

İSTANBUL TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**PETROL VE DOĞAL GAZ ÜRETİM ATIKSULARININ PİLOT ÖLÇEKLİ
TERS OSMOZ ARITMA TESİSİ İLE ARITILABİLİRLİĞİNİN İNCELENMESİ**

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Recep KAYA

Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı

Çevre Bilimleri Ve Mühendisliği Programı

OCAK 2012

İSTANBUL TEKNİK ÜNİVERSİTESİ ★ FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**PETROL VE DOĞAL GAZ ÜRETİM ATIKSULARININ PİLOT ÖLÇEKLİ
TERS OSMOZ ARITMA TESİSİ İLE ARITILABİLİRLİĞİNİN İNCELENMESİ**

YÜKSEK LİSANS TEZİ

**Recep KAYA
501091776**

Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı

Çevre Bilimleri Ve Mühendisliği Programı

Tez Danışmanı: Prof. Dr. İsmail KOYUNCU

Teslim Tarihi: 19 Aralık 2011

İTÜ, Fen Bilimleri Enstitüsü'nün 501091776 numaralı Yüksek Lisans Öğrencisi **Recep KAYA**, ilgili yönetmeliklerin belirlediği gerekli tüm şartları yerine getirdikten sonra hazırladığı “**PETROL VE DOĞAL GAZ ÜRETİM ATIKSULARININ PİLOT ÖLÇEKLİ TERS OSMOZ ARITMA TESİSİ İLE ARITILABİLİRLİĞİNİN İNCELENMESİ**” başlıklı tezini aşağıda imzaları olan jüri önünde başarı ile sunmuştur.

Tez Danışmanı : **Prof. Dr. İsmail KOYUNCU**
İstanbul Teknik Üniversitesi

Jüri Üyeleri : **Prof. Dr. İzzet ÖZTÜRK**
İstanbul Teknik Üniversitesi

Prof. Dr. Bülent KESKİNER
Gebze Yüksek Teknoloji Enstitüsü

Teslim Tarihi : **19 Aralık 2011**
Savunma Tarihi : **27 Ocak 2012**

Aileme; her zaman arkamda oldukları için,

ÖNSÖZ

Çalışmam süresince bana yol gösterip karşılaştığım her problemde yardımcı olan danışman hocam Sayın Prof. Dr. İsmail KOYUNCU'ya, Pilot ölçekli tesisi işletmem esnasında karşılaştığım sorunlarda görüşlerini aldığım, fikir danıştığım Yrd. Doç. Dr. Mahmut ALTINBAŞ'a ve Arş. Gör. Nadir DİZGE'ye, Çalışmam süresince büyük yardımlarını gördüğüm Arş. Gör. Fatih YILMAZ'a, Arş. Gör. Börte KÖSE'ye, Arş. Gör. Derya İMER'e ve Murat ALBAYRAK'a çok teşekkür ederim.

Ocak 2012

Recep Kaya
(Çevre Mühendisi)

Bu çalışma 107G091 numaralı TÜBİTAK KAMAG Projesi kapsamında desteklenmiştir.

İÇİNDEKİLER

Sayfa

İÇİNDEKİLER	ix
KISALTMALAR	xiii
ŞEKİL LİSTESİ.....	xvii
ÖZET.....	xxiii
SUMMARY	xxv
1. GİRİŞ	1
1.1 Çalışmanın Anlam ve Önemi	1
1.2 Tezin Amacı	1
1.3 Literatür Araştırması	2
1.3.1 Petrol ve doğalgazın tanımı	2
1.3.2 Petrol ve doğalgaz üretimleri sırasında oluşan atıklar	2
1.3.2.1 Üretim atıksuyu	2
1.3.2.2 Atık gaz	3
1.3.2.3 Evsel atıksular	4
1.3.3 Üretim atıksuyu karakteristiği ve miktarları	5
1.3.3.1 Üretim atıksuyu karakteristiği.....	5
1.3.3.2 Petrol üretiminden kaynaklanan üretim atıksuyu.....	9
1.3.3.3 Gaz üretiminden kaynaklanan üretim atıksuyu.....	9
1.3.4 Üretim atıksuyu miktarları	10
1.3.5 Su-Petrol oranı	11
1.3.6 Üretim atıksuyunun çevresel etkileri, yönetimi ve ilgili deşarj standartları	11
1.3.6.1 Üretim atıksuyunun çevresel etkileri	11
1.3.6.2 Üretim atıksuyunun yönetimi.....	14
1.3.6.3 Üretim atıksuyu ile ilgili standartlar	17
1.3.7 Üretim atıksuyu arıtımı	17
1.3.7.1 Arıtma yöntemleri	17
1.3.7.2 Literatürde yer alan arıtma çalışmaları	26
2. MATERYAL METOD	37
2.1 Pilot Ölçekli Arıtma Tesisinin Tanıtımı	37
2.1.1 Ön arıtma ünitesi	39
2.1.1.1 Kimyasal çöktürme tankı	39
2.1.2 Ön filtrasyon ünitesi.....	40
2.1.2.1 Kum filtre	40
2.1.2.2 Mikrofiltrasyon ünitesi	40
2.1.2.3 Ultrafiltrasyon ünitesi	42
2.1.2.4 Aktif karbon kolonu	43
2.1.3 İleri arıtma ünitesi	44
2.1.3.1 Ters osmoz sistemi.....	44
2.1.4 Yardımcı ekipmanlar ve tanklar.....	46

