -Orta	Düşük	Düşük
Biyolojik parçalanabilirlik	Yüksek	Orta	Düşük

Büyük oranda biyolojik parçalanmış organik atıklar genç yaştaki deponi sahalarında hızlı bir şekilde anaerobik fermantasyona uğrayarak fermantasyon ana ürünü olan uçucu yağ asitlerine dönüşür. Asit fermantasyonu katı atık içerisindeki nem veya su ile hızlanır. Depolama sahasının bu erken safhasına asidojenik faz denir ve organik içeriğin %95 kadar büyük miktarda serbest uçucu yağ asidi salınmasına yol açar. Depolama alanı yaşlandıkça metanojenik faz oluşur. Atıkta metanojenik mikroorganizmalar oluşur ve uçucu yağ asitleri biyogaza (CH₄, CO₂) dönüştürülür. Sonuç olarak sızıntı suyundaki organik fraksiyonda, humik maddeler gibi refrakter (biyolojik olarak bozunmayan) bileşikler hakim hale gelir. Sızıntı suyu kompozisyonu aerobik, asetojenik, metanojenik, stabilizasyon safhaları süresince büyük ölçüde değişebilir (Reou *et al.* 2008).

2.1.1. Sızıntı suyu arıtım yöntemleri

Dünya nüfusunun artışı buna bağlı olarak oluşacak katı atık miktarının ve sızıntı suyunun artması zaten problemlili bir atıksu olan sızıntı sularının arıtılması konusunu dahada önemli kılmaktadır. Sızıntı suyu oldukça kompleks atıksu olması ve deponi alanının yaşı ile karakterizasyonu değişmesi nedeniyle oldukça özel bir atıksudur. Sızıntı sularının sebep olacağı çevre sorunlarını minimuma indirebilmek için günümüze kadar birçok arıtım prosesi denenmiş ve gelişen arıtma teknolojileri sızıntı sularına entegre edilmeye çalışılmıştır.

Sızıntı suyu arıtımı için birçok arıtma prosesi tek başına ya da kombine bir şekilde kullanılmaktadır. Sızıntı suyu arıtımı için; deponi sahasına geri devretmek ve evsel

atıksular ile kombine arıtma stratejileri denenmiştir. Bununla birlikte birçok fiziksel-kimyasal (flotasyon, koagülasyon-flakülasyon, kimyasal çöktürme, adsorpsiyon, kimyasal oksidasyon, hava ile sıyırma ve buharlaştırma) ve biyolojik (aerobik ve anaerobik) arıtma prosesleri çalışılmıştır.

Sızıntı suyunun evsel atıksular ile belli hacimsel oranlarda karıştırılarak arıtılmasına yönelik çalışmalarda yapılmıştır. Güney Çin'in Guangzhou şehrinde bulunan Datansha Kanalizasyon Arıtma Tesisinde depolama sahası sızıntı suyuyla karışan evsel atıksuların arıtılması için anaerobik-anoksik-aerobik (A2/O) biyoreaktör sistemi tasarlanmıştır. Yapılan deneysel test sonucunda optimum çalışma şartları; depolama alanı sızıntı suyunu ve evsel atık suyu hacim oranı 1:500, hidrolik kalış süresi 11 saat, çözünmüş oksijen konsatrasyonu 3 mg/L, içsel geri devir oranı %200 ve çamur geri devir oranı %80 olarak belirlenmiştir. Pilot ölçek (3,8 m³) araştırma sonuçları, Guangzhou Datansha Evsel Kanalizasyon Atıksu Arıtma Tesisinde kanalizasyon atık suyunun düzenli depolama suyu sızıntı suyuyla büyük ölçekli (220000 m³/gün) kombine arıtımına uygulanmıştır. KOİ, NH₄⁺-N, TN ve TP'nin giderim verimleri sırasıyla %82,65, %92,69, %57,10 ve %76,55 olarak tespit edilmiştir (Yu *et al.* 2010). Sızıntı suyu ile evsel atıksuların kombin arıtımı için literatürde yapılan çalışmalar Çizelge 2.2'de özetlenmiştir.

Çizelge 2.2. Sızıntı suyu ile evsel atıksuların kombin arıtımı için yapılan çalışmalar

Besleme		Rektör tipi	Reaktör hacmi (L)	Hidrolik kalış süresi (gün)	Hacimsel oran (%)	Performans (%)	Referans
KOİ (mg/L)	BOİ/KOİ						
1090	0,4	AKR	-	1	0,11	95 BOİ	Reou <i>et al.</i> 2008
10750	0,59	AÇ	2	1,3	6,7-13,3	60-90 KOİ	Reou <i>et al.</i> 2008
2431 7024	0,2 - 0,4	AÇ	2	1-10	5-20	16-88 KOİ	Reou <i>et al.</i> 2008
10750 18400	0,55	AÇ	H*: 3,6 Ç**: 2,5	-	5-25	-	Reou <i>et al.</i> 2008
520	0,48	AKR	5	1	10	80-92 KOİ	Neczaj <i>et al.</i> 2007
186	-	AÇ (A2/O)	-	11	0,2	82,65 KOİ	Yu <i>et al.</i> 2010
-	0,5	BAF	178	1	2	98 BOİ 80 KOİ	Ferraz <i>et al.</i> 2014

*Havalandırma, **Çöktürme

Bu arıtma stratejisinde sızıntı suyunun içerisindeki düşük biyolojik parçalanmış organik maddeler ve ağır metaller varlığında biyolojik arıtım performansını düşmesi ve çıkış suyu konsantrasyonlarında artış gözlemlenebilir. Özellikle sızıntı suyunda yüksek miktarda amonyum bulunması ayrıca azot giderimi gerektirebilir. Sızıntı sularının evsel atıksular ile birlikte arıtımında sızıntı suyu/evsel atıksu hacimsel oranı önemli bir parametredir (Reou *et al.* 2008; Christensen 2017).

Sızıntı suyu deponi sahasına geri devredilmesi mevcut arıtma stratejilerinin içerisinde en ucuzu olması nedeniyle sıklıkla kullanılmaktadır. Sızıntı suyunun geri devredilmesi ile sızıntı suyunun organik bileşeni çöp kütlesi içindeki aktif biyokütle tarafından azaltılabilir. Sızıntı suyu geri devredilmesi, kontrollü bir reaktör sisteminde nem içeriğini artırır ve besin maddeleri ve enzimlerin metanojenler ile katı/sıvı arasında dağılımını sağlar. Sızıntı suyu geri devredilmesi sızıntı suyu kalitesini iyileştirmekle birlikte 2-3 yıla kadar stabilizasyon için gereken zamanı kısaltabilir.

Yüksek devridaim hacimleri deponi sahasında problem oluşturabilir. Sızıntı suyu devridaimi; metanojenler için toksik olan yüksek konsantrasyonlarda organik asitler düşük pH'ya sebep olmasından dolayı metan evresine toksik etki yapabilir. Bu nedenle, sızıntı suyu devridaimi, minimum miktar ve düşük miktarda dirençli organik madde elde etmek için doğru şekilde ayarlanmalıdır. Sızıntı suyunun devridaim hacmi çok yüksek ise doygunluk, topaklanma ve asidik koşullar gibi sorunlar ortaya çıkabilir (Sponza and Ağdağ 2004; Woldeyohans *et al.* 2014). Sızıntı suyunun geri devredilmesinin katı atık bozunmasına olan etkisi incelenen bir çalışmada, katı atıkların bozunması zamanla takip edilmesi için 50 kg atık içeren üç farklı kolon kullanılarak gerçekleştirilmiştir. Standart kompozisyon taze atık, fermante edilebilir taze atık ve Fransa'daki bir bölgede çıkartılan yaklaşık 8 yıllık atıklar kullanılmıştır. Kimyasal oksijen ihtiyacı, uçucu asidite, alkalinite, sızıntı suyu iletkenliği, atıkların metan potansiyeli ve biyogaz üretimi (üretilen CO₂ ve CH₄) gibi parametrelerin ölçümü gerçekleştirilmiştir. Sızıntı suyu devridaimi ile oksidize olabilen madde ve biyogaz miktarı arttığı ve ilk bozunma evresinin süresi her vakada azaldığı bildirilmiştir. Devridaim süresine göre klorür, amonyum ve organik kirlilik birikimi gözlemlendiği,

400 günlük bozulma sonrasında KOİ <300 mg/L O₂ olduğu bildirilmiştir (Francois *et al.* 2007). Sızıntı suyunun geri devredilmesi ile yapılan diğer çalışmalar Çizelge 2.3’de özetlenmiştir.

Çizelge 2.3. Sızıntı suyunun geri devredilme için yapılan çalışmalar

Besleme			İşletme Şartları			Giderim Verimi (%)	Referans
KOI (mg/L)	pH		Hacim (L)	T (°C)	Sirkülasyon Debisi (L/gün)		
80000	5,5-6,5	Pilot Tesis	707	36	-	98KOİ	Reou <i>et al.</i> 2008
47000 52000	-	Pilot Tesis	70	35	9-21	-	Reou <i>et al.</i> 2008
716 1765	7,58 7,60	Pilot Tesis	-	-	40	63-70 KOİ	Reou <i>et al.</i> 2008
2560 5108	8,00 8,43	Deponi Alanı	-	-	40	-	Reou <i>et al.</i> 2008
4 000 39000	5,89 6,44	Pilot Tesis	70	35	(R) Yok	CH ₄ Üretim	Sponza and Ağdağ 2004
52000	6,16				(R9) 9		
70200 80500	5,97 6,03	Pilot Tesis	-	25±5	0,072 (500ml/hafta)	>95	

Askıda/bağlı büyüyen biyolojik arıtım sistemleri, güvenilirliği ve etkin maliyeti nedeniyle yüksek konsantrasyonlarda biyolojik parçalanabilen organik madde içeren sızıntı sularının arıtımında yaygın olarak kullanılır. Biyolojik bozunma aerobik şartlarda organik maddelerin karbondioksit ile biyokütleyle, anaerobik şartlarda karbondioksit, metan ve biyokütleyle indirgeyebilen mikroorganizmalarla gerçekleşen proseslerdir. Biyolojik proseslerin yüksek BOİ/KOİ (>0,5) oranı olduğu genç sızıntı sularının arıtımında organik ve azotlu maddelerin giderilmesinde etkili olduğu bilinmektedir. Zamanla dirençli bileşiklerin (çoğunlukla hümik asit ve fulvik asitlerin) varlığı biyolojik arıtımın etkinliğini azaltmaktadır. Çoğu zaman biyolojik arıtım tek başına direk deşarj kriterlerini sağlamada yeterli olmayabilir. Bu durumlarda biyolojik arıtım sistemleri ile birlikte fiziksel ve kimyasal arıtım proseslerinin kullanılması gerekli olabilir. Düzenli depolama sahalarında organik maddeler anaerobik parçalanmaya maruz kalırlar ve özellikle metan üretim aşamasında anaerobik parçalanma yoğun olarak gerçekleşir. Sızıntı suyunun arıtımı için ilave bir anaerobik arıtım küçük bir etki meydana

getirebilmektedir (Reou *et al.* 2008; Kalcı'kova' *et al.* 2015; Christensen 2017). Sızıntı sularının biyolojik prosesler ile karbon ve nutrient giderimi için literatürde oldukça fazla çalışma bulunmaktadır.

Ardışık kesikli biyolojik arıtım ve daha sonrasında son arıtım olarak koagülasyon ile sızıntı suyunun kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ), amonyum azotu (NH₄-N), toplam askıda katı madde ve renk giderim verimlerinin araştırıldığı bir çalışmada; son arıtım prosesi olan koagülasyon için alum dozajı, optimum pH ve ardışık kesikli reaktör için optimum hava debisi belirlenmiştir. Ardışık kesikli reaktör ve koagülasyon prosesi kullanılan iki aşamalı arıtım stratejisi ile KOİ, NH₄-N, toplam katı madde ve renk için sırasıyla %84,89, %94,25, %91,82 ve %85,81'lik giderim verimleri elde edildiği bildirilmiştir. Ayrıca iki kademeli arıtma sisteminde kadmiyum, kurşun, bakır, selenyum, baryum, demir, gümüş, nikel, çinko, arsenik ve manganez giderim verimleri sırasıyla %95,0, %95,0, %95,3, %100,0, %87,2, %62,9, %50,0, %41,3, %41,2, %34,8 ve %22,9 olarak elde edilmiştir (Yong *et al.* 2018).

Genç deponi sahası sızıntı suyunun arıtılması için yapılan diğer bir çalışmada ise, aerobik granül çamur ve süspanse askıda aktif çamur ile 3 L hacimine sahip iki ardışık kesikli reaktör kullanılmıştır. Askıda büyüyen aktif çamur ile karşılaştırıldığında granüler çamur kullanımının azot ve karbon gideriminde daha verimli olduğu bildirilmiştir. Granüler aktif çamur girişindeki 498 mg/L'lik ortalama toplam amonyum azotunun %99'u kararlı çalışma süresi boyunca, nitrifikasyon yoluyla giderilmiştir. Yüksek miktarda toplam amonyum azotu konsantrasyonuyla granüler aktif çamur sisteminde nitrit biriktirmeksizin %56±12'lik bir azot giderim verimi elde edilmiştir. Bu sistemde %77±10 verimle kısmi nitrifikasyon gözlemlendiği belirtilmiştir. Ayrıca granüler sistem askıda sisteme göre denitrifikasyonda daha yüksek etkinlik göstermiştir. Anaerobik faz sırasında granüler sistemde %23 denitrifikasyon meydana gelmiştir. Aktif çamur ile karşılaştırıldığında aerobik taneli çamur, genç depolama alanındaki sızıntı suyunda toksik bileşiklere karşı daha yüksek tolerans gösterdiği ve daha iyi azot giderim performansı elde edildiği bildirilmiştir (Ren *et al.* 2017).

Sızıntı suyunun arıtılması için yukarı akış anaerobik çamur ile ardışık kesikli reaktör kullanılan bir çalışmada ise organik madde ve azot giderimi araştırılmıştır. Bu amaçla yukarı akış anaerobik çamurda eş zamanlı denitrifikasyon ve metan üretimi gerçekleştirilmiştir. 623 gün çalıştırılan sistemde yukarı akış anaerobik reaktörde maksimum organik madde giderimi $12,7 \text{ kg KOİ/m}^3$ gün ve ardışık kesikli reaktörde amonyum oksidasyonu $0,96 \text{ kgN/m}^3$ gün olarak elde edilmiştir. Sistemde KOİ, TN ve $\text{NH}_4^+\text{-N}$ giderimleri sırasıyla %93,5, %99,5 ve %99,1 olarak elde edildiği bildirilmiştir (Sun *et al.* 2015).

Sızıntı suyunun biyolojik arıtımı için literatürde yapılan birçok çalışma bulunmakla birlikte genç sızıntı suları için karbon giderimi daha ön plana çıkarken sızıntı suyu yaşlandıkça artan azot miktarı nedeniyle daha çok azot giderimi düşünülmektedir.

Sızıntı sularında fiziksel/kimyasal prosesler mevcut arıtma proseslerine ön ya da son arıtım amacıyla veya spesifik bir kirleticiyi gidermek amacıyla kullanılabilir. Flotasyon (yüzdürme), koagülasyon/flokülasyon, adsorpsiyon, kimyasal oksidasyon ve hava ile sıyırma gibi arıtım sistemleri ile sızıntı suyu arıtımı için literatürde yapılan birçok çalışma mevcuttur.

Uzun yıllar flotasyon, yüksek oranlarda katıları ayırmak için mineral endüstrisinde yaygın şekilde kullanılmıştır. Atıksu arıtımında flotasyon kolloidlerin, iyonların, makro moleküllerin, mikroorganizmaların ve liflerin giderilmesine kullanılmıştır. Zouboulis *et al.* (2003) sızıntı suyundaki kalıntı humik asit giderimi için son arıtım olarak çeşitli şartlarda flotasyon kullanımını araştırmışlardır. Optimum koşullarda %99'a varan hümik asit giderim verimi elde ettiklerini bildirmişlerdir. Palaniandy *et al.* (2010) yarı aerobik sızıntı suyunun arıtımında çözünmüş hava flotasyonu ile yaptıkları çalışmada renk, KOİ ve bulanıklık giderim verimleri araştırılmıştır. Optimum çalışma şartları olan %73 doygunluk verimi, 6 L/dak debi ve 400 kPa basınç olduğu durumda %36 KOİ, %33 renk ve %32 bulanıklık giderimi elde edilmiştir. Düşük arıtım verimini yükseltmek için alum ilavesi ile optimum çalışma şartları denenmiştir. Optimum işletme şartlarında

4 dakika enjeksiyon süresi, 20 dakika kalış süresi ve 2,3 g/L alum dozajında renk, KOİ ve bulanıklık giderim verimleri sırasıyla %70, %79 ve %42 olarak elde edilmiştir.

Su ve atıksuların arıtılmasında koagülasyon ve flokülasyon oldukça önemli bir prosestir. Sızıntı suların arıtılmasında koagülasyon ve flokülasyon maksimum giderim verimi ve optimum çalışma şartlarının belirlenmesi için çok sayıda çalışma yapılmıştır. Özellikle yaşlı sızıntı sularının ön ve son arıtım alternatifi olarak araştırmacılar bir çok çalışma yapmışlardır (Tatsi 2003).

Sızıntı suyu ön arıtımında demir III klorür ($FeCl_3$) kullanılarak yapılan koagülasyon prosesinin etkinliği araştırılmıştır. Belirlenen optimum çalışma şartlarında (pH=7 ve 1500 mg/L $FeCl_3$) ortalama KOİ, renk ve toplam katı madde giderimleri sırasıyla %65, %79 ve %95 olarak bildirilmiştir (Moradi *and* Ghanbari 2014). Sızıntı suyunun alum ve poli-alüminyum klorit (PAC) koagülantları kullanılarak arıtımı için yapılan bir çalışmada ise öncelikle optimum şartlar tespit edilmiştir. Alum için optimum çalışma şartları pH=7 ve alum dozajı 9,5 g/L iken PAC için pH=7,5 ve PAC dozajı 2 g/L elde edilmiştir. Bu şartlarda KOİ, bulanıklık, renk ve toplam katı madde giderim verimleri sırasıyla alum için %62,8, 88,4, 86,4 ve 90,1, PAC için %43,1, 94,0, 90,7 ve 92,2 olarak bildirilmiştir (Ghafari *et al.* 2009). Koagülant olarak $FeCl_3$ ve flokülant olarak bir katyonik polimer kullanılarak anaerobik arıtım ile koagülasyon flokülasyon prosesi ile kombine edilerek sızıntı suyunun arıtımı incelenmiştir. Arıtımı çalışılan sızıntı suyu yüksek KOİ ve BO_5 olduğu ve $BO_5/KOİ$ oranının, $0,58\pm 0,01$ 'e eşit olması nedeniyle yüksek biyolojik parçalanabilen organik maddeye sahip genç sızıntı olduğu ifade edilmiştir. Koagülant ve flokülant dozlarının optimizasyon deneyleri faktöriyel tasarımı kullanılarak gerçekleştirilmiştir. 4,4 g/L koagülant ve 9,9 ml/L flokülant optimal dozajları elde edilmiştir. Bu optimum dozlarda giderim verimleri sırasıyla fenol, bulanıklık, renk, KOİ ve 254 nm'de Abs için $89\pm 6,0$, $69\pm 4,8$, $94\pm 1,3$, $80\pm 8,7$ ve $89\pm 1,2$ olarak bulunmuştur (Bakraouy *et al.* 2017).

Yüksek konsantrasyonlarda amonyum içeren atıksulardan amonyum gideriminde en yaygın kullanılan arıtma yöntemi hava ile sıyırmadır. Sızıntı suları yüksek miktarda

amonyum içeriği ile bilinmektedir ve literatürde sızıntı sularından amonyumu hava ile sıyırma yöntemi kullanılarak yapılan birçok çalışma mevcuttur (Abood *et al.* 2014). Yaşlı deponi sahası sızıntı suyundan toplam amonyak azotu giderilmesi için kesikli çalışan pilot ölçekli havalandırılmalı paketlenmiş bir kule içerisinde ön arıtma gerçekleştirilmiştir. Sıyrılan amonyak 0,4 mol /L H₂SO₄ çözeltisi, deiyonize su ve musluk suyu ile geri kazanılmıştır. Ham sızıntı suyunun pH=11'e ayarlamak için Ca(OH)₂ veya ticari hidratlı kireç ilave edilmiş, bu da %82 renk ve ağır metal (%70-90 arası Zn, Fe ve Mn) giderilmesine sebep olmuştur. 100 L sızıntı suyunun hava sıyırma kulesinde 72 saat havalandırılması ile %88'lik toplam amonyum azotu giderimi elde edildiği bildirilmiştir (Ferraz *et al.* 2013). Sızıntı suyunun hava ile sıyırma, koagülasyon/flokülasyon ve adsorpsiyon prosesleri ile arıtılması amacıyla yapılan çalışmada kesikli şartlarda işletilen amonyum sıyırma işleminde 36 saatlik optimum kalış süresinde %96,3 NH₄⁺-N, %49,3 KOİ ve %74,1 BOİ₅ giderimi sağlandığı belirlenmiştir (De *et al.* 2017).

Sızıntı suyu arıtımında kimyasal çöktürme genellikle NH₄⁺ giderimi için kullanılmıştır ve literatürde birçok çalışma mevcuttur. Zhang *et al.* (2009) optimum pH ve optimum molar oranı ile magnezyum amonyum fosfat (MAP) çökeltmesi için farklı kimyasal bileşimler türlerini belirlemek için sızıntı suyunda çalışma yapmışlardır. Çalışmada optimum pH değeri olan 9,5'de maksimum amonyum giderimi olduğu belirtilmiştir. Amonyumu etkin bir şekilde gidermek ve çıkış suyunda yüksek konsantrasyonda PO₄⁻³'den kaçınmak için Mg⁺²: NH₄⁺: PO₄⁻³ molar oranı pratik olarak 1,15: 1: 1 olarak ayarlanmıştır. Li *et al.* (1999) ham sızıntı suyunda ön arıtım prosesi olarak MAP çöktürmesini araştırdıkları çalışmada MgCl₂.6H₂O ve Na₂HPO₄.12H₂O bileşikleriyle Mg²⁺:NH₄⁺:PO₄⁻³ molar oranını 1:1:1 olacak şekilde uygulamışlardır. Bu oranda sızıntı suyunda 5618 mg/L olan NH₄⁺ konsantrasyonunun 15 dakikada minimum MAP çözünme pH aralığı olan 8,5-9,0'da kontrol edilerek 112 mg/L'ye düştüğü tespit edilmiştir.

Sızıntı suyunda adsorpsiyon prosesi, genelde adsorpsiyon kapasitesi ve proses maliyeti açısından kabul edilebilir bir ilişki aktif karbonda olduğu bildirilmiştir (Christensen, 2017). Sızıntı suyunda dirençli organik maddelerin giderilmesi için yapılan çalışmada

granül aktif karbon adsorpsiyonu ile optimum şartlarda %58 KOİ giderimi elde edildiği bildirilmiştir (Kurniawan and Lo 2009). Sızıntı suyu arıtımı için yapılan adsorpsiyon çalışmasında; kompozit ortamda doğal bir iyon değiştirici olarak zeolit ve aktifleştirilmiş karbon kombinasyonu organik ve inorganik (özellikle amonyak) giderimi için hidrofobik ve hidrofilik yüzeyler sağlanmıştır. Yapılan çalışma sonucunda amonyak adsorpsiyonunun kompozit ortamda (24,39 mg/g) en iyi olduğunu, bunu zeolit (17,45 mg/g) ve aktif karbonun (6,08 mg/g) izlediğini göstermektedir. KOİ adsorpsiyonunda ise aktif karbonun en yüksek adsorpsiyon kapasitesini (37,88 mg/g), ardından kompozit (22,99 mg/g) ve zeolitin (2,35 mg/g) geldiği bildirilmiştir (Halim *et al.* 2010).

Dirençli organik maddelerin oksidasyonu için literatürde çok fazla çalışma bulunmaktadır. Sızıntı suyu kompozisyonu birçok etkene bağlı olarak farklılık göstermektedir. Bu yüzden sızıntı suyu arıtımında kullanılacak prosesler hakkında genelleme yapmak oldukça zordur. Laboratuvar ölçekli deneyler genellikle belirli bir sızıntı suyu için uygun olan bir yöntem bulmak amacıyla gerçekleştirilmiştir (Hagman *et al.* 2008). Literatürde sızıntı suyu arıtımı için çeşitli oksidasyon yöntemleri araştırılmıştır.

Sızıntı suyunun O_3 ve $O_3+H_2O_2$ oksidasyonu ile biyolojik parçalanabilirliğinin artırılmasına yönelik yapılan çalışmada $O_3+H_2O_2$ oksidasyonun daha etkin olduğu belirtilmiştir. %45 KOİ ve %89 renk giderimi elde edilirken BOI_5/KOI oranının 0,05'ten 0,29'a arttığı tespit edilmiştir. Ayrıca tek başına ozonlama ile %43 KOİ giderimi sağlanmış ve biyolojik parçalanabilirliğin ($BOI_5/KOI=0,22$) arttığı bildirilmiştir (Amaral-Silva 2016). Sızıntı suyunun renk ve KOİ giderim yüzdeleri O_3 , ultra ses, O_3/H_2O_2 , US/H_2O_2 , $O_3/Fe^{2+}/H_2O_2$, $US/Fe^{2+}/H_2O_2$ ve $O_3/US/Fe^{2+}/H_2O_2$ proseslerinde enerji verimliliği karşılaştırılmıştır. Sinerjik etkisinden dolayı $O_3/US/Fe^{2+}/H_2O_2$ prosesinin diğer proseslere göre daha etkin olduğu tespit edilmiştir. Optimum işletme şartları H_2O_2 : 60 mM, KOİ: 1500 ppm, Fe^{+2} : 30 mM, O_3 gaz debisi 20 L/dak, O_3 : 3,5 g/saat, pH:7, US: 100 W ve 20 kHz olarak belirtilmiştir. Bu şartlarda

birim enerji tüketimi $1,20 \text{ kW/m}^3$ ile KOİ ve renk giderimleri sırasıyla %95 ve %100 olduğu bildirilmiştir (Asaithambi *et al.* 2017).

Cu/Mg/Al-chitosan'ın gerçek çöp sızıntı suyunun ozonlanması için katalitik potansiyeli incelendiği bir çalışmada, atıksu karakterizasyonu KOİ=40700 mg/L, BOİ₅=2100 mg/L, pH 9,1, BOİ₅/KOİ=0,052 olarak belirlenmiştir. 20 mg/L katalizör ve 50 dakika reaksiyon süresi ile katalitik ozonlama prosesinde kimyasal oksijen ihtiyacı giderimi için %51'lik önemli bir katalitik potansiyel elde edildiği tespit edilmiştir (Vakilabadi *et al.* 2017). Membran biyoreaktör çıkışına uygulanan nano filtrasyon konsantrasyonunun ozonlanmasına yönelik yapılan bir çalışmada mikro kabarcıklı ozonlama sistemi araştırılmıştır. Konsantre sızıntı suyunda refraktör maddelerin mikro kabarcık ozonlama sisteminde giderilmesinin daha iyi bir yol olduğu bildirilmiştir. Maksimum giderim verimleri 2,4 g/L ozon dozajı, başlangıç pH değeri 9 ve 120 dakika reaksiyon süresinde %76 KOİ ve %69,9 TOK giderimi elde edilmiştir. Mikro kabarcık ozonlama sistemi reaksiyon hız sabiti $0,0104 \text{ dak}^{-1}$, klasik kabarcıklı ozonlama hız sabitleri $0,0036$ ve $0,0045 \text{ dak}^{-1}$ değerlerinden yaklaşık üç kat yüksek hesaplanmıştır (Wang *et al.* 2017).

Alkali ve oldukça yüksek organik madde içeren sızıntı suyunun Fenton prosesi ile arıtımının farklı reaksiyon koşullarında incelendiği bir çalışmada, H₂O₂/KOİ ve Fe²⁺/H₂O₂ oranları incelenmiştir. Başlangıç KOİ konsantrasyonları 6250 ve 13300 mg/L değerleri için sırasıyla %77 ve %83 giderim verimleri elde edilmiştir. Maksimum giderim verimi pH=3'de, H₂O₂/KOİ= 4,4 ve H₂O₂/Fe²⁺ oranının 50 gibi oldukça yüksek olduğu değerlerde elde edilmiştir. Sızıntı suyundaki inhibitörlerin (karbonat) varlığı nedeniyle optimum şartlarda bile tam oksidasyonun sağlanamadığı çalışmalarda bulunmaktadır (Badawy *et al.* 2013). 42 g/L'lik başlangıç KOİ değerine sahip sızıntı suyu ters ozmos konsantrasyonunun karbon kaplı katot ve bor katkılı elmas anot kullanılarak elektro-Fenton oksidasyonu ile arıtımının araştırıldığı bir çalışmada, elektro-Fenton prosesinde uygulanan akım yoğunluğu, başlangıç pH ve çözünmüş demir başlangıç konsantrasyonunun etkisi araştırılmıştır. Başlangıç pH değeri, elektro-Fenton prosesinin akım verimliliğini daha güçlü bir şekilde etkileyen parametredir; bu etki, organik maddenin mineralizasyon oranından daha fazla oksidasyon hızı üzerinde belirgin

olduğu ifade edilmektedir. Ozmos konsantrasyonunda bulunan 73 mg/L toplam demir ve 61 mg/L çözülmüş demir konsantrasyonları 0,1-1,4 A akım şiddetlerinde elektro-Fenton prosesi sağlamak için yeterli olduğundan başlangıç demir konsantrasyonlarındaki artışın prosese zararlı olduğu tespit edilmiştir. Başlangıç pH=3 ve doğal demir konsantrasyonunda uygulanan akım şiddeti ile organik yük ve azot gideriminde bir artış olduğu, uygulanan en yüksek akım şiddeti için 8 saatlik deney sonrası 16,7 g/L'lik KOİ giderimi olduğu tespit edilmiştir (Fernandes *et al.* 2017).

Elektro koagülasyon prosesi ile ham sızıntı suyunun arıtılmasına yönelik yapılan bir çalışmada, demir hem anot hem de katot olarak kullanılmıştır. Elektrotlar arası mesafe, başlangıç pH ve elektrolit konsantrasyonunun renk ve KOİ giderimlerine etkileri araştırılmıştır. Optimum koşullar altında (başlangıç pH= 7,73, elektrotlar arası mesafe: 1,16 cm ve elektrolit konsantrasyonu NaCl= 2,00 g/L), %82,7'ye kadar renk ve %45,1 oranında KOİ giderimi elde edildiği ve elektro koagülasyon prosesinin ön arıtım prosesi olarak etkin olabileceği ifade edilmiştir (Huda *et al.* 2017). Sızıntı suyunun Ti/TiO₂ ve RuO₂ film oksit ile kaplanmış boyutsal olarak stabil bir anotun (DSA©) kullanıldığı sistemde arıtımı araştırılan bir çalışmada; toplam organik karbon giderimi üzerine akım yoğunluğu (santimetre kare başına mili amper), arıtım süresi (dakika) ve elektrolit dozajını (litre başına mol) etkileri incelenmiştir. Optimize edilen çalışma şartları NaCl için 244,11 mA/cm², 41,78 dakika, 0,07 mol/L NaCl ve Na₂SO₄ için 242,84 mA/cm², 37,07 dakika, 0,07 mol/L Na₂SO₄ olarak elde edildiği bildirilmiştir. Optimum koşullarda, NaCl ile %54,99 KOİ ve %71,07 NH₄⁺-N giderimi elde edilirken, Na₂SO₄ için ise %45,05 KOİ ve %62,13 NH₄⁺-N giderimi elde edildiği bildirilmiştir (Silveira *et al.* 2015).

Son yıllarda süperkritik su oksidasyonu, geleneksel yöntemlerle giderilmesi zor olan organik atıksuların arıtılması için harika bir potansiyel göstermiştir. Sızıntı suyunun süperkritik su oksidasyonu ile arıtımının incelendiği bir çalışmada; KOİ ve NH₃ dönüşümü katalizör olmadan 300 saniye reaksiyon süresinde sırasıyla %99,2 ve %95,4 olarak elde edilmiştir. KOİ ve NH₃ dönüşümü, reaksiyon sıcaklığına, reaksiyon süresine ve oksidant konsantrasyonuna bağımlı olduğu gözlemlenmiştir. MnO₂ katalizörü

kullanımı sızıntı suyu arıtımında süper kritik oksidasyon etkinliğini artırdığı ifade edilmiştir. KOİ ve NH₃ dönüşümünü arttırmakla birlikte çalışma koşullarına bağımlılığı da düşürmüştür. 450°C'de ve MnO₂ ilavesi ile KOİ ve NH₃ dönüşümleri sırasıyla %99,5 ve %98,4'e yükselmiştir (Wang *et al.* 2011). Sızıntı suyunun katalitik süperkritik su oksidasyonunda artan sıcaklığın oksidasyon oranını ve TOK ve NH₃-N bozulmasını artırdığı bildirilmiştir. İndüksiyon süreleri, TOK giderim verimleri için 57,9 ila 26,6 saniye ve NH₃-N giderim verimleri için ise 49,1 saniye ile 20,5 saniye arasında değiştiği, NaOH ilavesi de TOK giderim verimi ve NH₃-N giderim verimini artırdığı gözlemlenmiştir. Sızıntı suyu süperkritik su oksidasyonuna %(v/v) 5 metanol ilave edilerek 600°C, 600 saniye ve 1,7 oksidasyon katsayısında TOK giderim verimi %89,2'den %98,9'a, NH₃-N giderim veriminin ise %42,1'den %95,5'e yükseldiği ifade edilmektedir (Gong *et al.* 2018).

Membran filtrasyon uygulamaları son yıllarda birçok atıksu arıtımında uygulanan bir prosestir. Sızıntı suyu arıtımına yönelik membran filtrasyon çalışmaları literatürde mevcuttur. Yüksek tuzluluğa sahip sızıntı suyu arıtımı için ileri ozmos ve membran distilasyonun birlikte kullanıldığı bir çalışmada ileri ozmos aşamasında optimum çalışma şartları besleme çözeltisi akış hızı, ayırma çözeltisi akış hızı ve çekme çözeltisi konsantrasyonunun sırasıyla 0,87 L/dak, 0,31 L/dak ve 4,82 molar tespit edilmiştir. Ayrıca ileri ozmos tuz konsantrasyonları 25000 mg/L ve 60000 mg/L membran distilasyonu aşamasındaki giriş çözeltisinin optimum sıcaklıklarının 72,5±0,5°C ve 62,5±0,5°C olarak belirlendiği ifade edilmiştir. Tuz tutunma oranları %96'dan yüksek iken TOK ve TN'nin giderim oranlarının %98'den daha fazla olduğu bildirilmiştir. Ayrıca NH₄⁺-N, Hg, As ve Sb tamamen giderilmiştir. Yüksek tuzluluk içeren atıksuların arıtılmasında ileri ozmos-membran distilasyon sisteminin oldukça uygun olduğu bildirilmiştir (Zhou *et al.* 2017) . Sızıntı suyunun arıtılması için 113 gün boyunca işletilen laboratuvar ölçekli anoksik/oksik membran bioreaktör sistemi ile yapılan çalışmada, KOİ, NH₄⁺-N ve TN ortalama giderimi sırasıyla %80,60, %99,04 ve %74,87 olduğu bildirilmiştir. Kütle denkliği ile ikinci aşama A/O'nun toplam KOİ, NH₄⁺-N ve TN giderim kapasiteleri sırasıyla 125,60, 24,35 ve 22,40 g/gün ile kirletici uzaklaştırmada kilit rol oynadığını ifade edilmektedir (Liu *et al.* 2017).

2.2. Ozonlama

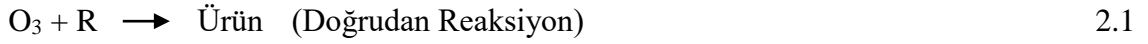
Ozon, doğrudan ya da bir hidroksil radikal mekanizması yoluyla organik ve inorganik bileşiklerle tepkimeye giren oldukça oksidatif bir ajandır. Organik bileşikleri daha küçük bileşiklere CO₂ ve H₂O'ya ya da S ve N atomları varlığında sülfat ve nitrat anyonlarına dönüştürebilen oksidanttır. Ozon genellikle yerinde elektrik deşarjı ile saf oksijen (O₂) veya kuru hava akışında üretilir, koku ve kalıcı tat bırakmaz. Ozon alkali ortamda kullanıldığı zaman ileri oksidasyon prosesi (İOP) olarak ifade edilir. Ozonlama işlemi etkili bir dezenfeksiyon tekniği olması yanı sıra atıksuların veya içme suyu kalitesinin yükseltilmesi için etkin bir arıtma yöntemi olarak da uygulanabilir. Çizelge 2.4'de yaygın olarak kullanılan oksidantların oksidasyon potansiyelleri verilmiştir. Çizelgeden görüldüğü üzere ozon 2,07 V oksidasyon potansiyeline sahip iyi bir oksidanttır.

Çizelge 2.4. Çeşitli oksidantların standart oksidasyon potansiyelleri

Oksidant	Oksidasyon potansiyeli (V)
F ₂	3,03
·OH	2,80
O	2,42
O ₃	2,07
H ₂ O ₂	1,77
KMnO ₄	1,67
ClO ₂	1,5
HClO	1,49
Cl ₂	1,36
O ₂	1,23
Br ₂	1,09

Ozonlama sırasında kirleticiler eşitlik 2.1 ve 2.2'de gösterildiği gibi iki farklı yolla bozulabilir; doğrudan reaksiyonlar O₃ ve dolaylı reaksiyonlar hidroksil radikalleriyle gerçekleşir. Yüksek pH değerlerinde, ozonun kompleks bir zincir mekanizması ile ozona oranla daha hızlı ve daha az seçici tepki verebilen hidroksil radikallerine ayrışmasını arttıran daha yüksek bir hidroksil iyonu konsantrasyonu oluşur (Zouboulis

et al. 2007; Tchobanoglous *et al.* 2014; Ribeiro *et al.* 2015; Boczkaj and Fernandes 2017).



Ozonlama prosesinin avantajları; kısa sürede reaksiyon veren ve oldukça oksitleyici bir gaz olması, atık çamur oluşturmaması, su içerisindeki organik, inorganik ve mikrobiyal bileşenleri oksitlererek koku, renk gibi bileşenlerde de iyileştirme yapabilmesidir. Diğer taraftan üretimi ve ekipmanların pahalı olması, bakım ve işletme için donanımlı personele ihtiyaç duyması, kararsız ve suda çözünürlüğünün düşük olması dezavantajdır.

2.3. Fenton Prosesi

Fenton ve ilgili reaksiyonlar, organik veya inorganik bileşiklerin oksitlenmesine neden olan aktif oksijen türleri oluşturmak için peroksitlerin demir iyonlarıyla reaksiyonlarını kapsar. Atıksu arıtımında, birçok tehlikeli organik maddenin atık sudan giderilmesi için Fenton reaksiyonu verimli bir şekilde kullanılmıştır. Geleneksel olarak kabul görmüş Fenton mekanizması Eşitlik (2.3) - (2.11)'de gösterilmektedir. Eşitlik (2.3) Fenton reaksiyonu olarak algılanır ve H₂O₂'yi hidroksil radikallerine ayrıştırmak için Fe⁺² nin Fe⁺³ iyonlara oksidasyonunu ifade eder. Ayrıca, tüm süreci anlamak için diğer reaksiyonlar göz önüne alınmalıdır (Babuponnusami and Muthukumar 2014).



Oluşan Fe⁺³ iyonları, tekrar Fe⁺² iyon ve daha fazla radikali oluşturmak üzere aşırı hidrojen peroksit ile tepkimeye sokularak indirgenebilir. Bu reaksiyona Fenton benzeri reaksiyon denir ve Fenton reaksiyonundan daha yavaştır. Fenton benzeri tepkilerde Fe⁺²

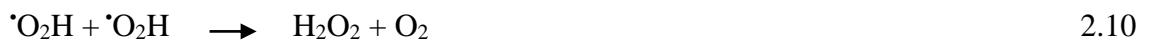
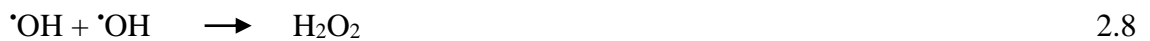
iyon rejenerasyonu dışında hidroperoksil radikalleri ($\cdot\text{O}_2\text{H}$) üretilir. Hidroperoksil radikalleri organik kirleticilere de saldırabilir, ancak hidroksil radikallerine göre daha az etkilidir. Az miktarda eklenen demir, hidroksil radikalleri üretmek için H_2O_2 'i sürekli tüketilirken bir katalizör görevi görür (Babuponnusami and Muthukumar 2014).



Aşağıdaki reaksiyonlar Fenton kimyasında yer alır.



Eşitlik (2.4) - (2.7) hidrojen peroksit tüketildiğinden ve Fe^{+2} bu reaksiyonlar vasıtasıyla Fe^{+3} iyonuna dönüştüğünden Fenton kimyasındaki hız sınırlayıcı aşamaları temsil eder.



Oksidasyona tabi tutulacak herhangi bir organik molekül olmadığı durumda hidrojen peroksitin eşitlik 2.12'de gösterildiği gibi moleküler oksijene ve suya ayrılır. Bu

reaksiyon, oksidant tüketilmesine ve dolayısıyla proses maliyetinde gereksiz bir artışa neden olur.



Eşitlik (2.3) - (2.11) Fenton sürecinin karmaşık bir mekanizma izlediğini göstermektedir. Arzu edilen hidroksil kökünün üretimi zincir başlatma reaksiyonu yoluyla oluşur (Eşitlik 2.3). Ayrıca hidroksil radikalleri Fe^{+2} iyonlar (Eşitlik 2.5), hidrojen peroksit (Eşitlik 2.9), hidroperoksil radikalleri (Eşitlik 2.11) ve / veya kendi kendini (Eşitlik 2.8) tüketebilir. Yukarıdaki denklemlerden hidrojen peroksitin hem radikal üreticisi (Eşitlik 2.3) hem de tüketicisi (Eşitlik 2.9) olarak işlev görebileceğini göstermektedir. Hidroksil radikalleri atıksuyun içinde bulunan organik radikallere saldırabilir. Hidroksil radikalleri atıksu içinde bulunan mevcut organik maddeler tarafından üretilen organik radikallere saldırabilir. Bu radikaller dimmer oluşur veya Fe^{+2} ve Fe^{+3} iyonlarıyla tepkimeye girer; (13) - (15).



Fenton işlemi oda sıcaklığında ve atmosfer basıncında gerçekleştirilebilir. Gerekli reaktifler kolaylıkla temin edilebilir, kolay depolanabilir ve tutulabilir, emniyetlidir ve çevreye zarar vermezler. Bununla birlikte, iki önemli dezavantaj tespit edilmiştir. Birincisi, hidrojen peroksitin radikal süpürücü etkisi (Eşitlik 9) ve onun kendi kendini parçalaması (Eşitlik 12) nedeniyle oksidantların tüketilmesidir. İkincisi, sürekli demir iyonu kaybına ve katı çamur oluşumudur. Fenton çamuru ile bazı ekonomik ve çevresel dezavantajlar olduğu bilinmektedir. Böylece, H_2O_2 'yi etkin bir şekilde kullanmaya olanak tanıyan teknolojiler incelenmelidir.

Fenton işlemi ağırlıklı olarak demir ve hidrojen peroksit türleşme faktörlerine bağlı olarak çözeltinin pH'ına bağlıdır. Fenton reaksiyonu için optimum pH, hedef substrata bakılmaksızın yaklaşık 3 olarak bulunmuştur. Fenton reaktifinin etkinliği, nispeten pasif demir oksihidroksitlerin varlığı ve ferrik hidroksit çökeltisinin oluşması nedeniyle daha yüksek pH'da düşer. Bu durumda daha az serbest demir iyonu varlığına bağlı olarak daha az hidroksil radikali oluşur. Hidroksil radikallerin oksidasyon potansiyeli artan pH ile azalır. Buna ek olarak, hidrojen peroksitin kendi bozulması hızlandırılmıştır. 3'ün altındaki pH değerlerinde, bozunma verimi düşüştü gözlemlenir. Çok düşük pH değerlerinde, demir kompleksi türleri $[\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_6]^{2+}$ bulunur ve bu da diğer türlere göre hidrojen peroksitle daha yavaş tepkime verir. Ayrıca peroksit yüksek konsantrasyonda H^+ iyonlarının mevcudiyetinde çözülür ve böylece stabil oksonyum iyonu $[\text{H}_3\text{O}_2]^+$ oluşur. Oksonyum iyonları, hidrojen peroksiti daha kararlı hale getirir ve Fe^{+2} iyonlarla reaksiyonunu azaltır. Bu nedenle, organik bileşiklerin bozunması için Fenton prosesinin verimliliği hem yüksek hem de düşük pH'da azaltılır. Dolayısıyla pH'nın yeterli bir şekilde kontrol edilmesi proses verimliliğini artıracaktır (Babuponnusami and Muthukumar 2014). Genellikle bozunma Fe^{+2} iyonu artışı ile artmaktadır. Yüksek Fe^{+2} konsantrasyonları atık suyun toplam çözünmüş katı içeriğinde bir artışa neden olur. Bu durum çıkış suyunda gözlemleneceğinden dolayı istenmemektedir.

Hidrojen peroksit konsantrasyonu bozunma sürecinin genel verimliliğini belirlemede çok önemli bir rol oynamaktadır. Genellikle, kirleticinin % giderimi hidrojen peroksit dozunda bir artış ile arttığı gözlemlenmiştir. Bununla birlikte oksidant dozu seçilirken dikkatli olunmalıdır. Fenton işlemi sırasında hidrojen peroksidin kullanılmayan kısmı KOİ'ye katkıda bulunur ve bu nedenle fazla miktarda kullanılması önerilmez. Eğer Fenton prosesi biyolojik arıtmadan önce kullanılacak ise kalıntı peroksit mikroorganizmalar için toksik etki göstereceğinden biyolojik sistem performansını düşürecektir. Fazla hidrojen peroksit kullanımının bir başka olumsuz etkisi üretilen hidroksil radikallerinin tüketilmesine sebep olacaktır. 10°C 'den 40°C 'ye artan sıcaklıkla giderim verimleri etkilenmez fakat daha yüksek sıcaklıklarda hidrojen peroksitin su ve oksijene hızla bölünmesi nedeniyle hidrojen peroksitin etkin kullanımı azalmaktadır.

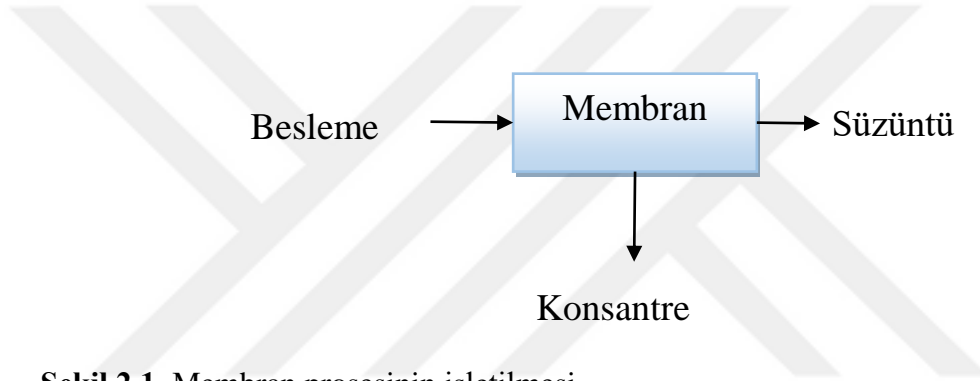
Fenton prosesi çeşitli avantaj ve dezavantajlara sahiptir. Mevcut tesislerde kolay uygulanmasına izin veren basit ve esnek işletilmesi, kolay taşınabilen ve nispeten ucuz kimyasallar kullanılması ve enerji ihtiyacı olmaması gibi avantajlara sahiptir. H_2O_2 'nin depolanması ve taşınması nedeniyle yüksek maliyet ve riskler, deşarj öncesi 2-4 olan pH'nın nötralizasyonu için ilave kimyasal gereksinimi, arıtım sonrası kimyasal çamur birikimi ile bertarafı ve potansiyel korozyon problemleri Fenton sisteminin dezavantajları olarak ifade edilebilir (Oturam and Aaron 2014).