2.1.4.1 Besleme ve temiz su tankları.....	46
2.1.4.2 Sistem besleme pompaları.....	47
2.1.4.3 Kimyasal dozlama ünitesi	47
2.2 Sistemin İşletilmesi	49
2.2.1 Ön arıtma ünitesi	49
2.2.1.1 Kimyasal çöktürme	50
2.2.2 Ön filtrasyon ünitesi.....	51
2.2.2.1 Kum filtre	52
2.2.2.2 Mikrofiltrasyon ünitesi	52
2.2.2.3 Ultrafiltrasyon ünitesi.....	53
2.2.2.4 Aktif karbon	53
2.2.2.5 Geri yıkama	54
2.2.3 İleri arıtma ünitesi	55
2.2.4 Ters osmoz ünitesi.....	55
2.2.4.1 Kimyasal yıkama.....	56
2.2.4.2 Konsantré akım ve oluşan atıkların bertarafı	57
2.2.5 SCADA tesis kontrol sistemi	57
2.3 Deneysel Sistematiik	58
2.4 Pilot Ölçekli Çalışmalar Kapsamında Gerçekleştirilen Deneyler ve Analizler	61
2.4.1 Su kalite parametrelerinin ölçülmesi.....	61
2.4.1.1 pH, iletkenlik ve sıcaklık.....	62
2.4.1.2 Kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ)	62
2.4.1.3 Toplam kjeldahl azotu (TKN)	63
2.4.1.4 Toplam fosfor.....	63
2.4.1.5 Anyonlar ve katyonlar	63
3. PİLOT ÖLÇEKLİ DENEYSEL ÇALIŞMANIN SONUÇLARI.....	64
3.1 Ham Atıksu Özellikleri.....	64
3.1.1 pH ve iletkenlik	64
3.1.2 KOİ.....	65
3.1.3 Toplam azot ve toplam fosfor	66
3.1.4 Anyonlar.....	66
3.1.5 Katyonlar.....	68
3.2 Ön Arıtma Çalışmaları Sonuçları	74
3.2.1 Kimyasal çöktürme	74
3.2.1.1 pH.....	74
3.2.1.2 İletkenlik.....	75
3.2.1.3 KOİ.....	75
3.2.1.4 Toplam azot ve toplam fosfor	76
3.2.1.5 Anyonlar.....	77
3.2.1.6 Katyonlar	78
3.3 Ön Filtrasyon Çalışmaları Sonuçları	81
3.3.1 Kum filtre	82
3.3.1.1 İşletme parametreleri.....	82
3.3.1.2 Su kalite parametreleri	83
3.3.2 Mikrofiltrasyon	89
3.3.2.1 İşletme parametreleri.....	89
3.3.2.2 Su kalite parametreleri	90
3.3.3 Ultrafiltrasyon	96
3.3.3.1 İşletme parametreleri.....	96
3.3.3.2 Su kalite parametreleri	98