2.4. Membran Prosesler

Çevre mühendisliği alanındaki membran uygulamaları, yüzeysel ve yeraltı sularının arıtılması ve geri kazanımı, sızıntı suyunun arıtılması, evsel ve endüstriyel atıksu arıtımı, baca gazlarının arıtılması ve biyogaz şartlandırmadır. Ayırma, konsantre etme ve safsızlaştırma işlemleri ile bağlantılı olarak membran, çeşitli bileşenleri ile bazı türlerin geçişini sağlayan veya engelleyerek iki fazın ayrılmasında bariyer olarak tanımlanabilir. Geleneksel filtre aynı zamanda bir membranın tanımını karşılar. Bununla birlikte, "filtre" terimi genellikle 1-10 mm'den büyük partiküllü süspansiyonları ayıran yapılarla sınırlıdır. Membranların sınıflandırılması birçok yolla yapılabilir. Membran konfigürasyonuna, yapıldığı materyalin türüne ve morfolojisine, membran sürücü kuvvetine, ayırma mekanizmasına, ayırma büyüklüğüne, membran geometrisi gibi farklı şekillerde sınıflandırılabilir. Örneğin, sentetik membranlar, organik (polimerik) veya inorganik (seramik/metal), katı veya sıvı, elektrik yüklü veya doğal nötr olabilir. Yapıda homojen veya heterojen, simetrik veya asimetric olabilirler. Membran geometrilerine göre; düz (flat), boru (tübüler) ve içi boş elyaf (hollow fiber) olabilirler (Zakrzewska-Trznadel 2006; Wang *et al.* 2011; Tchobanoglous *et al.* 2014).

Membran prosesler ortam sıcaklığında oldukça hassas seçicilik, sürekli, otomatik ve ekonomik işletme avantajları yanı sıra mevcut üretim proseslerine basit uyum ve kayda değer enerji tasarrufu gibi avantajları nedeniyle birçok endüstriyel uygulamadan yararlanır. Uygulanan itici kuvvete göre membran işlemleri basınç, sıcaklık, konsantrasyon farkı ve elektriksel potansiyel fark olarak sınıflandırılabilirler. Ters

ozmoz (RO), nanofiltrasyon (NF), ultrafiltrasyon (UF), mikrofiltrasyon (MF) veya gaz ayırma (GS) gibi basınç sürücülü veya pervaporasyon (PV) gibi kısmi basınca dayalı filtrasyon işlemleri basınç farkı ile çalışan membran proseslerdir. Konsantrasyon farkı sürücü kuvvet olan prosesler; diyaliz, sıcaklık farkı sürücü kuvvet olan prosesler membran distilasyonu, elektriksel potansiyel farkı sürücü kuvvet olan elektrodializ örnek verilebilir. Ayrıca membran filtrasyonu temel olarak iki moda çalıştırılabilir: klasik akış ve çapraz akış. Membran teknolojisi alanında sıkça kullanılan terimler şunlardır: besleme, süzüntü (permeate) ve konsantre (alığınan maddeler/retantate). Bir membran sisteminin işletilmesini şematize eden gösterim Şekil 2.1’de gösterilmektedir.



Şekil 2.1. Membran prosesinin işletilmesi

Membran sistemine beslenen su akışı, besleme suyu olarak bilinir. Membrandan geçen sıvı ise süzüntü olarak isimlendirilir. Besleme suyunun membrandan geçmeyen kısmına konsantre denir. Membran proseslerde önemli kavramlardan biri de akıdır. Akı birim zamanda birim membran yüzey alanından geçen akıştır ve L/m^2 saat ya da L/m^2 gün olarak ifade edilir. Akı ve tutunma membran performansının başlıca ölçüsüdür. Membran prosesler modüler ve kompakt olduğu için kolay inşa kabiliyetine, sürekli çalışma ve otomasyon kolaylığı sağlaması, düşük yatırım ve işletme maliyeti, besleme suyu özelliklerinden etkilenmeme ve yüksek kalitede çıkış suyu gibi avantajlara sahiptir. Membran proseslerinde membran kirlenmesi ve eğer konsantre akım bir ürün değil ise oluşacak konsantre akımın ne olacağı gibi iki önemli sorun vardır.

Membran kirlenmesi, ön işlem ve temizleme gereksinimlerini, çalışma koşullarını, maliyeti ve performansı etkilediğinden membran sistemlerinin tasarımı ve çalıştırılmasında en önemli husustur. Membran kirlenmesi, besleme suyunun fiziksel,

kimyasal ve biyolojik özelliklerine, membran türüne ve çalışma koşullarına bağlı olarak meydana gelir. Genel olarak dört çeşit kirlenme meydana gelebilir. Partikül kirlenme, membran yüzeyindeki besleme suyundaki bileşenlerin yapısından dolayı parçacık birikmesi, inorganik tuzların membran yüzeyinde birikmesi ile oluşan inorganik kirlenme ve besleme suyundaki organik bileşenlerin membran yüzeyinde birikmesi ile oluşan organik kirlenmedir. Besleme suyundaki mikroorganizmaların membran yüzeyinde birikmesi ile oluşan kirlenme ise biyolojik kirlenme olarak adlandırılır.

Membran kirlenmesinin sonucu, membran geçirgenliğinin azalması (sabit basınçta akı azalması veya sabit akıda basıncı yükselmesi) ve çözünen tutma oranının değişmesidir. Proses özelliğine bağlı olarak farklı kirlenme mekanizmaları meydana gelebilir. Gözenek tıkanması, gözenek daralması veya adsorpsiyonu, geri döndürülemez kek tabakası oluşumu gibi kirlenme mekanizmaları meydana gelebilir. Kirlenmenin kontrolü, örneğin membran yüzeyini modifiye ederek ve çalışma koşullarını optimize ederek başarılabilir. (Wang *et al.* 2011; Tchobanoglous *et al.* 2014).

2.4.1. Membran Biyoreaktörler (MBR)

MBR sistemleri, fiziksel ayırışmadan sorumlu membran ve organik bileşiklerin biyolojik olarak parçalanmasından sorumlu olan biyolojik reaktör sistemlerinden oluşmaktadır. İkincil çökeltim yerine membran filtrasyon üniteleri kullanan membran biyoreaktör (MBR) prosesleri, yüksek çıkış suyu kalitesi, iyi dezenfeksiyon kabiliyeti, daha yüksek hacimsel yükleme, daha düşük alan gereksinimi, düşük çamur üretimi, giriş suyu değişikliklerine karşı proses esnekliği, gelişmiş nitrifikasyon gibi geleneksel aktif çamur proseslerine kıyasla bilinen birkaç avantaja sahiptir (Lin *et al.* 2012).

Aktif çamur sistemine göre membran biyoreaktörlerin avantajları aşağıdaki gibi sıralanabilir,

1-Son çöktürme yerine kullanılan membranlar ile çok daha yüksek çıkış suyu kalitesi elde edilir ve çamur çökeltme özelliklerinden bağımsız bir şekilde çalışabilir.

2-Klasik sistemlerdeki çamur kabarması ve yükselmesi problemlerine rastlanmaz. Estetik görünümüne sahip ve koku problemleri daha azdır.

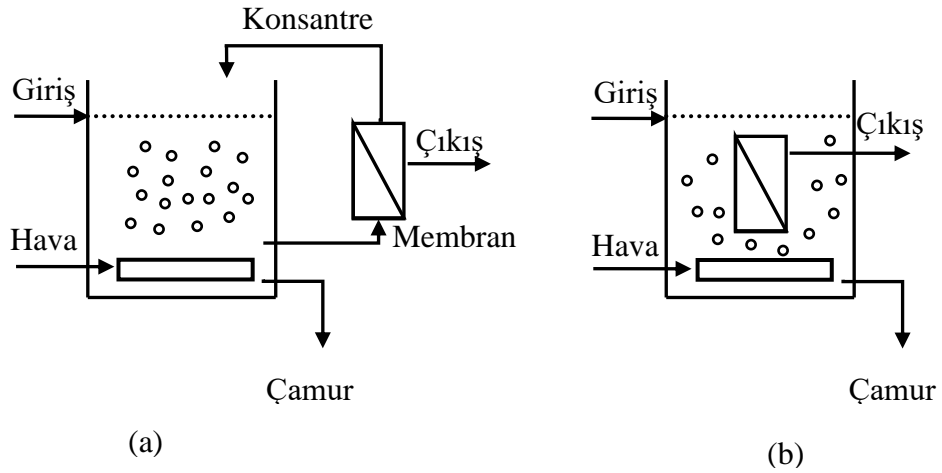
3-Yüksek çamur miktarı oluşturduğu için daha düşük havalandırma havuz hacmine olanak sağlar. Ayrıca giriş suyu salınımları (organik yük veya toksik madde) çıkış suyu kalitesine fazla etki etmez.

4-Katı-sıvı ayrımı iyi olduğu için biyokütle sistemde iyi bir şekilde tutularak yüksek çamur yaşlarına çıkılabilir. Bu sayede çamur oluşumu azalır ve atık çamur işletme maliyetleri düşer.

5-Mevcut sistemlere kolay entegre edilebilir. Otomasyon kolaylığı nedeniyle işletilmesi pratiktir.

6-Özellikle endüstriyel kullanımında su tüketimiyle bağlantılı olarak suyun yeniden kullanımı ve buna bağlı imalat maliyetlerinin düşürülmesine izin verilebilir (Jyoti *et al.* 2013).

Membran biyoreaktörler iki farklı konfigürasyona sahip olup birincisi karışım çözeltisinin dışında olup bir pompa vasıtası ile besleme yapılan harici membranlar, ikincisi ise karışım çözeltisinin içerisine konumlandırılarak bir vakum pompası yardımı ile filtrasyon işlemi gerçekleştirilen batık membran konfigürasyonudur. Şekil 2.2'de harici ve batık membran konfigürasyonları gösterilmektedir.



Şekil 2.2 Membran biyoreaktör konfigürasyonları (a) harici (b) batık

Membran biyoreaktör (MBR) uygulamaları su kalitesi düzenlemelerini karşılayan yüksek kaliteli çıkış suyu elde edilmesi nedeniyle su ve atıksu arıtımı için umut verici bir yöntemdir. Son yıllarda birçok membran biyoreaktör çalışmaları mevcuttur. Özellikle dirençli ve kompleks atıksuların arıtımında hibrit MBR sistemler araştırılmaktadır.

2.5. Hidrodinamik Kaviteasyon

2.5.1. Hidrodinamik kaviteasyon hakkında genel bilgiler

Artan sanayileşme ve nüfus, beraberinde daha fazla üretim ve daha fazla tüketim anlamına gelmektedir. Özellikle biyolojik olarak ayrışamayan sentetik ürünlerdeki sayı ve miktar olarak gerçekleşen artışlar endişe verici boyutlara ulaşmıştır. Başta kimya sektörü olmak üzere ve birçok sanayi kolu her yıl binlerce yeni kimyasal madde sentezlemekte ve bunları günlük yaşantımızdaki birçok üründe kullanmaktadır. Artan üretim ve tüketime bir de her geçen gün sayısı daha da artan bu yeni kimyasal maddeler eklendiğinde, doğal çevrenin korunmasında mevcut klasik teknolojilerin çoğu zaman yetersiz kaldığı görülmektedir.

Her alanda olduğu gibi doğal kaynakların korunması ve atık maddelerin yeniden kullanılması yönünde de ciddi gelişmeler vardır. Özellikle biyolojik olarak zor veya hiç parçalanmayan organik bileşiklerin arıtılmasında ileri oksidasyon proseslerinden yararlanılmaya çalışılmaktadır. Ancak bu proseslerin de halen daha geliştirilmeye ve daha etkin maliyetli bir yapıya kavuşturulması yönündeki araştırmalar da sürmektedir.

Arıtma sistemlerindeki gelişimi tetikleyen diğer bir unsur ise klasik arıtma sistemlerinin yapım ve işletme maliyetini düşürme gereksinimi ile daha yüksek arıtım verimleri elde etme zorunluluğudur. Her geçen gün daha da kısıtlayıcı hale gelen yasal düzenlemeler neticesinde sanayi proseslerinin, istenilen deşarj koşullarını sağlayabilmek için ileri arıtım teknolojilerini barındıran, etkin maliyetli arıtma sistemlerine ilgi göstermesi kaçınılmazdır.

Oksidasyon prosesleri dezenfeksiyondan, toksik kimyasal maddelerin parçalanmasına, arıtma çamurlarının bertarafından, boyar maddelerin giderimine kadar birçok alanda başarıyla kullanılmaktadır. Ozonlama, ultraviyole ışınları, hidrojen peroksit, klor, permanganat gibi kimyasalların ilavesi, Fenton, ıslak hava oksidasyonu, 374°C'nin üzerinde ve 221 bar gibi yüksek basınç altında gerçekleştirilen süperkritik su oksidasyonu, katalitik ıslak hava oksidasyonu, elektrooksidasyon, fotooksidasyon, fotokatalitik oksidasyon ve ultrases gibi birçok oksidasyon prosesi ya tek başına veya bir kaçının birlikte kullanılmasıyla atıksulardaki kirleticilerin zararsız ürünlere çevrilmesine çalışılmaktadır. Oksidasyon yöntemleri ile sorunlu madde içeren atıksuların arıtılmasında yüksek miktarda kimyasal madde ve enerji gerekebilir. Bu nedenle •OH radikalleri içeren reaksiyonlara dayalı ileri oksidasyon prosesleri son zamanlarda daha yoğun olarak kullanılmaya başlanılmışlardır. Bu oksidasyon yöntemlerinin geliştirilmesi için kullanılan ve son zamanlarda dikkat çekmeye başlayan kavitasyon prosesidir.

Kavitasyon günümüze kadar mühendislik alanında olumsuz yönleriyle ele alınmış bir olay olup gemi pervaneleri ve pompa rotorları gibi yüksek hız ve basınç altında çalışan sistemlerdeki olumsuz etkileri ile bilinir. Olumsuz etkilerinin azaltılmasına yönelik yapılan çalışmalar neticesinde kavitasyon etki mekanizmaları daha iyi açıklanmış ve bu olumsuz duruma yol açan fiziksel ve kimyasal olayların toplamını atıkların arıtılmasında etkili olabileceği anlaşılmıştır. Kavitasyon; mikro kabarcıkların oluşumu, gelişmesi ve daha sonra çökmesi veya boşlukların büyük enerji değerlerinin açığa çıkması olaylarının kombinasyonu olarak ifade edilir. Lokal olarak milyonlarca meydana gelen bu olay ile oldukça yüksek enerji yoğunluğu elde edilir. Bu olayın meydana geldiği noktalarda yüksek basınç ve sıcaklık oluşur (Loraine 2007; Gagote and Kabadi 2009; Ozonok 2012).

Kavitasyon son derece reaktif serbest radikaller, yüksek sıcaklık ve basınç oluşturması ve sıvı sirkülasyonuna dayalı türbülans nedeniyle oksidasyon proseslerini geliştirilmesi için etkili bir yöntem olarak görülmektedir. Mikro kabarcıkların aniden oluşup, hemen içe doğru çökmeleri yüksek sıcaklık ve basınç oluşumuna yol açar. Bu esnada oluşan

şok dalgaları şeklinde muazzam bir enerji açığa çıkar ve bu enerji olayı hemen çevresindeki kimyasalların parçalanmasına yol açar. Kavitasyon genellikle üretim moduna bağlı olarak akustik, hidrodinamik, optik ve partikül olmak üzere dört gruba ayrılır. Hidrodinamik ve akustik kavitasyon büyük hacimlerdeki proses uygulamalarında fiziksel/kimyasal değişiklikleri yerine getirmek için etkili olduğu tespit edilmiştir (Gogate 2007).

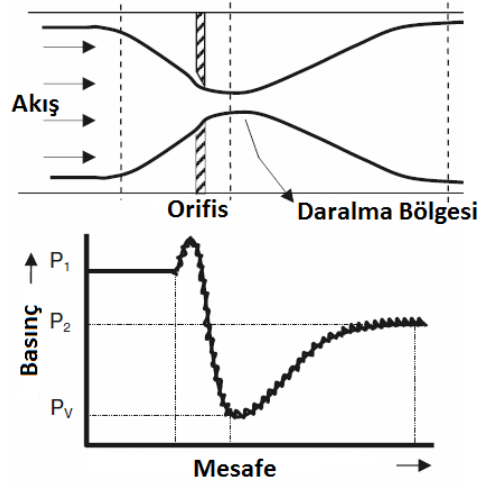
Kavitasyonun birçok nedeni olmakla birlikte genel olarak çeşitli proseslerinin suya uygulanması ile meydana gelebilir. Akustik kavitasyon: sıvıdaki basınç değişimleri, genellikle ultrases (16 KHz - 100 MHz) dalgaları kullanılarak gerçekleştirilir. Ses dalgalarının geçişiyle indüklenen kavitasyona bağlı olarak meydana gelen kimyasal değişiklikler, yaygın olarak sonokimya olarak bilinir. Hidrodinamik kavitasyon: hız değişimini yaratan sistemin geometrisi kullanılarak elde edilen basınç değişimleriyle üretilir. Örneğin, sistemin geometrisine bağlı olarak, basınç ve kinetik enerjinin değişimi, delik, venturi vb. yoluyla akış durumunda olduğunda kavitasyon oluşumuyla sonuçlanarak başarılabılır. Optik kavitasyon; yüksek yoğunluklu ışık (lazer) fotonu tarafından sıvı sürekliliğini parçalayarak üretilir. Temel parçacıkların ışını tarafından üretilir. Örneğin kabarcık boşluğu olduğu gibi bir sıvıyı parçalayan bir nötron ışını da olabilir (Gogate 2007).

Hidrodinamik kavitasyonun üretilmesi için sıvının bir yüksek basınç pompası tarafından basınçlandırılması, bir orifis plaka, venturi ya da daraltma valfi gibi yapılardan geçirilirken hızının artırılıp, basıncın düşürülmesi gerekir. Artan hız nedeniyle düşen basınç suyun buhar basıncına kadar düştüğünde ani buharlaşma meydana gelir ve sıvı içinde oyuk denilen boşlukların oluşumuna neden olur. Meydana gelen bu oyuklar akışın kısıldığı noktadan uzaklaştıkça basınç geri kazanıldığı noktadan itibaren içe doğru çöker ve bu esnada enerji açığa çıkar. Gerek akışın daralması gerekse de oluşan oyukların içe doğru çökmeleri nedeniyle daralma bölgesi çıkışında yüksek bir türbülans meydana gelir artan yüzey alanı dolayısıyla da kütle transferinde artış sağlanır. Yüksek basınçlı homojenizatör olarak da isimlendirilen bu olayda reaktörün geometrisi ve işletme şartları kontrol edilerek istenilen fiziksel veya kimyasal değişiklikler için gerekli

kavitasyon yoğunluğu maksimum enerji verimi ile üretilebilir (Gogate and Kabadi 2009). Kavıtasyon olayını açıklayabilmek için kavıtasyon yoğunluğunu akış şartlarına bağlayan boyutsuz bir sayı olan kavıtasyon sayısı (C_v) kullanılır (Kanthale *et al.* 2005; Maslak and Weuster- Botz 2011).

$$C_v = \frac{P_2 - P_v}{\frac{1}{2} \rho V_0^2} \quad (2.16)$$

Burada P_2 tamamen yenilenmiş çıkış basıncı, ρ sıvı yoğunluğu, P_v sıvı buhar basıncı ve V_0 ise daralmadaki sıvı hızını göstermektedir. Kavıtasyon olayının başlangıcında meydana gelen C_{vi} sayısı kavıtasyon başlangıç sayısı olarak bilinmektedir. İdeal olarak $C_{vi}=1$ 'de kavıtasyon başlangıcı meydana gelir ve 1'den küçük değerler için önemli kavıtasyonel etkiler oluşur. Sıvı ortamı içerisinde bulunan çözünmüş gazlar veya bazı kirlilik unsurları sebebiyle kavıtasyonun daha yüksek kavıtasyon sayılarında meydana gelebileceği bilinmektedir. Yüksek kavıtasyon sayıları için kavıtasyon olayının gerçekleşmesine rağmen maksimum reaktör verimi için akış şartları ve reaktör geometrisinin kavıtasyon sayısının 0,1-1 aralığında olacak şekilde ayarlanmalıdır. Çok düşük kavıtasyon sayılarında buhar kitlenmesi ve kavıtasyon çöküşünün olmamasıyla sonuçlanan süper kavıtasyona neden olabilir (Gogate 2011). Şekil 2.3'de daralan bir orifis kesti boyunca basınç değişimleri gösterilmektedir. Daralma bölgesi olarak adlandırılan bölge sıvı hızının en yüksek, basıncın ise en düşük olduğu bölgeyi ifade etmektedir.



Şekil 2.3. Hidrodinamik kavitasyonda akışkan akışı ve basınç değişimi

Bu tür hidrodinamik kavitasyon reaktörlerde kavitasyon yoğunluğunu kontrol etmek için çeşitli delik konfigürasyonlara sahip tabakalar da kullanılabilir. Ancak yine de kavitasyon yoğunluğunu kontrol etmek zordur.

Kavitasyon elde etmek için kullanılan diğer bir yöntem ise döner ekipmanlardır. Döner ekipmanın uç hızı kritik bir hıza ulaştığında rotor çeperindeki yerel basınç düşer ve sıvının buhar basıncına ulaşır. Bu kavitasyonun oluşmasına neden olur ve rotordan tankın cidarına doğru gidildikçe tekrar artan basınç dolayısıyla oluşan oyuklar içe doğru çökerler ve bu esnada açığa enerji çıkar. Burada rotor dönme hızına bağlı olarak sıvı hızı eşitlik 2.17 ve 2.18'den hesaplanabilir.

$$V_s = r \times \omega \quad (r = \text{rotorun yarıçapı}, \omega = \text{açısal hız}) \quad (2.17)$$

$$\omega = 2 \times \pi \times n \quad (n: \text{saniyedeki dönme hızı}) \quad (2.18)$$

Elde edilen sıvı hızı eşitlik 2.16'da yerine yazılarak kavitasyon sayısı (C_v) hesaplanabilir. Bu tip kavitasyon reaktörlerin enerji tüketim daha yüksektir (Gogate and Kabadi 2009).

2.5.2. Çevre mühendisliği alanında hidrodinamik kavitasyon uygulamaları

Çevre mühendisliğinde hidrodinamik kavitasyon uygulamaları dezenfeksiyon ve çeşitli kirleticilerin oksidasyonu konularında yoğunlaşmıştır. Yapılan bu çalışmalardan bazıları aşağıda özetlenmiştir.

Reaktif parlak kırmızı K-2BP boyasının döner jet kavitasyon reaktörü ile H₂O₂ kullanılarak giderimi üzerine yapılan çalışmada hidrodinamik kavitasyon ile H₂O₂'in kombinasyonu açık bir sinerjik etki göstermiştir. Parçalanmanın yalancı birinci derece kinetiğe uyduğu, yüksek ortam sıcaklığı, yüksek sıvı basıncı, yüksek hidrojen peroksit konsantrasyonu ve düşük pH değerlerinde K-2BP'nin giderimi için daha uygun olduğu belirlenmiştir. Optimum koşullarda kavitasyonel verim $1,56 \cdot 10^{-5}$ mg/J olarak elde edilmiştir (Wang *et al.* 2011).

Kloformun giderimi için hidrodinamik ve akustik kavitasyonun kombinasyonu ile yapılan çalışmada orifis plakasının delik çapı azaldıkça ve akış hızı artıkça kombin sistemde kloform dönüşümünün oldukça arttığı gözlemlenmiştir. Hidrodinamik ve akustik kavitasyon kombinasyonu ile elde edilen verimlerin her bir yöntemin toplamından %73 daha iyi olduğu görülmüştür. Yüksek optimizasyon potansiyeli nedeniyle bu hibrit metodun atıksu arıtımında yeni bir adım olarak görülmesi gerektiği bildirilmiştir (Franke *et al.* 2011). Hidrodinamik kavitasyon ve ileri oksidasyon proseslerinin kombinasyonunun triazofos'un giderimine etkileride araştırılmıştır. Optimum basınç 5 bar ve pH 3'ün tek başına hidrodinamik kavitasyon kullanılarak triazofos'un maksimum bozunması için optimum olduğu tespit edilmiştir. Optimum çalışma koşulları altında hidrodinamik kavitasyon tek başına triazofos tamamen giderilmesini sağlayamadığı gözlemlenmiştir. Hidrodinamik kavitasyonun Fenton reaktifi ile kombinasyonunun triazofos giderimini artırdığı ve giderim veriminin %83,12 olduğu belirlenmiştir. Ozonlama ve kavitasyon kombinasyonu kullanıldığında ise triazofos'un giderimi için en etkin teknik olduğu ve triazofos'un 90 dakika reaksiyon süresinde %96 TOK giderimi ile tamamen bozulduğu ifade edilmektedir. Triazofos

bozunmasının yalnızca ozonun akış hızına değil aynı zamanda ozon enjeksiyonunun bulunduğu yere bağlı olduğu da tespit edilmiştir (Gogate and Patil 2015).

Karbamazepin'in sulu çözeltilerde hidrodinamik-akustik kavitasyon ile giderimi için yapılan bir çalışmada, hidrodinamik-akustik kavitasyon tekniği iyi bir sinerjik etki göstermiştir. Optimum işletme şartlarında karbamazepin ($5\mu\text{g/L}$) yalancı birinci derece kinetik ile 15 dakika içinde %96 oranında giderilmiştir. Bu madde için tek başına hidrodinamik kavitasyon %27, akustik kavitasyon ise %33 giderim verimi göstermektedir (Braeutigam *et al.* 2012). Karbamazepinin giderilmesi için yapılan başka bir çalışmada hidrodinamik kavitasyon ile ileri oksidasyon prosesleri kombinasyonları araştırılmıştır. Öncelikle hidrodinamik kavitasyon işletme şartlarının optimizasyonu için giriş basıncı (3-5 bar) ve pH (3-11) araştırılmıştır. Sadece kavitasyon için optimum çalışma şartları giriş basıncı 4 bar ve pH değeri 4 ile karbamazepin giderimi %38,7 elde edilmiştir. Optimize edilen basınç ve pH şartlarında işletilen hidrodinamik kavitasyon+peroksit, hidrodinamik kavitasyon+UV, hidrodinamik kavitasyon+ozon çalışılarak en uygun kombinasyonun HDK+H₂O₂+O₃ olduğu tespit edilmiştir. HDK+H₂O₂+O₃, HDK+O₃, HDK+H₂O₂ ve HDK +UV kombinasyonları için sırasıyla %100, %91,4, %58,3 ve %52,9 giderim verimleri elde edilmiştir (Thanekar *et al.* 2018).

Rhodamin B boyar maddesinin hidrodinamik kavitasyon reaktörü ile hidrojen peroksit, karbon tetraklorür ve Fenton kullanılarak arıtımına yönelik çalışmada yapılmıştır. Çalışmada venturinin tek delikli orifis tabakaya göre daha uygun olduğu belirlenmiştir. Asidik şartların giderim verimini olumlu etkilediği, optimum işletme basıncının 4,8 atm olduğu ve bu değerden sonraki basınçlarda süper kavitasyon nedeniyle düşüş gözlemlenmiştir. Giderimi artırmak için kullanılan H₂O₂ ve Fenton verimi %99,9'a kadar çıkarmıştır. Aynı şekilde karbon tetraklorür kullanıldığında giderim verimi %82 olarak elde edilmiştir. Artan işletme sıcaklıklarının parçalanma reaksiyonlarını hızlandırdığı belirtilmiştir (Mishra and Gogate 2010).

Alaklor'ün giderimi için gerçekleştirilen çalışmada ise giderimin yalancı birinci kinetiğe uyduğu ve parçalanma hız sabitinin $4,90 \cdot 10^{-2} \text{ dak}^{-1}$ olduğu belirlenmiştir. Döner jet

kavitasyon reaktörde yapılan çalışmada sıvı basıncı, çözelti sıcaklığı, başlangıç konsantrasyonu ve ortam pH'sı incelenmiştir. Elde edilen sonuçlar döner jet kavitasyon reaktörde alaklor giderim hızının basınç artışı ile arttığı ve giriş konsantrasyonu artışı ile azaldığı saptanmıştır. Optimum işletme sıcaklığı 40°C ve parçalanma hızının ortam pH'sına az bağlı olduğu belirlenmiştir. Hidrodinamik kavitasyon reaktör ile alaklor gideriminin etkin bir şekilde yapıldığı gözlemlenmiştir (Wang and Zhang 2009).

Hidrodinamik kavitasyon kullanılarak metil paratyonun giderilmesi için farklı katkı maddeleri kullanılarak giderim verimlerinin artırılmasına yönelik çalışma yapılmıştır. Basınç artışı ve asidik koşullar hidrodinamik reaktörde giderimi iyileştirmektedir. Sıcaklıktaki değişim metil paratyonun giderimi için az bir etkiye sahip olduğu ifade edilmiştir. Hidrodinamik kavitasyon ile 200 mg/L hidrojen peroksit kombinasyonu sonucunda 30 dakika içerisinde metil paratyonun tamamı giderilmiş ve reaksiyon süresince %56,4 TOK giderimi olduğu belirlenmiştir. Benzer olarak hidrodinamik kavitasyon ile CCl₄ ve Fenton reaktifi kombinasyonlarının da giderim verimlerini artırdığı belirlenmiştir (Patil and Gogate 2012).

Döner jet kavitasyon-hidrojen peroksit kombinasyonu ile sulu çözeltide Rhodamine B giderimi için yapılan boyar madde giderim çalışmasında belirgin bir sinerjik etki gözlemlenmiştir. Hidrojen peroksit konsantrasyonu ve giriş basıncı arttığında, giriş konsantrasyonu ve pH ise azaldığında, giderim verimlerinin arttığı belirlenmiştir. 30°C'den 50°C'ye artan sıcaklıklarda giderim verimleri artmış fakat 60°C'de giderim veriminin azaldığı tespit edilmiştir (Wang *et al.* 2009).

Fenolün ozonlaması için vakum kavitasyon kullanılan bir çalışmada 1 mM fenol içeren 800 ml'lik sulu çözelti 20°C'de 30 dakika boyunca 3,2 mg/dakika ozon gönderilerek fenol giderimi incelenmiştir. Sadece ozonlama ve kombin sistem sıfırıncı derece hız sabitleri sırasıyla 0,018 dak⁻¹ ve 0,028 dak⁻¹ olarak hesaplanmıştır. Ayrıca ilk 15 dakika reaktör çıkışında ozon gazına rastlanmazken, daha sonra tükenen fenol nedeniyle çıkışta ozona rastlanmaya başlandığı ifade edilmiştir (Wua *et al.* 2011).

Pilot ölçekli bir işletmede hidrodinamik kaviteasyon ve Fenton kullanılarak p-nitrofenol giderimi için yapılan çalışmada; yalnız hidrodinamik kaviteasyon, hidrodinamik kaviteasyon ile hidrojen peroksit ve hidrodinamik kaviteasyon ile Fenton kombinasyonları araştırılmıştır. Kaviteasyon aracı olarak venturinin daha etkili olduğu, giderim için düşük pH değerlerinin elverişli olduğu gözlemlenmiştir. Tek başına hidrodinamik kaviteasyon veriminin düşük olduğu, hidrodinamik kaviteasyonun hidrojen peroksit veya Fenton ile kombinasyonunun giderim verimlerini artırdığı saptanmıştır. Optimum şartlarda başlangıç konsantrasyonu 5 g/L p-nitrofenol olan çözeltide maksimum giderim verimi %63,2 ve 10 g/L p-nitrofenol olan çözeltide maksimum giderim verimi ise 56,2 olarak elde edilmiştir (Pradhan and Goagate 2010).

Hidrodinamik kaviteasyon ile reaktif kırmızı 120 boyasının giderimi incelenmiş parçalanma hızının venturi giriş basıncı ve kaviteasyon sayısına bağlı olduğu, kaviteasyon sisteminin süper kaviteasyon oluşturmayan basınç ve kaviteasyon sayısında işletilmesi gerektiği bildirilmiştir. Boya gideriminin ortam pH'sına bağlı olduğu ve asidik şartların elverişli olduğu gözlemlenmiştir. Eklenen hidrojen peroksit parçalanma için ilave $\cdot\text{OH}$ radikali sağladığından parçalanmayı geliştirmiştir (Saharan *et al.* 2011). Benzer şekilde asit kırmızı 88 için yapılan çalışmada $\cdot\text{OH}$ radikallerinin ve Fe-TiO₂ gibi katalizörlerin verimleri yükselttiği, akustik kaviteasyon ile kıyaslandığında hidrodinamik kaviteasyonun daha etkili olduğu görülmüştür (Saharan *et al.* 2011). Fotokatalitik TiO₂ ile hidrodinamik kaviteasyon kombinasyonu kullanılarak antibiyotik tetrasiklinin artımı için yapılan bir çalışmada, başlangıç konsantrasyonu, pH ve inorganik bileşiklerin varlığında arıtım performansı araştırılmıştır. Farklı kirletici konsantrasyonlarında yapılan kinetik çalışma sonucu hidrodinamik kaviteasyon ile birlikte tetrasiklin fotokatalizasyonu için yalancı birinci dereceden hız sabitinin, bireysel arıtım işlemlerde elde edilenlerin toplamın 1,5-3,7 katı olduğu tespit edilmiştir. Bu sonuçlar kombine yöntemde sinerjik bir etki olduğunu ifade etmektedir. Tetrasiklin degradasyonu pH'ya bağlı olduğu ve alkalın pH daha elverişli olduğu bildirilmiştir. Ortamda HCO₃ varlığı, hidrodinamik kaviteasyon prosesinde tetrasiklinin fotokatalitik bozunumu üzerinde olumlu etkiye neden olurken, sülfat ve klorür sadece küçük bir etkiye sahip olduğu bildirilmiştir (Wang *et al.* 2017).

Dichlorvos (2,2-dichlorovinyl dimethyl phosphate) giderimi için hidrodinamik kaviteasyon reaktörü kullanılan bir çalışmada 20 mg/L kirletici konsantrasyonundaki çözelti düşük pH ve sıcaklıkta yüksek giderim verimi elde edilmiştir. Artım veriminin artırılması için yapılan çalışmalarda H₂O₂, CCl₄ ve Fenton kullanılmıştır. Optimum şartlarda H₂O₂ ve CCl₄ kullanımı giderim verimini artırmaktadır. Fenton ile hidrodinamik reaktörün kullanılması kayda değer bir şekilde giderim verimlerini yükseltmiştir. 1 saatlik arıtma süresinde %91,5 giderim elde edildiği çalışmada kaviteasyon ve Fenton'un kombinasyonunun çok daha yüksek verimler için en uygun kombinasyon olduğu anlaşılmıştır (Joshi and Gogate 2012).

Bir dezenfeksiyon aracı olarak hidrodinamik kaviteasyonun zooplanktonlar üzerine etkisinin incelendiği bir çalışmada kaviteasyonun deniz suyundaki zooplanktonların %80'ninden fazlasını öldürdüğü belirlenmiştir (Sawant *et al.* 2008). Gram negatif ve gram pozitif bakterilerinin dezenfeksiyonu için kaviteasyon jet teknolojisinin (DYNAJETS) kullanıldığı diğer bir çalışmada ise; hidrodinamik jetin bu türlerin konsantrasyonlarının azaltılmasında etkili olduğu bulunmuştur. Nozul tasarımı ve işletme basınçlarının optimizasyonu enerji başına dezenfeksiyon oranlarını birkaç kat daha arttırdığı belirlenmiştir. Enerji verimi bakımından hidrodinamik kaviteasyon jetin, ultrasonik sistemlerden 10-100 kat daha fazla verimli olduğu bildirilmiştir (Loraine *et al.* 2012).

Hidrodinamik kaviteasyon ve ozonlama ile hibrid yöntemi kullanılarak mavi-yeşil alg giderimi için yapılan bir çalışmada; *Microcystis aeruginosa* ozonlama ile giderimi için hidrodinamik kaviteasyon kullanımı geliştirici etkide bulunmuştur. Hidrodinamik kaviteasyon %15'den az, ozonla arıtmada ise %35 alg giderimi elde edilirken hidrodinamik kaviteasyon ile ozon kombinasyonu aynı arıtma süresinde %99 giderime ulaşmış ve ozon kullanımını giderek artmıştır. Böylece ozon dozajı ve arıtım süresi önemli ölçüde azalmış ve hidrodinamik kaviteasyon/ozon hibrid sistemi alg giderici olarak önemli bir gelişme olarak görülmektedir (Wu *et al.* 2012).

Su dezenfeksiyonu için hibrit kavitasyon yöntemlerinin araştırıldığı bir çalışmada; suyun dezenfeksiyonu için hibrit tekniklerin potansiyel etkinliğini ortaya çıkarmak için yapılmıştır. Hidrodinamik kavitasyon, akustik kavitasyon ve kimyasal arıtım olarak ozon ve hidrojen peroksit çalışılmıştır. Hidrodinamik kavitasyon, akustik kavitasyon, hidrojen peroksit ve/veya ozonu birleştiren hibrit teknikler bakterilerin yanı sıra toplam koliform, fekal koliform ve fekal streptokok gibi indikatör mikroorganizmaların azaltılması için bu sistemlerin tek başlarına kullanımlarına göre daha elverişli olduğu gözlemlenmiştir (Jyoti and Pandit 2003).

Konvansiyonel atıksu arıtma tesislerinde çamur işleme ve bertarafı işletme maliyetinin önemli bir kısmıdır ve toplam işletme maliyetinin %25-65'ini oluşturur. Bu nedenle çamur miktarını azaltmak ve mevcut çamurların daha ekonomik bir şekilde tasfiyesi üzerinde çok çeşitli mekanik ve oksidatif yöntemler denenmiştir. Bunlar arasında hidrodinamik kavitasyonun çamur azaltılması uygulamaları için etkili bir şekilde uygulanabilir olduğuna dair bazı kaynaklardan derlenen çalışmalar aşağıda verilmektedir.

Süt endüstrisi atıksu arıtma tesisinin aşırı çamur üretiminin azaltılması için nozzle-kavitasyon kullanımının araştırıldığı bir çalışmada; pilot ölçekli membran bioreaktör 450 gün işletilmiş, günde 300 litre çamur karışım çözeltisi (MBR hacminin 1/10) sodyum hidrat ilave edilerek nozzle-kavitasyon ile parçalanıp daha sonra MBR'e geri verilmiştir. Fazla çamur üretimi hiç arıtıma tabi tutulmadığı durumdan %80 oranında azalmıştır. Hidrodinamik kavitasyonun MBR performansı üzerine herhangi bir olumsuz etkisi gözlemlenmemiştir (Hirooka *et al.* 2009).

Membran biyoreaktörde üretilen fazla çamurun dezentegrasyonunu türbülanslı jet akış ozon kontaktör (TJC) kullanılarak giderimini araştırılmıştır. Kombine sistemin (ozon+kavitasyon) diğer ozon arıtım sistemlerinde verilen ozon dozajlarında %10-20 daha fazla çamur azaltımı sağlandığını bildirmiştir. Ayrıca bu sistemin ek enerji gereksinimine rağmen TJC aynı enerji tüketimi için çamur azaltım oranının diğer sistemlere göre %5-25 daha yüksek olduğu bulunmuştur (Hwang *et al.* 2010).

Hidrodinamik kaviteasyonun çamur dezentegrasyonunda kullanıldığı diğer bir çalışmada ise 30 dakika içinde çamur sıvısındaki KOİ 77 mg/L'den 251 mg/L'ye, köpük içerisindeki KOİ ise 57 mg/L'den 566 mg/L'ye yükselmiştir. 30 dakikadan daha uzun işlemler süresinin inorganik madde salınımlarında kayda değer bir artışa yol açmadığı, bu nedenle 30 dakikalık işlemler süresinin yeterli olduğu belirtilmiştir. Ortama salınan azotlu ve fosforlu maddeler MAP (Mağnezyum Amonyum Fosfat) çökeleği şeklinde çöktürülerek değerli bir yan ürünün de elde edilebildiği söylenmiştir. Bu şekilde dezentegrasyona tabi tutulan çamurların, anaerobik fermantasyona tabi tutulması durumunda elde edilen biyogaz miktarının, işleme tabi tutulmamış çamurlara göre %95 daha fazla elde edildiği de ifade edilmiştir (Grübel *et al.* 2010).

Hidrodinamik kaviteasyon ve heterojen ileri Fenton prosesi kullanarak endüstriyel atıksu arıtımına yönelik çalışmada; işletme parametreleri olarak giriş basıncı, sıcaklık ve metal sargıların varlığında mineralizasyonun derecesi olarak TOK ölçülmüş ve giderim veriminin maksimizasyonu için çalışılmıştır. Artan basınç, yüksek işletme sıcaklığı ve metal sargıların varlığı hızlı bir TOK mineralizasyonu için elverişli olduğu gözlemlenmiştir. Hidrodinamik kaviteasyon sadece kirletici degradasyonunun toplam maliyetini azaltmak amacı ile ön arıtım potansiyeli olarak araştırılmıştır. Bu yaklaşımla %50-60 TOK giderimi elde edilmiştir (Chakinala *et al.* 2009).

İçki sanayisi atıksuyunun kaviteasyona maruz bırakılarak biyolojik parçalanabilirliğinin artırılmasına yönelik yapılan çalışmada; Hidrodinamik kaviteasyon (HC) dirençli/karmaşık biometanlanmış damıtık atıksu için bir ön arıtım seçeneği olarak değerlendirilmiştir. Elde edilen sonuçlar optimum şartlarda KOİ, BOİ ve renk gideriminden gözlemlendiği üzere atıksuyun toksisitesi azaltılmış ve biometanlanmış damıtık atıksuyu gibi dirençli atıksular için hidrodinamik kaviteasyonun biyolojik parçalanabilirlik indeksini geliştirmek üzere bir ön arıtım prosesi olabileceğine değinilmiştir (Padoley *et al.* 2012).

Kentsel deponi sızıntı suyunun hidrodinamik kaviteasyon uygulaması için yapılan bir çalışmada; hidrodinamik kaviteasyonla çöp sızıntı suyu arıtma olasılığı araştırılmıştır.

Elde edilen sonuçlara göre bu yöntem ile sızıntı suyunun arıtımında düşünüldüğü gibi etkili olmadığı gözlemlenmiştir. Ancak araştırmacılar hidrojen peroksit ya da ozon ilavesi ile birlikte arıtım verimliliğini arttırmanın mümkün olabileceğini ve hibrit sistemlerin sızıntı suyu arıtımı için bir arıtım tekniği olarak araştırmaya değer olduğu bildirilmiştir (Korniluk and Ozonok 2011).

Literatürde yapılan detaylı tarama sonucunda hidrodinamik kavitasyonun diğer oksidasyon prosesleri ile birlikte kombine bir biçimde kullanıldıklarında, bu proseslerin bireysel verimlerinin çok çok üzerinde verimlerin elde edilebildiği açıkça görülebilmektedir. Gerek kullanılan kimyasal madde miktarının azaltılması ve gerekse de daha az enerji sarfıyatı ile başarılan bu yüksek verimler, hidrodinamik kavitasyonu ilgi çekici bir arıtım alternatifi kılmaktadır.

Yapılan değerlendirmelerde hidrodinamik kavitasyonun gerçek atıksulardaki uygulamalarının az olduğu ve oksidasyon sistemleri dışındaki diğer arıtım sistemleri ile son derece az bir biçimde birlikte kullanıldıkları belirlenmiştir. Yapılan incelemelerde sızıntı suyu arıtımında HDK'un tek başına kullanıldığı, oksidasyon prosesleri ile birlikte değerlendirilmediği, yine HDK'un MBR'ler ile birlikte kullanımına yönelik çalışmaların olmadığı, yapılan sınırlı sayıdaki çalışmaların ise çamur dezentegrasyonu ile sınırlı olduğu görülmüştür. Bu çalışma sızıntı suyunun arıtımında HDK'un ön veya nihai arıtım alternatifi olma yolunda oksidasyon prosesleri ile birlikte kullanımı ve MBR sistemine entegrasyonunu içermektedir.

Çeşitli çalışmalarda gaz olarak ozon gazı kullanıldığında HDK'un gaz sıvı transfer özelliklerinin oldukça yüksek olduğundan ozon gazı kullanımının daha etkili olduğu bulunmuştur. Literatürde gaz-sıvı kütle transfer özelliklerinin yüksek olduğundan bahsedilen hidrodinamik kavitasyonun, sızıntı sularında oldukça fazla bulunan ve bu nedenle biyolojik arıtımı sekteye uğratabilen amonyağın uzaklaştırılmasında ise kullanılmadığı görülmüştür. Bu çalışmada bu konu da ayrıca incelenmiş ve bulgular sonuçlar kısmında verilmiştir.

3. MATERYAL ve YÖNTEM

3.1. Materyal

3.1.1. Atıksu temini ve özelliklerinin belirlenmesi

Çalışmalarda kullanılan sızıntı suyu farklı dönemlerde Erzurum Büyükşehir Belediyesine ait Süngerîç Katı Atık Deponi alanındaki sızıntı suyu biriktirme havuzundan bir tonluk plastik tanklarla laboratuvara getirilmiştir. Erzurum Büyükşehir Belediyesi ve Atatürk Üniversitesi katkılarıyla bölüm laboratuvarlarına getirilen sızıntı suları daha küçük kaplara alınarak deneylerde kullanılmaya başlanmıştır. Sızıntı suyunun depolandığı tankın resmi Şekil 3.1’de gösterilmiştir. Getirilen sızıntı suları aynı gün aynı bölgeden alınmış sular olmakla birlikte bekleme sonucu meydana gelen çökelme veya zamanla kompozisyondaki ufak değişimler nedeniyle her defasında başlangıç değerleri belirlenmiş ve hesaplamalar bu değerlere göre yapılmıştır.



Şekil 3.1. Süngerîç katı atık deponi alanından alınan ve laboratuvara getirilen sızıntı suyu

Farklı dönemlerde alınan Erzurum Süngerîç Deponi alanına ait sızıntı suyu özellikleri Çizelge 3.1’de verilmektedir.

Çizelge 3.1. Deneyleerde kullanılan sızıntı sularının fiziksel ve kimyasal özellikleri

Parametre	2014 sezonu	2015 sezonu	2016 sezonu
TK (mg/L)	4208	5191	3672
TOK (mg/L)	1328	2050	1350
IC (mg/L)	2880	3141	2322
TN (mg/L)	3225	3711	3750
ÇKOİ (mg/L)	3450-4410	3700-4090	3700
TKOİ (mg/L)	3800-4760*	4000-4303	4000
NH ₄ ⁺ (mg/L)	2760	3517	3400
pH	8,23	8,38	8,57
AKM (mg/L)	Ölçülmedi	188	155
Tuzluluk (%)	22,2	19	17,6
Eİ (mS/cm)	36	31	28,8
PO ₄ ³⁻ (mg/L)	190	65	163
Cl ⁻ (mg/L)	4650	5248	5722

*Değerler sızıntı suyunun bekledikçe değerlerinin değişiminden kaynaklanmaktadır.

Çalışmada kullanılan sızıntı suyunun ağır metal içeriği Çizelge 3.2’de sunulmaktadır. Çizelge 3.2’den de görüleceği gibi kullanılacak olan sızıntı suyunun ağır metal içeriğinin biyolojik arıtıma girişim yapacak konsantrasyonlara sahip olmadığı görülmektedir. Bu nedenle ağır metal içeriği ile ilgili herhangi bir önlem alınmasına gerek duyulmamıştır.

Çizelge 3.2. Kullanılan sızıntı suyunun ağır metal içeriği

Ağır Metal	2010 (µg/L)*	2014 (µg/L)
Alüminyum	#	520
Mangan	#	260
Çinko	200	#
Baryum	#	320
Demir	3298-6300	690
Nikel	#	620
Cıva	#	#
Arsenik	#	307
Toplam krom	1074-1809	380
Kalay	#	2,8
Vanadyum	#	250
Molibden	#	24
Kadmiyum	100-500	#
Bakır	300	#
Kurşun	10-111	#

*Ardıç 2010

3.1.2. Kavitasyon çalışmalarında kullanılan reaktörler

Çalışmada iki adet hidrodinamik kavitasyon reaktör kullanılmıştır. Bir tanesi orifis esaslı diğeri ise rotor esaslı hidrodinamik reaktördür. Sızıntı suyunun ön arıtım çalışmaları orifis ve rotor esaslı hidrodinamik kavitasyon reaktörde (HDKR) gerçekleştirilmiştir. Rotor esaslı hidrodinamik reaktör ise ön arıtım çalışmalarına ilaveten, membran biyoreaktör (MBR) çıkış sularının ileri arıtımı için de kullanılmıştır.

Bölümümüz laboratuvarında yapılan orifis esaslı hidrodinamik kavitasyon reaktörde kullanılan 5 mm çaplı orifis kavitasyon tüpü daha önce satın alınmış olup Şekil 3.2’de gösterilmektedir. Ayrıca bu sistem Grundfos marka 316 paslanmaz çelik dikey milli pompa ile donatılmıştır. 2,2 kW gücünde trifazlı olan bu pompa 10 m³/saat debi basma kapasitesine sahiptir. Kullanılan bu pompa ile 5 mm çaplı orifis ile elde edilen en düşük kavitasyon sayısı 0,260 olarak hesaplanmıştır. Deneysel çalışmalarda kullanılan orifis esaslı reaktör Şekil 3.3’de verilmiştir.

Kavitasyon olayını açıklayabilmek için kavitasyon yoğunluğunu akış şartlarına bağlayan boyutsuz bir sayı olan kavitasyon katsayısı (C_v) kullanılır.

$$C_v = \frac{P_2 - P_v}{\frac{1}{2} \rho V_0^2} \quad (3.1)$$

Burada P_2 tamamen yenilenmiş çıkış basıncı, P_v sıvı buhar basıncı ve V_0 ise daralmadaki sıvı hızıdır. Kavitasyon olayının başlangıcında meydana gelen C_{vi} sayısı kavitasyon başlangıç sayısı olarak bilinmektedir ve 1’den küçük durumlarda kavitasyon olayı başlar. İstenilen sıcaklıktaki suyun buhar basıncı P_v değerini bulabilmek için Antoine Eşitliği olarak bilinen aşağıdaki ifadeden yararlanabilir.

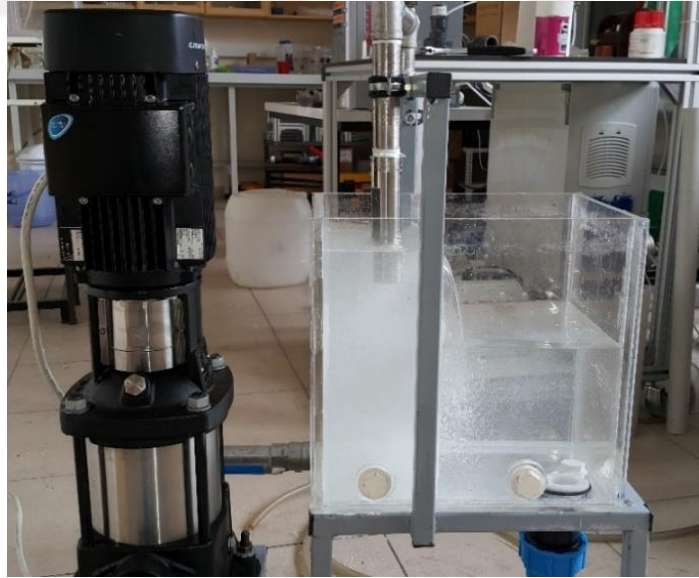
$$P_v = 10^{\frac{A - B}{C + T}} \text{ (mmHg)} \quad (3.2)$$

$A=8,07131$, $B=1730,63$, $C= 233,426$ ve $T^\circ\text{C}$ cinsinden sıcaklıktır.

Deneysel çalışmaların yapıldığı Erzurum’da 1850 metre rakımda 29 L/dak maksimum debide elde edilebilecek kavitasyon sayısı 0,260 olarak hesaplanmıştır.



Şekil 3.2. Hazır alınan 5 mm’lik kavitasyon tüpünün fotoğrafı

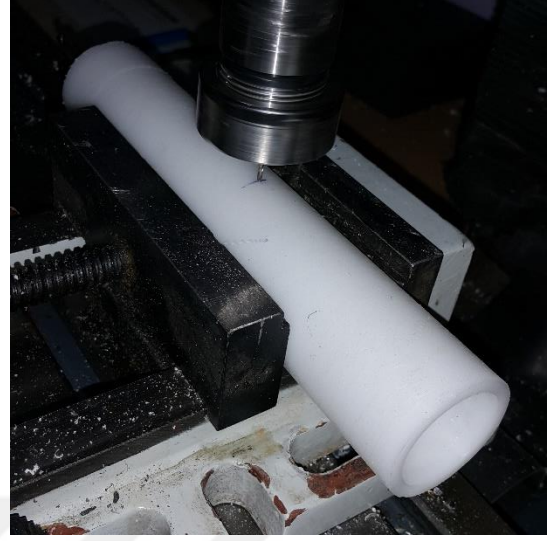


Şekil 3.3. 5 mm kavitasyon tüpünün kullanıldığı deney sisteminin fotoğrafı

Farklı C_v sayısına ulaşmak için delrin malzemedan farklı çaplarda orifisler imal edilmiştir. İmalat aşamasına ait fotoğraflar Şekil 3.4’de gösterilmektedir.



a- Tornada orifis yapımı



b- Gaz giriş deliğinin açılması işlemi

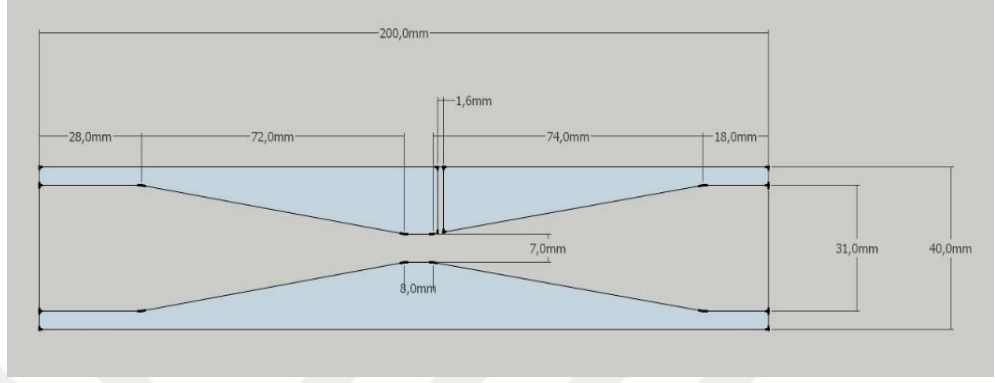
Şekil 3.4. Farklı çaplarda kavitasyon tüplerinin imlatına ait fotoğraflar

Farklı kavitasyon sayıları elde edilebilmek için 3,0, 4,3, 5,4, 6,0, 6,5 ve 7,0 mm çaplı çeşitli tüpler imal edilmiştir ve bu tüpler ile elde edilebilecek en düşük kavitasyon sayıları belirlenmiştir. Bu tüpler Atatürk Üniversitesi Çevre Mühendisliği Bölümünde imal edilen orifis tabanlı hidrodinamik kavitasyon reaktöre takılmış ve dikey milli yüksek basınç pompası ile bu orifislerden geçirilebilen en yüksek debi değerleri ölçülerek elde edilen en düşük kavitasyon değerleri (3.1) numaralı eşitlik yardımıyla hesaplanmıştır. Hesaplanan değerler Çizelge 3.3’de verilmektedir.

Çizelge 3.3. Farklı kavitasyon orifis çaplarında elde edilebilen en düşük C_v sayıları

Orifis Çapı (mm)	Geçirilebilen Maksimum Debi (L/dak)	Sıvı Hızı (m/s)	C_v
3,0	Ölçülemedi	-	-
4,3	20	22,9	0,299
5,0	29	24,6	0,260
5,4	38	27,7	0,206
6,0	48	28,3	0,196
6,5	58	29,1	0,185
7,0	69	29,9	0,176

Tüm imal edilen tüplerin ölçüleri aynı olup sadece orifis çapları değişmektedir. Şekil 3.5 ve 3.6'da 7,0 mm'lik tüpe ait 3 boyutlu çizimler verilmektedir.



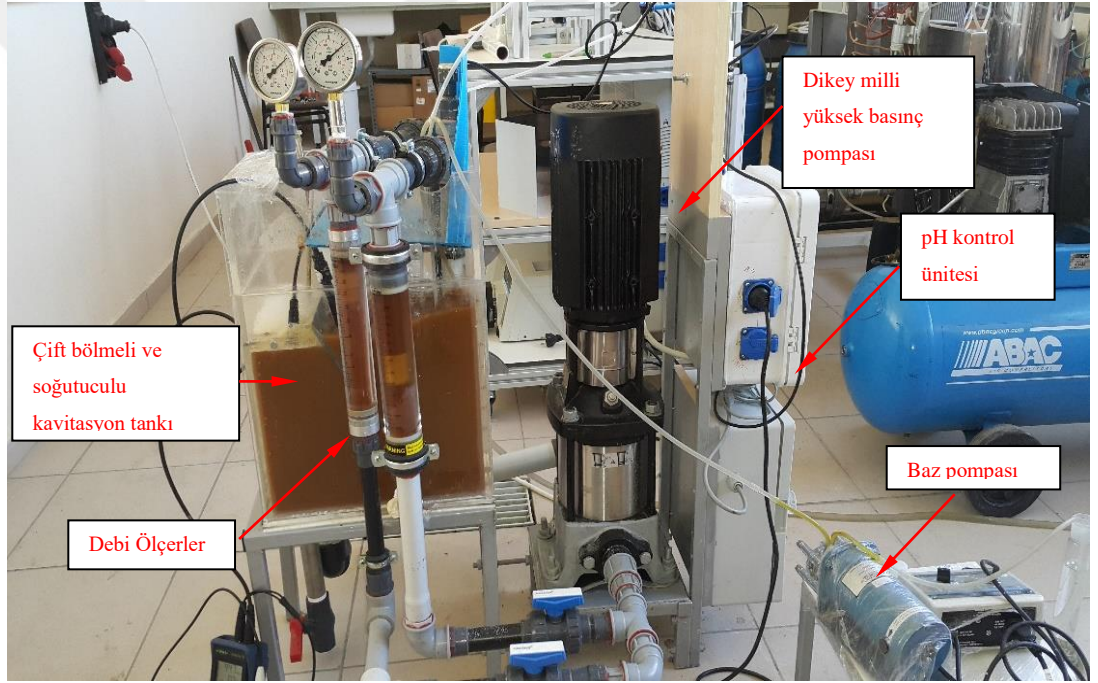
Şekil 3.5. 7,00 mm çapındaki kavitasyon tüpünün kesiti ve ölçüleri



Şekil 3.6. 7,00 mm çapındaki kavitasyon tüpünün üç boyutlu çizimi

Sızıntı suyunun ön arıtım çalışmalarında kullanılan HDKR'ün Fotoğrafı Şekil 3.7'de verilmiştir. Şekil 3.7'de gösterilen sistemde amonyak sıyırma işlemleri için gerekli olan bir adet pH kontrol sistemi bulunmaktadır. Ayrıca bu sistemde iki adet 7 mm çaplı

kavitasyon tüpü eş zamanlı olarak kullanılabilir. Her bir kavitasyon tüpünün debi ve giriş sıvı basıncının ölçülmesi için de iki adet debi ölçer ve basınç ölçer ile donatılmıştır. Oluşacak gaz kabarcıklarının pompa tarafından yeniden çekilmesini önlemek amacıyla iki bölmeli olarak yapılmış ve kavitasyon tankının daha geniş olan ikinci bölümüne paslanmaz çelikten yapılan bir adet serpantin yerleştirilerek sabit sıcaklıkta deneylerin yapılması sağlanmaya çalışılmıştır. Sistemin istenilen sıcaklıkta çalışmasını sağlamak için serpantin içerisinden musluk suyu geçirilmiştir. Ayrıca bir adet ısıtma soğutma özelliğine sahip sirkülator ve buna bağlı serpantinde kullanılmıştır.



Şekil 3.7. Ön arıtımda kullanılan orifis esaslı HDKR

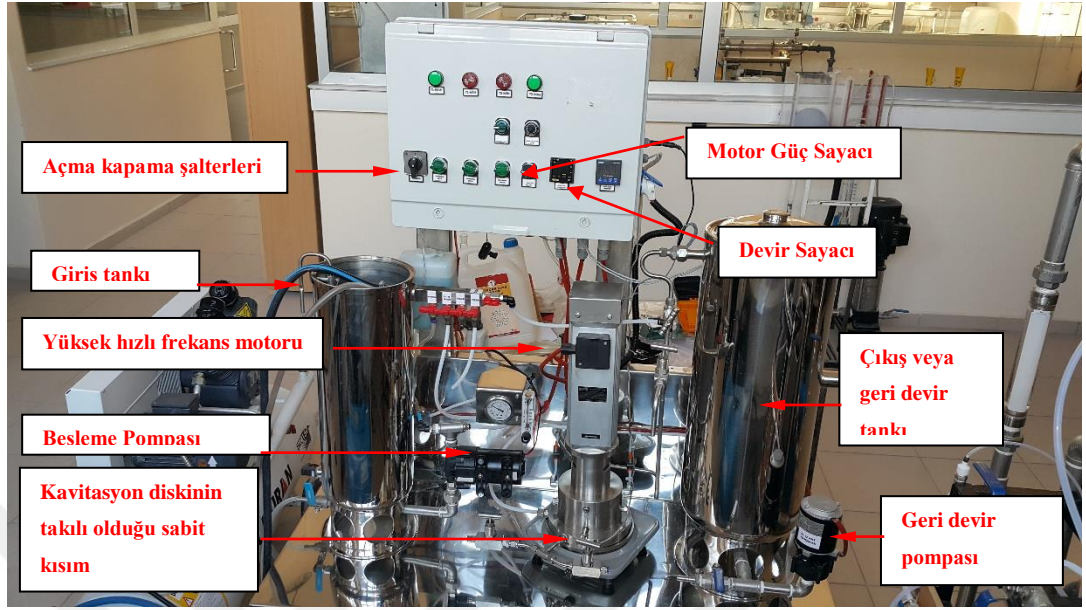
Kavitasyon tüplerinde özellikle amonyak sıyırma ve ozonlama sistemlerinde kullanılması için 1/8 inç çapında bir gaz giriş deliği bulunmaktadır. Yapılan çalışmalarda en yüksek basma debisinde 4,2 barlık bir basınç oluşmaktadır ve bu basınç altında basma hattı içerisinden sisteme özellikle ozon gazının verilmesi mümkün görülmemektedir. Ozon gazının emme hattı içerisinden verilmesi ise kullanılan pompaya zarar verebileceği ihtimali göz önüne alındığından düşünülmemiştir. Kullanılan ozon jeneratorünün çıkış basıncı 1 bar olup, bu şartlarda üretilen ozon

gazının kavitasyon tankına etkin bir biçimde verilmesi ancak kavitasyon tütünün hemen içinde gerçekleştirilebileceği düşünülmüş ve yukarıda bahsedilen noktadan gaz girişlerinin yapılmasına karar verilmiştir. Bu deliğin dışı bakan en üst tarafı 1/8" inç dişli bağlantı şeklinde imal edilmiş olup, pnömomatik bir fitting ile donatılmıştır. Bu giriş deliği sayesinde 5 L/dak'ya kadar kendiliğinden gaz emişi yapılabilmektedir. Kesit alanının en düşük olduğu noktanın 2 mm ötesinde açılmış olan bu gaz giriş deliği sayesinde basıncın en düşük olduğu noktadan sisteme hava veya ozon gazı girişi sağlanmaktadır. Emilen veya duruma göre verilen gazın kavitasyon tüpü içerisine giriş yerini gösteren fotoğraf Şekil 3.8'de gösterilmiştir.



Şekil 3.8. Kavitasyon tüpü üzerindeki gaz giriş noktası

Çalışmada kullanılan diğer bir kavitasyon reaktör ise rotor esaslı hidrodinamik kavitasyon reaktör (R-HDKR) olup sisteme ait fotoğraf Şekil 3.9'da gösterilmiştir. Bu sistemde 0-6500 rpm aralığında çalışan bir adet yüksek hızlı frekans motoru mevcuttur. Yüksek hızlı frekans motorunun tam olarak devir sayısını verecek şekilde bir adet devir göstergesi ile donatılmıştır. Sistemde bir besleme tankı, bir çıkış veya geri devir tankı bulunmakla birlikte ikinci bir gaz/sıvı girişi mevcuttur.



Şekil 3.9. Rotor esaslı hidrodinamik kaviteasyon sisteminin fotoğrafı

4 cm yarıçaplı disk kullanabilen sistemde en yüksek devir olan 6500 rpm’de elde edilebilecek en düşük kaviteasyon sayısı ise 0,208 olarak aşağıdaki gibi belirlenmiştir.

Rotor dönme hızı=6500 rpm

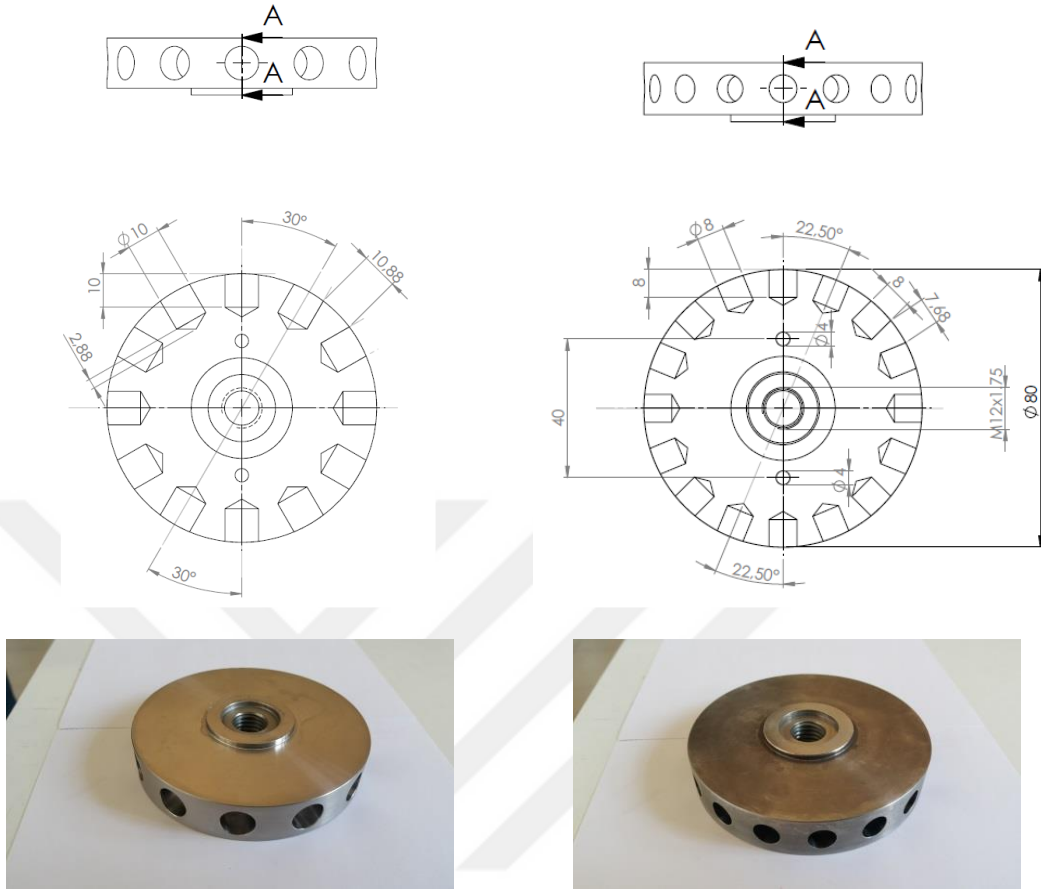
$V_s = r \times \omega$ (r =rotorun yarıçapı, ω =açısal hız)

$\omega = 2 \times \pi \times n$ (n :saniyedeki dönme hızı)

$\omega = 2 \times 0,314 \times 6400/60 = 680,68$ rad/saniye

$V_s = 0,04$ metre \times 680,68= 27,23 m/saniye

Rotorun çevresel hızı hesaplandıktan sonra (3.1) numaralı eşitlik kullanılarak bu sistemde elde edilebilecek en düşük kaviteasyon sayısı ise 0,208 olarak hesaplanmıştır. 4 cm yarıçaplı kaviteasyon disklerindeki oyukların biri 10x10 mm diğeri 8x8 mm olarak yapılmıştır. Şekil 3.10-a’da 10 x 10 mm ölçülerinde olan Şekil 3.10-b’de ise 8x8 mm’lik olan kaviteasyon disklerinin çizimleri gösterilmektedir.

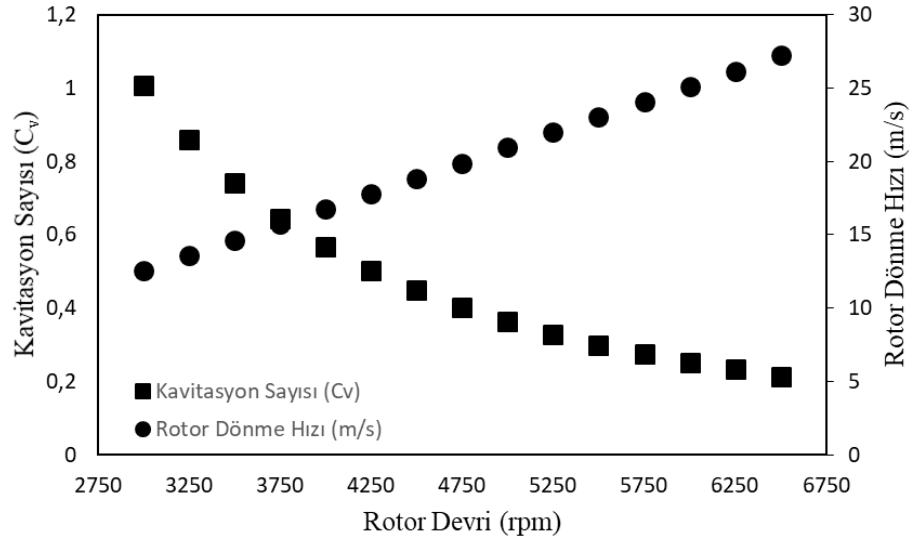


a) 10x10 mm'lik disk teknik çizimi ve fotoğrafı – 12 delikli

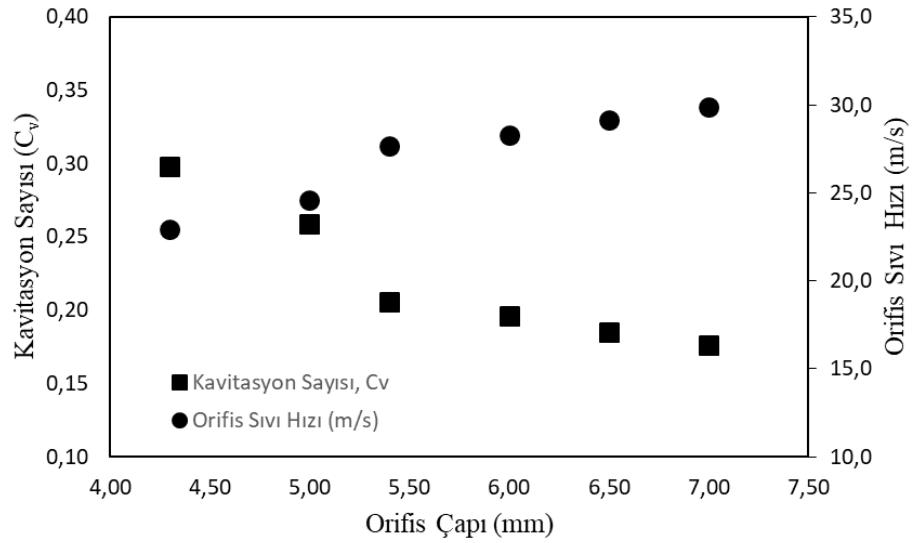
b) 8x8 mm'lik disk teknik çizimi ve fotoğrafı- 16 delikli

Şekil 3.10. Rotor esaslı HDK reaktörün disklerinin teknik resim çizim ve fotoğrafları

Rotor esaslı kaviteasyon sisteminde kaviteasyon bölgesine yapılan besleme mono pompa veya peristaltik pompa vasıtasıyla yapılmaktadır. Rotor esaslı hidrodinamik kaviteasyon sisteminde rotor devir sayısı ile sağlanan çevresel hız ve bu hız sonucunda hesaplanan C_v sayılarının değişimlerinin grafik olarak gösterimi Şekil 3.11'de verilmektedir. Benzer şekilde orifis esaslı kaviteasyon sisteminde farklı orifis çaplarında geçirilebilen en yüksek sıvı debisi ile elde edilebilen ve hesaplanan kaviteasyon sayıları da Şekil 3.12'de gösterilmiştir.



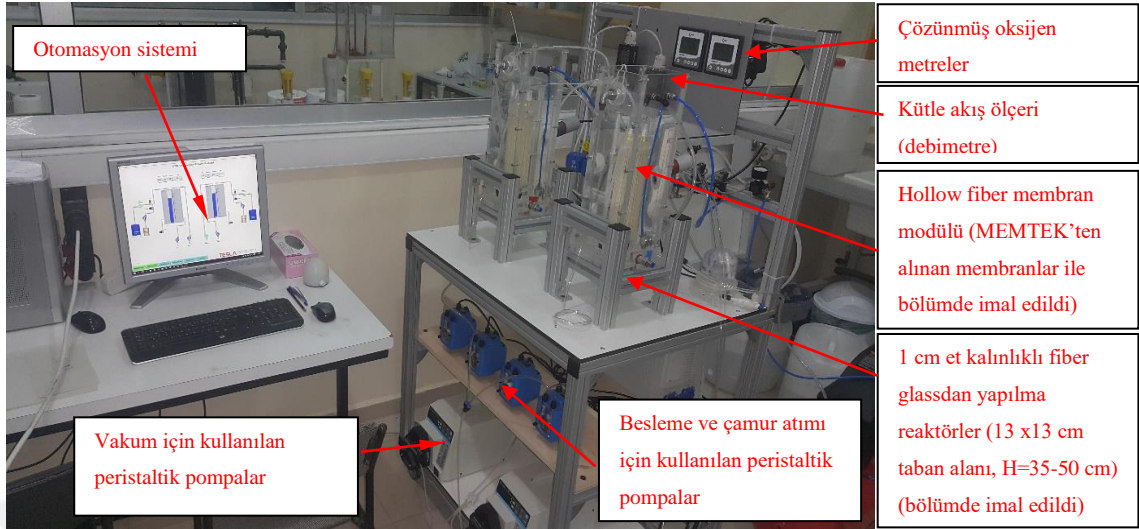
Şekil 3.11. Rotor esaslı hidrodinamik kaviteasyon sisteminde rotor devri sayısı ile elde edilen dönme hızları ve hesaplanan kaviteasyon sayılarının (C_v) değişimi



Şekil 3.12. Orifis esaslı hidrodinamik kaviteasyon sisteminde farklı orifis çapında en yüksek debilerde elde edilen orifisteki sıvı hızları ve hesaplanan kaviteasyon sayılarının (C_v) değişimi

3.1.3. Membran biyoreaktör sistemi

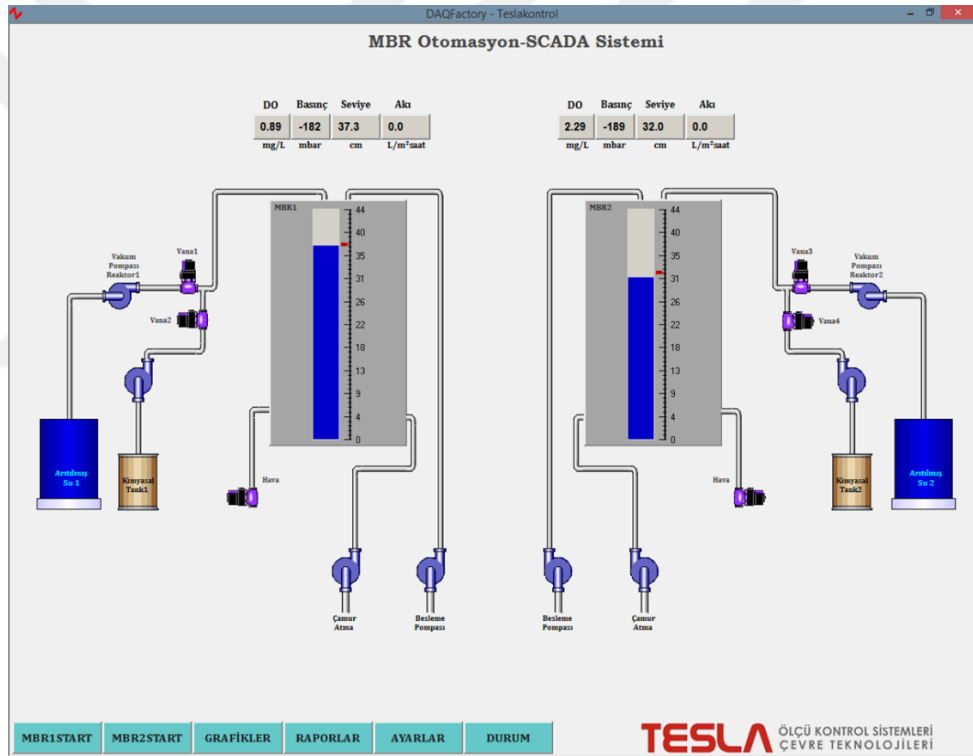
Çalışmalarda kullanılan laboratuvar ölçekli batık membran biyoreaktör (BMBR) sisteminin fotoğrafı Şekil 3.13'de gösterilmiştir.



Şekil 3.13. Laboratuvar ölçekli hollow fiber membran batık membran biyoreaktör sistemi

Kurulan sistem iki ayrı BMBR ünitesinden oluşmaktadır ve her iki BMBR ünitesi ayrı ayrı kontrol edilmektedir. Her iki sistemin otomasyon sistemindeki görünüşleri Şekil 3.14'de gösterilmektedir. Kurulan sistem akı kontrollü olarak işletilmekte, zamanla artan basınçlar istenilen sıklıkta (1, 5, 10 dak gibi) kaydedilebilmektedir. Benzer şekilde geri yıkama senaryoları da istenildiği biçimde kurulabilmektedir. Bir filtrasyon evresi; süzme, bekleme, geri yıkama ve bekleme şeklinde 4 ayrı kademedan oluşmakta ve bu evreler istenilen süreler atanarak filtrasyon evresi düzenlenebilmektedir. Öngörülen bir filtrasyon evresi 16 dakika süzme 30 saniye bekleme, 4 dakika geri yıkama ve tekrar 30 saniye bekle ve yeniden süzme işlemine başla şeklinde düzenlenmiştir. Gerekliğinde membran işletme basınç değeri girilebilen bir üst sınır değeri aştığında sistem kendiliğinden geri yıkama işlemine başlayacak şekilde programlanabilmektedir. Her iki sistemde de sıvı seviye kontrol sistemi bulunmaktadır. 0,1 cm hassasiyete sahip olan bu kontrol sistemi ile her bir tank içinde alt sınır değere düştüğünde besleme pompaları sayesinde arıtma tankları yeni sızıntı suyu ile tank üst seviyesine kadar doldurulmaktadır. Benzer şekilde her iki reaktörde çözülmüş oksijen için de kontrol sistemi mevcut olup, bu kontrol işlemi bir kompresör ile sağlanan havanın aç-kapa şeklinde sisteme verilmesi ile yapılmaktadır. Ancak sistemdeki hollow fiber membranların daha az kirlenmesi için sürekli havalandırılması gerekmektedir. Bu durumda sabit bir hava debisinde havalandırmanın yapıldığı dönemler de olmuştur.

Otomasyon sisteminin bu şekilde tasarlanmasının nedeni; sistemin ileride membran filtrelerinin ayrı bir tank içerisinde işletilme olasılığının olmasıdır. Sistemin otomasyon yazılımına ait olan ara yüzeyin bir görünümü ise Şekil 3.15’de sunulmuştur. Bu arabirim üzerinden her iki membran sisteminin akı, basınç değişimleri, çözülmüş oksijen ve tank seviye değerleri ayarlanabilmekte ve kaydedilmektedir. Aynı arabirim üzerinden geri yıkama ayarlamaları yapılabilmekte, kaydedilen verilerin zamanla değişimleri anlık ve geriye dönük olarak ekrana getirilebilmekte ve ölçülen tüm değerler istenilen zaman için diğer veri işleme programlarına aktarılabilir.



Şekil 3.14. BMBR otomasyon yazılımının ana ekran görüntüsü

BMBR sisteminde eş zamanlı olarak iki ayrı membran filtrasyonu gerçekleştirilmiştir. Bunlardan birinde beslenen giriş suyunda herhangi bir kavitasyon olayı gerçekleştirilmezken, diğerinde belli zamanlarda ve sürelerde kavitasyon işlemine tabi tutulmuş sızıntı suyu beslemesi yapılmıştır. Her iki sistemin çıkış suyu kaliteleri ayrı ayrı değerlendirilmiştir. Böylece kavitasyonun BMBR sistemin performansına olası etkileri bu şekilde ortaya konulmasına çalışılmıştır. Kurulmuş olan BMBR sistemi bu

karşılaştırmayı yapabilecek şekilde çift membran filtrasyonlu bir sistem olarak tasarlanmıştır.

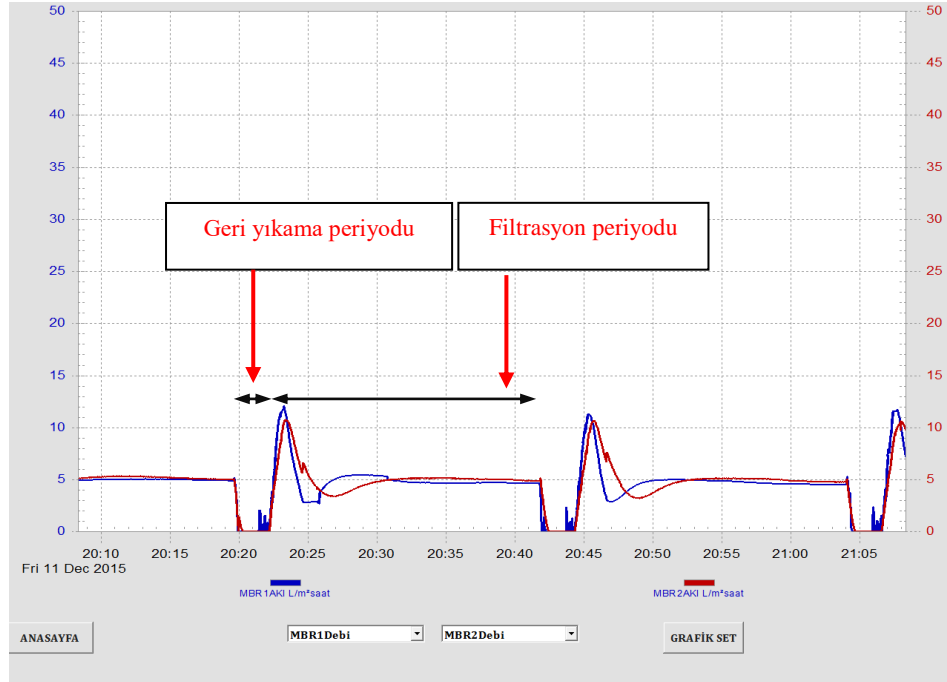
Kurulu olan sistemin ilk test aşamalarında kullanılan peristaltik pompaların pulse (nabız) etkisinden dolayı ölçülen akı değerlerinin fazla salınım yapmalarını önlemek amacıyla basma hatlarına pulse önleyici takılmıştır.

MBR1		MBR2	
O2 Set :	2.0 mg/L	O2 Set :	2.0 mg/L
Seviye Max.Set :	40.0 cm	Seviye Max.Set :	50.0 cm
Seviye Min.Set :	40.0 cm	Seviye Min.Set :	30.0 cm
Geri Yıkama :	<input type="checkbox"/> Zaman <input type="text"/> mBar	Geri Yıkama :	<input type="checkbox"/> Zaman <input type="text"/> mBar
Kontrol Tip :	<input checked="" type="checkbox"/> AlaSet	Kontrol Tipi :	<input type="checkbox"/> RPM Set
MBR Alan :	600 cm ²	MBR Alan :	600 cm ²
s : d : sn		s : d : sn	
Çamur Atma Durma :	0 : 0 : 10	Çamur Atma Durma :	0 : 0 : 10
Çamur Atma Çalışma :	0 : 0 : 10	Çamur Atma Çalışma :	0 : 0 : 10
Örnekleme Sıklığı : 1 Dakika			
Adım Set :	Filtrasyon	Kaydet/Çıkış	

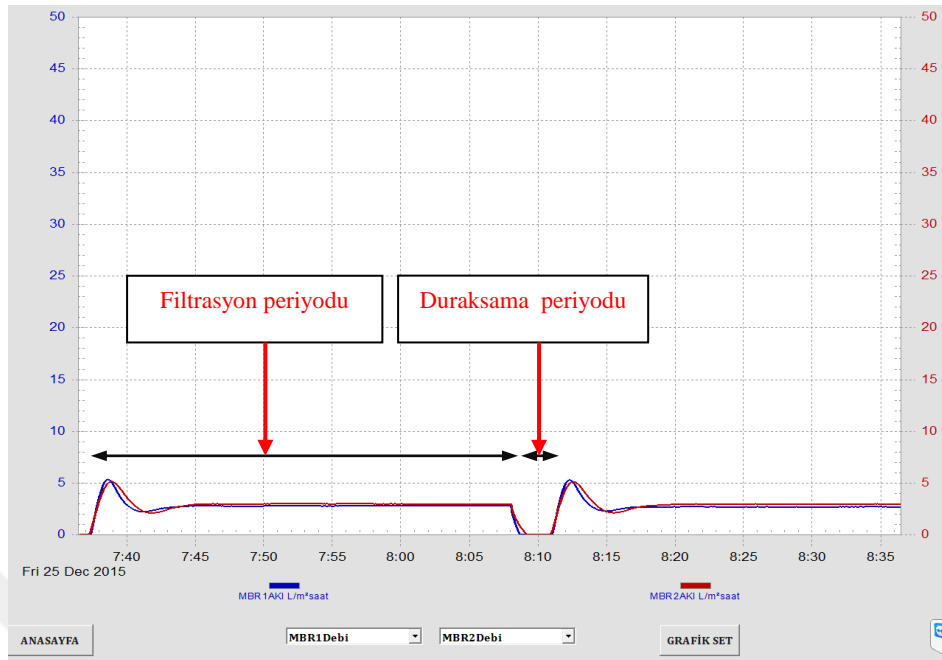
Şekil 3.15. İşletme parametrelerinin girildiği ara birimin ekran görüntüsü

Bir membran biyoreaktör sisteminin şüphesiz ki en önemli elemanı membran modülleridir. Bu çalışmada 4-48 saat arasında hidrolik kalış süresi altında arıtım deneyleri gerçekleştirilmiştir. Bu nedenle hidrolik kalış sürelerini sağlayacak biçimde membran akı değerinin sağlanması gerekmektedir ve bu amaçla yaklaşık 600 cm² yüzey alanına sahip 2 adet membran modülü yapılmıştır. Çevre mühendisliği bölümünde imal edilen reaktörlerin ölçüleri 13x13x60 cm olup, bu reaktörlerde minimum 30 maksimum 55 cm yüksekliğinde su tutulabilmektedir. Bu durumda minimum 5,0 L, maksimum 9,3 L hacminde arıtma çalışmaları gerçekleştirebilmektedir. Genel olarak 5,0 L'lik reaktör hacmi göz önüne alındığında 4 saatlik en düşük hidrolik kalış süresi için 1,25 L/saat debi gerekmektedir. Bu durumda 600 cm²'lik membranların sağlaması gereken akı değeri ise 20 L/m² saattir.

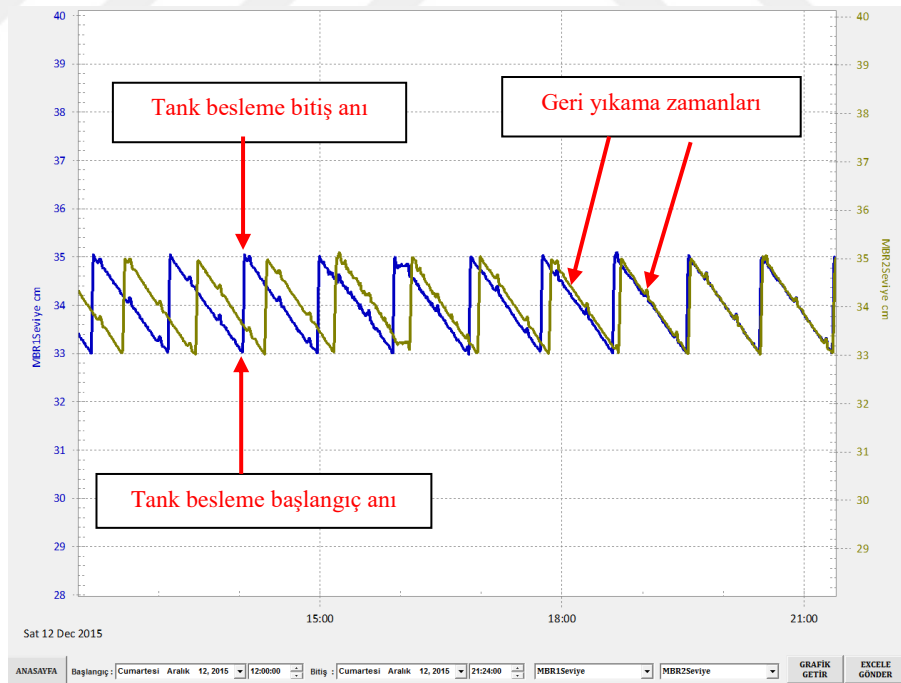
İmal edilen membran filtrelerin istenilen akı değerlerini sağlayıp sağlamadıkları ön denemelerle test edilmiştir. Düşük akı değerlerinde yapılan bir akı kontrolüne ait grafik Şekil 3.16'da gösterilmektedir. Şekil 3.16'da 5 L/m² saat için yapılan kontrol işlemi sonucu elde edilen akı değerlerinin zamanla değişimi görülmektedir. Özellikle geri yıkama sonrası ilk 2-3 dakika sistemin set değerine gelme konusunda bir takım dalgalanmalar görülmekle birlikte, tank seviyesindeki değişim incelendiğinde sistemin tek bir devir içerisinde set değerlerini büyük oranda sağladığı görülmektedir. Tank seviyelerindeki değişimler, filtrasyon esnasında sistemden çekilen ve geri yıkama ile tekrar tanka verilen suyun miktarı son derece hassas bir biçimde bize vermektedir. Bu değerlerden yola çıkarak istenilen akı set değerlerinin başlangıç için tam olarak olmasa bile tek bir filtrasyon döngüsü içinde rahatlıkla sağlandığı görülmektedir. Şekil 3.17'de ise geri yıkama olmayan 3 L/m²-saat için aktif çamur sisteminin membran akılarının kontrolünü göstermektedir. Şekil 3.18'de geri yıkamaların tank seviyelerine olan etkileri de açıkça görülebilmektedir. Bu kayıtlar kütle debi ölçerlerin zaman zaman kalibrasyonunda kullanılmış ve olası hatalı akı ölçümlerinin önlenmesinde yararlı olmuştur.



Şekil 3.16. Akı değerlerinin kontrolü (5 L/m²-saat, 15 dakika filtrasyon, 2 dakika 50 rpm geri yıkama)



Şekil 3.17. Akı değerlerinin kontrolü (3 L/m²saat, 30 dakika filtrason, 2 dakika duraksama)



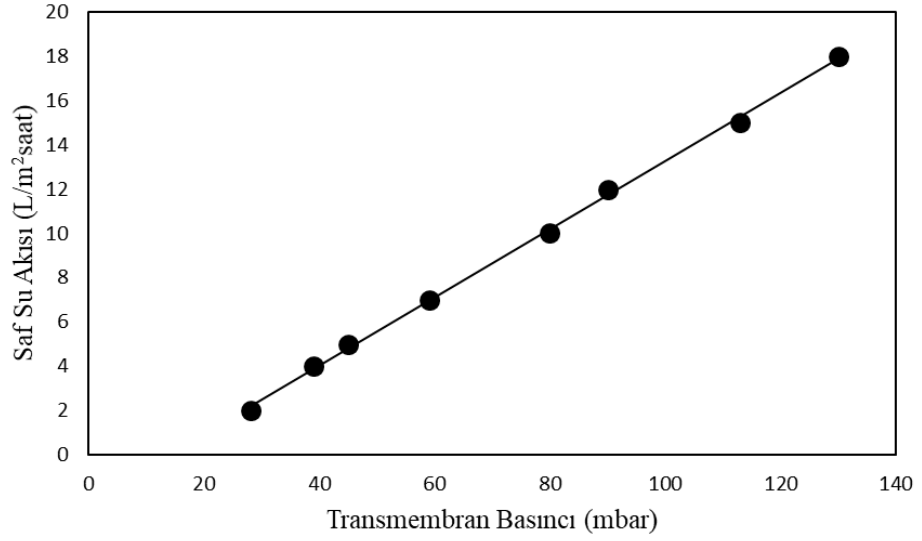
Şekil 3.18. Tanklardaki su seviyelerinin zamanla değişimi

Kullanılan membranların saf su ile farklı akı değerlerinde çalıştırılması esnasında kararlı durumlarda elde edilen transmembran basınçları ise Çizelge 3.4’de verilmektedir. Bu basınçlar membranların kirlenme ve sonrasındaki fiziksel ve kimyasal temizlenme aşamaları sonrası durumlarını belirlenmesinde önemlidir. Çizelge 3.4’de bu akı değerleri için ortalama tank su seviyesi 34 cm olarak alındığından elde edilecek olan hidrolik kalış süreleri de verilmiştir. Mevcut sistem 25 L/m² saat akı değerini sağlayabilecek şekilde dizayn edilmiştir. Ancak sızıntı suyu içerdiği yüksek KOİ ve zor parçalanmış bir yapıya sahip olduğu için, deneyler boyunca genel olarak daha düşük akı ve yüksek hidrolik kalış sürelerinde çalışmalar yürütülmüştür. Ayrıca kurulan BMBR sisteminin artan akı değerlerine karşılık oluşan transmembran basınçlarının değişimleri Şekil 3.19’da verilmiştir.