3.3.4 Aktif karbon	103
3.3.4.1 İşletme parametreleri.....	103
3.3.4.2 Su kalite parametreleri	103
3.3.5 Ön filtrasyon ünitesinin çıkış debilerinin MF ve UF dönemleri için karşılaştırılması.....	106
3.4 İleri arıtma çalışmaları sonuçları.....	106
3.4.1 Birinci kademe ters osmoz (TO-1).....	107
3.4.1.1 İşletme parametreleri.....	107
3.4.1.2 Su kalite parametreleri	111
3.4.2 İkinci kademe ters osmoz (TO-2)	116
3.4.2.1 Sistem İşletme Parametreleri	116
3.4.2.2 Su kalite parametreleri	120
3.5 İleri Arıtma Toplam Süzüntü Çıkışının (TO-1 ve TO-2 karışımı) Değerlendirilmesi	126
3.5.1 Tesisin toplam geri kazanımı	126
3.5.2 pH.....	127
3.5.3 İletkenlik	127
3.5.4 KOİ	128
3.5.5 Anyonlar	129
3.5.6 Katyonlar.....	131
3.5.7 Ağır metaller	133
3.6 Pilot Arıtma Tesisi İşletme Maliyetinin Belirlenmesi.....	136
3.6.1 Elektrik enerjisi	136
3.6.2 Kimyasal madde maliyeti	137
3.6.2.1 Antiskalant kullanımı	138
3.6.2.2 Membran yıkama kimyasalı maliyeti.....	138
3.6.2.3 Asit, baz ve polielektrolit toplam maliyet.....	138
3.6.2.4 Aktif karbon yenileme maliyeti	139
3.6.2.5 Toplam kimyasal maliyeti.....	139
3.6.3 Membran değişim maliyeti	139
3.6.4 İşçilik maliyeti	140
3.6.5 Bakım ve onarım maliyetleri.....	140
3.6.6 Bilinmeyen giderler.....	140
3.6.7 Toplam işletme maliyeti	140
4. PETROL VE DOĞAL GAZ ÜRETİM ATIKSUYU YÖNETİM MODELİ 141	
4.1 Atıksu Yönetimi	141
4.1.1 Alternatif 1: Üretim atıksularının küçük debili olanlarının dört ana noktada toplanması ve mobil atıksu arıtma tesisi ile arıtımı	146
4.1.2 Alternatif 2: Üretim atıksularının küçük debili olanlarının üç ana noktada toplanması ve mobil atıksu arıtma tesisi ile arıtımı.....	148
4.1.3 Alternatif 3: Üretim atıksularının hepsinin tek bir bölgede toplanması... 150	
4.1.4 Alternatif 4: Üretim atıksularının küçük debili olanlarının üç ana noktada toplanması ve üç farklı membran sistemi ile yerinde arıtımı	152
4.1.5 Alternatiflerin karşılaştırılması	153
4.2 Önerilen Üretim Atıksuyu Arıtma Tesisi Birimlerin Tanıtımı ve Teknik Özellikleri	154
4.2.1 Atıksuların kuyudan çıktıktan sonra bekletildiği tanklar	154
4.2.2 Ana toplama bölgelerindeki tanklar	155
4.2.3 Merkezi atıksu arıtma tesisi	155
4.2.3.1 Dengeleme havuzu:	156

4.2.3.2 Yağ ayırma ve kimyasal çöktürme havuzu	156
4.2.3.3 Kum filtre	156
4.2.3.4 0.2 µm MF (mikrofiltrasyon)	157
4.2.3.5 Aktif karbon	157
4.2.3.6 Ters osmoz	157
4.3 Konsantre Akımın Bertarafı için Öneriler	158
5. SONUÇ VE ÖNERİLER	161
ÖZGEÇMİŞ	167

KISALTMALAR

AK	: Aktif Karbon
AKM	: Askıda Katı Madde
BAF	: Biyolojik Havalandırmalı Filtre
BTEX	: Benzen Toluen Etilbenzen Ksilen
DAF	: Çözünmüş Hava Flotasyonu
EPA	: Çevre Koruma Ajansı
HBS	: Hidrolik Bekletme Süresi
IC	: İyon Kromatografi
ICP-OES	: İndüktif Eşlenmiş Plazma Optik Emisyon Spektrometresi
İTÜ	: İstanbul Teknik Üniversitesi
KF	: Kum Filtre
KOİ	: Kimyasal Oksijen İhtiyacı
MCE	: Karışık Selüloz Ester
MF	: Mikrofiltrasyon
NF	: Nanofiltrasyon
NORM	: Doğal Organik Maddeler
PAH	: Poliaromatik Hidrokarbon
SCADA	: Veri Tabanlı Kontrol ve Gözetleme Sistemi
SKKY	: Su Kirliliği Kontrolü Yönetmeliği
TKN	: Toplam Kjeldahl Azotu
TO	: Ters Osmoz
TOK	: Toplam Organik Karbon
TP	: Toplam Fosfor
TPAO	: Türkiye Petrolleri Anonim Ortaklığı
UF	: Ultrafiltrasyon