Çizelge 3.4. Farklı akı değerleri için elde edilen transmembran basınçları ve bu akı değerleri için oluşacak olan hidrolik kalış süreleri

Membran akı değeri (L/m ² saat)	Saf su için ölçülen ortalama transmembran basıncı (mbar)	Hidrolik kalış süresi (saat)
2,0	28	63,84
4,0	39	31,92
5,0	45	25,54
7,0	59	18,24
10,0	80	12,77
12,0	90	10,64
15,0	113	8,51
18,0	145	7,09

*(5,746 L reaktör hacmi ve 4 dak. filtrasyon – 1 dak. Geri yıkama senaryosu için)



Şekil 3.19. Farklı akı değerleri için ölçülen transmembran değerlerinin değişimi

Şekil 3.19'dan da görülebildiği gibi artan akı değerleri ile transmembran basınçları doğrusal olarak artmaktadır. Bu durum membranlardaki akı eşitliği olan,

$$J = \frac{\Delta P}{\mu R_t} \quad (3.3)$$

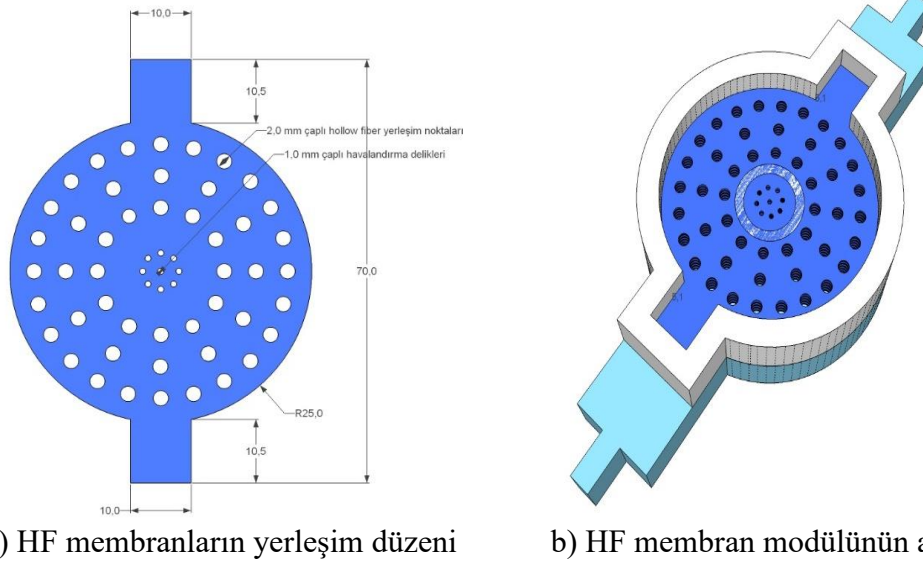
eşitliğine uygundur. Böylece membran temizleme işlemlerinin etkinliği basit bir şekilde kirlenmiş membranlar ile yapılan bu değerler ile rahatlıkla belirlenebilir.

BMBR sisteminde kullanılan membran filtreler İTÜ MEMTEK'den sağlanmış olup, Atatürk Üniversitesi Çevre Mühendisliği Bölümünde 600 cm² yüzey alanı olacak şekilde modül haline getirilmiştir. MEMTEK tarafından sağlanan hollow fiber membranların teknik özellikleri Çizelge 3.5'de verilmektedir.

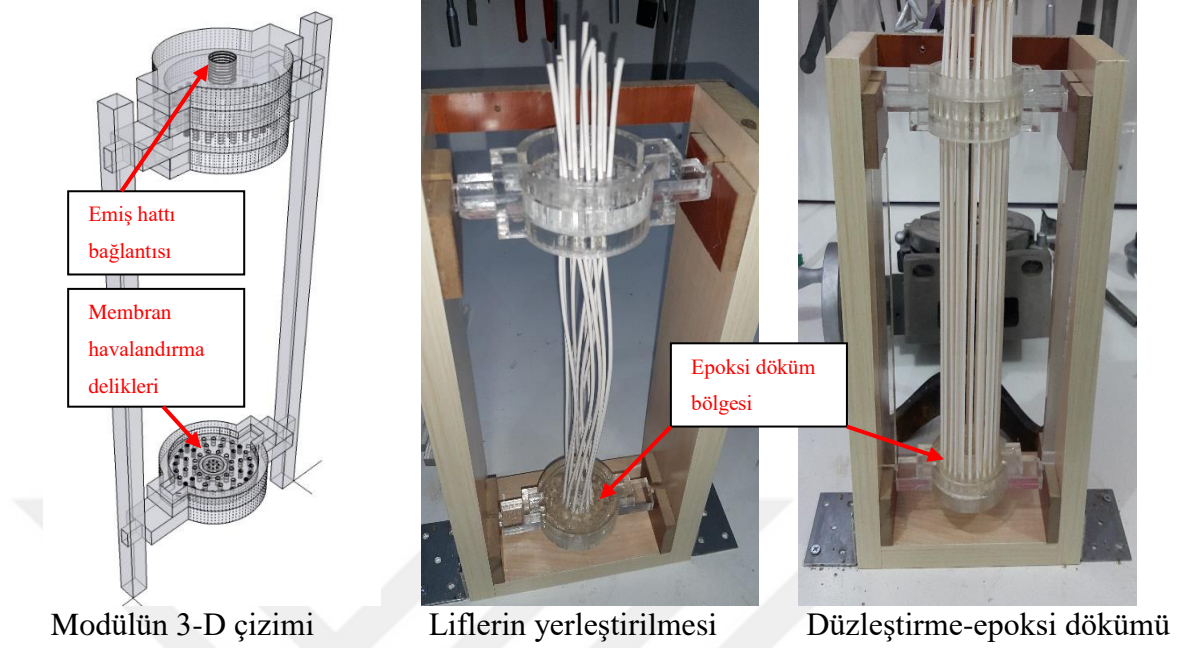
Çizelge 3.5. Laboratuvar ölçekli BMBR'de kullanılan membranların özellikleri

Membran malzemesi	Modifiye edilmiş Hidrofilik PVDF
Filtrasyon yönü	Dışardan içeriye doğru
Gözenek çapı	0,05µm
Membran tipi	Örgülü güçlendirilmiş kapılar membran
Membran dış çapı	2 mm
Membran iç çapı	1 mm

Atatürk Üniversitesi Çevre Mühendisliği Bölümünde MEMTEK tarafından sağlanan 0,05 μm 'lik PDVF membranların eşit fiziksel özelliklerde iki membran modülü şeklinde imalinin yapılabilmesi için öncelikle her bir hollow fiber membran lifinin nasıl yerleştirileceği belirlenmiştir. Yapılmış olan membran modülündeki yerleşim düzeni Şekil 3.20'de gösterilmektedir. Bu yerleşime göre lazer kesim cihazı kullanılarak fiber glass malzemeden kesilen muhtelif parçalara membran lifleri yine MEMTEK tarafından sağlanan epoksi reçine kullanılarak yapıştırılmış ve modülün diğer parçaları çeşitli birleştirme ve yapıştırma aşamalarından geçirildikten sonra membran modülü haline getirilmiştir. Membran modüllerinin yapımına ilişkin diğer teknik çizim, fotoğraf ve modülün tamamlanmış hali Şekil 3.21 a, b ve c'de gösterilmiştir.

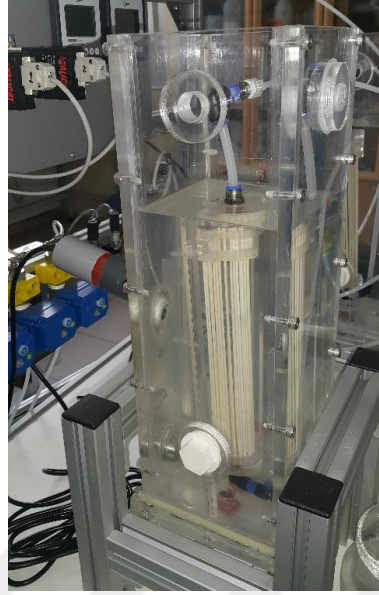


Şekil 3.20. (a) Hollow fiber membranların yerleşim düzeni ve (b) alt bölüm 3-D çizimi



Şekil 3.21. HF membran modülü üç boyutlu çizimi ve yapım aşamalarına ait bazı fotoğraflar

Yapılan membran modülünde 48 adet dış çapı 2 mm olan 20 cm uzunluğunda HF lif kullanılmıştır ve bu yaklaşık 600 cm^2 'lik bir yüzey alanına karşılık gelmektedir. Yapılan HF modüllerin tıpatıp birbirlerinin aynısı olması için eşit bir biçimde gerdirilmiştir ve yapıştırma işlemi bu şekilde yapılmıştır. HF modülleri alt taraftan membranların havalandırılması için 1 mm'lik delikler açılmış, üst kısmında ise permeate (süzüntü) alabilmek için 1/8 inç'lik bir klavuz ile dış açılarak pnömatik bağlantı ile emme hattına bağlanmıştır. Tamamlanmış HF modüllerinin reaktörlerin içerisindeki yerleşimleri de Şekil 3.21'de gösterilmektedir.



Şekil 3.22. Hollow fiber membran modülünün reaktör içindeki fotoğrafı

3.1.4. Ozonlama sistemi ve kesikli işletilen tam karışimli reaktör

Deneyle süresince kullanılan ozonlama sistemi Şekil 3.23’de ve sızıntı suyunun Fenton, H_2O_2 ve ozolanma işlemleri için kullanılan reaktör Şekil 3.24’de gösterilmiştir. Toplam 6 litre kapasiteli, cam ve paslanmaz 316 çelikten yapılmış, alltan ısıtmalı ve tam karışimli bir reaktöre (Şekil 3.24) konulan sızıntı suyuna Anseros marka COM AD-08 ozon jeneratörü (Şekil 3.23) kullanılarak üretilen ozon gazı quartz camdan yapılmış bir difüzör aracılığı ile verilmiştir.



a) Ozon jeneratörü



b) Kontrol panosu ve ozon gaz ölçüm cihazı

Şekil 3.23. Deneylede kullanılan ozon jeneratörü ve ozon gaz ölçüm cihazı



Şekil 3.24. Kesikli deneylerde kullanılan reaktör fotoğrafı

Bir kompresörden sağlanan hava önce bir hava kurutucusundan geçirildikten sonra ozon jeneratörüne verilmekte ve buradan alınan gaz Şekil 3.24’de gösterilen reaktöre verilmektedir. Ozon jeneratöründen üretilen gazın ozon gaz konsantrasyonu yine Anseros marka ozon gaz monitörü ile ölçülmektedir. Üretilen gazın konsantrasyonu cihazın yüzde çalışma kapasitesi ile rahatlıkla ayarlanabilmektedir. Yine cihazın ön paneline monte edilmiş olan gaz debi metre ile de ozon gaz debisi 50-250 L/saat aralığında ayarlanabilmektedir.

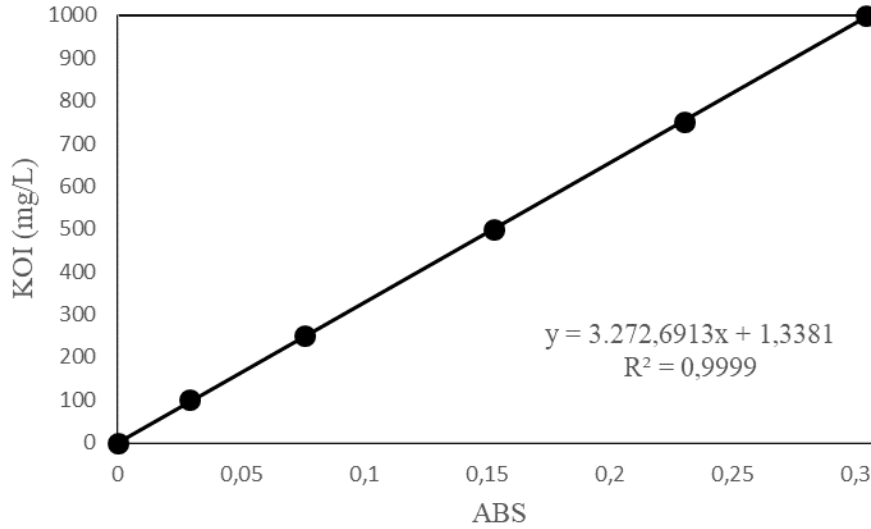
3.2. Yöntem

3.2.1. Analiz metotları

3.2.1.a. Kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ) analizi

Kimyasal oksijen ihtiyacı analizi standart metotlarda belirtilen (APHA 2012) usullere uygun şekilde yapılmıştır. 850 mg Potasyum Hidrojen Fitalat ($KHC_8H_4O_4$) 1 L saf suda çözülerek 1000 mgKOİ/L sahip stok çözelti hazırlanmıştır. Daha sonra bu stok çözelti

kullanılarak 100, 250, 500, 750 ve 1000 mg KOİ/L çözeltiler hazırlanmıştır. Bu çözeltilerden 1,5 ml numune, 1 ml parçalama çözeltisi ve 2 ml asit çözeltisi ilave edilerek $148\pm 2^{\circ}\text{C}$ 'de 2 saat boyunca bir termoreaktörde (WTW CR3000 model) ısıtılmıştır. Parçalama çözeltisi; 10,216 g $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ ve 33 g HgSO_4 , 167 mL derişik H_2SO_4 içerisinde çözülmüş ve çözeltili saf su ile bir litreye tamamlanmıştır. Asit çözeltisi 10,12 g Ag_2SO_4 derişik 1 litre H_2SO_4 içerisinde çözümlenerek hazırlanmıştır. Termoreaktörden alınıp oda sıcaklığına kadar soğutulan numuneler 600 nm'de spektrofotometrede (WTW marka Spectroflex 6600 model) absorbans değerleri okunarak Şekil 3.25'de verilen kalibrasyon eğrisi çizilmiştir.



Şekil 3.25. KOİ analizinde kullanılan kalibrasyon eğrisi

3.2.1.b. Toplam organik karbon ve toplam azot analizi

Sızıntı suyunun toplam organik karbon ve toplam azot miktarları SHIMADZU TOC/TNM-L model cihaz kullanılarak ölçülmüştür.

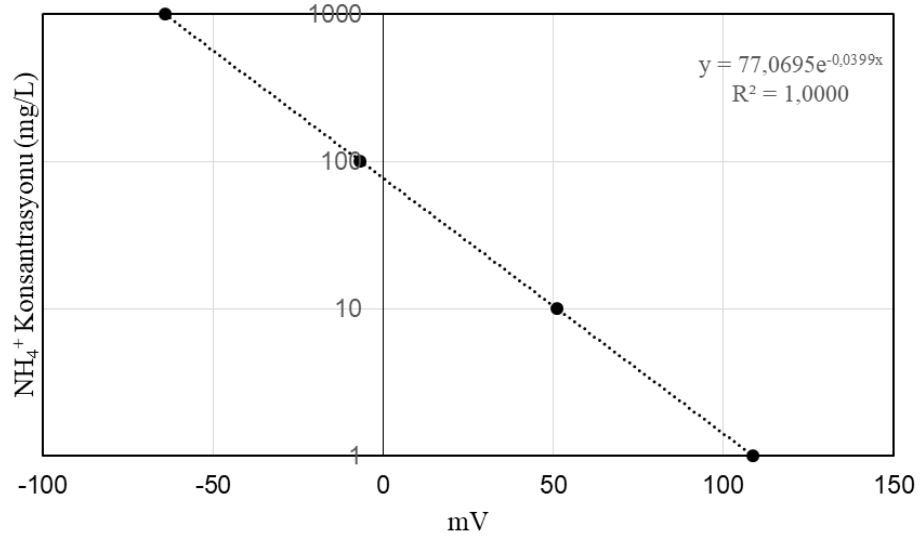
3.2.1.c. İyon kromotograf ile iyon analizi

Sızıntı suyunda sülfat, fosfat, klor ve nitrat gibi anyonlar EPA 300.1 metodu ile Dionex 3000 model iyon kromotografi kullanılarak yapılmıştır.

3.2.1.d. Amonyum analizi

Amonyum konsantrasyonunun ölçülmesi için iyon seçici elektrotlar kullanılarak kalibrasyon eğrisi oluşturulmuştur. Yapılan çalışmada NH_4^+ konsantrasyonu Thermo marka Orion A+ iyon metre kullanılmıştır. Kalibrasyon çalışması için 1000 mg/L NH_4 içeren 1 L'lik stok çözeltisi katı NH_4Cl katısı kullanılarak hazırlanmıştır. Bu stok çözelti kullanılarak 1, 10, 100 ve 1000 mg/L NH_4^+ içeren 100 ml çözeltiler hazırlanarak herbir çözelti manyetik karıştırıcı ile karıştırılan behere konularak 1 ml 10 N sodyum hidroksit (NaOH) ilave edilmektedir. Okunan mV değeri sabitlendiğinde kaydedilmiştir. Daha sonra bu değerler kullanılarak kalibrasyon eğrisi çizilmiştir. Elde edilen kalibrasyon eğrisi ve denklemi Şekil 3.26'da gösterilmektedir.

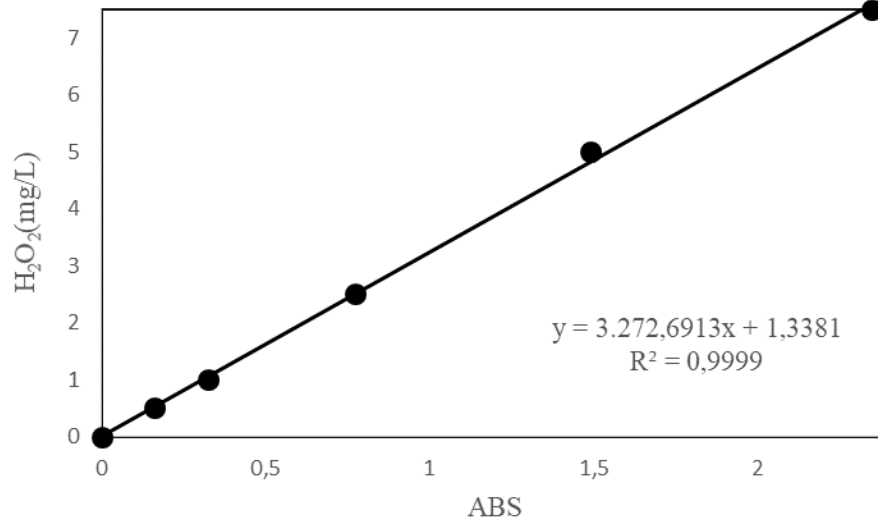
NH_4^+ konsantrasyonu belirlenecek numuneden 100 ml alınarak manyetik karıştırıcıda karıştırılan behere ilave edilmiştir. Daha sonra 1 ml 10 N NaOH ilave edilerek numunenin mV değeri okunmuştur. Okunan bu değer kalibrasyon denkleminde yerine yazılarak numunenin NH_4^+ konsantrasyonu mg/L cinsinden elde edilmektedir.



Şekil 3.26. İyon seçici elektrot için kullanılan NH₄⁺ kalibrasyon eğrisi

3.2.1.e. Hidrojen peroksit (H₂O₂) analizi

Hidrojen peroksit analizi, H₂O₂ ve I⁻ iyonunun reaksiyonuna dayanan I³⁻ iyonu oluşturularak 351 nm dalga boyunda yapılmaktadır. A ve B çözeltileri verilen prosedüre göre hazırlanır (Klassen *et al.* 1994). 16,59 KI, 0,5 g NaOH ve 0,1 g amonyum molibdat tetra hidrat 250 ml saf suda çözülerek A çözeltisi hazırlanmaktadır. 5 g potasyum hidrojen fitalat 250 ml saf suda çözülerek B çözeltisi hazırlanmaktadır. Kalibrasyon eğrisinin oluşturulması için 0,5, 1,0, 2,5, 5,0 ve 7,5 mg/L H₂O₂ içeren çözeltiler hazırlanmıştır. 5 ml numune alınıp üzerine 2,5 ml A ve 2,5 ml B çözeltisi ilave edilerek 351 nm dalga boyunda spektrofotometrede ABS değerleri ölçülür. Elde edilen değerler kullanılarak oluşturulmuş kalibrasyon eğrisi Şekil 3.27'de gösterilmektedir.



Şekil 3.27. H₂O₂ analizi kalibrasyon eğrisi

3.2.1.f. Askıda katı madde ve uçucu askıda katı madde ölçülmesi

Askıda katı madde ve uçucu askıda katı madde ölçümlerinde standart metotlarda belirtilen yöntem kullanılmıştır. Analizler gravimetrik yöntemle yapılmıştır.

3.2.1.g. Çözünmüş oksijen, pH ve iletkenlik

Çalışmada pH ve iletkenlik WTW marka multiline P4 model çoklu parametre ölçer cihazı yardımıyla, çözünmüş oksijen Clean marka BMBR sistemine entegre çözünmüş oksijen probu ile ölçülmüştür.

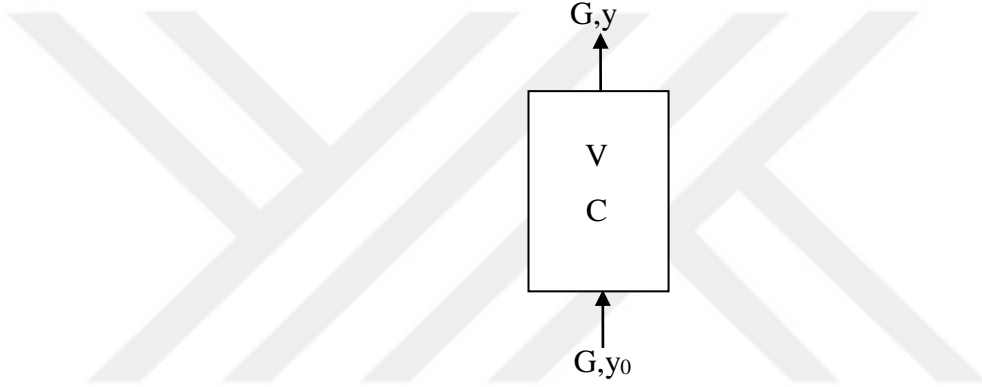
3.2.1.h. Oksijen kullanım hızının (OKH) belirlenmesi

Biyolojik reaktörde mikroorganizmaların oksijen kullanım hızları tespit etmek amacıyla oksijen değeri çıkılabilecek en yüksek değerlere kadar reaktör havalandırılmıştır. Daha sonra reaktöre hava verilmesi kesilerek çökme oluşmayacak şekilde oksijen düşüşü kaydedilmiştir. Kaydedilen bu değerler zamana karşı grafiğe aktarılarak zamanla

oksijen konsantrasyonundaki azalmadan sistemin o an için oksijen kullanım hızı belirlenmiştir.

3.2.1.i. Amonyak sıyırma modeli

Tam karışımlı bir reaktörde hava ile amonyağın sıyırılması modellenmesi Şekil 3.28'de kullanılan bir reaktör göz önüne alınmıştır.



Şekil 3.28. Tam karışımlı kesikli bir reaktörde hava ile amonyağın sıyırılması için kullanılan kontrol hacminin şematik gösterimi

Şekil 3.28'deki şematik gösterim kullanılarak (3.4) numaralı denklem yazılabilir.

$$\frac{dC}{dt} V = Gy_0 - Gy \quad (3.4)$$

$y_0 = 0$ olduğu kabulü ile (3.4) numaralı denklem yeniden düzenlenirse

$$\frac{dC}{dt} V = -Gy \quad (3.5)$$

şeklinde yazılır.

$$y = \frac{H}{P_T} C \quad (3.6)$$

(3.2) numaralı denklemde y yerine (3.6) numaralı denklem yazılıp düzenlenir

$$\frac{dC}{C} = \frac{-G}{V} \frac{H}{P_T} dt \quad (3.7)$$

ve (3.7) numaralı denklem integre edilirse,

$$\frac{C}{C_0} = \exp\left(\frac{-G}{V} \frac{H}{P_T} t\right) \quad (3.8)$$

denklemini elde edilir.

C: t anında 1 mol sudaki NH₃'ün molü

C₀: Başlangıçtaki 1 mol sudaki NH₃'ün molü

C_{Hava}: Hava ile sisteme giren NH₃'ün konsantrasyonu (mol NH₃/mol hava)

G: Birim zamanda sisteme verilen hava (mol Hava/dak)

H: Henry sabiti (atm (mol H₂O/mol Hava))

P_T: Toplam basınç (atm)

t: Zaman (dakika)

V: Sistemdeki toplam suyun hacmi (mol H₂O)

y₀: Sisteme giren 1 mol havadaki NH₃'ün molü

y: Sistemi terk eden 1 mol havadaki NH₃'ün molü

Henry sabiti sıcaklıkla değiştiğinden farklı sıcaklıklardaki H katsayısı için;

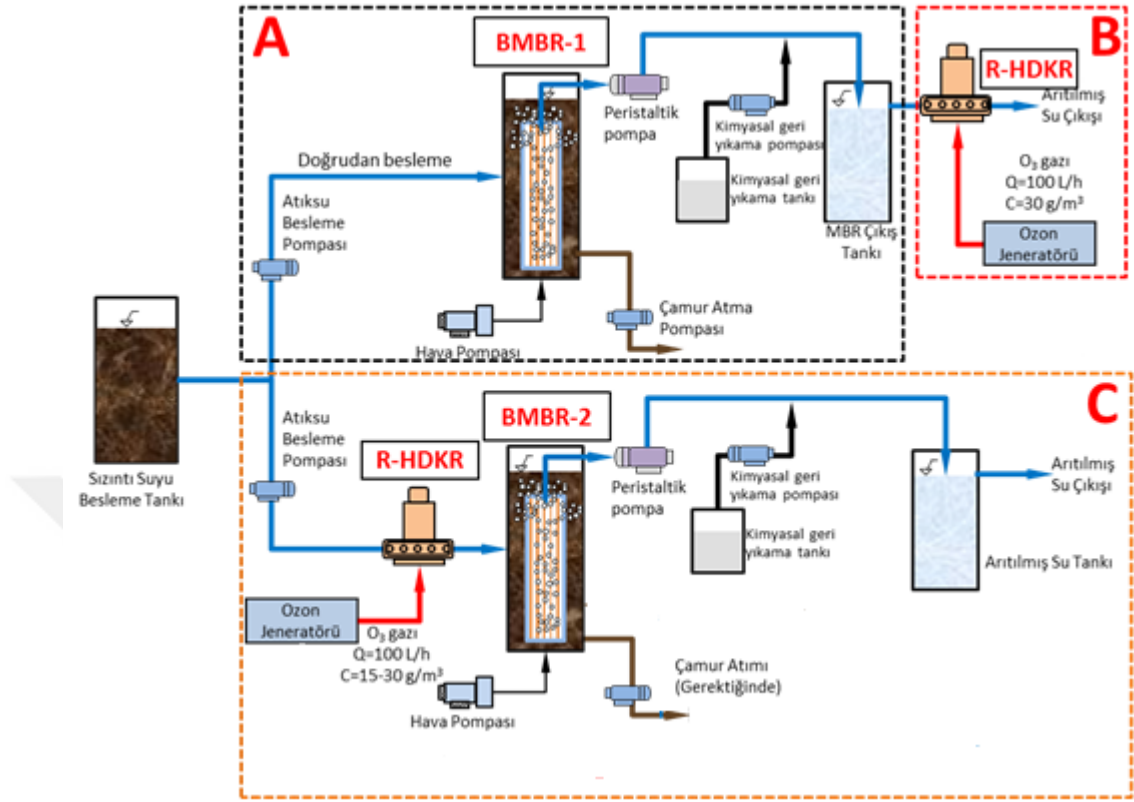
$$H = 10^{\frac{A}{234,15+T} + B} \quad (3.9)$$

eşitliği kullanılır. A ve B amonyak için katsayılar olup, A: 1887 ve B: 6,315 olarak alınmıştır. T ise °C cinsinden sıcaklıktır.

3.2.2. Deneysel sistemin işletilmesi

Çalışmada sızıntı suyu arıtımı için birebir aynı özellikte olan iki adet batık membran biyoreaktör kullanılmıştır. Birinci batık membran biyoreaktöre kavitasyonun İOP ile birlikte kullanılarak ön arıtıma tabi tutulan amonyak giderimi yapılmış sızıntı suyu beslemesi yapılmıştır. İkinci reaktöre ise amonyak giderimi yapılmış sızıntı suyu besleme yapılarak batık membran biyoreaktör çıkışı kavitasyonun İOP ile birlikte kullanılarak son arıtım olarak kullanılmıştır.

Ön arıtım aşamasında orifis ve rotor esaslı hidrodinamik kavitasyon reaktör sistemlerinin her ikisi de kullanılmıştır. Deneylerde orifis esaslı HDKR'de (O-HDKR) 25 L'lik bir hacim gerektiren, rotor esaslı olan HDKR'de (R-HDKR) sistemin çalışması için 6 L sıvı hacmi yeterli olmaktadır. Ön arıtım işlemlerinde sadece her iki HDKR sisteminde kavitasyon, ozonlama + kavitasyon, H₂O₂ + kavitasyon ve Fenton + kavitasyon işlemleri uygulanmıştır. Elde edilen bulgular ve işletme kolaylığı nedeniyle biyolojik arıtım aşamasında ön arıtım işlemleri için ozonlama + O-HDKR kombinasyonu uygulanmasına karar verilmiştir. Batık membran biyoreaktör çıkış sularının nihai arıtılmasında ise yine bulgular kısmında açıklandığı gibi daha avantajlı olduğu için sadece ozonlama + O-HDKR uygulaması yapılmıştır. Yapılan çalışmadaki deneysel sistemin akım şeması Şekil 3.29'da gösterilmektedir.



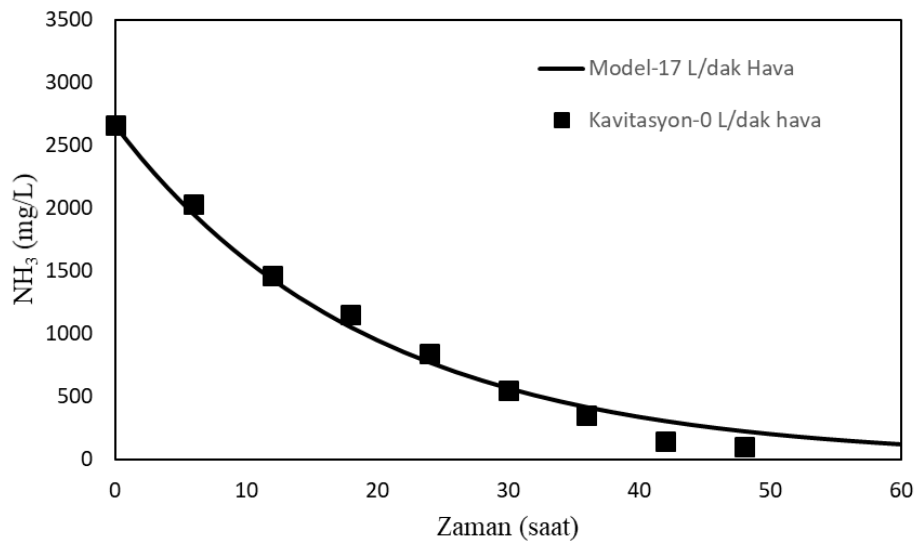
Şekil 3.29. Deneysel sistemin akış şeması

Deneylerin yapılış kısaca şu şekilde özetlenebilir. Laboratuvara getirilen sızıntı suyu ilk önce daha küçük hacimdeki plastik kaplara alınmış ve pH=11'e getirilerek içerdiği yüksek amonyak içeriği biyolojik arıtıma uygun olan 150-250 mg/L civarına indirilmiştir. Daha sonra orifis esaslı ve rotor esaslı hidrodinamik kaviteasyon reaktörlerde farklı ozon gazı debilerinde, H_2O_2 konsantrasyonlarında ve H_2O_2/Fe^{+2} oranlarında Fenton prosesleri ile ön arıtım çalışmaları yapılmıştır. Yapılan çalışmalardan elde edilen bulgular sonucunda ozonlama + R-HDKR sisteminin biyolojik arıtıma besleme için daha uygun olduğu sonucuna varıldığından BMBR'e yapılan beslemeler bu şekilde hazırlanmıştır. İki adet BMBR'den birincisi sadece amonyağı giderilmiş ham sızıntı suyu, diğerine ise amonyağı sıyrılmış ve ozonlama + R-HDKR sisteminden geçirilmiş sızıntı suyu farklı hidrolik kalış süreleri altında beslenmiştir. Ayrıca ön arıtım yapılmayan BMBR çıkışı ozonlama + R-HDKR kullanılarak son arıtım denenmiştir.

4. ARAŞTIRMA BULGULARI

4.1. Sızıntı Suyunda Amonyakın Kaviteasyon Reaktörde Sıyırılması

Çalışmada kullanılan Erzurum Süngerli Katı Atık Deponi alanından alınan sızıntı suyunun amonyak konsantrasyonu Çizelge 3.1’de görüldüğü üzere biyolojik arıtım için oldukça yüksektir. 1000 mg/L’ye kadar çıkan toplam amonyak azot konsantrasyonu mikroorganizmaların aktivitesini inhibe edebilir, bu da biyolojik proseslere bağlı sızıntı suyu arıtımının etkinliğini azaltır (Ferraz *et al.* 2013). Bu konsantrasyonun uygun değerlere düşürülmesi için O-HDKR’de sıyırma işlemine tabi tutulmuştur. O-HDK’e 25 litre hacminde sızıntı suyu konularak 20 ve 40°C’de $C_v = 0,176$ değerinde yüksek pH’da amonyak giderimi çalışmaları yapılmıştır. Amonyak giderimi için O-HDKR sisteminde pH kontrolör aracılığı ile pH değeri 11-11,5 arasında tutulmuştur. pH ayarlanması için 10 N’lik NaOH kullanılmıştır. Sistemin sıcaklığı musluk suyuna bağlı bir serpantin kullanılarak sabit tutulmuştur. Şekil 4.1’de 40°C’de hava verilmeksizin yapılan amonyak giderimi çalışmasının sonuçları gösterilmektedir. Başlangıçta 2659 mg/L amonyak 48 saat sonra 101 mg/L’ye düşmüş, %96,21’lik bir verime ulaşılmıştır.



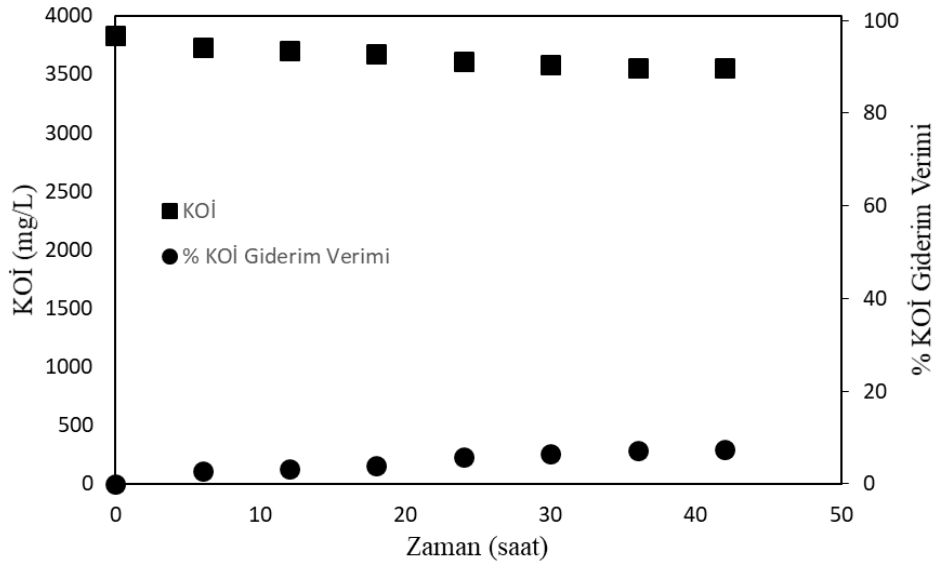
Şekil 4.1. Orifis esaslı hidrodinamik kaviteasyon reaktörde amonyakın sıyırılması
*pH=11,5, Sıcaklık=40°C, Sıvı sirkülasyon hızı=69L/dak, $C_v = 0,176$, Verilen hava miktarı=0 L/dak)

Şekil 4.1’de gösterilen grafikte kavitasyon için sisteme Şekil 3.8’de gösterilen gaz giriş noktasından herhangi bir hava verilmemiştir. Eğer klasik bir reaktörde havalandırma yapılarak bu sonuçlara ulaşılmak istenseydi, 17 L/dak hava verilmesi gerektiği oluşturulan model tarafından bulunmuştur. Herhangi bir hava verilmeden sızıntı suyundaki amonyağın sıyrılabilmesi iki neden bağlı olabilir. Bunlardan birincisi orifiste oluşan kavitasyon nedeniyle amonyağın oluşan gaz oyuklarının içine girmesi, ikincisi ise reaktörde meydana gelen çalkantı nedeniyle sıvı yüzeyinin yenilenmesi ile sıvı fazdan atmosfere amonyağın transfer olması olabilir. Bunu anlamak için kavitasyon tüpleri yerine aynı karışımı sağlayacak şekilde sisteme boru parçalarının takılması ve sızıntı suyunun aynı debide sirkülasyona tabi tutulması ile zamanla amonyak konsantrasyonlarının ölçülmesi gerektiği ortaya çıkmıştır. Bu amaçla 30°C’de üç ayrı deney gerçekleştirilmiştir. Bu deneylerin hepsi 25 litre hacimlerde ve pH=11’de yapılmıştır. Deneyler ilkinde sadece 25 L’lik amonyak içeren sıvı durgun şekilde bekletilmiştir. İkinci deneyde Şekil 3.8’deki dikey milli yüksek basınç pompası herhangi bir orifis takılmadan boş şekilde çalıştırılmış ve tanktaki su sirkülasyon 69 L/dak olarak ayarlanmıştır. Üçüncü ve son deneyde ise reaktöre 7 mm’lik orifis takılmış ve $C_V = 0,176$ kavitasyon sayısında aynı deney tekrarlanmıştır ve 8 saat boyunca amonyak konsantrasyonları ölçülmüştür. Yapılan deneyler sonucunda durgun suda amonyak giderimi %14, orifissiz sadece su sirkülasyonu olan deneyde %20 ve kavitasyonun gerçekleştiği üçüncü deneyde ise amonyak giderim verimi %55 olarak gözlemlenmiştir.

Yapılan bu deneyler kavitasyon esnasında oluşan gaz kabarcıkları sisteme hava veriliyormuş gibi sistemde amonyağın sıyrılmasına sebep olduğunu göstermektedir. Durgun haldeki sıvıdan amonyağın gaz-sıvı ara yüzeyinden atmosfere geçiş yaptığı söylenebilir. Benzer şekilde dikey milli yüksek basınç pompasının geri devir yapması nedeniyle oluşan çalkantının da gaz-sıvı ara yüzeyini artırdığı ve bu durumun da amonyak transferini artırdığı görülmektedir. Ancak aynı güç tüketiminde bir orifis yardımıyla oluşturulan kavitasyon olayı, gaz-sıvı ara yüzeyini daha fazla artırmasıyla amonyak konsantrasyonunun aynı sürede yaklaşık 2,5 kat artırdığı görülmüştür.

Elde edilen sonuçların açıklanabilmesi için tam karışımlı bir reaktörde hava ile amonyağın sıyrılmasının modellenmesi yapılmıştır. 25 L hacminde ve 40°C için H: 1,944 atm, deneyin yapıldığı 1850 metre yükseklikteki basınç Pt: 0,82 atm olarak alınır, Eşitlik 3.5'den kavitasyon ile elde edilen amonyak giderim sonuçlarının elde edilebilmesi için 17 L/dak havanın sisteme verilmesi gerektiği bulunur. Optimizasyon işlemi Berkley Madonna adlı diferansiyel denklem çözücü ile curve fit seçeneği kullanılarak yapılmıştır. Bu sonuç kavitasyon sisteminin bir avantajı olarak ortaya çıkmaktadır.

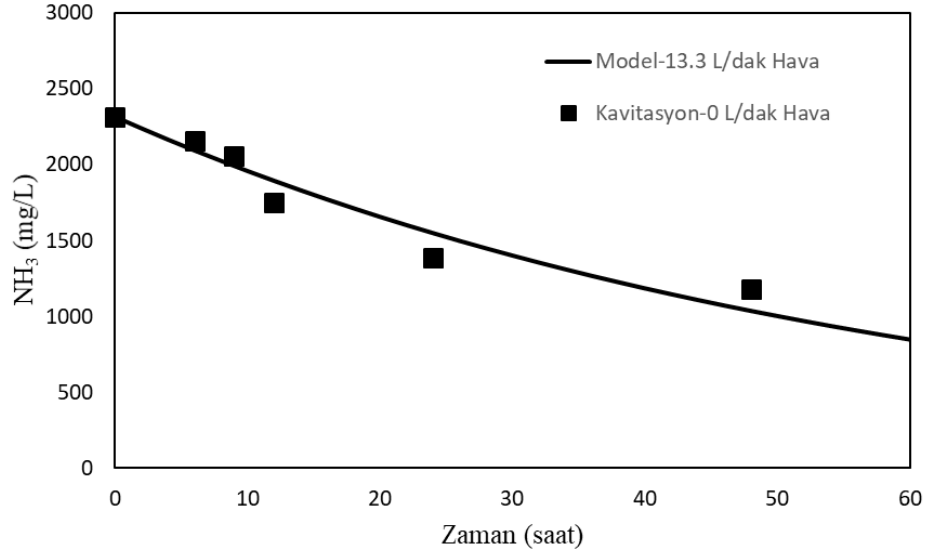
Yüksek pH'da kavitasyon ile sızıntı suyundan amonyak giderimi gerçekleştirilmeye çalışılırken KOİ değerlerinin değişimi de takip edilmiştir. Zamanla ölçülen KOİ değerlerinin değişimi Şekil 4.2'de gösterilmektedir.



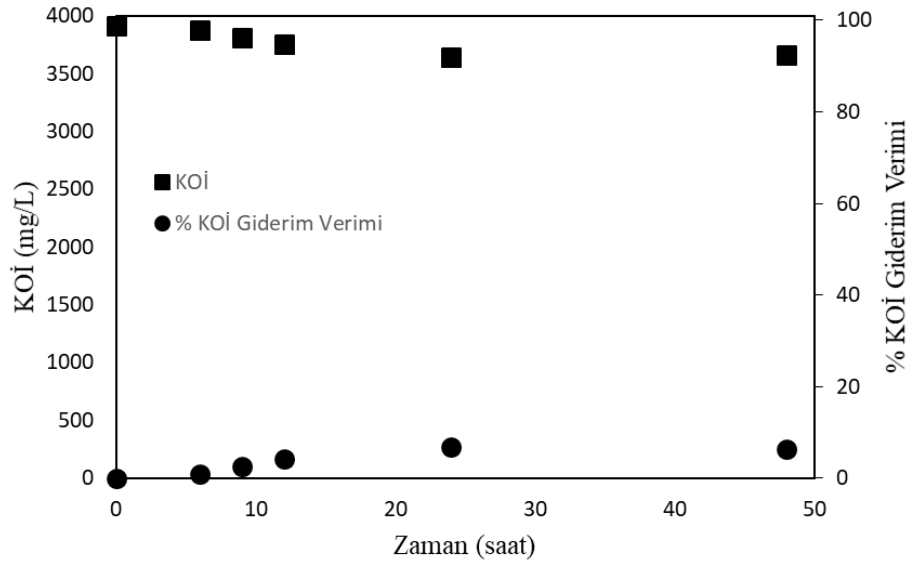
Şekil 4.2. Orifis esaslı hidrodinamik kavitasyon ile sızıntı suyunun KOİ değişimi
*pH=11,5, sıcaklık= 40°C, sıvı sirkülasyon debisi= 69 L/dak, $C_v=0,176$, verilen hava debisi=0 L/dak

48 saatlik kavitasyona tabi tutulan sızıntı suyunda %7,33 KOİ giderimi elde edilmiştir. Bu sonuç literatürdeki bulgularla da uyumaktadır. Tek başına kavitasyonun verimi oldukça düşüktür. Şekil 4.3'de ise aynı deneyin 20°C'de yapılmış şekliyle NH_3 giderim sonuçları verilmiştir. 48 saat sonunda hesaplanan NH_3 giderimi %48,9 olup 40°C'de yapılan deneye göre yarı yarıya daha az giderim verimi elde edilmiştir. Şekil 4.3'de

gösterilen verilerden amonyak giderim verimi azalmakla beraber KOİ giderim verimi 48 saat sonunda %6,4 ile 40°C’de yapılan deneye oldukça yakındır. KOİ ve KOİ giderim verimlerinin değişimleri ise Şekil 4.4’de gösterilmektedir.

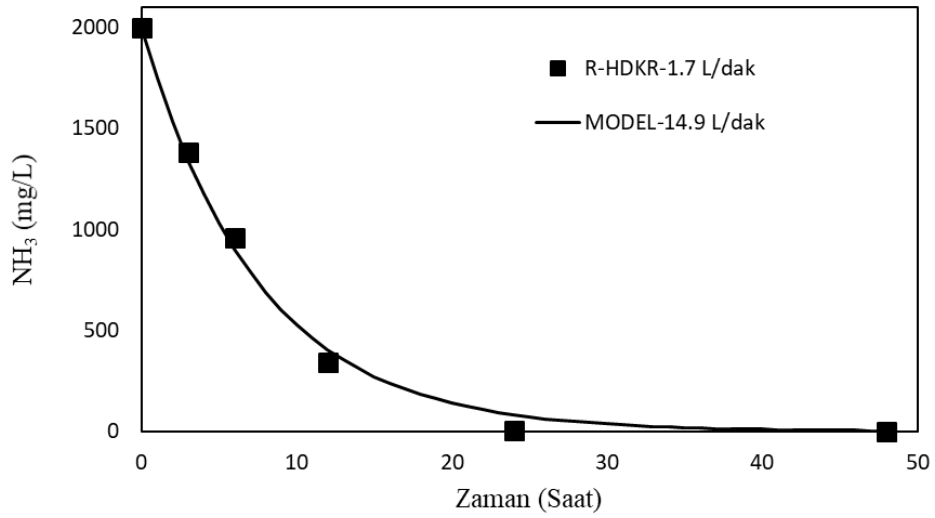


Şekil 4.3. Orifis esaslı hidrodinamik kaviteasyonda amonyağın sıyrılması
*pH=11,5, sıcaklık= 20°C, sıvı sirkülasyon debisi= 69 L/dak, $C_v=0,176$, verilen hava debisi=0 L/dak



Şekil 4.4. Orifis esaslı hidrodinamik kaviteasyon ile sızıntı suyundan KOİ giderimi
* pH=11,5, sıcaklık= 20°C, sıvı sirkülasyon debisi= 69 L/dak, $C_v=0,176$, verilen hava debisi=0 L/dak

O-HDKR’de yapılan NH_3 giderimi çalışmasına benzer bir deney rotor esaslı HDKR ile de yapılmıştır. R-HDKR’de yapılan deneyde kavitasyon reaktörden sızıntı suyunun geçirilmesi ile sisteme ozon gazının verilmesi esnasında sızıntı suyundaki amonyağın giderimi incelendiğinde elde edilen sonuçlar Şekil 4.5’de gösterilmektedir. Şekil 4.5’de kullanılan model eşitlik 3.9’da verilmektedir. Deney sonucunda 40 saate sonunda 5 mg/L NH_4^+ ölçülmüştür.



Şekil 4.5. Rotor esaslı hidrodinamik kavitasyon reaktörde sızıntı suyunun ozonlaması esnasında amonyak konsantrasyonlarının zamanla değişimi ve oluşturulan model
*pH=11, T=30°C, Disk dönme hızı= 6500 rpm, $C_v=0,208$, Disk oyuk derinliği=10 mm, Oyuk çapı=10 mm, Oyuk adedi=12, Ozon gazı besleme debisi=100L/h, Sızıntı suyu sirkülasyon debisi=800 ml/dak

Şekil 4.5’de gösterilen veriler R-HDKR 1,7 L/dak ozon gazı verilerek elde edilmiştir. Bu esnada ölçülen amonyak konsantrasyonları yukarıda açıklanan amonyak gazı sıyırma modeline göre 14,9 L/dak gaz verilmesi ile elde edilebilir. Bu aradaki fark kavitasyonun oluşturduğu oyukların (gaz fazı) etkisi olarak açıklanmaktadır. Dolayısıyla kavitasyon sistemindeki organik yapıların giderimi için etkin rol oynarken, oluşturduğu yüksek gaz sıvı ara yüzeyleri nedeniyle gaz transferini hızlandırmaktadır.

4.2. Sızıntı Suyunun Sadece Oksidasyon Prosesleri ile Arıtılması

Kavitasyon olayının sızıntı suyu arıtımında oynadığı rolü açıklayabilmek için tek başına kavitasyon etkisinin incelenmesi gibi, oksidasyon proseslerinin de tek başlarına arıtım üzerine olan etkilerinin belirlenmesi gerekmektedir. Bu amaçla ilk önce sadece, Fenton, ozonlama ve H₂O₂ ile sızıntı suyunun arıtımına yönelik çalışmalar gerçekleştirilmiştir. Bu çalışmalar Şekil 3.23’de gösterilen ozonlama ve 3.24’de gösterilen kesikli tam karışımli cam ve paslanmaz çelikten yapılan reaktör kullanılarak gerçekleştirilmiştir.

4.2.1. Sadece Fenton ile yapılan denemeler

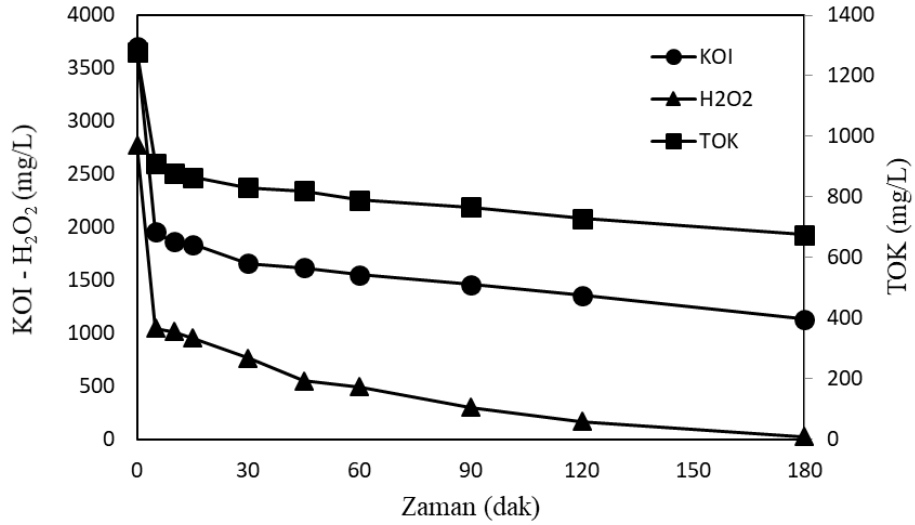
Fenton prosesi için kullanılan reaktör 6 L hacminde cam ve paslanmaz çelikten yapılmıştır. Bu reaktöre konulan 3 L’lik sızıntı suyunun önce farklı pH değerlerinde daha sonra ise farklı Fe⁺² ve H₂O₂ konsantrasyonlarında KOİ ve TOK giderim verimleri ölçülerek optimum pH, sıcaklık ve H₂O₂/ Fe⁺² oranı belirlenmiştir. Fenton prosesi ile yapılan deneylerin listesi Çizelge 4.1’de verilmektedir.

Çizelge 4.1. Fenton prosesi deney koşulları

Deneyleyler	pH	H ₂ O ₂ (mg/L)	Fe ⁺² (mg/L)	T (°C)	H ₂ O ₂ /Fe ⁺²	H ₂ O ₂ /KOİ
1	2,5	2775	500	30	5,55	0,75
2	3,5	2775	500	30	5,55	0,75
3	4,5	2775	500	30	5,55	0,75
4	6	2775	500	30	5,55	0,75
5	3,5	925	500	30	1,85	0,25
6	3,5	5550	500	30	11,1	1,5
7	3,5	8325	500	30	16,65	2,25
8	3,5	2775	300	30	9,25	0,75
9	3,5	2775	700	30	3,96	0,75
10	3,5	2775	900	30	3,08	0,75
11	3,5	2775	700	20	3,96	0,75
12	3,5	2775	700	40	3,96	0,75
13	3,5	1200	300	30	3,96	0,25

4.2.1.a. pH'nın etkisi

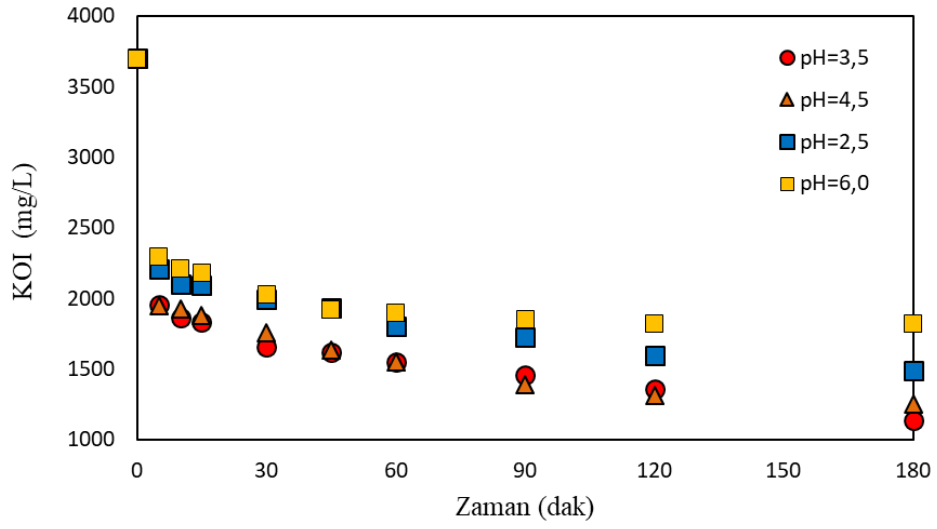
Başlangıç KOİ değeri 3700 mg/L olan 3 L sızıntı suyu reaktöre konulduktan sonra pH değerleri 2,5, 3,5, 4,5 ve 6,0'ya, H_2O_2/Fe^{+2} oranı 5,5 mg/mg (9,14 mM/mM) olarak ayarlanmıştır. H_2O_2/Fe^{+2} oranı için kullanılan Fe^{+2} miktarı 500 mg/L iken H_2O_2 miktarı ise 2775 mg/L olacak şekilde ayarlanmıştır. Deneylede ortam sıcaklığı 30°C olarak ayarlanmış ve bir manyetik karıştırıcı üzerinde 200 rpm'de sürekli karıştırılmıştır. Zamanla alınan numuneler 6000 rpm'de santrifüj edilerek KOİ, TOK ve H_2O_2 analizleri yapılmıştır. Belirlenen H_2O_2 değeri için KOİ düzeltmeleri yapılarak gerçek KOİ değerleri bulunmuştur. Yapılan denemelerden pH=3,5 gerçekleştirilen deneye ait analiz sonuçları Şekil 4.6'da gösterilmektedir.



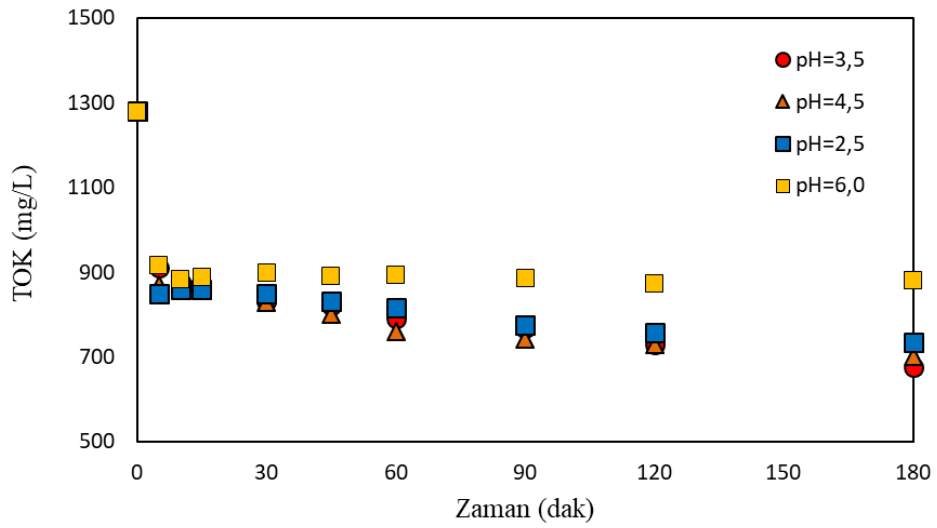
Şekil 4.6. pH=3,5 için klasik Fenton prosesinde KOİ, TOK ve H_2O_2 'in zamanla değişimi

*pH=3,5, H_2O_2 =2775 mg/L, T= 30°C, Fe^{+2} =500 mg/L

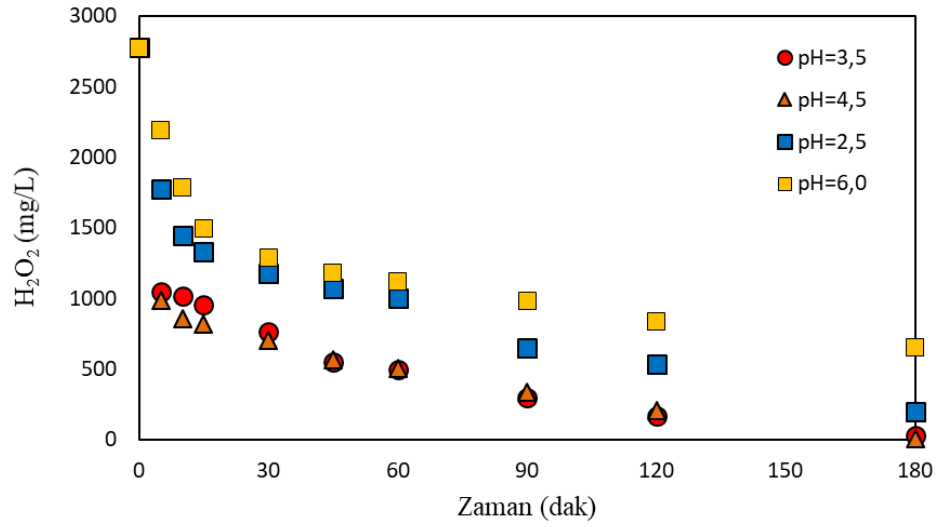
Diğer pH değerlerinde yapılan deneylerin KOİ, TOK ve H_2O_2 değerlerinin değişimleri ile alakalı sonuçlar karşılaştırmalı olarak Şekil 4.7, 4.8 ve 4.9'da verilmektedir.



Şekil 4.7. Farklı pH değerlerinde klasik Fenton prosesinde KOİ'nin zamanla değişimi
* $H_2O_2=2775$ mg/L, $T= 30^\circ C$, $Fe^{+2}=500$ mg/L

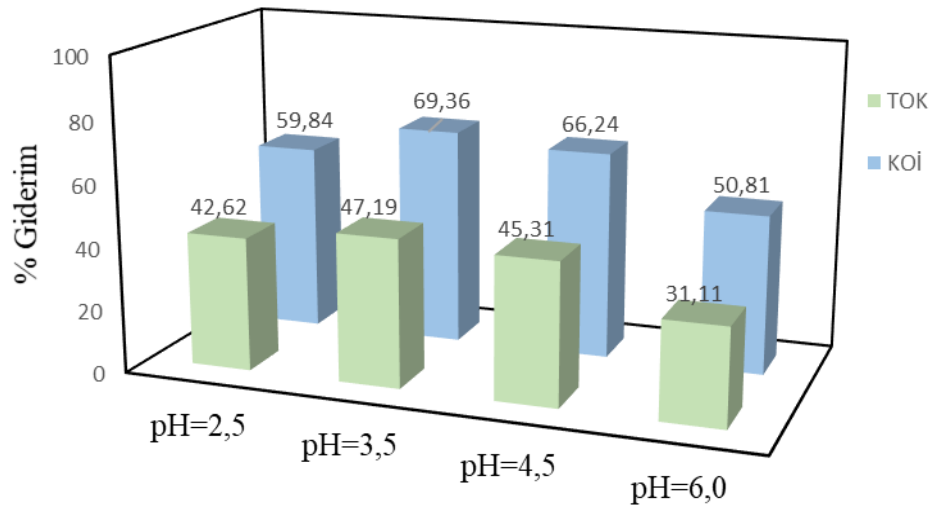


Şekil 4.8. Farklı pH değerlerinde klasik Fenton prosesinde TOK'un zamanla değişimi
* $H_2O_2=2775$ mg/L, $T= 30^\circ C$, $Fe^{+2}=500$ mg/L



Şekil 4.9. Farklı pH değerlerinde klasik Fenton prosesinde H_2O_2 'in zamanla değişimi
* $H_2O_2=2775$ mg/L, $T= 30^\circ C$, $Fe^{+2}=500$ mg/L

Farklı pH değerlerinde yapılan Fenton denemelerinde 180 dakika sonunda elde edilen KOİ ve TOK % giderim verimleri karşılaştırması ise Şekil 4.10'da verilmektedir.



Şekil 4.10. Farklı pH değerlerinde klasik Fenton prosesinde % KOİ ve TOK giderim verimleri

* $H_2O_2=2775$ mg/L, $T= 30^\circ C$, $Fe^{+2}=500$ mg/L

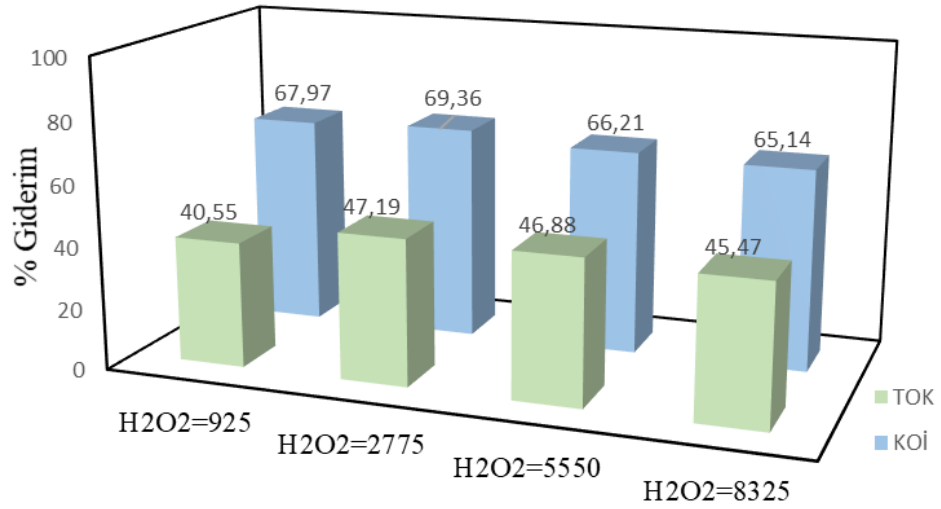
Çizelge 4.2. Farklı pH değerlerinde klasik Fenton prosesinde KOİ ve TOK giderim verimleri

Giderim %	pH			
	2,5	3,5	4,5	6,0
KOİ	59,84	69,36	66,24	50,81
TOK	42,61	47,19	45,31	31,10

Fenton deneylerinde yapılan pH çalışması sonuçları Çizelge 4.2’de özetlenmiştir. Şekil 4.10 ve Çizelge 4.2’den % KOİ ve TOK giderimleri en iyi pH=3,5 olarak görülmektedir. Organik bileşikleri oksitlemek için maksimum miktarda hidroksil radikalleri üretmek için pH değeri asidik aralıkta olması gerektiği, pH değeri çok düşük olması durumunda (pH<2,0) kompleks demir türleri ve oksonyum iyonu [H₃O₂]⁺ oluşumu nedeniyle reaksiyon yavaşlayacağı ve yüksek pH’da (pH>4,00) ise ferrik-hidroksio komplekslerin oluşması nedeniyle hidroksil radikallerinin oluşumu yavaşlayacağı literatürde ifade edilmektedir (Mohajeri *et al.* 2010). Bu nedenle bundan sonraki tüm deneylerde pH=3,5 olarak ayarlanmıştır.

4.2.1.b. H₂O₂ konsantrasyonunun etkisi

H₂O₂ miktarı 925, 2775, 5550 ve 8325 mg/L olacak şekilde pH=3,5 için yapılan deneylerin sonucunda elde edilen KOİ ve TOK % giderim verimleri Şekil 4.11’de verilmiştir. pH değerinin etkisinin belirlenmesi deneylerinde Fe⁺² miktarı 500 mg/L iken H₂O₂ miktarı ise 2775 mg/L olacak şekilde ayarlandığından, bu bölümde Fe⁺² miktarı 500 mg/L olarak sabit tutularak H₂O₂ miktarı değiştirilmiştir. Farklı H₂O₂ değerlerinde KOİ ve TOK giderim verimleri ayrıca Çizelge 4.3’de verilmiştir.



Şekil 4.11. Farklı H₂O₂ konsantrasyonlarında klasik Fenton prosesinde KOİ ve TOK giderim verimleri

* H₂O₂=2775 mg/L, T= 30°C, Fe⁺²=500 mg/L

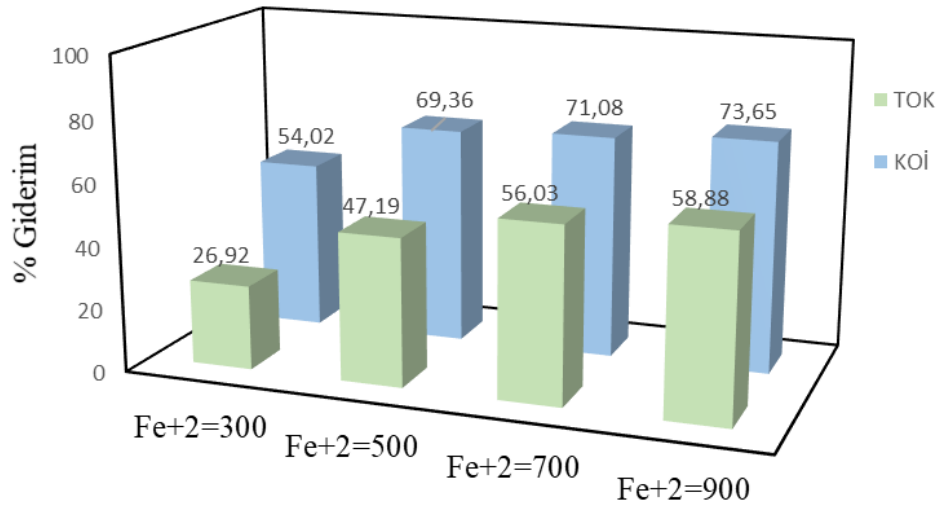
Çizelge 4.3. Farklı H₂O₂ konsantrasyonlarında klasik Fenton prosesinde KOİ ve TOK giderim verimleri

Giderim %	H ₂ O ₂ konsantrasyonu (mg/L)			
	925	2775	5550	8325
KOİ	57,97	69,36	66,21	65,14
TOK	40,55	47,19	46,88	45,47

Şekil 4.11 ve Çizelge 4.3'te görüldüğü üzere 2775 mg/L H₂O₂ konsantrasyonunda KOİ ve TOK giderim verimi yüksektir. Hidrojen peroksit konsantrasyonunun giderim verimini oldukça etkilediği, artan peroksit konsantrasyonları ile giderim veriminin de arttığı ancak optimum dozajdan sonra fazla peroksit'in hidroksil radikallerini tüketeceği için giderim veriminde azalma meydana geleceği bir çok çalışmada ifade edilmektedir. Ayrıca ortamda kalan peroksit KOİ değerinde artıracığından peroksit dozajının iyi ayarlanması gerektiği bilinmektedir (Babuponnusami and Muthukumar 2014). Bu nedenle yapılan çalışma sonucu diğer denemelerde H₂O₂ konsantrasyonu 2775 mg/L olarak kullanılmıştır.

4.2.1.c. Fe⁺² konsantrasyonunun etkisi

pH=3,5 ve H₂O₂= 2775 mg/L değerleri için Fe⁺² değerlerinin etkisi incelenmiş ve bu amaçla 300, 500, 700 ve 900 mg/L'lik Fe⁺² konsantrasyonları denenerek elde edilen KOİ ve TOK giderim verimleri Şekil 4.12 ve Çizelge 4.4'de verilmiştir.



Şekil 4.12. Farklı Fe⁺² konsantrasyonlarında klasik Fenton prosesinde KOİ ve TOK giderim verimleri

* pH=3,5, H₂O₂=2775 mg/L, T= 30°C

Çizelge 4.4. Farklı Fe⁺² konsantrasyonlarında klasik Fenton prosesinde KOİ ve TOK giderim verimleri

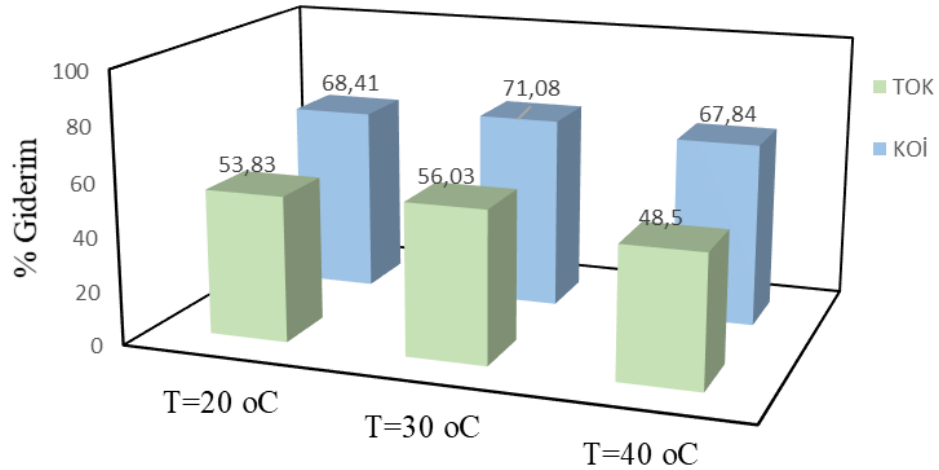
Giderim %	Fe ⁺² konsantrasyonu (mg/L)			
	300	500	700	900
KOİ	54,02	69,36	71,08	73,65
TOK	26,92	47,19	56,88	58,88

Fe⁺² konsantrasyonlarının etkisinin incelendiği çalışmada Şekil 4.12 ve Çizelge 4.4'de KOİ ve TOK giderim yüzdeleri göz önüne alındığında en yüksek giderim verimi 900 mg/L Fe⁺² olmasına rağmen 700 mg/L Fe⁺² değerlerine oldukça yakındır. 200 mg/L Fe⁺² artışına karşı yaklaşık %2'lik KOİ ve TOK artışı meydana gelmiştir. Genellikle parçalanma hızı demir iyon konsantrasyonunda bir artış ile birlikte artar. Bununla

birlikte, artışın kapsamı bazen belirli bir demirli iyon konsantrasyonunun üstünde marjinal olarak gözlemlenmektedir (Lin *et al.* 1999). Harcanan kimyasal madde artışına göre giderim verimi fazla artmadığı için maliyet açısından 900 mg/L Fe^{+2} dozajı gereksiz görülmüş ve undan sonraki çalışmalarda 700 mg/L Fe^{+2} uygulanmıştır.

4.2.1.d. Sıcaklığın etkisi

pH=3,5, $H_2O_2=2775$ mg/L ve $Fe^{+2}=700$ mg/L değerleri elde edildikten sonra sıcaklık için çalışmalar yapılmıştır. Bu amaçla 20, 30 ve 40°C’lerde denemeler yapılmıştır. Yapılan denemeler sonucunda elde edilen KOİ ve TOK giderim verimlerine ait sonuçlar Çizelge 4.5 ve Şekil 4.13’de gösterilmektedir.



Şekil 4.13. Farklı sıcaklıklarda klasik Fenton prosesinde KOİ ve TOK giderim verimleri
* pH=3,5, $H_2O_2=2775$ mg/L, $Fe^{+2}=700$ mg/L

Çizelge 4.5. Farklı sıcaklıklarda klasik Fenton prosesinde KOİ ve TOK giderim verimleri

Giderim %	Sıcaklık (°C)		
	20	30	40
KOİ	68,41	71,08	67,84
TOK	53,83	56,03	48,5

Fenton prosesi ile yapılan çalışmalarda sıcaklık artışı organik madde giderimi üzerinde olumlu etkiye sahip olduğu ifade edilmektedir. Verimlerdeki artışı etkilemesinden dolayı yüksek sıcaklıklarda meydana gelen peroksit bozulmalarının önüne geçmek için deneysel çalışmalarda optimum sıcaklığın belirlenmesi önemlidir ve bazı çalışmalarda sıcaklığın 10°C'den 40°C'ye yükseldiğinde verimlerin etkilenmediği ifade edilmektedir. Sıcaklığın artması nedeniyle organik madde giderimi diğer faktörlere kıyasla nispeten daha az olduğu da araştırmacılar tarafından bildirilmiştir (Zhang *at al.* 2006; Deng and Englehardt 2006; Babuponnusami and Muthukumar 2014). Sonuç olarak kavitasyonsuz deneyler neticesinde sızıntı suyunun klasik Fenton ile arıtımına yönelik optimum şartlar pH=3,5, T=30°C, Fe²⁺ ve H₂O₂=2775 mg/L olarak belirlenmiştir. Daha yüksek Fe²⁺ ve H₂O₂ konsantrasyonlarında daha yüksek arıtım verimlerine ulaşmak mümkün olmakla birlikte kavitasyonun olası etkilerini görebilmek amacıyla daha yüksek değerlere çıkılmamıştır.

Fenton prosesinde, hidrojen peroksit ve demir işletme maliyetlerini ve etkililiği belirleyen iki önemli maddedir. Prosesin etkinliğini en üst düzeye çıkarmak için optimum H₂O₂/Fe²⁺ molar oranını belirlemek son derece önemlidir. Fenton prosesi ile organik maddeleri oksitlemek için gerekli olan hidroksil radikallerini üretmek için H₂O₂ ve Fe²⁺ kullanılırlar. Sonuç olarak, iki reaktif maddenin birinin fazla olmasıyla üretilmek istenen OH• radikali temizleme reaksiyonları meydana gelmemesi için Fe²⁺ ve H₂O₂ dozajlarına özellikle dikkat edilmelidir (Mohajeri *et al.* 2010). Yapılan deneyler neticesinde H₂O₂/Fe²⁺ oranı mg/mg cinsinden 4, mM olarak ise 6,53 olarak belirlenmiştir.

4.2.2. Sadece H₂O₂ ve H₂O₂ + R-HDKR ile yapılan çalışmalar

H₂O₂ kullanılarak sızıntı suyunun ön arıtımına yönelik yapılan çalışmada Şekil 3.24'de gösterilen 6 L'lik reaktör kullanılmıştır. Reaktöre arıtımı çalışılan sızıntı suyunun KOİ'sinin 1/8'i kadar H₂O₂ ilave edilerek kesikli denemeler yapılmıştır. Ortam pH'sı 3,5 olarak ayarlanmıştır ve ısıtıcılı manyetik karıştırıcının üzerinde 12 saat boyunca işleme devam edilmiştir. Aynı koşullarda R-HDKR'de deneyler tekrarlanmıştır.

Deneyleyler boyunca alınan numunelerde kalan H_2O_2 konsantrasyonu ve KOİ değerleri analiz edilmiştir. KOİ düzeltmeleri yapılarak sonuçlar Çizelge 4.6’da verilmiştir.

Çizelge 4.6. H_2O_2 ile yapılan çalışmalarda elde edilen KOİ giderim verimleri

Proses	Deney Süresi (Saat)	% KOİ Giderimi
Sadece R-HDKR pH=3,5, T= 30°C, Devir sayısı=6500 rpm, $C_V=0,208$	12	4,21
Sadece H_2O_2 pH=3,5, T= 30°C, $H_2O_2= 550$ mg/L	12	5,41
R-HDKR+ H_2O_2 pH=3,5, T= 30°C, Devir sayısı=6500 rpm, $C_V=0,208$ $H_2O_2= 180$ mg/L	6	9,67

Yapılan çalışmada hem KOİ giderimin düşük hemde ortamda kalıntı H_2O_2 konsantrasyonu H_2O_2 ’in tek başına etkili olmadığını göstermektedir. Bilindiği gibi sudaki kavitasyon çok güçlü oksitleyici türü olan $\cdot OH$ radikallerinin oluşumuna neden olabilir. $\cdot OH$ radikallerinin üretim hızı kirleticilerin oksidasyon verimliliğini kuvvetle etkiler. H_2O_2 organik kirleticilerin ozon ile bozunma, fotokatalitik bozunumunu ve sonokimyasal bozunmayı hızlandırabilmektedir, çünkü H_2O_2 bu koşullar altında $\cdot OH$ radikalleri oluşturmak için ayrılabilir (Wang *et al.* 2009; Wang *et al.* 2011). Yeterince $\cdot OH$ oluşmaması proses performansının düşük olmasına sebep olmuştur. Diğer oksidasyon proseslerine kıyasla çok daha az arıtım verimi elde edildiğinden çalışmada hidrojen peroksit için daha detaylı çalışmalara yer verilmemiştir.

4.2.3. Sadece ozon ile yapılan denemeler

Şekil 3.23’de gösterilen ozonlama sistemi ve Şekil 3.24’de gösterilen kesikli tam karışımli cam ve paslanmaz çelikten yapılan reaktör kullanılarak sadece ozonlama ile sızıntı suyunun arıtılmasına yönelik çalışmalar gerçekleştirilmiştir. Bu amaçla ilk olarak farklı pH değerlerinde 150 L/saat ozon gaz debisinde pH 3,5, 8,26 (sızıntı suyunun doğal pH’sı) ve 11’de ozonlama deneyleri gerçekleştirilmiştir. Bu deneylere ait KOİ ve TOK giderim verimleri Çizelge 4.7’de verilmiştir. Daha sonra 100, 150 ve 250 L/saat ozon gazı debisinde ve 15 g/m^3 ozon gaz konsantrasyonunda pH=11’de ozonlama

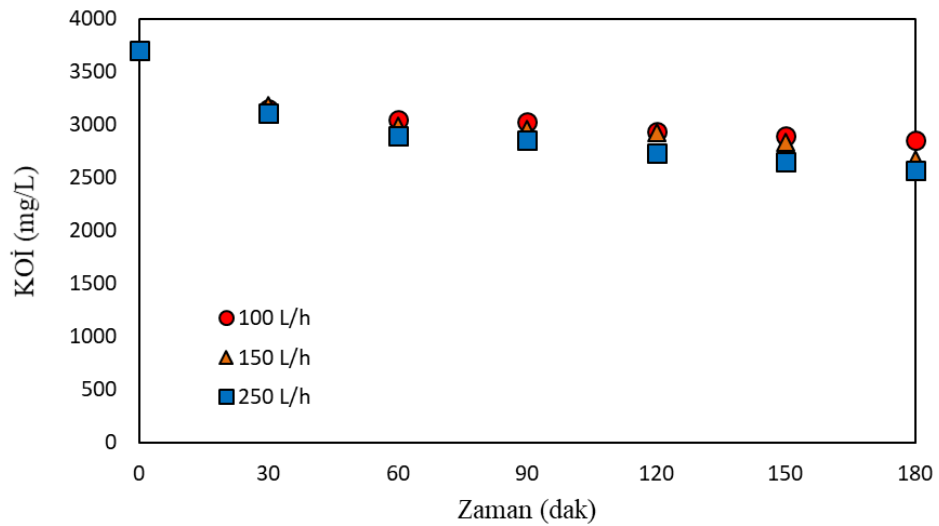
deneyleri 3 saat boyunca kesikli olarak yapılmıştır. Bu çalışmalara ait KOİ ve TOK değişimleri Şekil 4.14 ve Şekil 4.15’de, giderim verimleri ise Çizelge 4.8’de verilmiştir.

Çizelge 4.7. Farklı pH değerlerinde sızıntı suyunun klasik ozonlama ile KOİ ve TOK giderim verimleri

Giderim %	pH		
	3,0	8,26	11
KOİ	30,45	16,9	27,84
TOK	4,40	11,74	4,81

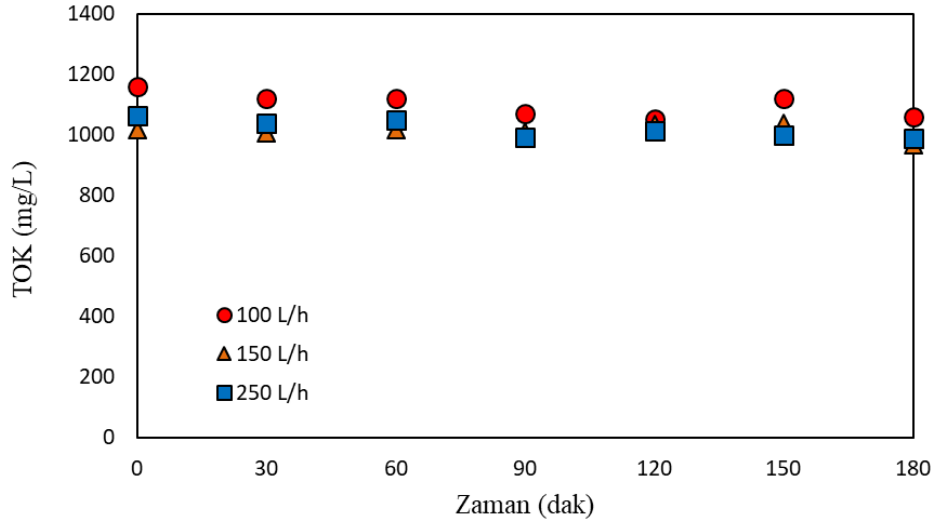
Çizelge 4.8. Farklı ozon gaz debilerinde sızıntı suyunun klasik ozonlama ile KOİ ve TOK giderim verimleri

Giderim %	Ozon gaz debisi L/saat		
	100	150	250
KOİ	22,70	27,84	30,40
TOK	8,6	4,81	6,86



Şekil 4.14. Farklı ozon gazı debilerinde sızıntı suyunun klasik ozonlama ile KOİ'nin zamanla değişimi

* Ozon gaz kons.=15 g/m³, T=30°C, pH=11



Şekil 4.15. Farklı ozon gazı debilerinde sızıntı suyunun klasik ozonlama ile TOK'nun zamanla değişimi

* Ozon gaz kons.=15 g/m³, T=30°C, pH=11

Yapılan denemeler sonucunda artan ozon gazı konsantrasyonu ve yüksek pH'da giderim veriminin arttığı gözlemlenmiştir. Gaz debisi arttıkça sisteme verilen oksidant miktarı ve artan pH ile de ozon gazı ile oluşacak [•]OH radikali artışı nedeniyle giderim verimi artmaktadır.

4.3. Sızıntı Suyunun İOP ve Kaviteasyon ile Arıtılması

4.3.1. HDKR destekli Fenton prosesi ile sızıntı suyunun arıtımı

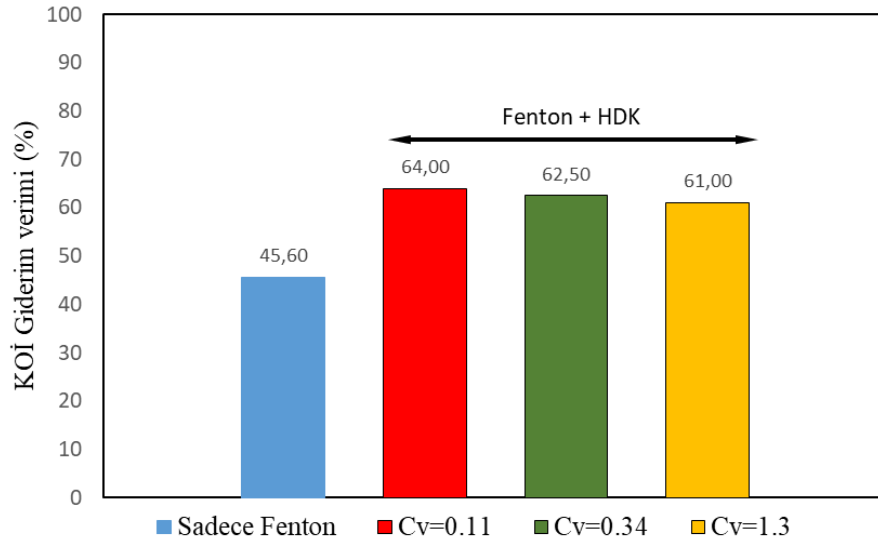
Orifis ve rotor esaslı iki farklı kaviteasyon sisteminde klasik Fenton çalışmalarında belirlenen optimum kuşullarda sızıntı suyunun arıtımına yönelik çalışmalar gerçekleştirilmiştir.

4.3.1.a. Orifis esaslı HDKR'de sızıntı suyunun Fenton prosesi ile arıtımı

Fenton prosesi ile kaviteasyonun bir arada kullanılarak sızıntı suyu arıtımında sadece Fenton uygulanarak bulunan optimum değerler kullanılmıştır. Bu deneylerde sistem

sıcaklığı 30°C’de musluk suyuna bağlı bir paslanmaz çelikten imal edilen serpantin ile sabit tutulmuştur. Ortam pH değeri 3,5 ve H₂O₂/Fe⁺² oranı mM olarak 6,53, mg/mg cinsinden ise 4 olacak şekilde ayarlanmıştır. Yapılan çalışmalar sonucunda elde edilen sonuçlar klasik Fenton prosesi ile mukayese edilerek kavitasyon etkisi incelenmiştir.

1- Kavitasyon sayısının etkisi: Kavitasyon sayısının etkisini belirlemek için farklı basma debileri gerekmektedir. Bu amaçla kurulan O-HDKR sisteminde farklı debilerde sıvı geçirebilmek için yüksek basınç pompasına bir adet frekans konvertörü monte edilmiştir. Farklı kavitasyon sayıları ile gerçekleştirilen Fenton denemelerinde elde edilen KOİ giderim verimleri Şekil 4.16’da verilmektedir.

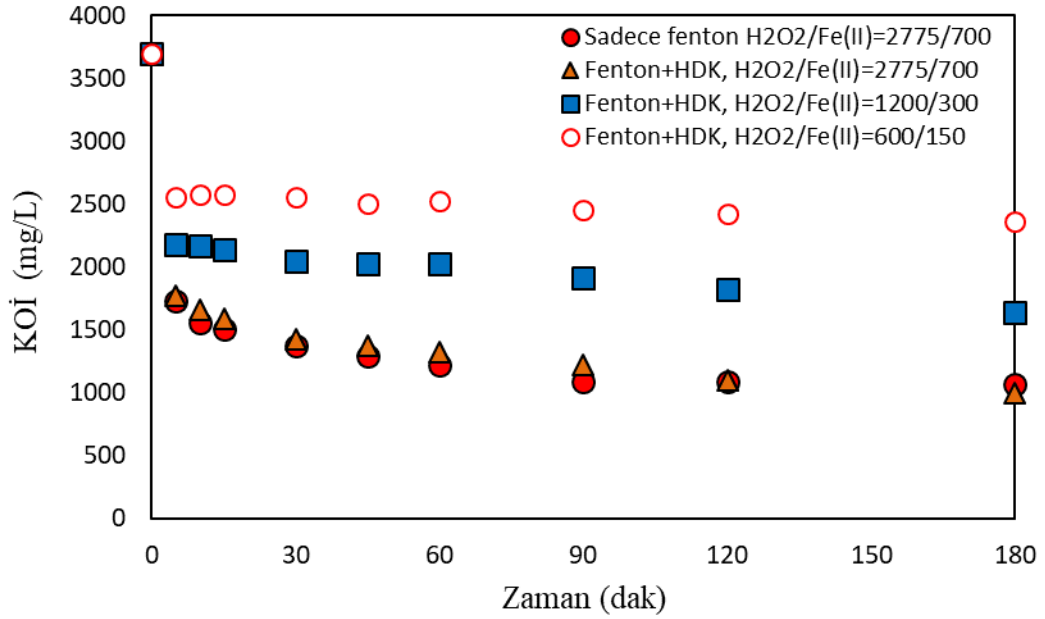


Şekil 4.16. Farklı kavitasyon sayılarında O-HDKR’de KOİ giderim verimleri
* pH=3,5, T=30°C, H₂O₂=1200 mg/L, Fe⁺²=300 mg/L, Orifis çapı=5 mm

Şekil 4.16’da kavitasyonun sızıntı suyunun Fenton prosesine etkisi açık olarak görülmektedir. Hidrodinamik kavitasyon ile Fenton prosesinin birlikte kullanılmasında yüksek kavitasyon sayısı olmasına rağmen demir parçacıklarının varlığı sebebi ile kavitasyon yoğunluğu artış gösterebilir. Buda Fenton prosesi ile birlikte kullanılan hidrodinamik kavitasyon prosesinin •OH üretimi artırdığı böylece oksidasyon kapasitesinde artış sağlar (Bremner *et al.* 2008). Daha düşük kavitasyon sayılarında KOİ giderim verimlerinde kayda değer bir verim artışı olduğu gözlemlenmemiştir. Daha

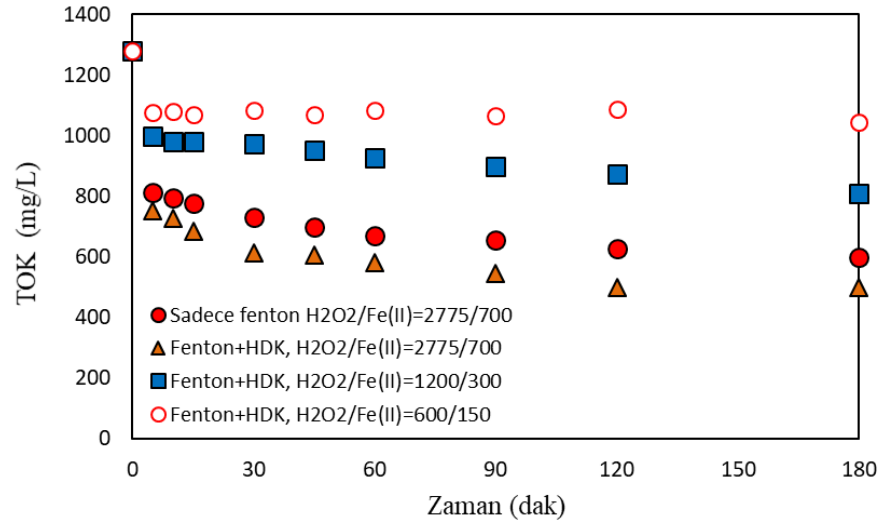
yüksek H_2O_2/Fe^{+2} oranı KOİ giderim verimlerini artırmak olasıdır. Sonuçta kavitasyonun aynı kimyasal madde miktarında daha yüksek arıtım verimleri sağladığı açıkça görülmektedir.

2- H_2O_2 ve Fe^{+2} miktralarının etkisi: Daha düşük Fenton reaktifi ilavesinde kavitasyon destekli Fenton performansını belirlemek amacıyla H_2O_2/Fe^{+2} oranı ve C_v sayısı sabit tutularak farklı H_2O_2 ve Fe^{+2} miktarları denenmiştir. H_2O_2 değerleri 2775, 1200 ve 600 mg/L iken Fe^{+2} miktarları 700, 300 ve 150 mg/L olarak alınmıştır. Yapılan deneyler sonucunda elde edilen KOİ değişimi, Şekil 4.17, TOK değişimi ise 4.18'de verilmiştir.



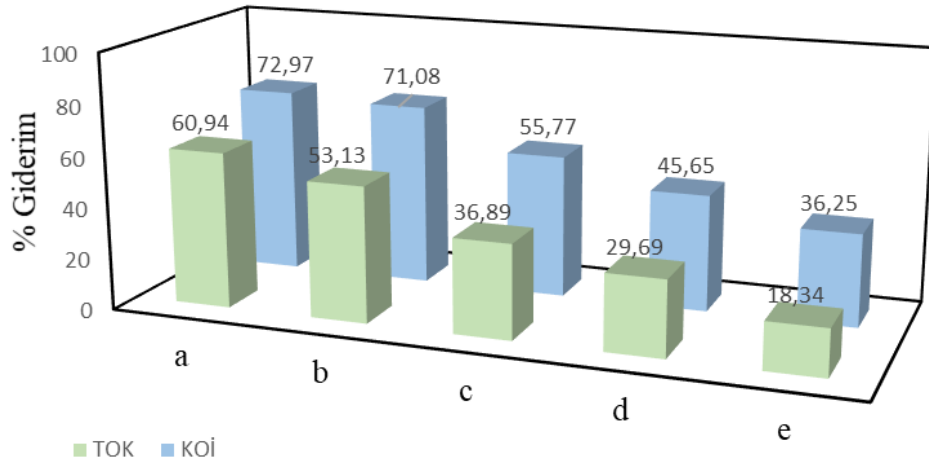
Şekil 4.17. Klasik Fenton ile Fenton+HDK ile sızıntı suyunun arıtımında H_2O_2 ve Fe^{+2} miktarlarının KOİ giderimine etkisi

* pH=3,5, T=30°C, $C_v=0,274$, Orifis çapı=5 mm



Şekil 4.18. Klasik Fenton ile Fenton+HDK ile sızıntı suyunun arıtımında H₂O₂ ve Fe⁺² miktarlarının TOK giderimine etkisi
* pH=3,5, T=30°C, C_v= 0,274, Orifis çapı=5 mm

Yapılan deneylerde 180 dakika sonunda KOİ ve TOK giderim yüzdeleri Şekil 4.19'da verilmektedir.



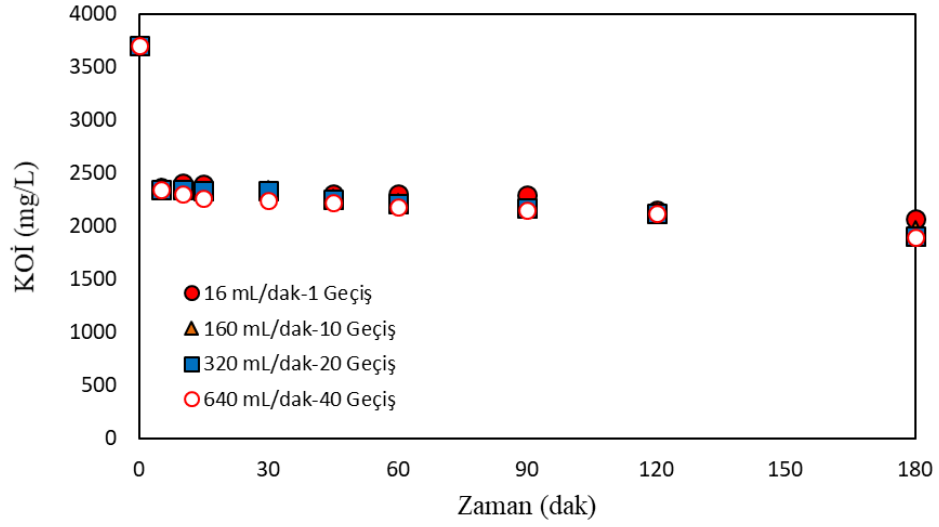
Şekil 4.19. Klasik Fenton ile Fenton+HDK ile sızıntı suyunun arıtımında H₂O₂ ve Fe⁺² miktarlarında KOİ ve TOK giderim verimleri
* pH=3,5, T=30°C, C_v= 0,274, Orifis çapı=5 mm, a:HDK+Fen.(2775/700), b:Fen.(2775/700), c: HDK+Fen.(1200/300), d:Fen.(1200/300), e:HDK+Fen. 600/150

Elde edilen sonuçlar klasik Fenton prosesi ile elde edilen verimlerin kavitasyon destekli olduğu zaman yükseldiğini göstermektedir. Kullanılan H_2O_2 ve Fe^{+2} miktarları yaklaşık %57 azaltılarak yani 1200/300 şeklinde ayarlandığında sadece Fenton uygulandığında KOİ için %45,65, TOK için %29,69 giderim verimleri elde edilmiştir. Fenton+O-HDKR uygulandığında KOİ ve TOK giderim verimleri sırasıyla %55,77 ve %39,86 olmuştur. Gerek KOİ gerekse TOK açısından %10'luk bir artış meydana gelmektedir. H_2O_2/Fe^{+2} oranı 2775/700 olduğunda bu fark daha düşük iken, azalan reaktif miktarlarında giderim verimi kavitasyon kullanıldığında artmaktadır. Sonuç olarak bulgular hidrodinamik kavitasyonun düşük dozlarda KOİ ve TOK giderimi açısından klasik Fentona göre avantajlı olduğunu göstermektedir.