ÇİZELGE LİSTESİ

Sayfa

Çizelge 1.1 : Üretim atıksuyunda ve deniz suyundaki temel inorganik bileşikler.....	6
Çizelge 1.2 : Üretim atıksuyu ile ilgili Trakya Bölgesi'nde yapılmış çalışmalar.....	7
Çizelge 1.3 : Üretim atıksuyu ve deniz suyundaki iz element konsantrasyonları.....	8
Çizelge 1.4 : Üretim atıksuyunda bulunan PAH konsantrasyonları (mg/L).....	13
Çizelge 1.5 : ABD'de 1995 yılında kara işletmelerindeki üretim atıksularının bertaraf yöntemleri.....	15
Çizelge 1.6 : SKKY Tablo 11.03 Petrol Sanayii (Hidrokarbon üretim tesisleri).....	17
Çizelge 1.7 : Üretim atıksuyunda uygulanan temel işlemler ve uygulamaları (Hayes ve Arthur, 2004).....	18
Çizelge 1.8 : Üretim atıksuyunun 1. kademe arıtımını (Askıda katı madde giderimi) sağlayan prosesler (Hayes ve Arthur, 2004).....	19
Çizelge 1.9 : Üretim atıksuyunun 2. kademe arıtımını (Çözünmüş organiklerin giderimi) sağlayan prosesler (Hayes ve Arthur, 2004).....	20
Çizelge 1.10 : Tuzluluk giderme veya konsantre etme amaçlı üretim atıksuyu arıtma prosesleri (Hayes ve Arthur, 2004).....	21
Çizelge 2.1 : Mikrofiltrasyon ünitesinde kullanılan membranın özellikleri.....	41
Çizelge 2.2 : Mikrofiltrasyon ünitesinin tipik işletme koşulları.....	41
Çizelge 2.3 : Mikrofiltrasyon ünitesinin temizlenme sürecinde sağlanması gereken koşullar.....	41
Çizelge 2.4 : Mikrofiltrasyon ünitesi elementlerinin özellikleri.....	41
Çizelge 2.5 : Ultrafiltrasyon ünitesinde kullanılan membranın özellikleri.....	42
Çizelge 2.6 : Ultrafiltrasyon ünitesinin tipik işletme koşulları.....	42
Çizelge 2.7 : Ultrafiltrasyon ünitesinin temizlenme sürecinde sağlanması gereken koşullar.....	43
Çizelge 2.8 : Ultrafiltrasyon ünitesi elementlerinin özellikleri.....	43
Çizelge 2.9 : Ters osmoz membranının teknik özellikleri.....	44
Çizelge 2.10 : Pilot ölçekli sistemde kullanılan OmniCon marka probun ölçüm parametreleri ve teknik özellikleri.....	48
Çizelge 2.11 : Geri yıkama sırasında kum filtre (KF), mikrofiltrasyon (MF), ultrafiltrasyon (UF) ve aktif karbon (AK) ünitelerinde bulunan vanaların durumu.....	54
Çizelge 2.12 : Kimyasal yıkama süreleri.....	57
Çizelge 2.13 : İşletim süresince kullanılan atıksuların kaynakları, miktarları ve çalışma süreleri.....	59
Çizelge 2.14 : Ön arıtım ünitesi geri yıkama ve değişim periyotları.....	60
Çizelge 2.15 : İleri arıtım ünitesi geri yıkama ve değişim periyotları.....	61
Çizelge 2.16 : İleri arıtım ünitesi kimyasal yıkama periyotları.....	61
Çizelge 2.17 : Atıksu analiz parametreleri ölçüm sistematığı.....	62
Çizelge 3.1 : Giriş atıksuyundaki eser katyonların miktarı.....	72
Çizelge 3.2 : Giriş atıksuyundaki parametrelerin toplu değerlendirilmesi.....	73
Çizelge 3.3 : Ön filtrasyon çalışma düzeni.....	82
Çizelge 3.4 : Pilot tesis çıkışında elde edilen ağır metal konsantrasyonları.....	133