4.3.1.b. Rotor esaslı HDKR'de sızıntı suyunun Fenton prosesi ile birlikte arıtımı

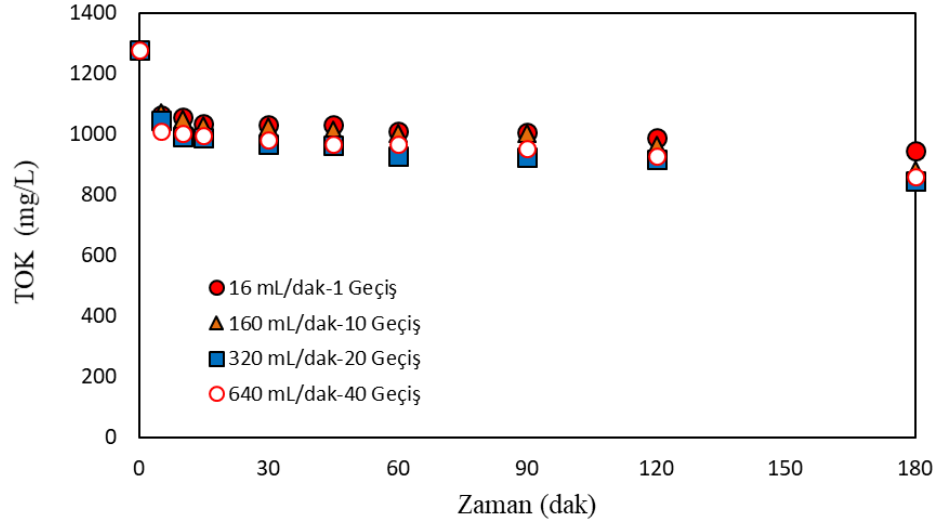
Çalışmalarda Rotor esaslı sisteme 6 L hacmindeki besleme tankına 3 L sızıntı suyu konulmuş ve pH değeri 3,5 olarak ayarlanmıştır. Daha sonra sıcaklık $30^{\circ}C$ 'ye ayarlanmış ve rotor esaslı HDKR'e 16, 160, 320 ve 620 ml/dak debi ile beslemeler yapılmıştır. Bu besleme debileri 3 saat sürdürülen deney süresince sızıntı suyunun kavitasyon bölmesinden kaç defa geçeceğini de belirleyen bir parametredir. Besleme debileri 1, 10, 20 ve 40 defa sızıntı suyunun kavitasyon bölmesinden geçeceğine denk gelmektedir. Yukarıda belirtildiği gibi deneyler 3 saat sürdürülmüş ve alınan numunelerde KOİ, TOK ve H_2O_2 analizleri yapılmıştır.

1- Besleme debisinin (geçiş sayısının) etkisi : Rotor esaslı HDKR'de 6500 rpm'de dönen diskin altından beslenen sızıntı suyu diskin çevresinden dolanarak kavitasyon diskinin bağlı olduğu mil yatağının yanından dışarı çıkmaktadır. Besleme debisi (geçiş sayısı) etkisi 20 mm derinlik ve 10 mm çaplı oyuklara sahip kavitasyon diskinde gerçekleştirilmiştir. Deney süresi boyunca KOİ'nin zamanla değişimi Şekil 4.20, TOK değişimi ise Şekil 4.21'de verilmiştir. Ayrıca 3 saatlik deneyler sonucunda elde edilen KOİ ve TOK giderim verimleri ise Şekil 4.22'de verilmiştir.



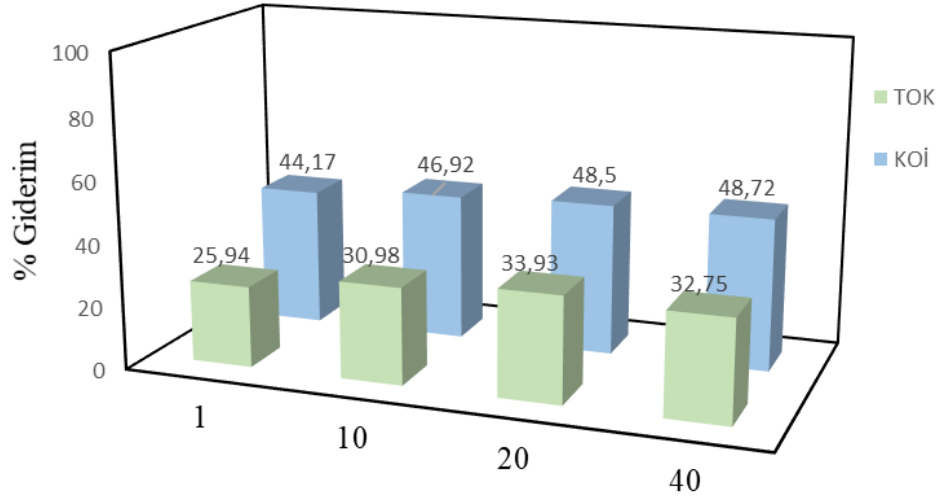
Şekil 4.20. R-HDKR'de sızıntı suyu arıtımında farklı besleme debilerinde KOİ'nin zamanla değişimi

* pH=3,5, T=30°C, Dönme hızı=6500 rpm, $C_v=0,208$, Disk oyuk derinliği=20 mm, Oyuk çapı= 10 mm, $Fe^{+2}=300$ mg/L $H_2O_2=1200$ mg/L



Şekil 4.21. R-HDKR'de sızıntı suyu arıtımında farklı besleme debilerinde TOK'un zamanla değişimi

* pH=3,5, T=30°C, Dönme hızı=6500 rpm, $C_v=0,208$, Disk oyuk derinliği=20 mm, Oyuk çapı= 10 mm, $Fe^{+2}=300$ mg/L $H_2O_2=1200$ mg/L



Şekil 4.22. R-HDKR’de sızıntı suyu arıtımında farklı geçiş sayılarında KOİ ve TOK giderim verimleri

* pH=3,5, T=30°C, Dönme hızı=6500 rpm, $C_v=0,208$, Disk oyuk derinliği=20 mm, Oyuk çapı= 10 mm, $Fe^{+2}=300$ mg/L $H_2O_2=1200$ mg/L

Şekil 4.20 ve Şekil 4.21’den KOİ ve TOK değerlerinin ilk birkaç dakikada hızlı bir biçimde azaldığı ve sonrasında yavaş bir azalma eğilimi ile sürdüğü görülmektedir. Tüm durumlar için benzer eğilim göze çarpmaktadır ve artan besleme debilerinin etkisi sınırlıdır. Özellikle 320 ml/dak’dan (20 geçiş sayısı) sonra değişim görülmemektedir. KOİ ve TOK giderimlerindeki sınırlı artış ise kavitasyon bölgesinden beslenen suyun daha fazla geçmesi ile açıklanmaktadır. 16 ml/dak’lık besleme debisi ile 3 saat boyunca besleme tankındaki 3 L’lik sızıntı suyu yaklaşık 1 defa geçmektedir. Besleme debisi 160 ml/dak olduğunda ise tüm sızıntı suyu kavitasyon disk bölgesinden yaklaşık 10 defa geçmiş olmaktadır. Dolayısıyla geçiş sayısı artışı sınırlı olmakla birlikte KOİ ve TOK giderimi yükseltmekte, ancak yaklaşık 20 kat geçişten sonra artık daha fazla artış gözlenmemektedir.

2- Kavitasyon sayısının etkisi : Kavitasyon sayısının etkisi için 10 mm oyuk çapına sahip 12 adet oyuk bulunan disk kullanılmıştır. İki farklı C_v sayısında R-HDKR’de elde edilen KOİ ve TOK gideri değerleri klasik Fenton ile elde edilen değerlerin karşılaştırılması Çizelge 4.9’da yapılmıştır.

Çizelge 4.9. Fenton ile Fenton+R-HDKR’de sızıntı suyunun arıtım verimlerinin karşılaştırılması

Giderim %	Klasik Fenton	$C_v= 0,208$ (6500 rpm)	$C_v= 0,533$ (4070 rpm)
KOİ	45,65	46,41	49,43
TOK	29,69	30,37	30,37

* pH=3,5, T=30°C, 10 x 10 mm 12 adet, $Fe^{+2}=300$ mg/L $H_2O_2= 1200$ mg/L

Çizelge 4.9 değerlendirildiğinde kavitasyonun Fenton prosesi ile birlikte sızıntı suyunun KOİ ve TOK giderimine etkisi yok denilebilecek kadar azdır. Kullanılan sistemde 6500 rpm’den daha yüksek rotor devirlerine çıkılmadığından daha düşük C_v sayılarının etkisi incelenememiştir. Dolayısıyla C_v sayısının etkisini açıklamak kullanılan sızıntı suyunun özelliklerinden kaynaklanma ihtimali göz önüne alınmıştır. Çizelge 4.9’da sonuçları verilen deneyler 2014 yılı sezonunda alınmış sızıntı yaklaşık sekiz ay laboratuvarında beklemiş olan sızıntı suyu ile yapıldığından, yeni sızıntı suyu ile deneylerin tekrarı 2015 sezonu sızıntı suyu ve 6500 dönme hızı 12 x 10 mm’lik 12 oyuklu disk kullanılarak yapılmıştır. Yeni ve eski sızıntı suları ile C_v sayılarının etkisinin araştırıldığı çalışma sonuçları Çizelge 4.10’da verilmiştir.

Çizelge 4.10. Klasik Fenton ile Fenton+R-HDKR’de eski ve yeni sızıntı suyunun arıtım verimlerinin karşılaştırılması

Giderim %	Klasik Fenton	$C_v= 0,208$ (6500rpm)	
		2014 sezonu sızıntı suyu $KOİ_0=3700$ mg/L	2015 sezonu sızıntı suyu $KOİ_0=4000$ mg/L
KOİ	45,65	46,41	51,91
TOK	29,69	30,37	49,16

* pH=3,5, T=30°C, 10 x 10 mm 12 adet, $Fe^{+2}=300$ mg/L $H_2O_2= 1200$ mg/L

Çizelge 4.10’da görüldüğü üzere taze olan sızıntı suyu KOİ ve TOK giderim değerleri artış gözlenmiştir. Bu durum getirilen sızıntı suyunun zamanla karakterizasyonunda değişiklik ile açıklanabilir. Oda sıcaklığında bekletilen sızıntı suyu zamanla daha stabilize olmaktadır. Yeni getirilen sızıntı suyu KOİ değeri 4300 mg/L civarında iken 8 ay sonra 3700 mg/L kadar düştüğü gözlemlenmiştir.

4.3.1.c. Orifis ve rotor esaslı kaviteasyon prosesinde sızıntı suyunun Fenton ile arıtımının karşılaştırılması

Fenton ile HDK'nun birleştirilmesi sonucunda oluşan yeni prosesin sızıntı suyu arıtımında ne derece etkili olduğunun belirlenmesi için aynı kimyasal dozajlarında yapılan karşılaştırma Çizelge 4.11'de gösterilmiştir. Kaviteasyonun sızıntı suyu arıtımında Fenton'a ilaveten KOİ ve TOK'un giderim yüzdelerinde artışa yol açtığı görülmektedir. Bu artış orifis esaslı HDKR'de daha belirgin gerçekleşmektedir. Orifis esaslı HDKR'de daha yüksek C_v sayısına rağmen elde edilen daha yüksek giderim oranları kullanılan pompanın içinde oluştuğu düşünülen muhtemel kaviteasyona bağlanmaktadır.

Çizelge 4.11'de belirlenen arıtım verimleri daha yüksek değerlere çıkartılabilir. Bunun için daha yüksek demir ve peroksit reaktifi ilavesi, kaviteasyon süresi uzatılabilir veya daha düşük kaviteasyon sayısını sağlayacak şekilde her iki kaviteasyon sisteminin güçlendirilmesi yapılabilirdi. Ancak temel amaç; ön arıtım olarak HDK destekli İOP kullanmak ve kaviteasyonun etkinliğini belirlemek olduğundan yapılan çalışmalar yeterli görülmektedir. Bulgular destekli HDKR'lerin sızıntı suyu güç arıtılan atıksuların arıtma verimlerini yükseltebileceğini göstermektedir.

Çizelge 4.11. Klasik Fenton ile Fenton+HDKR'lerde sızıntı suyunun arıtım verimlerinin karşılaştırılması

Giderim %	Klasik Fenton	O-HDKR 5mm'lik orifis $C_v=0,274$	R-HDKR (6500rpm) 20x10,10 oyuk $C_v=0,208$
KOİ	45,65	55,77	48,50
TOK	29,69	36,89	33,93

* pH=3,5, T=30°C, $Fe^{+2}=300$ mg/L $H_2O_2=1200$ mg/L, deney süresi 3 saat

4.3.2. Hidrodinamik kaviteasyon destekli ozonlama prosesi ile sızıntı suyu arıtımı

Çalışmanın bu kısmında orifis ve rotor esaslı iki farklı kaviteasyon sisteminde klasik ozonlama ile belirlenen koşullarda sızıntı suyunun arıtımına yönelik çalışmalar gerçekleştirilmiştir.

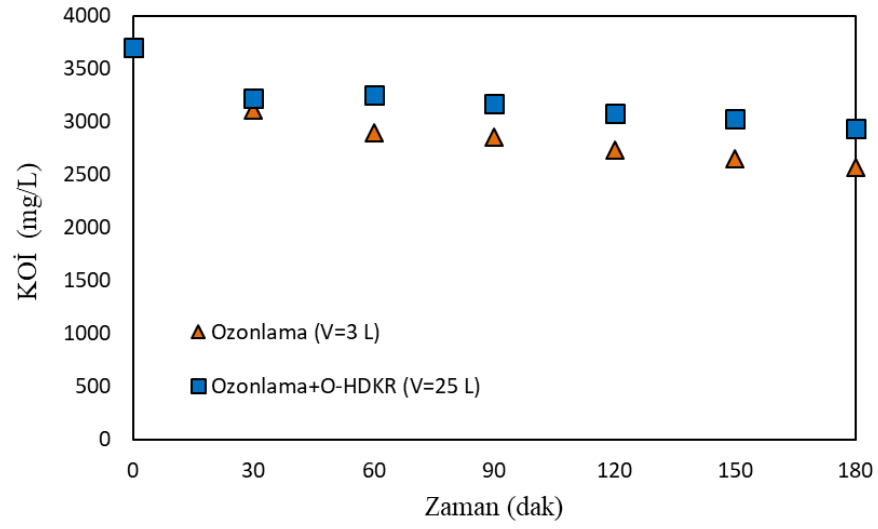
4.3.2.a. Orifis esaslı HDKR’de sızıntı suyunun ozonlama ile birlikte arıtımı

Ozonlama ile orifis esaslı HDK’un bir arada kullanıldığı çalışmada 150 ve 250 L/saat ozon gaz debisi ozonlama cihazı %40 kapasite ile çalıştırılarak ortalama 14 g/m³’lük ozon gazı verilerek deneyler yapılmıştır. Klasik ozonlama ile O-HDKR ozonlama proseslerinde zamanla KOİ değişimi Şekil 4.23, TOK değişimi ise Şekil 4.24’de gösterilmektedir. Ayrıca klasik ozonlama ve O-HDKR ozonlama prosesleri için farklı ozon gaz debileri için yapılan çalışmalar Çizelge 4.12’de verilmiştir. Sadece giderim verimine bakıldığı zaman klasik ozonlamanın üstün olduğu gözükmektedir. Ancak reaktör hacimleri dikkate alındığında birim ozon başına giderilen KOİ değeri alındığında kaviteasyon destekli ozonlamanın klasik ozonlamaya oldukça üstün olduğu görülmektedir.

Çizelge 4.12. Farklı gaz debilerinde klasik ozonlama ve O-HDKR ozonlama proseslerinin KOİ ve TOK giderim verimleri

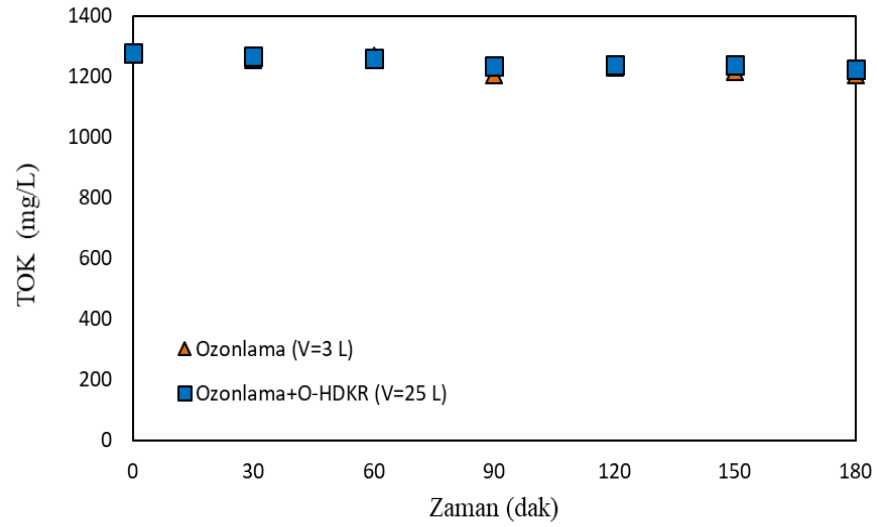
Giderim %	Klasik Ozonlama (Reaktör hacmi 3 L)		O-HDKR Ozonlama (Reaktör hacmi 25 L) (C _v =0,173)	
	150 L/ saat	250 L/saat	150 L/ saat	250 L/saat
KOİ	27,83	30,4	16,22	20,54
TOK	4,81	6,87	2,90	4,30

* pH=11, T=30°C, deney süresi 3 saat



Şekil 4.23. Klasik ozonlama ile ozon+O-HDKR ile sızıntı suyunun arıtımında zamanla KOİ değişimi

* pH=11, T=30°C, $C_V=0,173$, Orifis çapı=7 mm, Ozon gaz konsantrasyonu=14g/m³, Gaz debisi 250L/saat

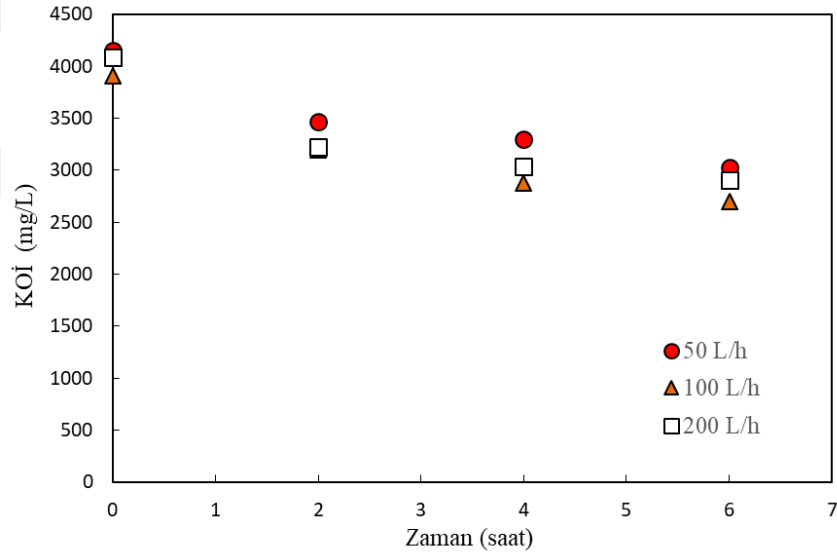


Şekil 4.24. Klasik ozonlama ile ozon+O-HDKR ile sızıntı suyunun arıtımında zamanla TOK değişimi

* pH=11, T=30°C, $C_V=0,173$, Orifis çapı=7 mm, Ozon gaz konsantrasyonu=14g/m³, Gaz debisi 250L/saat

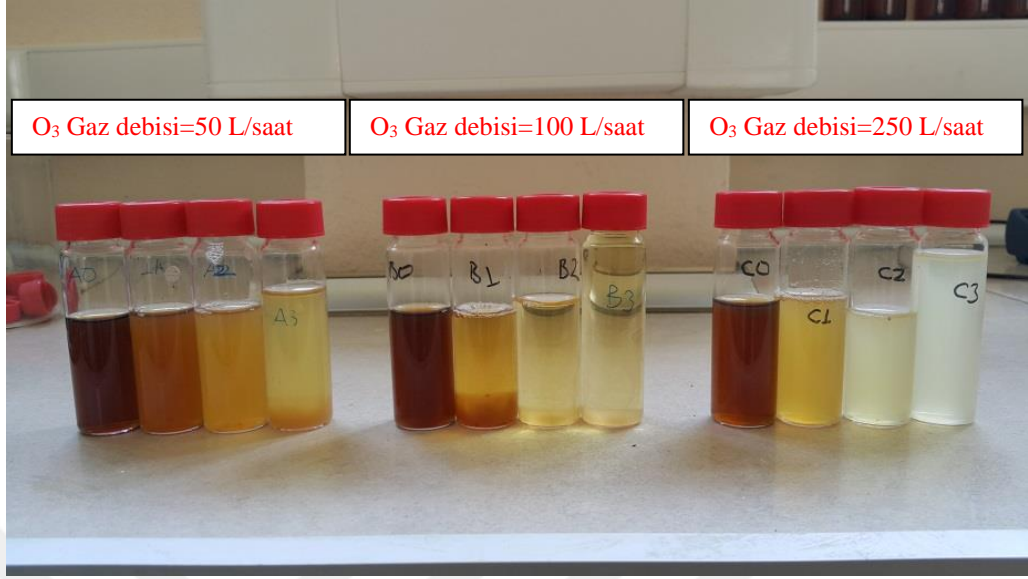
4.3.2.b. Rotor esaslı HDKR’de sızıntı suyunun ozonlama ile birlikte arıtımı

1- Ozon gaz debisinin etkisi: R-HDKR’de ozonlama ile birlikte sızıntı suyu arıtımından Şekil 3.9’da gösterilen R-HDKR sistemi ile Şekil 3.23’de gösterilen ozonlama sistemi kullanılmıştır. Rotor esaslı sistemin besleme tankına 6 L sızıntı suyu konularak pH değeri 11’e ve sıcaklığı 30°C’ye getirilmiştir. Sızıntı suyu besleme debisi 200 ml/dak olarak ayarlanan sisteme ozon verilmektedir. Ozon gazı debisi 50, 100 ve 200 L/saat olarak farklı gaz debilerinde işletilen deneylerde zamanla alınan numunelerde KOİ analizi yapılmıştır. Bu deneylere ait zamanla KOİ değişimi Şekil 4.25’de gösterilmektedir.



Şekil 4.25. Ozon + R-HDKR’de sızıntı suyunun arıtımında zamanla KOİ değişimi
* pH=11, T=30°C, $C_v=0,208$, Devir Sayısı= 6500 rpm

Şekil 4.26’da ise 50, 100 ve 200 L/saat ozon gazı debisi ile 6500 rpm kaviteasyon sisteminde zamanla alınan numunelerin karşılaştırılmalı fotoğrafı gösterilmektedir. Alınan numuneler soldan sağa 0, 2, 4 ve 6 saatlerdeki numuneler şeklindedir.

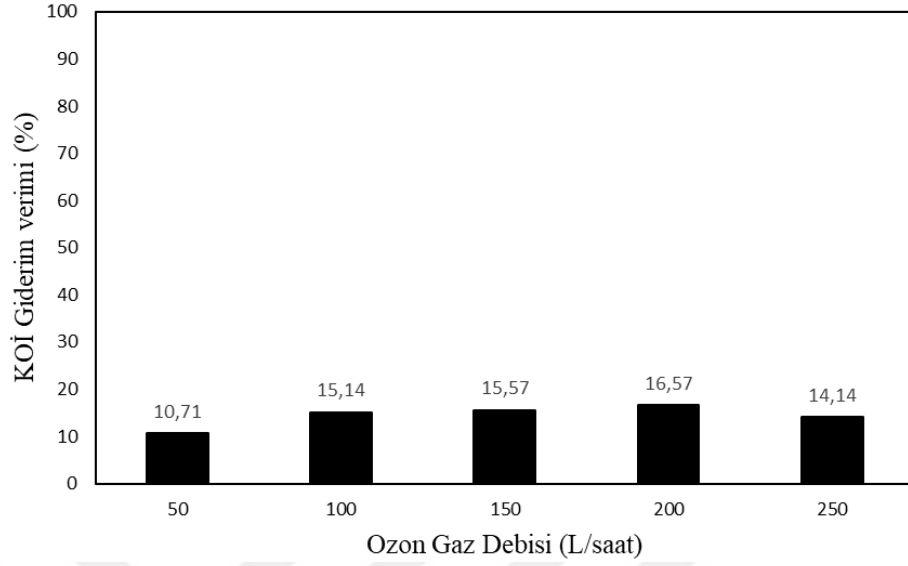


Şekil 4.26. Ozon + R-HDKR'de sızıntı suyunun arıtımı esnasında alınan numunelerin fotoğrafı

* pH=11, T=30°C, $C_v=0,208$, Devir Sayısı= 6500 rpm

Şekil 4.26'dan gaz debisi ile renk açısından daha fazla giderim olduğu görülmektedir. Ancak KOİ değerleri göz önüne alındığında çok fazla bir değişim elde edilmemiştir. 50 L/saat ozon gaz debisi için 6 saatlik süre sonunda (12 geçiş) %27,12, 100 L/saat için %30,76 ve 200 L/saat debide %28,90'lık giderim elde edilmiştir. Ancak birim ozon gazı başına giderilen KOİ oldukça yüksektir.

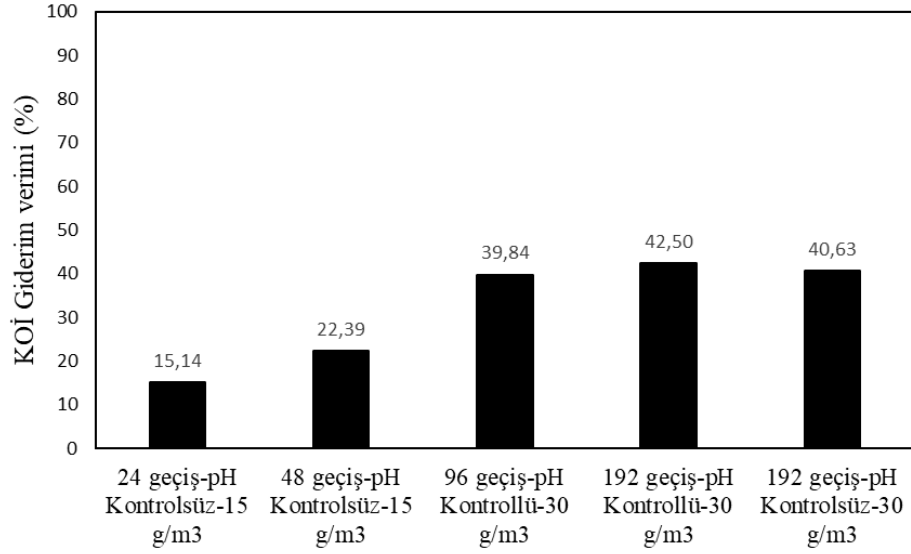
Laboratuvara getirilmiş yeni sızıntı suyu ozonlama + R-HDKR'de farklı ozon gazı besleme debilerinde artıldığında, 6 saat içerisinde ortalama %30 civarında KOİ giderimi elde edilmektedir. Ancak sızıntı suyu bekledikçe içerisindeki dirençli yapılar daha baskın hale geldiği düşünülmektedir. Bu nedenle daha dirençli bir yapı haline gelen sızıntı suyunun arıtımı da zamanla zorlaşmaktadır. Fenton çalışmaları esnasında yine böyle bir durumdan bahsedilmişti. Şekil 4.27'de verilen deneyler farklı ozon gaz debilerinde yaklaşık 10 ay bekletilmiş sızıntı suyu ile tekrarlanmış ve KOİ giderim verimlerinin azaldığı görülmüştür.



Şekil 4.27. Ozon+R-HDKR’de farklı ozon gazı debilerinde elde edilen % KOİ giderimi
 * pH=11, T=30°C, $C_v=0,208$, Devir Sayısı= 6500 rpm, 10 x 10 mm 12 adet, Ozon gaz kons.=15 g/m³

Şekil 4.27 göz önüne alındığında farklı ozon gazı besleme debilerinde KOİ giderim oranlarında 100 L/saat debi değerinden sonra çok fazla bir değişim gözlemlenmemiştir. Gaz debisi arttıkça beklenen sisteme daha fazla oksidant verilmesi sonucu giderim verimlerinin artması beklenir. Ancak verimlerin artmaması O₃ gazının sıvıyı sürükleyerek reaktör çıkışına hareket ettirmesi ve dolayısıyla kirletici oksidant etkileşiminin yeterince gerçekleşmediği düşünülmektedir. Bu nedenle bundan sonraki çalışmalar 100 L/saat’lık ozon gazı besleme debisinde çalışılmıştır.

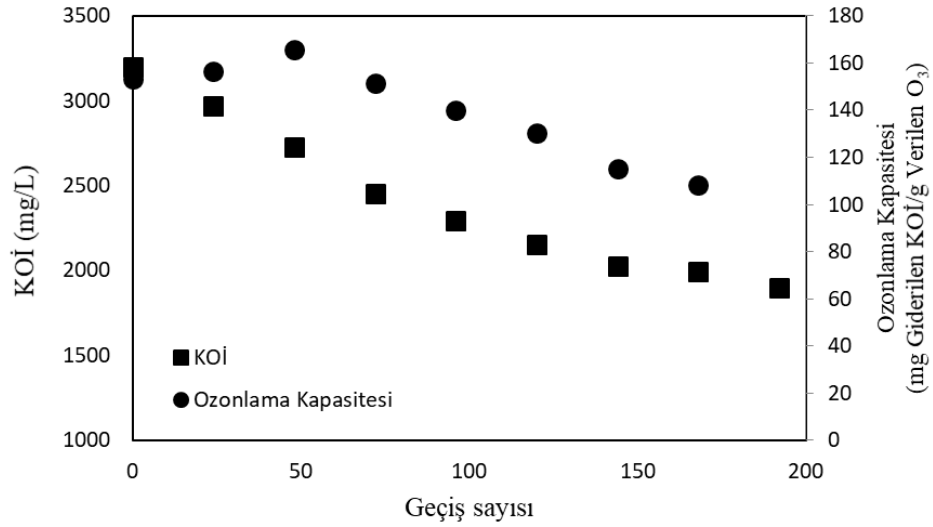
2- Geçiş sayısının ve gaz konsantrasyonunun etkisi: Son olarak sabit sirkülasyon (800 ml/dak) ve ozon gazı besleme debisinde (100 L/saat) geçiş sayılarının ve ozon gaz konsantrasyonlarının etkisi incelenmiştir. Geçiş sayısı artılacak sızıntı suyunun toplam hacminin kaç defa kavitasyon hücresinden geçtiğini göstermektedir. Başka bir ifade ile reaksiyon süresinin bir yansımasıdır. Bu aşamada ozon gaz konsantrasyonu 15 ve 30 g/m³ olarak iki farklı şekilde ayarlanmıştır. Elde edilen Sonuçlar Şekil 4.28’de verilmektedir.



Şekil 4.28. Farklı geçiş sayısı ve ozon gaz konsantrasyonlarında KOİ giderim yüzdeleri
* pH=11, T=30°C, C_v=0,208, Devir Sayısı= 6500 rpm, 10 x 10 mm 12 adet, Ozon debisi=100 L/saat

Şekil 4.28’de elde edilen sonuçlar geçiş sayısı arttıkça KOİ giderim verimlerinin yükseldiğini göstermektedir. Kavitasyon bölgesinde sızıntı suyunun geçiş miktarı arttıkça kavitasyona maruz kalma süresi de artmaktadır. Ayrıca artan ozon gaz konsantrasyonu birim kirleticiye verilen oksidant miktarını artırdığı için doğal olarak verimi de artırmaktadır. Daha fazla geçiş sayısı ve ozon gaz konsantrasyonlarında yüksek giderim verimleri elde etmek mümkün olmasına rağmen ön arıtım için yeterli olduğu düşüncesi ile geçiş sayısı ve ozon gaz konsantrasyonu daha fazla arttırılmamıştır.

Şekil 4.28’de 192 geçiş uygulanan durumda pH’nın kontrol edilmesi durumunda elde edilen verimler, pH’nın kontrol edilmediği durumdakine göre biraz daha iyidir. pH=11 olarak başlangıçta ayarlanan sızıntı suyuna daha sonra herhangi bir müdahalede bulunulmamış ve zamanla hedef geçiş sayısı sonunda ortam pH değeri 8,5’kadar düşmüştür. Ortamdaki hidroksil iyonlarının ozonlama neticesinde zamanla azalması nedeniyle daha düşük KOİ giderim verimleri elde edilmiştir. Ancak ozonlama sonrası biyoreaktöre beslenecek olan sızıntı suyunun uygun bir pH’da olması gerektiğinden ozonlama işleminde pH’nın kontrol edilmeden işletilmesi daha uygun olduğuna karar verilmiştir.

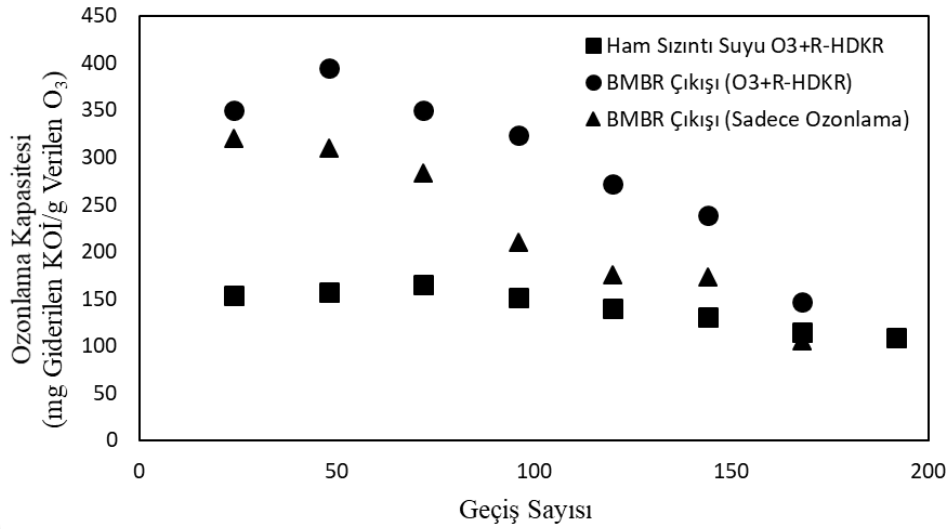


Şekil 4.29. Sızıntı suyunun Ozonlama+R-HDKR ile arıtımında geçiş sayısı ile KOİ'nin değişimi ve ozonlama kapasiteleri üzerine etkisi

* pH=11, T=30°C, C_v=0,208, Devir Sayısı= 6500 rpm, 10 x 10 mm 12 adet, Ozon debisi=100 L/saat

Şekil 4.29'da ise geçiş sayısı ile azalan KOİ konsantrasyon değerleri ve o ana kadar hesaplanan ozonlama kapasitelerinin değişimi gösterilmektedir. Sisteme verilen gram ozon gazı kütlesi başına giderilen mg KOİ değeri olarak tanımlanan ozonlama kapasitesi başlangıçta hafif bir artış göstermekte ve daha sonra azalan KOİ değerlerine benzer şekilde azalmaktadır. Bu durumun ozonlama + HDK ilerledikçe geriye daha zor parçalanabilen organik yapıların kalması veya daha dirençli ara ürünler olmasından ileri geldiği düşünülmektedir (Mokhtarani *et al.* 2014).

Ozonlama + R-HDKR'de sızıntı suyunun dışından BMBR çıkış suyuna da ozonlama çalışmaları yapılmıştır. Bu noktada amaç ozonlama + R-HDK sisteminin klasik ozonlama işlemine göre avantajını ortaya koyabilmektir. Şekil 4.29'daki deney ile aynı şekilde BMBR çıkış suyuna da ozonlama + R-HDK işlemi uygulandığında Şekil 4.30'da gösterilen sonuçlar elde edilmiştir.



Şekil 4.30. Ham Sızıntı suyunun ve BMBR1 çıkış suyunun Ozonlama+R-HDKR ile artırımında ozonlama kapasiteleri değişimi

* pH=11, T=30°C, C_v=0,208, Devir Sayısı= 6500 rpm, 10 x 10 mm 12 adet, Ozon debisi=100 L/saat

Şekil 4.30’da ozonlama kapasiteleri açısından değerlendirildiğinde, ham sızıntı suyunun geçiş sayısı arttıkça azalan ozonlama kapasitesine sahip olduğu görülmektedir. Bunun nedeni daha zor parçalanmış organik yapıların geriye kalması olarak açıklanmaktadır. Ancak amonyak sıyırma dışında hiçbir işleme tabi tutulmamış ham sızıntı suyunun beslendiği BMBR çıkış suyu aynı şekilde oksidasyona maruz kaldığında daha yüksek ozonlama kapasiteleri ile karşılaşılmaktadır. Bunun nedeni olarak ham sızıntı suyunun askıda katı maddelerin membran çıkışında olmayışı ve batık MBR’de oluşan nispeten daha kolay parçalanabilir metabolik ürünlerin çıkış suyu içinde bulunması olduğu düşünülmektedir. Ayrıca ham sızıntı suyu içinde bulunan zor parçalanmış organik maddenin membran filtre üzerinde oluşan ikincil membran üzerinde tutulması nedeniyle çıkış suyu içinde olmayışı da ozonlama kapasitesinin artışına neden olmuş olabilir. BMBR çıkışının sadece ozonlama ile işlenmesi, Şekil 4.30’da görüldüğü gibi kaviteasyon olduğu duruma göre daha az ozonlama kapasitesine sahiptir. Tek başına kaviteasyon etkisinin sınırlı olduğu bilinmektedir. Bu sonuçlar kaviteasyonun sisteme verilen ozon gazının daha etkin kullanılmasına neden olduğunu göstermektedir. Böylece kaviteasyonun sınırlı etkisi diğer bir oksidasyon prosesi ile birlikte artmaktadır.

4.3.2.c. Orifis ve rotor esaslı kaviteasyon prosesinde sızıntı suyunun ozonlama ile arıtımının karşılaştırılması

Klasik ozonlama ile kaviteasyon + ozonlama sisteminin karşılaştırabilmek için birim reaktör hacmi başına verilen ozon gazı ile yine birim sızıntı suyu hacmi başına giderilen KOİ değerlerinin hesaplanması gerekmektedir. Bu hesaplamaları yapabilmek için öncelikle ozon jeneratöründen üretilen ozon gazının konsantrasyonu ölçülmesi gerekmektedir. Şekil 3.23’de gösterilen Anseros marka ozon gaz monitörü kullanılarak ozon gaz konsantrasyonları ölçülmüştür. Kararlı durumlarda ölçülen bu değerler Çizelge 4.13’de 2 nolu sütunda gösterilmiştir. Hesaplamalarda deney süreleri ve kullanılan sızıntı suyu hacimleri göz önüne alınmıştır. Sadece ozonlama için 100 L/saat ozon gazı besleme debisi için yapılan örnek hesaplama aşağıda gösterilmiştir.

6 saatlik ozonlama deney süresince reaktöre verilen toplam kütesel ozon miktarı

$$= \frac{100L}{saat} * \frac{1m^3}{1000L} * \frac{15,7gO_3}{m^3} * 6saat = 9,42gO_3$$

$$\text{Birim reaktör başına verilen ozon kütesi} = \frac{9,42gO_3}{3L} = 3,14 \frac{gO_3}{L}$$

$$\text{Giderilen KOİ} = \text{Başlangıç KOİ} - \text{Deney sonundaki KOİ} = 3682 - 2827 = 855 \text{ mgKOİ}$$

$$\text{Verilen Ozon Gazı Başına Giderilen KOİ} = \frac{855mgKOİ / L}{3,14gO_3 / L} = 272,29 \frac{mgKOİ}{gO_3}$$

Yapılan hesaplamalar neticesinde orifis ve rotor esaslı HDK reaktörlerde elde edilen ozonlama kapasiteleri ile klasik bir reaktörde yapılan ozonlamanın sonuçları daha karşılaştırılabilir bir hale getirilmiştir. Her üç reaktör türünün hacimleri, reaksiyon süreleri, sisteme verilen ozon gazı konsantrasyonları ve ozon gazı besleme debileri göz önüne alınarak yapılan hesaplamalar Çizelge 4.13’de verilmiştir.

Çizelge 4.13. Klasik ozonlama ile ozon+orifis ve rotor esaslı HDK reaktörlerin deney sonuçlarının karşılaştırılması

Proses	1	2	3	4	5	6	7	8
	Ozon gaz debisi L/saat	Ozon Gaz Kons. g/m ³	Deney Süresi saat	Deney Süresince reaktöre verilen toplam ozon miktarı gO ₃	Reaktör Hacmi L	Birim Reaktör Hacmi Başına Verilen Ozon Kütlesi g/L	Giderilen KOİ Miktarı mg/L	Verilen Ozon Kütlesi Başına Giderilen KOİ mgKOİ/gO ₃
Ozon + Orifis Esaslı HDK C _v =0,173	150	14,0	3	6,30	25	0,252	600	2380,95
	250	13,5	3	10,13	25	0,405	760	1876,54
Ozon + Rotor Esaslı HDK C _v =0,208	50	17,0	6	5,10	6	0,85	1125	1323,53
	100	15,7	6	9,42	6	1,570	1201	764,97
	200	14,5	6	17,40	6	2,900	1182	407,59
Sadece Ozonlama	100	15,7	6	9,42	3	3,140	855	272,29
	150	14,0	3	6,30	3	2,100	1030	490,48
	250	13,5	3	10,13	3	3,375	1125	333,33

Çizelge 4.13 göz önüne alındığında orifis esaslı kaviteasyon sisteminin rotor esaslı kaviteasyon reaktöre göre ozon gazını daha etkin kullanabildiği görülmektedir. Daha yüksek hacim ve daha kısa süren ozonlama+kaviteasyon işlemine rağmen ozon gazının kullanım daha etkin gerçekleşmiştir. 100 L/saat ozon gaz debisi için klasik bir reaktördeki ozonlamaya göre ozon+rotor esaslı HDKR 2,80 kat daha etkin olduğu görülmektedir. 150 L/saat ozon gaz debisi için ozonlama+orifis esaslı HDKR klasik ozonlamaya göre 4,85 kat, 250 L/saat ozon gaz debisi için ise 5,60 kat daha etkin bir performans sergilemektedir. Karşılaştırmalarda deney süreleri eşit olduğu durumlar göz önüne alınmıştır.

Yapılan hesaplamalar göstermektedir ki; sadece ozonlama ile 1 g O₃ başına 272,29 mg KOİ giderilirken, ozon +R-HDK ile 1323,53 mg'a kadar KOİ aynı sürede giderilebilmektedir. Çizelgede görüldüğü üzere verilen ozon gazı debisi azaldıkça daha

iyi KOİ giderim verimleri elde edildiği görülmektedir. Bunun nedeni ozon gazı debisi azaldıkça ozon jeneratöründe üretilen gaz ozon konsantrasyonunun artmasıdır. İkinci olarak daha düşük debi ile HDK reaktöre verilen ozon gazının disk içerisinde daha uzun kalış süresine maruz kalması olarak açıklanabilir. Kullanılan sistemde daha düşük ozon gaz debisi değerlerine ulaşmak mümkün olmadığından daha düşük ozon gaz debisinde çalışılmamıştır. Bu sonuçlar kavitasyon destekli ileri oksidasyon sistemleriyle arıtımın çok önemli bir avantaj sağladığını göstermektedir. Ozon gazı üretimi pahalı bir gaz olup HDK ile üretilen ozon gazının bu şekilde çok daha etkin bir biçimde kullanılması oksidasyon sistemlerinin etkinliği açısından önemli bir bulgudur.

4.4. Sızıntı Suyunun İOP Destekli HDK ve BMBR'lerde Birlikte Arıtımı

Arıtımı en zor olan atıklardan bir tanesi sızıntı sularıdır. Genç deponi sahalarından çıkan sızıntı sularının biyolojik parçalanabilir kısımları zaman içerisinde azalarak çok daha zor parçalanabilir yapıların ağırlıkta olduğu bir su halini almaktadır. Bu nedenle arıtım teknolojisi seçilirken deponi sahasının yaşı önemlidir. Başlangıçta biyolojik arıtım için uygun şartları taşıyan sızıntı suları zaman içerisinde biyolojik olarak zor arıtılan bir hale dönüşmektedir. Zaman içerisinde değişken bir yapıya sahip olması nedeniyle biyolojik sistemler yetersiz kalabilmektedir. Bu tür sistemlerin kimyasal ve fiziksel arıtım sistemleri ile desteklenmesi gerekmektedir.

Yapılan bu çalışmada günümüzde yaygın olarak kullanılmaya başlanan membranlı arıtım teknolojilerinden batık tip membran biyoreaktör sisteminin çevre mühendisliği alanında son yıllarda yeni değerlendirilmeye başlanan kavitasyonla bir arada kullanılmasının yaratacağı etkinin belirlenmesine yönelik çalışmalar gerçekleştirilmiştir.

Sızıntı suyunun İOP'leri destekli kavitasyon prosesi ile BMBR sisteminde arıtılmasına yönelik çalışmalar 425 gün boyunca sürdürülmüştür. Bu süre boyunca Erzurum Süngerçi Katı Atık Deponi Sahasından 4 sefer sızıntı suyu alınmış ve yüksek amonyak içeriğinin sıyrılması işleminden sonra Şekil 3.29'da A bölgesinde gösterilen BMBR1 olarak isimlendirilen membran sistemine beslenmiştir. Sızıntı suyundaki amonyak

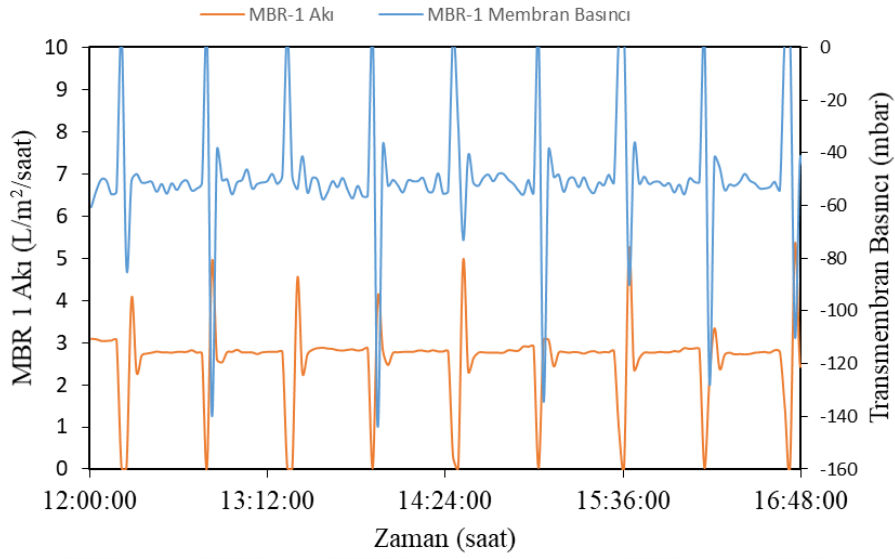
konsantrasyonu yüksek pH'da havalandırılarak 150-250 mg/L'ye kadar azaltılmıştır. Benzer şekilde sızıntı suyu ozonlama + RHDKR'e beslenerek farklı geçiş sayılarında ön işleme alınmış Şekil 3.29'daki C bölgesi ile gösterilen BMBR2 olarak adlandırılan ikinci reaktöre beslenmiştir. Amonyanın sıyırılması için pH değeri yükseltile suyun $\cdot\text{OH}$ radikallerinden de yararlanmak adına BMBR2'ye beslenen sızıntı suyu, ozonlama + R- HDKR sisteminden geçirilmesinin daha uygun olduğu belirlenmiştir.

Sistemin devreye alınması için ilk önce Erzurum Evsel Atıksu Arıtma Tesisinden getirilen aktif çamurdan 700'er ml her iki reaktöre ilave yapılmıştır. Daha sonra kesikli olarak 12 gün boyunca beslenen reaktörler $J_{\text{mem}}= 3 \text{ L/m}^2\text{saat}$, $T_{\text{ort}}= 26^\circ\text{C}$ ve $\theta_c=\infty$ olmak üzere sürekli beslemeye alınmıştır.

425 günlük işletme periyodunda batık membranların reaktör dışında temizlenmesi, vakum pompası arızaları ve genel sistem bakımları dışında duraksama yaşanmamıştır. Çıkış suları ayrı yarı biriktirilerek gerekli analizler için saklanmıştır ve BMBR2 çıkış suları ozonlama + R- HKDR işlemlerinde kullanılmışlardır.

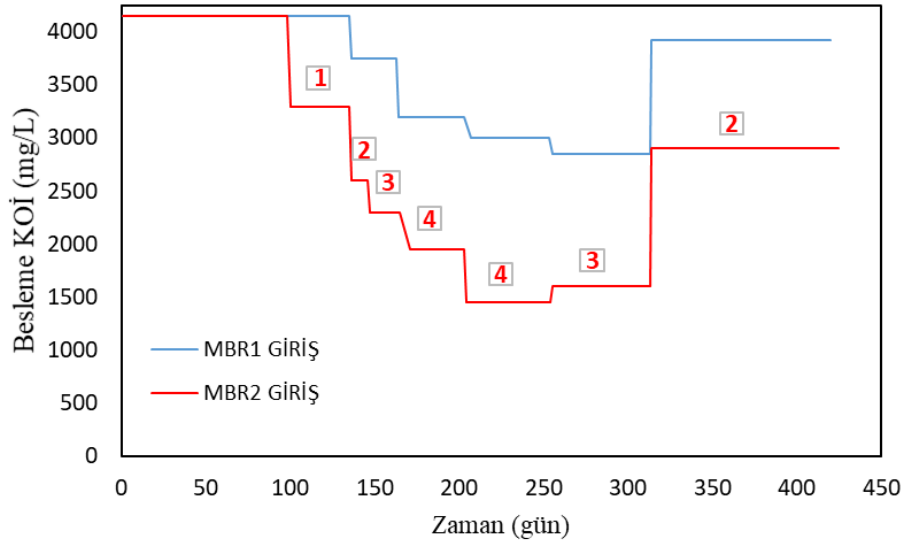
Sistem laboratuvar ortamında olmasına rağmen zaman zaman 12°C 'lere kadar düşen iç ortam sıcaklıklarından dolayı bir ısıtıcı ile donatılmıştır. İlk bir aylık geçen sürenin ilk 12 günü ortam sıcaklığının düşük olmasından dolayı 12°C olan reaktör sıcaklık değerleri iki adet ısıtıcının monte edilmesiyle $26\pm 1^\circ\text{C}$ 'ye çıkartılmıştır. Sistemdeki aktif çamurun alıştırılması ile beslenen deneylerde membranlar filtreler 4, 8 ve 16 dakika filtrasyona karşılık 1, 2 ve 4 dakikalık geri yıkama periyotlarında işletilmiştir. Çalışmanın başlarında 4 dakika filtrasyona karşılık 1 dakika geri yıkama periyodu seçilmiştir. Kısa periyotlarda filtrasyon-geri yıkama yapılması akının dengeye gelmesini zorlaştırarak membranların kirlenmesine sebep olduğu gözlemlenmiştir. Daha sonra 8 dakika filtrasyona karşılık 2 dakika geri yıkama olarak işletilen sistem 3, 6, 9, 12 ve 18 $\text{L/m}^2\text{saat}$ akılarda 16 dakika filtrasyona karşılık 4 dakika geri yıkama olarak işletilmiştir.

Sistemlerde akı kontrollü bir işletme tarzı uygulanmış olup, membran kirlenmesi nedeniyle akı azalması, uygulanan vakum basıncının pompa devrinin arttırılması ile dengelenmiştir. Şekil 4.31’de örnek olarak BMBR1 sisteminin akı ve transmembran basınçlarının zamanla değişimleri gösterilmektedir.



Şekil 4.31. Akı ve transmembranların zamanla değişim örneği (BMBR1)

Şekil 4.32’de ise her iki BMBR sistemine arıtılan sızıntı sularının KOİ değerlerinin zamanla değişimleri gösterilmektedir. Verilen değerler ortalama değerler olup, zaman zaman giriş suyu değerleri ölçülmüş ve çok farklı olmadığı görüldüğünden tek bir ortalama değer ile gösterilmiştir.

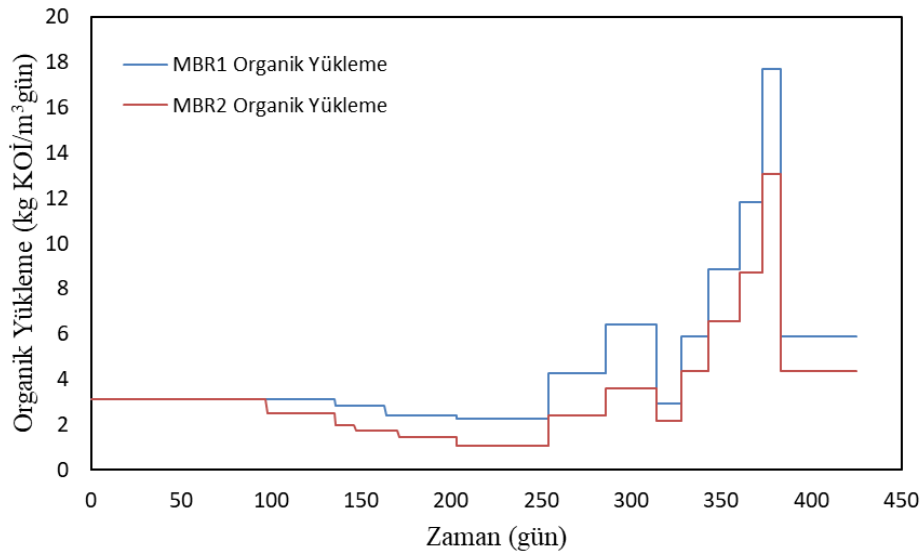


Şekil 4.32. Membran biyoreaktörlere beslenen sızıntı suyunun KOİ değişimi

* 1. Bölge 24 geçiş, 2. Bölge 48 geçiş, 3. Bölge 96 geçiş ve 4. Bölge 192 geçiş

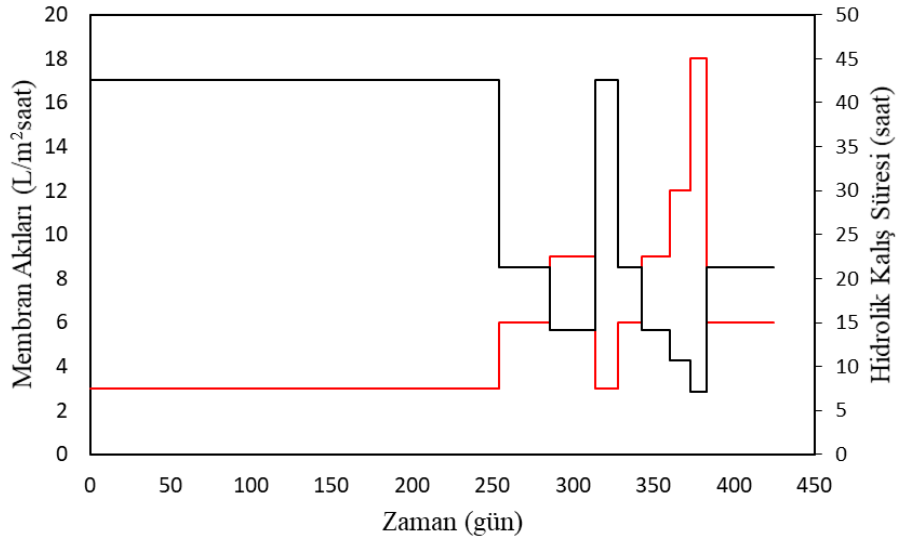
BMBR1 ve BMBR2'ye beslenen sızıntı suları yaklaşık 100 gün kadar aynı tutulmuştur. 100 günden sonra ham sızıntı suyu R-HDKR'de ozonlama ile birlikte 24, 48, 96 ve 192 gibi farklı geçiş sayıları için ön arıtıma tabi tutulmuş ve BMBR2'ye beslenmeye başlanmıştır. Şekil 4.32'de BMBR1'e beslenen sızıntı suyu ise 4150, 3750, 3200, 3000, 2850 ve 3925 mg/L olmak üzere farklı zamanlarda alınan sızıntı sularının KOİ değerleri gösterilmektedir. Her iki reaktör ilk 254 gün $J = 3 \text{ L/m}^2\text{saat}$ akı değerinde işletilmiştir. Bu değer 42,5 saat hidrolik kalış süresine denk gelmektedir. Oldukça düşük olan bu akı değeri altında uzunca bir süre çalıştırılan membran filtreler sistemin devreye alınmasından sonraki 97, 132, 162, 227, 314, 343, 360, 373 ve 383. günlerde yıkamaya alınmıştır. Bu yıkamalardan 314 ile 383. günler arasındaki yıkamalar her bir membran akı değeri değiştirildiğinde membran transmembran basınçlarındaki artışların daha net görülebilmesi amacıyla yapılmıştır. Diğer yoğun kimyasal yıkamalar aşırı artan transmembran basınçlarından kaynaklanmaktadır. Gerek kimyasal yıkamalar ve gerekse sistemde zaman zaman meydana gelen köpürme ve akabinde oluşan taşmalar neticesinde zaman zaman AKM kayıpları yaşanmıştır. Çamur yaşı hesaplandığında bu kayıplar dikkate alınmamıştır.

Şekil 4.33’de ise tüm deneyler boyunca BMBR’lere yapılan hacimsel organik yüklemelerin zamanla değişimi görülmektedir. Ham sızıntı suyunun doğrudan beslendiği BMBR1’e yapılan hacimsel organik yüklemeler 2,26-11,80 kg KOİ/m³gün aralığında değişmekte ve ortalama olarak 6,00 kg KOİ/m³ gün değerine sahiptir. BMBR2’ye yapılan hacimsel organik yükleme değerleri ise 1,09-8,72 kg KOİ/m³ gün arasında değişmiştir. Ortalama yükleme değeri ise 4,08 kg KOİ/m³ gün olarak hesaplanmıştır. BMBR2’nin daha düşük yükleme değerleri ozonlama+HDK reaktör çıkışının beslenmesinden dolayıdır. Bu aşamada ozonlama+HDK reaktör uygulaması %32 oranında giriş yükünü azaltmaktadır. Tek başına aynı şartlarda yapılan ozonlama ile giriş organik yüklemeler en fazla %22 oranında azaltılabilmektedir.



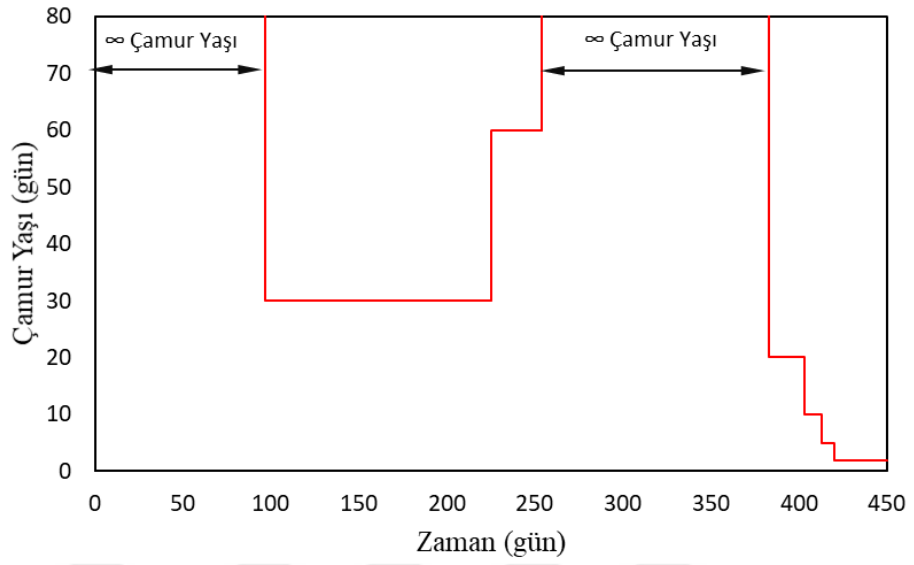
Şekil 4.33. Membran biyoreaktörlere yapılan hacimsel organik yüklemelerin zamanla değişimi

Yapılan deneyler boyunca uygulanan membran akıları ve bunlara bağlı olarak ortaya çıkan hidrolik kalış sürelerinin değişimleri Şekil 4.34’de verilmektedir. Birbiri ile ters orantılı olan bu iki değişkenden membran akıları 3-18 L/m²saat arasında değiştirilirken, bu değişimlere karşılık hidrolik kalış süreleri 7 ila 42,5 saat arasında gerçekleşmiştir.



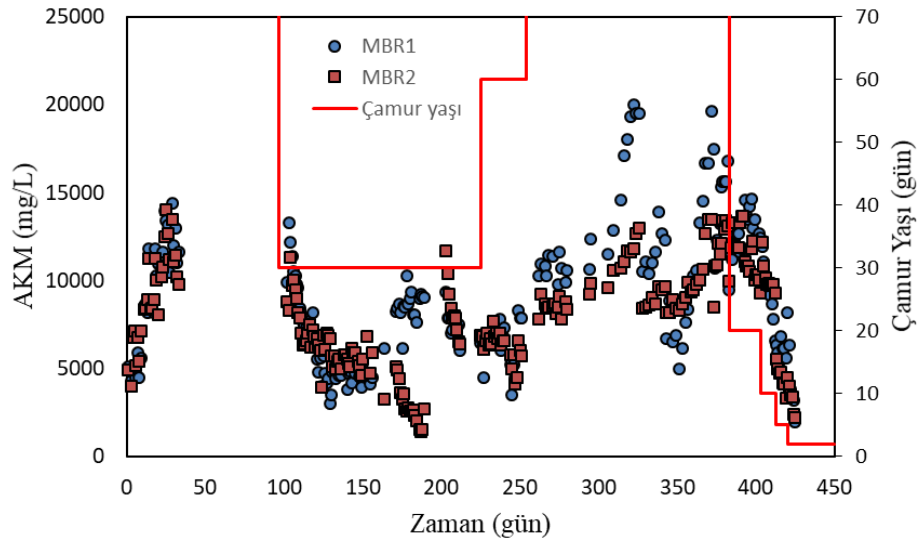
Şekil 4.34. Uygulanan membran akıları ve bu akılarla sağlanan hidrolik kalış sürelerinin değişimi

Şekil 4.35’de ise tüm deneyler boyunca uygulanan çamur yaşları gösterilmektedir. Çamur yaşlar ilk 97 gün sistemdeki Askıda AKM değerinin artırılması amacıyla sonsuz olarak tutulmuş, akabinde 10 g/L değerini aşması nedeniyle 30 gün olarak uygulanmaya başlanmıştır. İlerleyen zamanlarda azalan çamur konsantrasyonu artırmak için önce 60 güne daha sonra ise tekrar sonsuz olarak ayarlanmıştır. 380. günden sonra ise çamur yaşlarının etkisinin belirlenebilmesi amacıyla kademeli olarak azaltılmış ve 2 güne kadar çamur yaşlarında sistem çalıştırılmıştır.

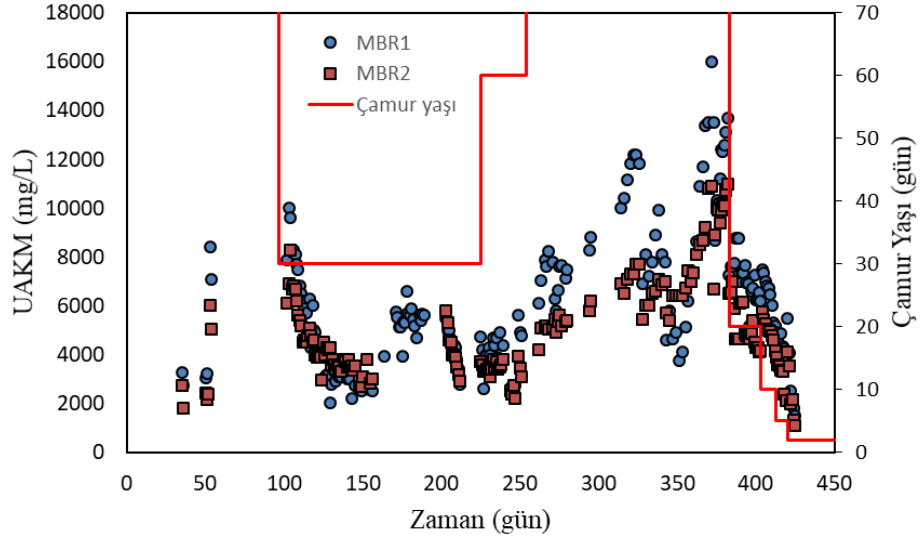


Şekil 4.35. Deneysel süreç boyunca BMBR1 ve BMBR2'de çamur yaşı değişimi

Deneysel süreç boyunca BMBR1 ve BMBR2'de ölçülen tank içi Askıda Katı Madde (AKM) ve Uçucu Askıda Katı Madde (UAKM) değerlerinin değişimi ise Şekil 4.36 ve 4.37'de gösterilmektedir.

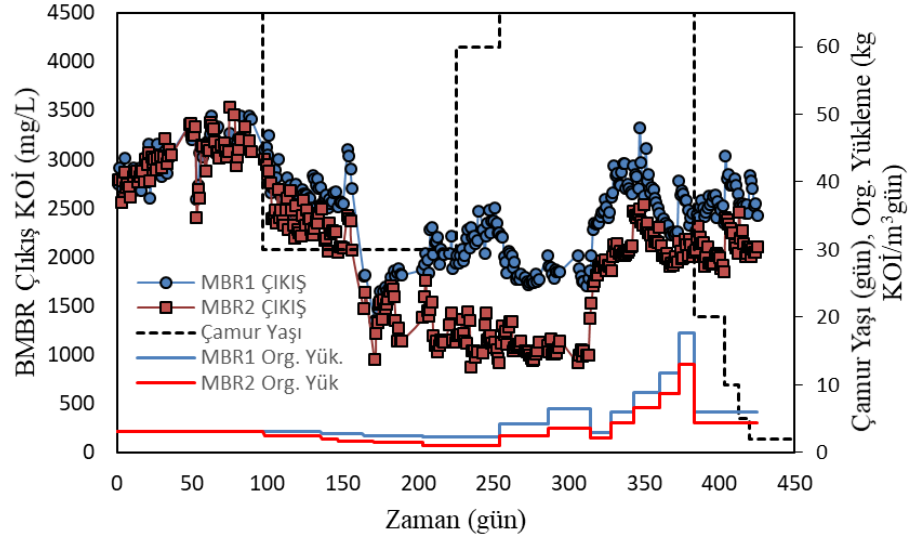


Şekil 4.36. Deneysel süreç boyunca BMBR1 ve BMBR2'de AKM değerlerinin değişimi



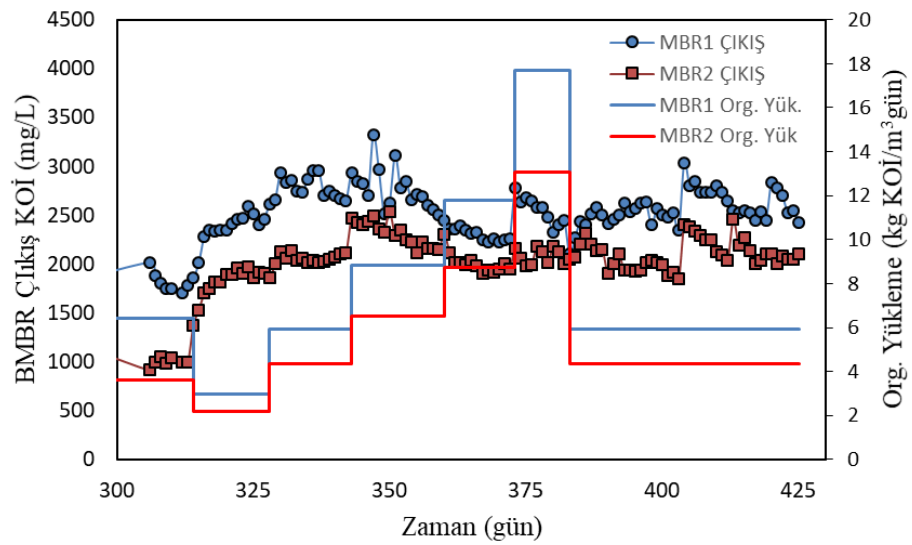
Şekil 4.37. Deneyler boyunca BMBR1 ve BMBR2’de UAKM değerlerinin değişimi

BMBR1’de 425 günlük ortalama AKM değeri 9066 iken, bu değer BMBR2’de 7935 mg/L olarak hesaplanmıştır. Ortalama UAKM değeri BMBR1’de 6033 mg/L, BMBR2’de 5027 mg/L olup, UAKM/AKM oranı BMBR1’de 0,662, BMBR2’de 0,633 olarak hesaplanmıştır. Bu oranların düşüklüğü girişteki inert katı maddelerden ileri geldiği gibi, metabolik inert kısımların birikiminden de kaynaklanmaktadır. Artan çamur yaşları ile tank içi katı madde miktarları artarken doğal olarak azalan çamur yaşları ile de katı madde değerleri azalmaktadır. Her ne kadar çamur miktarı ve çamur yaşı çıkış suyu kalite değerlerine etki etse de Şekil 4.38’de gösterilen çıkış suyu KOİ değerleri incelendiğinde çamur yaşı veya katı madde değerlerinin membran çıkış sularını fazla etkilemediği görülmektedir.



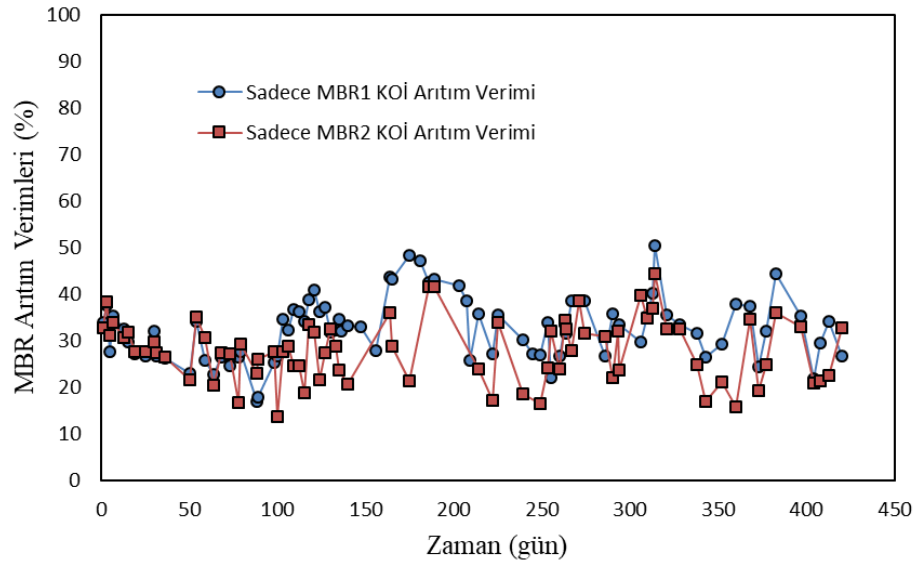
Şekil 4.38. Deneyler boyunca BMBR1 ve BMBR2 çıkış KOİ değerlerinin değişimi

Şekil 4.38’de son dönemlerde yapılan organik yükleme artışlarına rağmen önce çıkış KOİ değerlerinin arttığı sonra ise azaldığı görülmektedir. MBR sistemlerinin tipik bir davranışı olan giriş suyu değişimlerinden az etkilenme özelliği bu noktada karşımıza çıkmaktadır. Özellikle son 125 günlük bölüm daha yakın bir biçimde görmek için Şekil 4.39’da çizilmiştir.



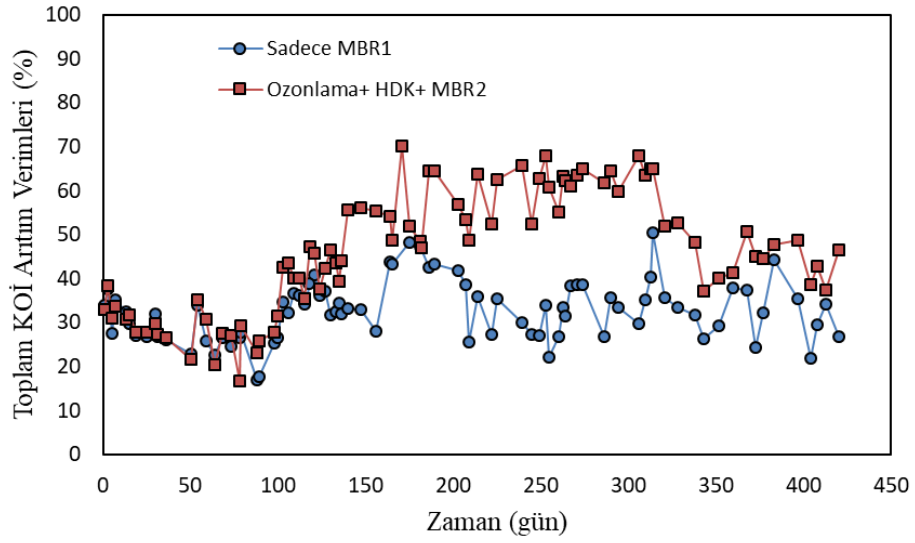
Şekil 4.39. Son 125 gün BMBR1 ve BMBR2’de artan organik yüklemelere karşılık çıkış KOİ değişimi

Şekil 4.39’da artan organik yükler nedeniyle önce yükselen çıkış suları daha sonra azalan bir hal almıştır. Bu aşamada hidrolik kalış sürelerinin de azalması göz önüne alındığında çıkış suyu değerlerinin çok fazla değişmediği neredeyse stabil kaldığı görülmektedir. Şekil 4.40’da BMBR1 ve BMBR2’nin sadece biyolojik artım verimleri verilmiştir.



Şekil 4.40. Sızıntı suyu arıtımında sadece BMBR1 ve BMBR2 KOİ giderim verimlerinin değişimi

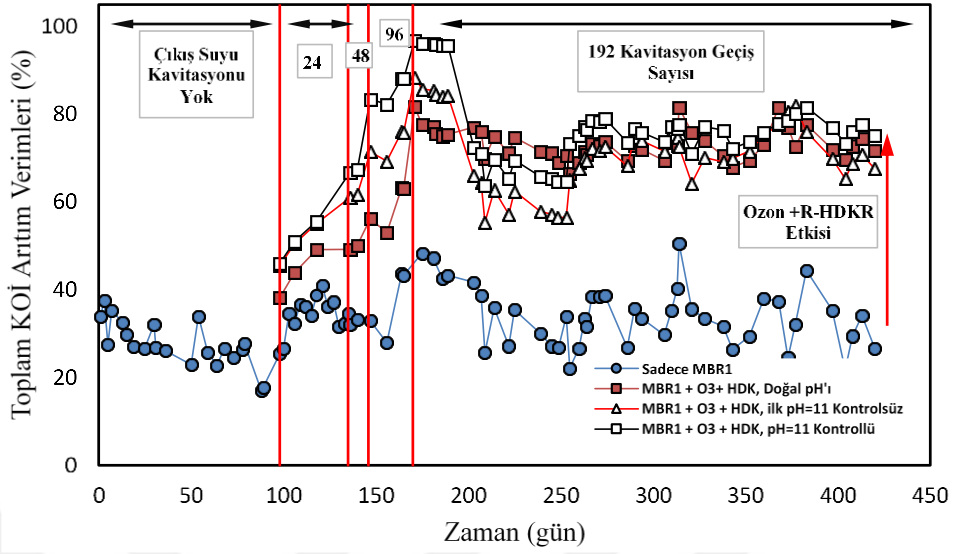
Şekil 4.40’da gösterilen verimlerin ortalaması BMBR1 için %32,6, BMBR2 için %28 olarak belirlenmiştir. BMBR2’deki daha düşük KOİ giderim verimi, giriş sızıntı suyunun ozonlama + HDK sisteminde nispeten daha kolay parçalanmış organik yapıların giderilmesi ve daha zor kısımların BMBR2’ye girmesi ile açıklanabilir. Bu durum ozonlama + HDK ile daha kolay parçalanabilir ve MBR’de daha iyi performans beklentisini ortadan kaldırmıştır. Çalışma hedefleri içinde ön ozonlama + HDK uygulamasının daha kolay ve daha yüksek bir artıma yol açacağı öngörülmüş olsa da, bunun sızıntı suyunu kolay parçalanmış kısımlarının ön oksidasyon ile ortadan kalkmasıyla istenildiği gibi gerçekleşmediği görülmüştür. Şekil 4.41’de ise BMBR1 ve BMBR2’nin giriş suyu KOİ değerleri göz önüne alınarak hesaplanan toplam KOİ giderim verimlerinin değişimleri gösterilmektedir.



Şekil 4.41. Ozonlama + R-HDK + BMBR2 kombinasyonu ve BMBR1'in KOİ arıtım verimleri

Şekil 4.41'de biyolojik arıtımın 50 mS/cm gibi oldukça yüksek iletkenlik değerine sahip sızıntı suyunun tek başına membran biyoreaktör ile arıtılmasının yetersiz olduğunu göstermektedir. Arıtma verimlerini yükseltme amacıyla yapılan ön ozonlama + HDK işlemi ise KOİ arıtma verimlerini ortalama %46'ya çıkarmıştır. Şekil 4.41'de ilk 97 gün yaklaşık aynı arıtma verimlerinin sağlandığı görülmektedir. Daha sonraki günlerde BMBR2'ye beslenen sızıntı suyunun KOİ değerlerinin ozonlama + HDK işlemi ile azaltılması nedeniyle BMBR2'nin toplam arıtma verimleri BMBR1'e göre HDKR geçiş sayısına bağlı olarak giderek artmıştır. Doğal olarak ozonlama + HDK + BMBR2 üçlüsü tek başına BMBR1'e göre toplamda avantajlı hale gelmektedir.

İlk 100 günden sonra amonyağı sıyrılan ve başka herhangi bir ön işleme tabi tutulmayan sızıntı suyunun beslendiği BMBR1 sisteminin %32,6'larda kalan toplam KOİ arıtma verimlerinin yükseltilebilmesi için son arıtım olarak BMBR2'de kullanılan ön arıtım sistemi kullanılmıştır. Şekil 3.29'da B bölgesinde gösterildiği gibi BMBR1 çıkış suları ozonlama + HDKR sistemine tabi tutulmuştur. Şekil 4.42'de BMBR1'in çıkış sularının işlenmesi neticesinde elde edilen KOİ arıtma verimleri gösterilmektedir.



Şekil 4.42. BMBR1'in tek başına ve ozonlama + R-HDK ile birlikte toplam KOİ değerlerinin değişimi

Şekil 4.42'de 97. günden itibaren 135. güne kadar 24 geçiş sayılı kavitasyon işlemi uygulanırken, 135. günden 146. güne kadar 48 ve 146-170. Günler arası 96 geçiş uygulanmıştır. Daha sonraki tüm zamanlarda ise MBR1 çıkış suları 192 geçiş sayısı ile kavitasyona maruz bırakılmıştır. Bu ozonlama + HDK işlemleri sızıntı suyunun kendi pH değeri olan 8,26'da ve pH=11'de yapılmıştır. pH=11'deki deneyler pH'ın kontrol edildiği ve edilmediği iki durum için de yapılmış ve sonuçlar Şekil 4.42'de gösterilmiştir.

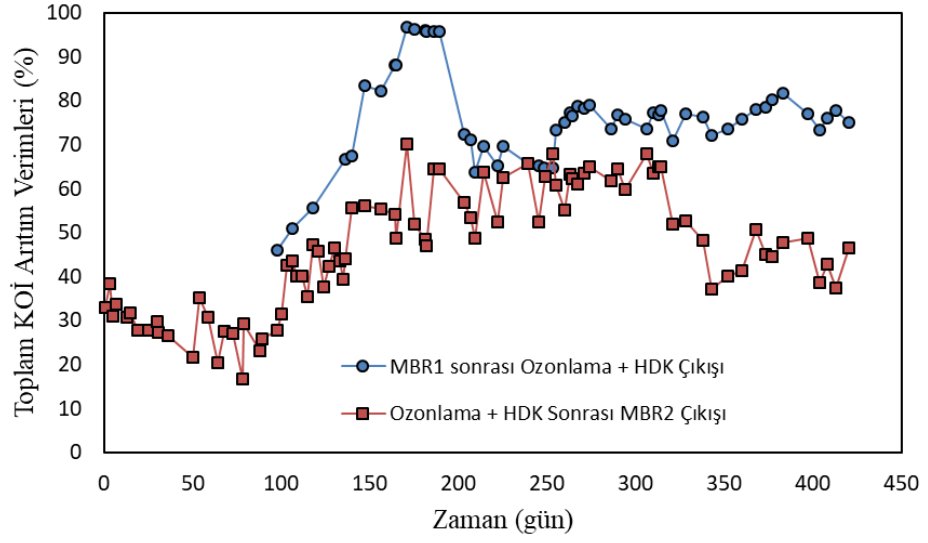
Çizelge 4.14'de 425 günlük dönemde BMBR1 çıkış sularının ozonlama + HDK ile işlenmesi sonucu ulaşılan arıtma verimlerinin ortalaması sadece ozonlama yapıldığında elde edilen KOİ giderim verim ortalamaları ile karşılaştırılmıştır.

Çizelge 4.14. Farklı pH ve geçiş sayılarında BMBR1'in çıkış suyu ozonlanması ile elde edilen toplam % KOİ giderim verimleri

İşletme periyodu (gün)	Geçiş Sayısı	Ozonlama + R-HDKR			Sadece Ozonlama
		Ortalama % KOİ Giderim Verimi			
		pH=8,50 Kontrolsüz	pH=11 Kontrolsüz	pH=11 Kontrollü	pH=11 Kontrollü
97-135	24	43,71	50,31	50,86	47,29
135-146	48	49,66	61,36	67,03	54,98
146-170	96	58,86	73,13	85,46	73,34
170-425	192	73,29	70,81	76,93	67,36

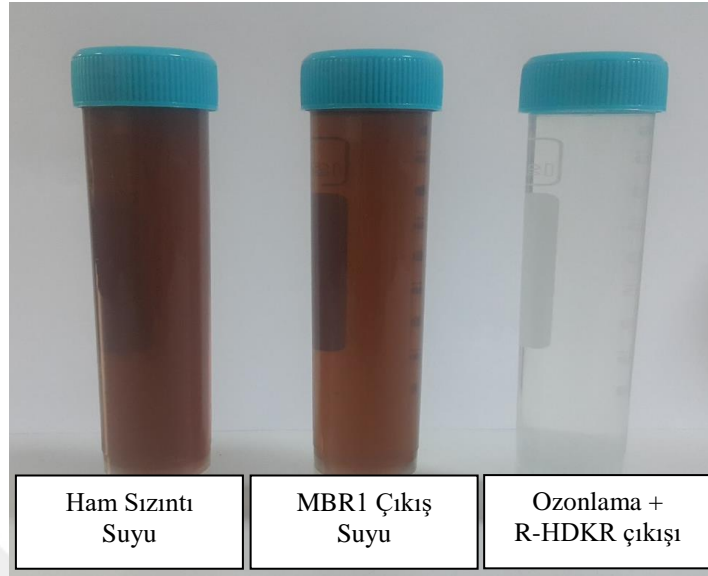
Şekil 4.42'de kullanılan verilerden BMBR1'in çıkış suyunun ozonlanması ile toplam KOİ giderim oranları %95,8'e kadar yükselmiştir. Aynı şartlarda sadece ozonlama ile bu değer en fazla %81,2'ye yükselebilmektedir. Çalışılan süreler boyunca ortalama olarak hidrodinamik kavitasyonun, sadece ozonlama ile yapılan arıtıma göre çok daha fazla yüksek arıtma verimleri sağlandığı görülmektedir. Yapılan çalışmada pH değerini kontrol etmenin ortamdaki hidroksil radikallerinin devamlılığını sağlaması nedeniyle kontrolsüz denemelere göre biraz daha iyi arıtma verimleri sağladığı tespit edilmiştir.

pH=11'e ayarlanan BMBR1 çıkış suları daha sonra ozonlama + HDK prosesine alınmış ve pH kontrollü uygulanmıştır. Diğer işlemde ise pH=11'de tüm proses süresince pH kontrollü yapılarak ozonlama için gerekli olan $\cdot\text{OH}$ radikallerinin maksimum düzeyde ortamda bulundurulmasına çalışılmıştır. Böylece sadece MBR uygulaması ile %32,6 olan KOİ arıtma verimi pH=8,5 ve pH'ın 11 olduğu durum için %70'e yükselmiştir. pH'ın kontrollü bir biçimde tutulduğu kavitasyon destekli ozonlamada ise %75,7'lik bir ortalama KOİ giderim verimi sağlamıştır. Şekil 4.43'de ise Şekil 3.29'da gösterilen her iki tip MBR+ hidrodinamik kavitasyon uygulama seçeneğinin KOİ arıtma verimleri gösterilmektedir.

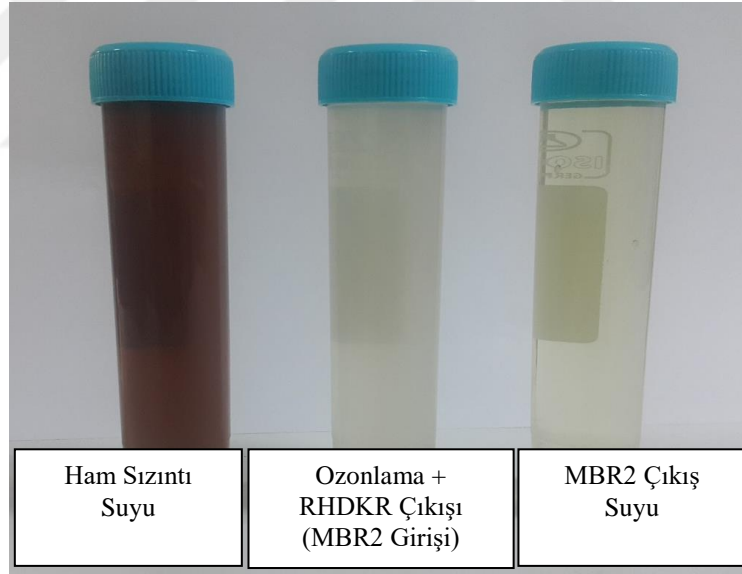


Şekil 4.43. Ozonlama + HDK'un MBR öncesi veya sonrası olması durumuna göre sızıntı suyunun KOİ arıtma verimlerinin değişimi

Şekil 4.43'den ozonlama + HDK ikilisinin MBR öncesinde veya sonrasında olmasının etkisi açıkça görülmektedir. Yapılan deneyler sonucunda farklı hidrolik kalış süresi, organik yükleme ve çamur yaşlarında MBR çıkış sularının ozonlama + HDK ikili oksidasyon prosesi ile arıtılmasının daha avantajlı olduğu görülmektedir. %46 olan ozonlama + HDK prosesinin önde olma durumundaki KOİ giderim verimi, MBR sonrası olduğunda %75'e çıkmaktadır. Bu duruma giriş suyunda bulunan askıda katı maddeleri membran tarafından tutulması, sızıntı suyundaki makro moleküllerin membran yüzeyinde oluşan ikincil membran oluşumu olarak adlandırılan kek tabakasında alıkonması gibi bir çok nedenin yer aldığı düşünülmektedir. Şekil 4.44 ve 4.45'de ozonlama + HDK sistemin MBR öncesi ve sonrasında işletilmesi sonucu oluşan çıkış sularının fotoğrafları gösterilmektedir.



Şekil 4.44. MBR1 sisteminde arıtılan sızıntı suyunun fotoğrafları



Şekil 4.45. MBR2 sisteminde arıtılan sızıntı suyunun fotoğrafları

Şekil 4.44 ve 4.45’de gösterilen fotoğraflardaki çıkış sularının renk ve bulanıklık değerleri ise Çizelge 4.15 ve Çizelge 4.16’da verilmektedir. Yapılan renk ölçümlerinde giriş suyunun renk değeri cihaz okuma aralığının dışında kaldığı için okunmamıştır. Ancak en son çıkış suyunun renk değerleri ortalama 13 Pt-Co civarında ölçülmüştür. Aynı şekilde giriş ham sızıntı suyunun bulanıklığı 47 NTU iken MBR1 çıkışı 0,59

NTU'a ve ozonlama +R-HDKR çıkışı ise 90,2 NTU'a yükselmiştir. Bulanıklık artışının yüksek pH'da oluşan çökeleklerden ileri gelmektedir. Benzer şekilde MBR2 sisteminde en son çıkış suyunun rengi ortalama 272 Pt-Co, bulanıklık değeri ise 3,10 NTU olarak belirlenmiştir.

Çizelge 4.15. MBR1 sisteminin renk ve bulanıklık değerleri

	BMBR1	
	Renk (Hz455) (Pt-Co)	Bulanıklık (NTU)
Ham Sızıntı Suyu	>1000	47
MBR1 Çıkış	>1000	0,59
Ozonlama+R-HDKR Çıkışı	13	90,2

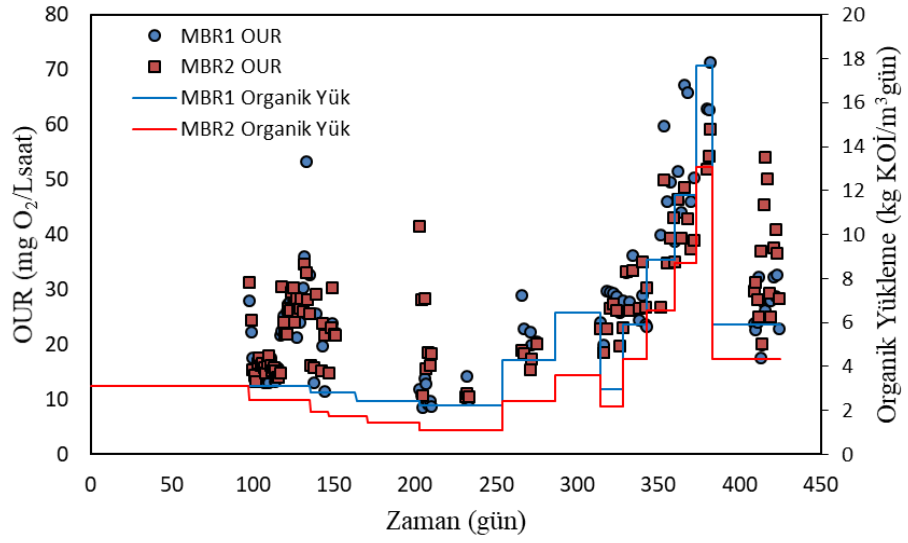
Çizelge 4.16. MBR2 sisteminin renk ve bulanıklık değerleri

	BMBR2	
	Renk (Hz455) (Pt-Co)	Bulanıklık (NTU)
Ham Sızıntı Suyu	>1000	47
Ozonlama+R-HDKR Çıkışı MBR1 Çıkış	142	105
MBR1 Çıkış	272	3,10

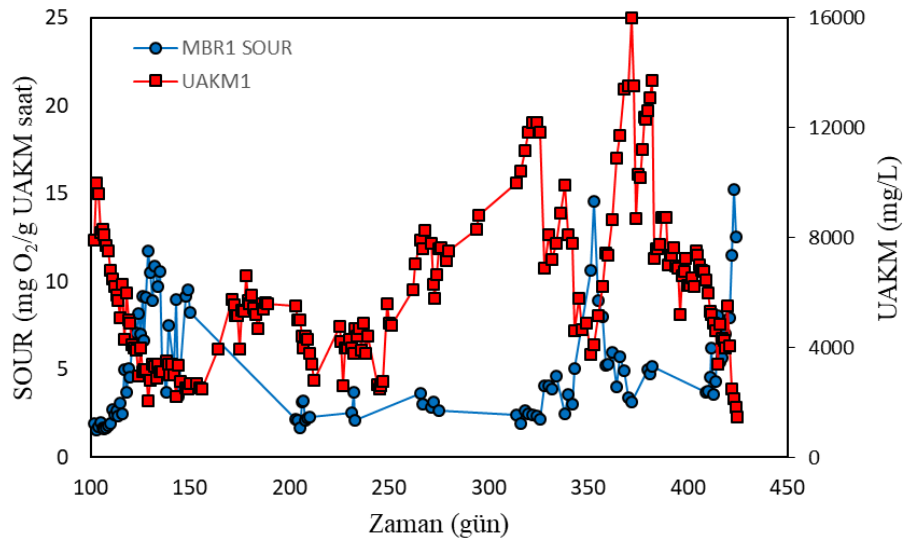
Atıksuların arıtılmasında biyolojik arıtım uygulandığında ortamda bulunan mikroorganizmaların ne kadar aktif oldukları önemlidir. Bu aktivitenin belirlenmesinde oksijen kullanım hızlarından yararlanır. Oksijen kullanım hızları (OKH-Oxygen Uptake Rate-OUR) belirlenmesinde sisteme bir miktar daha fazla hava verilerek çözülmüş oksijen değeri yükseltilir ve daha sonra verilen tüm hava kesilerek zamanla azalan çözülmüş oksijen değerleri kaydedilir. Azalan çözülmüş oksijen değerleri ortamda mikroorganizmaların solunumundan kaynaklanan durumu gösterir. Mikroorganizmalar ne kadar aktif iseler o oranda hızlı bir şekilde ortamdaki çözülmüş oksijen tüketilir. Çözülmüş oksijen konsantrasyonundaki azalmalar ortamdaki oksijen ihtiyacının bir yansıması olan KOİ değerinin de hangi hızda azaltıldığına dair önemli ipuçları vermektedir. Ancak tek başına oksijen kullanım hızı ölçümleri ortamdaki

aktivitenin bir göstergesi olamaz. Çünkü daha fazla mikroorganizma içeren sistemlerde doğal olarak oksijen tüketimi de hızlı olacaktır. Bu nedenle birim mikroorganizma kütlesi başına birim zamanda tüketilen oksijen miktarı yani özgül oksijen kullanım hızlarının (ÖOKH-specific Oxygen Uptake Rate- SOUR) hesaplanması daha doğru bir yaklaşımdır. SOUR değerlerinin hesaplanmasında AKM yerine UAKM değerleri kullanılmıştır. Sistemde ölçülen AKM değerleri inert katı maddeleri de içermektedir. UAKM ise ortamdaki organik muhtevayı ve büyük olasılıkla da mikroorganizmalardan kaynaklı katı maddeleri temsil ettiğinden SOUR hesaplamalarında UAKM değerinin kullanılması doğrudur. Dolayısıyla elde edilen SOUR değerleri atıksuyun arıtımına yönelik değerli bilgiler sunabilmektedir.