Çizelge 3.5 : Çıkış suyuna ait analiz parametrelerinin ortalamaları ve standart sapmaları.....	134
Çizelge 3.6 : Deniz suyu ve kuyu suyu membranları çıkış sularına ait analiz parametreleri ortalamaları, standart sapmaları ve SKKY standartları ile karşılaştırılması.....	135
Çizelge 4.1 : Ana toplama sahaları ve debileri	143
Çizelge 4.2 : Alternatif 1 için üretim atıksuyu ana toplama bölgeleri	146
Çizelge 4.3 : Alternatif 1 için tahmini ilk yatırım maliyeti.....	148
Çizelge 4.4 : Alternatif 1 için tahmini işletme maliyeti.	148
Çizelge 4.5 : Üretim atıksuyu ana toplama bölgeleri.....	149
Çizelge 4.6 : Alternatif 2 için tahmini ilk yatırım maliyeti.....	150
Çizelge 4.7 : Alternatif 2 için tahmini işletme maliyeti.	150
Çizelge 4.8 : Alternatif 3 için tahmini ilk yatırım maliyeti.....	151
Çizelge 4.9 : Alternatif 3 için tahmini işletme maliyeti	151
Çizelge 4.10 : Üretim atıksuyu ana toplama bölgeleri.	152
Çizelge 4.11 : Alternatif 4 için tahmini ilk yatırım maliyeti.....	153
Çizelge 4.12 : Alternatif 4 için tahmini işletme maliyeti.	153
Çizelge 4.13 : Önerilen alternatiflerin özeti.	154
Çizelge 4.14 : Atıksuların kuyudan çıktıktan sonra bekletildiği tanklar.....	155
Çizelge 4.15 : Ana toplama bölgelerindeki tanklar.....	155
Çizelge 4.16 : Dengeleme tankı.	156
Çizelge 4.17 : Kimyasal çöktürme havuzu.	156
Çizelge 4.18 : Kum filtre.....	156
Çizelge 4.19 : Mikrofiltrasyon.	157
Çizelge 4.20 : Aktif Karbon.....	157
Çizelge 4.21 : Ters Osmoz.....	158

ŞEKİL LİSTESİ

Sayfa

Şekil 1.1 : Farklı Petrol Örnekleri.....	2
Şekil 1.2 : Petrol ve doğalgaz üretim sahası proses akım şeması (TPAO Petrol ve Doğal gaz Üretiminde Korozyon ve Kontrolü Kurs Notları, 2008).....	4
Şekil 1.3 : Üretim atıksuyu bileşiminin şematik gösterimi.	6
Şekil 1.4 : Arıtılan üretim atıksuyunun değerlendirilmesi (Arnold ve diğ., 2004)... ..	16
Şekil 1.5: Üretim atıksuyunda uygulanan genel arıtma kademeleri.	18
Şekil 1.6 : Yağ damlası boyutuna uygun arıtma metotları (Kajitvichyanukul vd., 2006).....	23
Şekil 1.7: Oluklu levha tipi ayırıcı.....	24
Şekil 1.8 : Petrol üretim atıksuyu arıtımı için kurulmuş laboratuvar ölçekli ters osmoz sistemi (Patel, 2004).	25
Şekil 1.9 : Pilot ölçekli tesisin akım şeması.	27
Şekil 1.10 : Petrol üretim atıksuyuna ultrafilik UF uygulaması.	32
Şekil 1.11 : Petrol üretim atıksuyuna ultrafilik UF-NF-RO uygulaması.....	32
Şekil 1.12 : Tuzlu su arıtma denemeleri (Burnett,2002).	34
Şekil 1.13 : Pilot tesis şeması (Funston ve diğ., 2002).	35
Şekil 2.1 : Pilot tesisin içeriden bir görünümü.	38
Şekil 2.2 : Pilot tesisin dışarıdan bir görünümü.....	38
Şekil 2.3 : Kimyasal çöktürme tankının görünümleri.....	39
Şekil 2.4 : Kum filtrenin görünümü.....	40
Şekil 2.5 : Mikrofiltrasyon ünitesinin görünümü.	42
Şekil 2.6 : Ultrafiltrasyon ünitesinin görünümü.	43
Şekil 2.7 : Aktif karbon kolonu görünümü.....	44
Şekil 2.8 : Birinci kademe ters osmoz sisteminin görünümü.	45
Şekil 2.9 : İkinci kademe ters osmoz sisteminin görünümü.	45
Şekil 2.10 : İleri arıtma ünitesinde kullanılan basınç pompası.....	45
Şekil 2.11 : Besleme ve temiz su tanklarının görünümleri.....	46
Şekil 2.12 : Kullanılan kimyasal depolama tankları.....	47
Şekil 2.13 : Problar ve kontrol sistemi görünümü.....	48
Şekil 2.14 : Basınç transmitteri.....	49
Şekil 2.15 : Ön arıtma ünitesi.	49
Şekil 2.16 : Kimyasal çöktürme tankı akım şeması.....	51
Şekil 2.17 : Ön filtrasyon ünitesi (kum filtre, mikrofiltrasyon, ultrafiltrasyon ve aktif karbon kolonu).	52
Şekil 2.18 : İleri arıtma ünitesi akım şeması.	55
Şekil 2.19 : Sistemlerin SCADA görünümleri.	58
Şekil 3.1 : Giriş Atıksuyunun pH değişimi.....	64
Şekil 3.2 : Giriş atıksuyunun iletkenlik değişimi.....	64
Şekil 3.3 : Giriş atıksuyunun KOİ değişimi.....	65
Şekil 3.4 : Giriş atıksuyun TKN değişimi.	66
Şekil 3.5 : Giriş atıksuyun TP değişimi.....	66