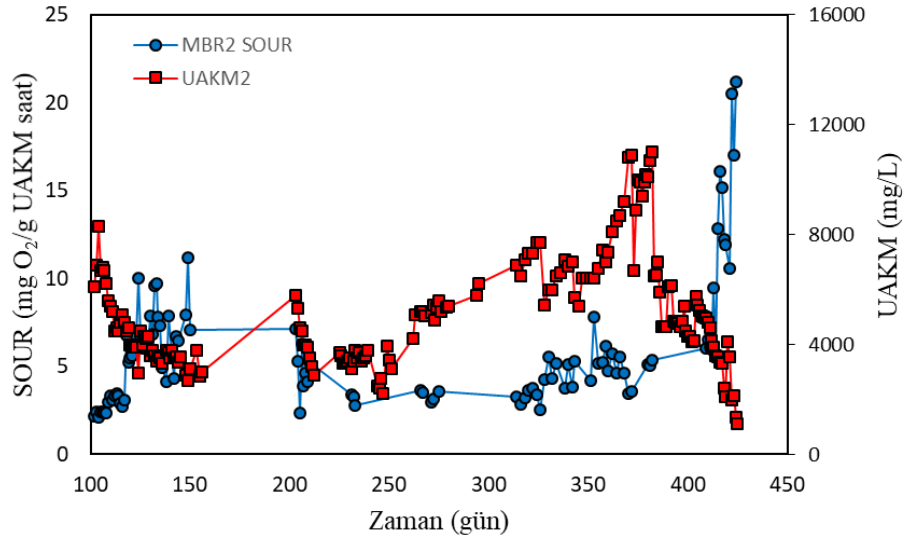
Şekil 4.46'da yapılan çalışmada organik yüklemelere karşılık ölçülen oksijen kullanım hızı değerlerinin değişimleri gösterilmektedir. Yapılan yüklemeler için ölçülen OUR değerlerinin benzerlik gösterdiği görülmektedir. MBR1'in hesaplanan ortalama OUR değeri 26,3 mgO₂/Lsaat iken, MBR2 için yaklaşık 26,6 mgO₂/Lsaat olarak belirlenmiştir. Şekil 4.47'de ise BMBR1'in UAKM değerlerine karşılık hesaplanan SOUR değerleri, Şekil 4.48'de ise BMBR1'in UAKM değerlerine karşılık hesaplanan SOUR değerleri verilmektedir. Her iki sisteminin hesaplanan SOUR ortalaması ise BMBR1 için 5,09 mg O₂/g UAKM saat, BMBR2 için 5,88 mg O₂/g UAKM saat olarak hesaplanmıştır. BMBR1 için en düşük ve en yüksek ölçülen SOUR değerleri 1,5-15,2 mgO₂/gUAKM saat iken, BMBR2 için 2,12-21,9 mgO₂/gUAKM saat olarak bulunmuştur.



Şekil 4.46. Organik yüklemelere karşılık ölçülen BMBR1 ve BMBR2 OUR değerlerinin değişimi



Şekil 4.47. BMBR1 sisteminde zamanla UAKM ve SOUR değerlerinin değişimi



Şekil 4.48. BMBR2 sisteminde zamanla UAKM ve SOUR değerlerinin değişimi

Şekil 4.47 ve Şekil 4.48 göz önüne alındığında UAKM değerleri azaldığında genel olarak SOUR değerleri yükselmektedir. SOUR değerlerinin 2-10 mgO₂/gUAKM saat değerleri arasında bulunması literatürde mikroorganizmaların toksik maddelere maruz kaldığı ve kolay parçalanabilir organik yapıların suda bulunmadığının göstergesi olarak verilmektedir (Henze *et al.* 2002). Bu çalışmada hesaplanan ortalama SOUR değerleri göz önüne alındığında MBR1 ve MBR2 için hesaplanan 5,09 ve 5,88 mg O₂/g UAKM saatlik değerler atıksuyun son derece zor arıtılan bir kompozisyonda olduğunu ve toksik maddeler içerdiğini açıkça ortaya koymaktadır. Atıksuyun iletkenlik değeri ortalama 30 mS/cm civarındadır ve bu değer yüksek pH'da amonyağın sıyırılması işlemi için ilave edilen NaOH ile 50 mS/cm değerine kadar yükselmektedir. Bu zorlu şartlar altında sadece biyolojik arıtım kısmında ortalama %30 civarı KOİ arıtım verimleri elde edilebilmesi önemli bir başarı olarak görülmektedir. Ancak tek başına sadece BMBR sistemin yeterli gelmemesi ve kavitasyon destekli oksidasyon prosesleri ile birlikte kullanıldığında daha etkili olan yenilikçi arıtma sistemleri ile desteklendiğinde ortalama %75 KOİ giderim verimlerine ulaşılabilmektedir.

4.5. HDK Destekli Batık Membran Biyoreaktörlerde Membran Kirlenmesi

Çalışılan süre boyunca kullanılan hollow fiber membranların transmembran basınçları sürekli olarak kaydedilmiştir. Membran kirlenmesinin bir göstergesi olarak karşımıza çıkan membran basınçları için her bir farklı akılardaki deneyler seçilmiştir. $J=3, 6, 12$ ve $18 \text{ L/m}^2\text{saat}$ akılarında gerçekleştirilen deneylerde, her bir akı için kullanılan membranlar aynı şekilde kimyasal olarak yıkanılarak diğer akı çalışmasına geçilmiştir.

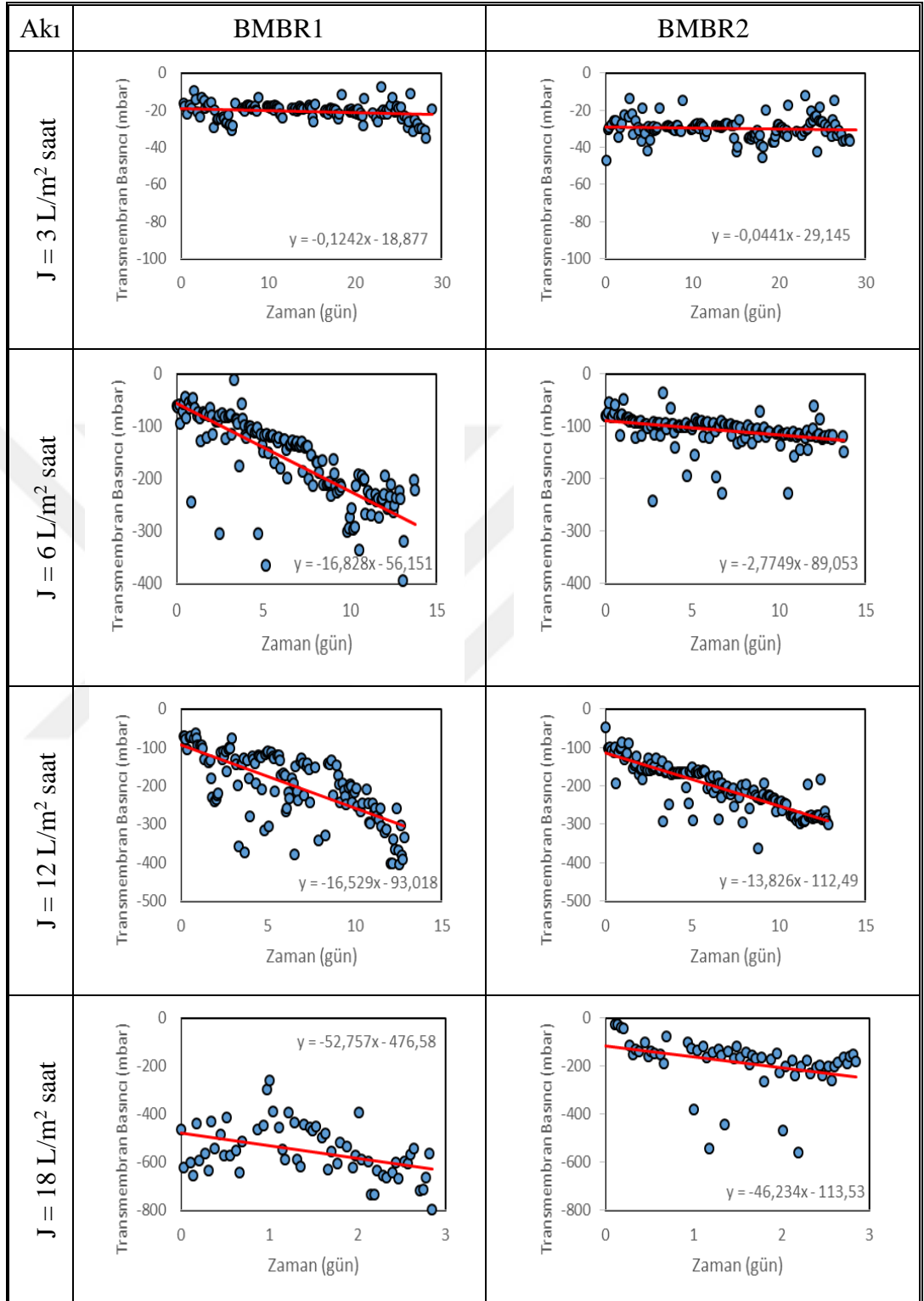
Elde edilen verilerin çokluğu nedeniyle belli periyotlardaki değerler seçilmiş ve farklı akı değerlerinde işletilen durumlar için Şekil 4.48'de gösterilen grafikler çizilmiştir. Şekil 4.48'den $J= 3 \text{ L/m}^2\text{saat}$ için sadece sızıntı suyunun beslendiği BMBR1 yaklaşık 20,6 mbar olan membran basınçları ozonlama + R-HDKR'den geçirildikten sonra beslemenin yapıldığı BMBR2'de 29,8 mbar olarak belirlenmiştir. Her iki membran filtrasyon sisteminde uzun dönemli olarak membran basınçlarında önemli bir değişiklik olmamıştır. Doğal olarak düşük membran akılarında işletilen sistemlerde basınç artışları da düşük olmuştur.

$J=6 \text{ L/m}^2$ saat'lik akı değerlerinde yapılan çalışmalarda ise ham sızıntı suyu beslenildiği BMBR1'de işletme süresince ortalama transmembran basıncı 166 mbar olarak hesaplanmıştır. Aynı zaman diliminde BMBR2'deki ortalama basınç 107 mbar olarak elde edilmiştir. Yaklaşık 14 gün boyunca işletilen bu periyotta BMBR1'de başlangıçta 65 mbar olan basınç değerleri periyot sonunda 280 mbar'a kadar yükselmiştir. Aynı dönemde kavitasyon desteğindeki BMBR2 ise Şekil 4.48'den görüldüğü üzere daha az basınç artışı ile karşılaşmıştır ve 80 mbar civarında olan değer 125 mbar'a çıkmıştır. Kavitasyon destekli işletildiğinde daha az membran kirlenmesi ile karşılaşıldığı gözlemlenmiştir.

$J= 12 \text{ L/m}^2$ saat'lik akı değerinde yapına çalışmada her iki membran ortalama basınç değerleri sırasıyla 197 ve 201 mbar olarak belirlemiştir. Basınç artışları açısından ise durum farklı olmaktadır. BMBR1 70 mbar ile başlayıp 370 mbar ile biterken, BMBR2 100 mbar ile başlayıp 300 mbr'a kadar çıkmıştır. Bu akı değerinde de kavitasyon

desteği ile beslenen BMBR2'nin daha az membran basınç artışına uğradığı belirlenmiştir.

Özellikle artan akı değerlerinde daha az kirlenme durumu daha net görölmektedir. Şekil 4.36'da gösterilen AKM değerleri göz önüne alındığında BMBR2'nin ortalama AKM değerleri %20 daha düşük olduğu gözlemlenir. Bu durum membranların kirlenmesine etki yaptığı gibi, kavitasyon + ozonlama maruz kalan sızıntı suyunun içermiş olduğu inert katı maddelerin bir kısmının parçalandığı ve çökelek şeklinde uzaklaştırılmasının etkisi olduğu düşünölmektedir. İleri oksidasyon proseslerinin MBR'lerle entegrasyonunun MBR kirlenmesini azalttığına dair başka çalışmalarda bulunmaktadır (Krzeminski *et al.* 2017).



Şekil 4.49. Farklı akı değerleri için zamanla kaydedilen BMBR1 ve BMBR2 transmembran basınçlarının değişimleri

5. SONUÇ ve ÖNERİLER

Yapılan çalışma hidrodinamik kaviteasyonun çevre mühendisliği alanında diğer oksidasyon prosesleri ile batık tip membran biyoreaktörlerle birlikte kullanılabilirliğini test etmeye yönelik olarak planlanmış ve yürütülmüştür. Çalışma boyunca biri orifis diğeri rotor esaslı olmak üzere iki farklı hidrodinamik kaviteasyon reaktörde sızıntı suyunun sadece hidrodinamik kaviteasyon ve kaviteasyon + Fenton, ozon ve hidrojen peroksit gibi diğer oksidasyon yöntemleri ile birlikte artırılmasına yönelik araştırmalar yapılmıştır. Bu çalışmaların akabinde rotor tip hidrodinamik kaviteasyon reaktörün batık membran biyoreaktörler ile birlikte kullanılmasının getirisi üzerinde uzun dönemli çalışmalar yapılmıştır. Yapılan tüm çalışmalar sonucunda ulaşılan sonuçlar ve bu sonuçlara dayalı olarak yapılan öneriler aşağıda maddeler halinde sunulmuştur.

1- Gerek orifis esaslı gerekse rotor esaslı hidrodinamik kaviteasyon olsun tek başına hidrodinamik kaviteasyonun KOİ giderimi üzerine etkisi çalışılan süreler ve kullanılan konfigürasyonlar dahilinde %3-7 arasında değişmektedir.

2- Hidrodinamik kaviteasyonun etkisinin artırılabilmesi artırılacak olan sıvının kaviteasyon bölgesinden olabildiğince çok veya sık bir şekilde geçmesine bağlıdır. Bu iki şekilde başarılabilir. Bunlardan birincisi kaviteasyon bölgesi yüzey alanının artırılması, ikincisi ise kaviteasyon bölgesinden sıvının birim zamanda olabildiğince fazla geçirilmesidir. Bu çalışmada orifis esaslı hidrodinamik kaviteasyonun rotor esaslı olan hidrodinamik kaviteasyona nazaran bir derece daha fazla arıtma verimleri sağlaması, kaviteasyon bölgesinden geçen sıvı miktarının fazlalığı yani daha fazla kaviteasyona maruz kalması ile açıklanmaktadır.

3- Hidrodinamik kaviteasyon ile ilgili çalışmalarda sızıntı suyunda bulunan amonyağın sıyırılması işleminde kullanılıp kullanılmayacağına dair yapılan çalışmalarda, hidrodinamik kaviteasyonun amonyağın sıyırılmasında son derece etkili olduğu belirlenmiştir. Oluşturduğu yüksek türbülans ve sonucundaki meydana gelen yüksek

gaz sıvı ara yüzeyi sızıntı suyundaki amonyağın klasik bir reaktördeki yüksek pH'da havalandırma işlemine göre daha yüksek hızla sıyırma işlemini başardığı görülmüştür. Kavitasyon nedeniyle oluşan oyukları sıvı ortamdaki amonyağın sıvı fazdan gaz faza süratli bir biçimde geçmesine neden olmaktadır. Kavitasyonun bu yönüyle gaz sıvı transferlerini hızlandırıcı olduğu ve amonyak gibi inorganik gazların yanısıra birçok uçucu organik maddenin hem parçalanmasında hem de sıyırılmasında kullanılabilceği düşünülmektedir. Bu alanda yeni çalışmalara ihtiyaç bulunduğu düşünülmektedir.

4- Çalışmada kullanılan kavitasyon disklerinin farklı oyuk çap ve derinliklerinde yaptırılanları ile yapılan deneylerde anlamı olabilecek farklara rastlanılmamıştır. Bunun yerine Şekil 3.10'da gösterilen disklerin daha yüzey alanı büyük ve oyuk sayısı fazla diskleri kullanabilen kavitasyon sisteminin aynı kavitasyon sayısında daha kısa sürede daha yüksek arıtım verimleri sağlayabileceği düşünülmektedir. Benzer şekilde farklı çaplara sahip orifisler içinde aynı kavitasyon sayıları için anlamlı farklara rastlanılmamıştır.

5- Fenton, ozon gazı ve H_2O_2 ile birlikte kullanılan hidrodinamik kavitasyon ortaklıkları arasında en düşük verim sadece H_2O_2 ile kavitasyonun birlikte kullanımında görülmüştür. Aynı şartlar altında en düşük verime sahip proses olarak değerlendirilmiştir. Ancak H_2O_2 ilavesi ile ilgili çalışmada dahi hidrodinamik kavitasyonun etkisi açıkça görülmektedir. Tek başına hidrodinamik kavitasyon ve sadece H_2O_2 ilavesinin arıtma verimleri sırasıyla %4,21 ve %5,41 olarak hesaplanmıştır. Hidrodinamik kavitasyon ve H_2O_2 'in birlikte üstelik H_2O_2 miktarının tek başına H_2O_2 kullanıldığı durumdakine göre 3 kat daha az kullanılmasına ve deney süresinin yarı yarıya az olmasına rağmen %9,67 KOİ arıtma verimi elde edilmiştir (Çizelge 4.7). Bu durum kavitasyon kullanımının daha az süre ve kimyasal madde ile daha yüksek verimleri sağlayabilmesini göstermesi açısından önemlidir.

6- Fenton ile ilgili çalışmalarda sadece Fenton ile yapılan çalışmada %45,6 olan KOİ giderim verimleri C_v sayısı 0,11 için %64'e çıkmaktadır (Şekil 4.16). Daha yüksek kavitasyon sayılarında verimler bir miktar azalmaktadır. H_2O_2 ve Fe^{2+} oranları sabit

kalmak şartıyla daha yüksek H_2O_2 ve Fe^{2+} değerlerinde hidrodinamik kaviteasyon ve klasik Fenton uygulama sonuçları $KOİ$ ve TOK giderim verimleri açısından birbirine yaklaşmaktadır. Ancak kullanılan kimyasal madde miktarları azaldıkça hidrodinamik kaviteasyon lehine arıtma verimlerindeki fark açılmaktadır.

7- Fenton ile hidrodinamik kaviteasyonun bir arada kullanıldığı diğer bir çalışma ise rotor esaslı hidrodinamik kaviteasyon çalışmalarıdır. Bu çalışmalarda sızıntı suyunun kaviteasyon diskinin bulunduğu bölmeden 1-192 arasında değişen miktarlarda geçirilmiş ve farklı C_v sayılarında deneyler yapılmıştır. Fenton + R-HDK uygulamasında kaviteasyonsuz çalışmalara göre kayda değer bir artış olmadığı sonucuna varılmıştır. Ancak sızıntı suyu yerine daha kolay parçalanabilir atıksular için Fenton + R-HDK sisteminin kullanılarak bir dizi deneyin yapılması gerektiği ve bu prosesin bu anlamda süre ve kimyasal madde tüketimleri açısından avantajlı olacağı değerlendirilmektedir.

8- Çizelge 4.11'den de görülebileceği gibi Fenton + orifis esaslı HDK sisteminin kaviteasyonsuz ve Fenton + rotor esaslı HDK'a göre hem $KOİ$ hem de TOK giderimleri açısından daha avantajlı olduğu belirlenmiştir.

9- Gerek orifis gerekse de rotor esaslı HDK sistemlerinde yapılan sızıntı suyu arıtımlarında ozon gazının kullanılması durumunda her iki hidrodinamik sistemi, sadece ozonlama yapıldığı duruma göre karşılaştırabilmek için giderilen birim $KOİ$ başına verilen ozon gazı kütlesinin göz önüne alınması gerekmektedir. Her üç sistemin farklı reaktör hacimlerine sahip olması bu karşılaştırmayı birim reaktör hacmi başına verilen ozon gazı kütlesi üzerinden yapmayı zorunlu kılmaktadır. Yapılan değerlendirmeler geçen zamanla birlikte mg giderilen $KOİ$ / sisteme verilen g O_3 gazı değerinin azaldığını göstermektedir. Bu durum ozonlama ile daha dirençli yapıların oluşması veya daha dirençli olanların geriye kalması ile açıklanmaktadır. Bulgular orifis esaslı kaviteasyon sisteminin rotor esaslı kaviteasyon reaktöre göre ozon gazını daha etkin kullanabildiğini göstermektedir (Çizelge 4.13). Yine bulgular hidrodinamik kaviteasyonun klasik ozonlamaya göre %25 ila %560 daha fazla ozon gazını etkin kullandığını göstermektedir. Ozon gazı gibi üretilmesi pahalı ve üretilir üretilmez kullanılması

gereken bir gazın bu şekilde etkin kullanımı önemli bir bulgu olarak değerlendirilmektedir.

10- Sızıntı suyunun İOP'leri destekli kavitasyon prosesi ile BMBR sisteminde artırılmasına yönelik çalışmalar 425 gün boyunca sürdürülmüştür. Ön arıtım denemelerinde her ne kadar orifis esaslı HDK'ün daha avantajlı olduğu görülmekle birlikte, ozon gazının üretilmesi ve sisteme verilmesi Fenton reaktiflerine nazaran daha kolay olduğundan ozonlama ile HDK sisteminin BMBR sistemlerin beslenmesinde kullanılmasına karar verilmiştir. Ayrıca sızıntı suyundaki amonyağın uzaklaştırılması yüksek pH'da havalandırma ile yapıldığından, yüksek pH'daki OH iyonlarının ozonlamada da kullanılması bir avantaj olarak değerlendirilmiştir. Son olarak kompakt bir yapısı olan rotor esaslı HDK'ün BMBR sistemine adaptasyonu hacimsel olarak da daha uygun bulunmuştur. Böylece orifis ve rotor esaslı HDK reaktörlerin ozonlama ile birlikte kullanımında orifis esaslı lehine olan bir miktar avantaj göz ardı edilerek rotor esaslı HDK sisteminden üretilen sızıntı suları BMBR2 sistemine beslenmiştir.

11- Tüm deneyler süresince sadece amonyağı uzaklaştırılmış sızıntı suyunu beslediği BMBR1 sistemine yapılan organik yüklemeler 2,26-11,80 kgKOİ/m³gün aralığında değişmiş iken, BMBR2'ye yapılan yükleme değerleri ise 1,09-8,72 kgKOİ/m³gün arasında değişmiştir. Daha fazla organik yüklemeye maruz kalmasına rağmen kavitasyon işlemi uygulanmadan sızıntı suyunun beslediği BMBR1 sisteminin KOİ giderimi açısından tüm zamanların ortalaması olarak biyolojik arıtım verimi %32,6 olarak hesaplanmıştır. Bu değer BMBR2 sistemi için %28'de kalmıştır. Ancak ham sızıntı suyunun değerleri göz önüne alındığında ozonlama + HDK sistemli BMBR2 sisteminin toplam arıtma verimi %46 olarak belirlenmiştir.

12- KOİ giderim verimleri açısından değerlendirildiğinde yeterli olmayan bu arıtım verimlerini artırabilmek adına BMBR1'in çıkış sularının da aynı BMBR2'nin girişinde uygulandığı gibi ozonlama + HDK sistemi ile artırılmasına karar verilmiştir. Bir başka deyişle ozonlama + HDK sonrası BMBR ve BMBR sonrası ozonlama + HDK reaktör uygulamasının karşılaştırması yapılmıştır. Farklı geçiş sayılarının uygulandığı bu

dönem 97. günden itibaren uygulanmış ve 170. günden son güne kadar 192 geçiş sayısı ile devam ettirilmiştir. BMBR sonrası ozonlama + HDK sistemi şeklinde sistemin işletilmesinin ozonlama + HDK sonrası MBR uygulamasına göre %46'ya %75 gibi bir fark ortaya koymaktadır. Bu duruma giriş suyunda bulunan askıda katı maddelerin membran tarafından tutulması, sızıntı suyundaki makro moleküllerin membran yüzeyinde oluşan ikincil membran olarak adlandırılan kek tabakasında alıkonması gibi birçok nedenin yer aldığını düşünülmektedir.

13- Bu çalışmada son derece zorlu bir atıksu olan sızıntı suyu ile kavitasyonun etkilerini gösterebilmek adına bir dizi ön arıtım ve biyolojik arıtımla entegre kavitasyonlu deneyler gerçekleştirilmiştir. Ölçülen SOUR değerleri ortalama 5 mg O₂/g UAKM saat ile sızıntı suyunun ne derece zorlu bir atıksu olduğunu doğrulanmaktadır. Varılan sonuçlar kavitasyonun tek başına bu zorlu su için yeterli olmadığı, ancak ozonlama, Fenton ve peroksit gibi kimyasallarla birlikte kullanıldığında bunların tek başlarına kullanılmasına göre daha kısa zamanda daha yüksek arıtma verimlerine çıkabildiği gösterilmiştir. Benzer şekilde biyolojik arıtım ile birlikte kullanımı değerlendirildiğinde biyolojik arıtım sonrası kullanılmasının daha yüksek verimler sağladığı görülmektedir. Tek başına biyolojik aşamada sağlanan arıtma verimleri kavitasyonun ozonlama ile birlikte desteği ile ortalama %75'ler civarına çıkartılabilmektedir.

14- Hidrodinamik kavitasyon ile ilgili bundan sonraki çalışmalarda daha düşük kavitasyon sayısına inilebilecek sistemlerin kullanılması ve daha farklı atıksularla deneylerin yapılması önerilmektedir. Rotor esaslı HDK sistemlerinde ayrıca daha geniş yüzey alanlı kavitasyon disklerinin kullanılmasının gerektiği sonucuna varılmıştır.

15- Membran kirlenmesi açısından Şekil 4.49'dan da görülebildiği gibi kavitasyona uğratılmış suyun BMBR'e beslenmesi sonucunda daha düşük membran basınç artışları, bir başka ifadeyle daha az membran kirlenmesi meydana gelmektedir. Bulgular kavitasyonun membran kirlenmesinin azaltılmasında olumlu yönde etkisi olduğunu göstermektedir. Ancak daha detaylı araştırmaların yapılması gerektiği düşünülmektedir.

KAYNAKÇA

- Abood, A. R., Bao, J., Du, J., Zheng, D., Luo, Y. 2014. Non-biodegradable landfill leachate treatment by combined process of agitation, coagulation, SBR and filtration. *Waste management*, 34(2), 439-447.
- Ahmed, F. N., Lan, C. Q., 2012. Treatment of landfill leachate using membrane bioreactors: A review. *Desalination*, 287, 41-54.
- Amaral-Silva, N., Martins, R. C., Castro-Silva, S., Quinta-Ferreira, R. M. 2016. Ozonation and perozonation on the biodegradability improvement of a landfill leachate. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 4(1), 527-533.
- Ardıç İ., Dt-modül ters ozmos sistemiyle sızıntı suyu arıtımı: Erzurum örneği, UKAY 2010 18-20 Ekim 2010 Mersin.
- Asaithambi, P., Sajjadi, B., Aziz, A. R. A., Daud, W. M. A. B. W. 2017. Ozone (O₃) and sono (US) based advanced oxidation processes for the removal of color, COD and determination of electrical energy from landfill leachate. *Separation and Purification Technology*, 172, 442-449.
- Babuponnusami, A. and Muthukumar, K. 2014. A review on Fenton and improvements to the Fenton process for wastewater treatment. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 2(1), 557-572.
- Badawy, M. I., El-Gohary, F., Gad-Allah, T. A., Ali, M. E. 2013. Treatment of landfill leachate by Fenton process: parametric and kinetic studies. *Desalination and Water Treatment*, 51(37-39), 7323-7330.
- Bakraouy, H., Souabi, S., Digua, K., Dkhissi, O., Sabar, M., Fadil, M., 2017. Optimization of the treatment of an anaerobic pretreated landfill leachate by a coagulation-flocculation process using experimental design methodology. *Process Safety and Environmental Protection*.
- Boczka, G. and Fernandes, A. 2017. Wastewater treatment by means of Advanced Oxidation Processes at basic pH conditions: a review. *Chemical Engineering Journal*.
- Braeutigam, P., Franke, M., Schneider, R. J., Lehmann, A., Stolle, A., and Ondruschka, B. 2012. Degradation of carbamazepine in environmentally relevant concentrations in water by Hydrodynamic-Acoustic-Cavitation (HAC). *Water research*, 46(7), 2469-2477.
- Bremner, D. H., Di Carlo, S., Chakinala, A. G., and Cravotto, G. 2008. Mineralisation of 2, 4-dichlorophenoxyacetic acid by acoustic or hydrodynamic cavitation in conjunction with the advanced Fenton process. *Ultrasonics sonochemistry*, 15(4), 416-419.
- Chakinala, A. G., Gogate, P. R., Burgess, A. E., and Bremner, D. H. 2009. Industrial wastewater treatment using hydrodynamic cavitation and heterogeneous advanced Fenton processing. *Chemical Engineering Journal*, 152(2), 498-502.
- Chen, J. P., Wang, L. K., Hung, Y. T., Shammas, N. K. 2011. *Handbook of Environmental Engineering: Membrane and Desalination Technologies; Volume 13. Page 1*
- Christensen T. H., 2017. *Katı Atık Yönetimi ve Teknolojileri. Nobel Akademik Yayıncılık ,858,861, 869,877 s, Ankara, Türkiye*

- De, S., Hazra, T., Dutta, A. 2017. Treatment of landfill leachate by integrated sequence of air stripping, coagulation–flocculation and adsorption. *Environment, Development and Sustainability*, 1-21.
- Deng, Y. and Englehardt, J. D. 2006. Treatment of landfill leachate by the Fenton process. *Water research*, 40(20), 3683-3694.
- Dular, M., Griessler-Bulc, T., Gutierrez-Aguirre, I., Heath, E., Kosjek, T., Klemenčič, A. K., Oder, M., Petkovšek, M., Rac̃ki, N., Ravnikar, M., Šarc, A., Širok, B., Zupanc, M., Z̃itnik, M., and Kompore, B. 2016. Use of hydrodynamic cavitation in (waste) water treatment. *Ultrasonics sonochemistry*, 29, 577-588.
- El-Gohary F. A. And Kamel G., 2016. Characterization and biological treatment of pre-treated landfill leachate. *Ecological Engineering* 94, 268–274.
- Fernandes, A., Labiadh, L., Ciríaco, L., Pacheco, M. J., Gadri, A., Ammar, S., Lopes, A. 2017. Electro-Fenton oxidation of reverse osmosis concentrate from sanitary landfill leachate: Evaluation of operational parameters. *Chemosphere*, 184, 1223-1229.
- Ferraz, F. M., Povinelli, J. and Vieira, E. M. 2013. Ammonia removal from landfill leachate by air stripping and absorption. *Environmental technology*, 34(15), 2317-2326.
- Ferraz, F. M., Povinelli, J., Pozzi, E., Vieira, E. M., & Trofino, J. C., 2014. Co-treatment of landfill leachate and domestic wastewater using a submerged aerobic biofilter. *Journal of environmental management*, 141, 9-15.
- Francois, V., Feuillade, G., Matejka, G., Lagier, T., Skhiri, N. 2007. Leachate recirculation effects on waste degradation: Study on columns. *Waste Management*, 27(9), 1259-1272.
- Franke, M., Braeutigam, P., Wu, Z. L., Ren, Y., and Ondruschka, B. 2011. Enhancement of chloroform degradation by the combination of hydrodynamic and acoustic cavitation. *Ultrasonics sonochemistry*, 18(4), 888-894.
- Ghafari, S., Aziz, H. A., Isa, M. H., Zinatizadeh, A. A., 2009. Application of response surface methodology (RSM) to optimize coagulation–flocculation treatment of leachate using poly-aluminum chloride (PAC) and alum. *Journal of hazardous materials*, 163(2), 650-656.
- Gogate, P. R. 2007. Application of cavitation reactors for water disinfection: current status and path forward. *Journal of environmental management*, 85(4), 801-815.
- Gogate, P. R. and Kabadi, A. M. 2009. A review of applications of cavitation in biochemical engineering/biotechnology. *Biochemical Engineering Journal*, 44(1), 60-72.
- Gogate, P. R. 2011. Hydrodynamic cavitation for food and water processing. *Food and Bioprocess Technology*, 4(6), 996-1011.
- Gogate, P. R. and Patil, P. N. 2015. Combined treatment technology based on synergism between hydrodynamic cavitation and advanced oxidation processes. *Ultrasonics sonochemistry*, 25, 60-69.
- Gong, Y., Guo, Y., Sheehan, J. D., Chen, Z., Wang, S. 2018. Oxidative degradation of landfill leachate by catalysis of CeMnOx/TiO₂ in supercritical water: Mechanism and kinetic study. *Chemical Engineering Journal*, 331, 578-586.
- Grübel K., Machnicka A. and Suschka J., The effect of disintegration of sewage sludge by hydrodynamic cavitation on organic and inorganic matter release.

- Hagman, M., Heander, E., Jansen, J. L. C. 2008. Advanced oxidation of refractory organics in leachate—potential methods and evaluation of biodegradability of the remaining substrate. *Environmental technology*, 29(9), 941-946.
- Halim, A. A., Aziz, H. A., Johari, M. A. M., Ariffin, K. S., 2010. Comparison study of ammonia and COD adsorption on zeolite, activated carbon and composite materials in landfill leachate treatment. *Desalination*, 262(1), 31-35.
- Henze, M., Harremoes, P., Cour-Jansen, J., Arvin, E., 2002. *Wastewater Treatment: Biological and Chemical Processes*. Springer-Verlag, Berlin, pp. 31-40.
- Hirooka, K., Asano, R., Yokoyama, A., Okazaki, M., Sakamoto, A., and Nakai, Y. 2009. Reduction in excess sludge production in a dairy wastewater treatment plant via nozzle-cavitation treatment: Case study of an on-farm wastewater treatment plant. *Bioresource technology*, 100(12), 3161-3166.
- Huda, N., Raman, A. A. A., Bello, M. M., Ramesh, S. 2017. Electrocoagulation treatment of raw landfill leachate using iron-based electrodes: Effects of process parameters and optimization. *Journal of Environmental Management*, 204, 75-81.
- Hwang, B. K., Son, H. S., Kim, J. H., Ahn, C. H., Lee, C. H., Song, J. Y., and Ra, Y. H. 2010. Decomposition of excess sludge in a membrane bioreactor using a turbulent jet flow ozone contactor. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 16(4), 602-608.
- Joshi, R. K., and Gogate, P. R. 2012. Degradation of dichlorvos using hydrodynamic cavitation based treatment strategies. *Ultrasonics sonochemistry*, 19(3), 532-539.
- Judd, S. 2008. The status of membrane bioreactor technology. *Trends in biotechnology*, 26(2), 109-116.
- Jyoti, K. K., and Pandit, A. B. 2003. Hybrid cavitation methods for water disinfection: simultaneous use of chemicals with cavitation. *Ultrasonics sonochemistry*, 10(4), 255-264.
- Jyoti, J., Alka, D., Kumar, S. J. 2013. Application of Membrane-Bio-Reactor in Waste-Water Treatment: A Review. *International Journal of Chemistry and Chemical Engineering*, 3(2), 115-122.
- Kalčíková, G., Tratar Pirc, E., Žgajnar Gotvajn, A., 2016. Aerobic and anaerobic biodegradation potential of leachate from old active landfill. *Desalination and Water Treatment*, 57(19), 8619-8625.
- Kanthale, P. M., Gogate, P. R., Pandit, A. B. and Wilhelm, A. M. 2005. Dynamics of cavitation bubbles and design of a hydrodynamic cavitation reactor: cluster approach. *Ultrasonics sonochemistry*, 12(6), 441-452.
- Korniluk, M., & Ozonek, J. 2011. Application of hydrodynamic cavitation for leachate of municipal landfill site. In *The 8th International Conference Environmental Engineering (Vol. 2, pp. 584-587)*. Vilnius Gediminas Technical Univ Press, Technika: Vilnius-40.
- Krzeminski, P., Leverette, L., Malamis, S., and Katsou, E. (2017). Membrane bioreactors—a review on recent developments in energy reduction, fouling control, novel configurations, LCA and market prospects. *Journal of Membrane Science*.
- Kurniawan, T. A. and Lo, W. H., 2009. Removal of refractory compounds from stabilized landfill leachate using an integrated H₂O₂ oxidation and granular

- activated carbon (GAC) adsorption treatment. *Water research*, 43(16), 4079-4091.
- Li, X. Z., Zhao, Q. L., Hao, X. D., 1999. Ammonium removal from landfill leachate by chemical precipitation. *Waste management*, 19(6), 409-415.
- Lin, S. H., Lin, C. M., and Leu, H. G. (1999). Operating characteristics and kinetic studies of surfactant wastewater treatment by Fenton oxidation. *Water Research*, 33(7), 1735-1741.
- Lin, H., Gao, W., Meng, F., Liao, B. Q., Leung, K. T., Zhao, L., Chen, J., Hong, H. 2012. Membrane bioreactors for industrial wastewater treatment: a critical review. *Critical reviews in environmental science and technology*, 42(7), 677-740.
- Liu, J., Zhang, H., Zhang, P., Wu, Y., Gou, X., Song, Y., Tian, Z., Zeng, G. 2017. Two-stage anoxic/oxic combined membrane bioreactor system for landfill leachate treatment: Pollutant removal performances and microbial community. *Bioresource Technology*, 243, 738-746.
- Loraine, G. 2007. Liquid oxidation: Hydrodynamic cavitation for cost effective oxidation. *Filtration & Separation*, 44(9), 16-18.
- Loraine, G., Chahine, G., Hsiao, C. T., Choi, J. K., and Aley, P. 2012. Disinfection of gram-negative and gram-positive bacteria using DynaJets® hydrodynamic cavitating jets. *Ultrasonics sonochemistry*, 19(3), 710-717.
- Maslak, D. and Weuster- Botz, D. 2011. Combination of hydrodynamic cavitation and chlorine dioxide for disinfection of water. *Engineering in Life Sciences*, 11(4), 350-358.
- Mishra, K. P., and Gogate, P. R. 2010. Intensification of degradation of Rhodamine B using hydrodynamic cavitation in the presence of additives. *Separation and Purification Technology*, 75(3), 385-391.
- Mohajeri, S., Aziz, H. A., Isa, M. H., Bashir, M. J., Mohajeri, L., and Adlan, M. N. 2010. Influence of Fenton reagent oxidation on mineralization and decolorization of municipal landfill leachate. *Journal of Environmental Science and Health Part A*, 45(6), 692-698.
- Mokhtarani, N., Nasiri, A., Ganjidoust, H., and Yasrobi, S. Y. 2014. Post-Treatment of Composting Leachate by Ozonation. *Ozone: Science & Engineering*, 36(6), 540-548.
- Moradi, M. and Ghanbari, F., 2014. Application of response surface method for coagulation process in leachate treatment as pretreatment for Fenton process: biodegradability improvement. *Journal of Water Process Engineering*, 4, 67-73.
- Neczaj, E., Kacprzak, M., Lach, J., & Okoniewska, E., 2007. Effect of sonication on combined treatment of landfill leachate and domestic sewage in SBR reactor. *Desalination*, 204(1-3), 227-233.
- Oturan, M. A. and Aaron, J. J. 2014. Advanced oxidation processes in water/wastewater treatment: principles and applications. A review. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology*, 44(23), 2577-2641.
- Ozonek, J. 2012. Application of hydrodynamic cavitation in environmental engineering. CRC Press. Page 1
- Padoley, K. V., Saharan, V. K., Mudliar, S. N., Pandey, R. A., and Pandit, A. B. 2012. Cavitationally induced biodegradability enhancement of a distillery wastewater. *Journal of hazardous materials*, 219, 69-74.

- Palaniandy, P., Adlan, M. N., Aziz, H. A., Murshed, M. F., 2010. Application of dissolved air flotation (DAF) in semi-aerobic leachate treatment. *Chemical Engineering Journal*, 157(2), 316-322.
- Patil, P. N., and Gogate, P. R. 2012. Degradation of methyl parathion using hydrodynamic cavitation: effect of operating parameters and intensification using additives. *Separation and purification technology*, 95, 172-179.
- Pradhan, A. A., and Gogate, P. R. 2010. Removal of p-nitrophenol using hydrodynamic cavitation and Fenton chemistry at pilot scale operation. *Chemical Engineering Journal*, 156(1), 77-82.
- Ren, Y., Ferraz, F., Lashkarizadeh, M., Yuan, Q., 2017. Comparing young landfill leachate treatment efficiency and process stability using aerobic granular sludge and suspended growth activated sludge. *Journal of Water Process Engineering*, 17, 161-167.
- Renou S., Givaudan J.G. , Poulain S., Dirassouyan F., Moulin P., 2008. Landfill leachate treatment: Review and opportunity. *Journal of Hazardous Materials* 150, 468–493.
- Ribeiro, A. R., Nunes, O. C., Pereira, M. F., Silva, A. M. 2015. An overview on the advanced oxidation processes applied for the treatment of water pollutants defined in the recently launched Directive 2013/39/EU. *Environment international*, 75, 33-51.
- Saharan, V. K., Badve, M. P., and Pandit, A. B. 2011. Degradation of Reactive Red 120 dye using hydrodynamic cavitation. *Chemical Engineering Journal*, 178, 100-107.
- Saharan, V. K., Pandit, A. B., Satish Kumar, P. S., and Anandan, S. 2011. Hydrodynamic cavitation as an advanced oxidation technique for the degradation of Acid Red 88 dye. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 51(4), 1981-1989.
- Sawant, S. S., Anil, A. C., Krishnamurthy, V., Gaonkar, C., Kolwalkar, J., Khandeparker, L., Desai, D., Mahulkar, A. V., Ranade, V. V., and Pandit, A. B. (2008). Effect of hydrodynamic cavitation on zooplankton: a tool for disinfection. *Biochemical Engineering Journal*, 42(3), 320-328.
- Silveira, J. E., Zazo, J. A., Pliego, G., Bidóia, E. D., Moraes, P. B. 2015. Electrochemical oxidation of landfill leachate in a flow reactor: optimization using response surface methodology. *Environmental Science and Pollution Research*, 22(8), 5831-5841.
- Sponza, D. T. and Ağdağ, O. N., 2004. Impact of leachate recirculation and recirculation volume on stabilization of municipal solid wastes in simulated anaerobic bioreactors. *Process Biochemistry*, 39(12), 2157-2165.
- Sun, H., Peng, Y., Shi, X., 2015. Advanced treatment of landfill leachate using anaerobic–aerobic process: Organic removal by simultaneous denitrification and methanogenesis and nitrogen removal via nitrite. *Bioresource technology*, 177, 337-345.
- Tatsi, A. A., Zouboulis, A. I., Matis, K. A., Samaras, P., 2003. Coagulation–flocculation pretreatment of sanitary landfill leachates. *Chemosphere*, 53(7), 737-744.
- Tchobanoglous, G. (Eds.) Burton, F. L., Stensel, H. D.. 2014. *Wastewater engineering: treatment and Resource recovery*. McGraw-Hill. 1181,1192 p.

- Thanekar, P., Panda, M. and Gogate, P. R. 2018. Degradation of carbamazepine using hydrodynamic cavitation combined with advanced oxidation processes. *Ultrasonics sonochemistry*, 40, 567-576.
- Vakilabadi, D. R., Hassani, A. H., Omrani, G., Ramavandi, B. 2017. Catalytic potential of Cu/Mg/Al-chitosan for ozonation of real landfill leachate. *Process Safety and Environmental Protection*, 107, 227-237.
- Wang, Q., Matsufuji, Y., Dong, L., Huang, Q., Hirano, F., Tanaka, A., 2006. Research on leachate recirculation from different types of landfills. *Waste Management*, 26(8), 815-824.
- Wang, X., and Zhang, Y. 2009. Degradation of alachlor in aqueous solution by using hydrodynamic cavitation. *Journal of hazardous materials*, 161(1), 202-207.
- Wang, X., Wang, J., Guo, P., Guo, W., and Wang, C. 2009. Degradation of rhodamine B in aqueous solution by using swirling jet-induced cavitation combined with H₂O₂. *Journal of hazardous materials*, 169(1), 486-491.
- Wang, S., Guo, Y., Chen, C., Zhang, J., Gong, Y., Wang, Y. 2011. Supercritical water oxidation of landfill leachate. *Waste Management*, 31(9), 2027-2035.
- Wang, J., Wang, X., Guo, P. and Yu, J. 2011. Degradation of reactive brilliant red K-2BP in aqueous solution using swirling jet-induced cavitation combined with H₂O₂. *Ultrasonics sonochemistry*, 18(2), 494-500.
- Wang, X., Jia, J. and Wang, Y. 2017. Combination of photocatalysis with hydrodynamic cavitation for degradation of tetracycline. *Chemical Engineering Journal*, 315, 274-282.
- Wang, H., Wang, Y., Lou, Z., Zhu, N., Yuan, H. 2017. The degradation processes of refractory substances in nanofiltration concentrated leachate using micro-ozonation. *Waste Management*, 69, 274-280.
- Woldeyohans, A. M., Worku, T., Kloos, H., Oulat, W., 2014. Treatment of leachate by recirculating through dumped solid waste in a sanitary landfill in Addis Ababa, Ethiopia. *Ecological engineering*, 73, 254-259.
- Wu, Z., Franke, M., Ondruschka, B., Zhang, Y., Ren, Y., Braeutigam, P., and Wang, W. 2011. Enhanced effect of suction-cavitation on the ozonation of phenol. *Journal of hazardous materials*, 190(1), 375-380.
- Wu, Z., Shen, H., Ondruschka, B., Zhang, Y., Wang, W., & Bremner, D. H. 2012. Removal of blue-green algae using the hybrid method of hydrodynamic cavitation and ozonation. *Journal of hazardous materials*, 235, 152-158.
- Yong Z., Bashir M. J. K., Ng C. A., Sethupathi S., 2018. A sequential treatment of intermediate tropical landfill leachate using a sequencing batch reactor (SBR) and coagulation. *Journal of Environmental Management* 205, 244-252.
- Yu J., Zhou S., Wang W., 2010. Combined treatment of domestic wastewater with landfill leachate by using A₂/O process. *Journal of Hazardous Materials* 178, 81-88.
- Zakrzewska-Trznadel, G. 2006. Membrane processes for environmental protection: applications in nuclear technology. *Nukleonika*, 51, 101-111.
- Zhang, H., Choi, H. J., and Huang, C. P. 2006. Treatment of landfill leachate by Fenton's reagent in a continuous stirred tank reactor. *Journal of hazardous materials*, 136(3), 618-623.

- Zhang, T., Ding, L., & Ren, H., 2009. Pretreatment of ammonium removal from landfill leachate by chemical precipitation. *Journal of Hazardous Materials*, 166(2), 911-915.
- Zhou, Y., Huang, M., Deng, Q., Cai, T. 2017. Combination and performance of forward osmosis and membrane distillation (FO-MD) for treatment of high salinity landfill leachate. *Desalination*, 420, 99-105.
- Zouboulis, A. I., Jun, W., Katsoyiannis, I. A., 2003. Removal of humic acids by flotation. *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects*, 231(1), 181-193.
- Zouboulis, A., Samaras, P., Ntampou, X., Petala, M. 2007. Potential ozone applications for water/wastewater treatment. *Separation Science and Technology*, 42(7), 1433-1446.



ÖZGEÇMİŞ

1986 yılında Erzurum'da doğdu. İlk, orta ve lise öğrenimini Erzurum'da tamamladı. 2005 yılında girdiği Atatürk Üniversitesi Mühendislik Fakültesi Çevre Mühendisliği Bölümünden 2009 yılında, 2006 yılında Çift Anadal Programı ile başladığı İnşaat Mühendisliği Bölümünden 2010 yılında mezun oldu. 2009 yılında Erzurum Atatürk Üniversitesi'nde yüksek lisansa başladı. 2011 yılında Bayburt Üniversitesi Mühendislik Fakültesi Çevre Mühendisliği Bölümünde Araştırma Görevlisi olarak atandı. 2012 yılında yüksek lisans eğitimini tamamlayarak aynı bölümde doktora programına başladı. 2012-2017 yılları arası doktora eğitimini yapmak üzere geçici kadro aktarımı (35. Madde ile) ile Erzurum Atatürk Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü'ne kadro aktarımı yapıldı.