Şekil 3.6 : Giriş atıksuyu Cl konsantrasyonu.	67
Şekil 3.7 : Giriş atıksuyu Br konsantrasyonu.	67
Şekil 3.8 : Giriş atıksuyu NO ₃ konsantrasyonu.	67
Şekil 3.9 : Giriş atıksuyu F konsantrasyonu.	68
Şekil 3.10 : Giriş atıksuyu SO ₄ konsantrasyonu.	68
Şekil 3.11 : Giriş atıksuyu Na konsantrasyonu.	69
Şekil 3.12 : Giriş atıksuyu Ca konsantrasyonu.	69
Şekil 3.13 : Giriş atıksuyu Mg konsantrasyonu.	69
Şekil 3.14 : Giriş atıksuyu S konsantrasyonu.	70
Şekil 3.15 : Giriş atıksuyu Sr konsantrasyonu.	70
Şekil 3.16 : Giriş atıksuyu NH ₄ konsantrasyonu.	70
Şekil 3.17 : Giriş atıksuyu K konsantrasyonu.	71
Şekil 3.18 : Kimyasal çöktürme tankındaki pH değişimleri.	74
Şekil 3.19 : Kimyasal çöktürme tankının işletilmesi süresince gözlenen iletkenlik değerleri.	75
Şekil 3.20 : Kimyasal çöktürme çıkışında KOİ değişimi.	75
Şekil 3.21: Kimyasal çöktürme çıkışında KOİ giderme verimi.	76
Şekil 3.22 : Kimyasal çöktürme çıkışında TKN değişimi.	76
Şekil 3.23 : Kimyasal çöktürme çıkışında TP değişimi.	77
Şekil 3.24 : Kimyasal çöktürme giriş ve çıkışındaki Cl konsantrasyonu.	77
Şekil 3.25 : Kimyasal çöktürme giriş ve çıkışındaki Br konsantrasyonu.	78
Şekil 3.26 : Kimyasal çöktürme giriş ve çıkışındaki SO ₄ konsantrasyonu.	78
Şekil 3.27 : Kimyasal çöktürme giriş ve çıkışındaki Na konsantrasyonu.	79
Şekil 3.28 : Kimyasal çöktürme giriş ve çıkışındaki Ca konsantrasyonu.	79
Şekil 3.29 : Kimyasal çöktürme giriş ve çıkışındaki Mg konsantrasyonu.	79
Şekil 3.30 : Kimyasal çöktürme giriş ve çıkışındaki S konsantrasyonu.	80
Şekil 3.31 : Kimyasal çöktürme giriş ve çıkışındaki Sr konsantrasyonu.	80
Şekil 3.32 : Kimyasal çöktürme giriş ve çıkışındaki NH ₄ konsantrasyonu.	80
Şekil 3.33 : Kimyasal çöktürme giriş ve çıkışındaki K konsantrasyonu.	81
Şekil 3.34 : Kum filtre giriş ve çıkışındaki basınç değişimleri.	82
Şekil 3.35 : Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme tankı çıkışı) ve çıkışında KOİ değişimi.	83
Şekil 3.36 : Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme tankı çıkışı) ve çıkışında KOİ giderme verimi.	83
Şekil 3.37 : Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme tankı çıkışı) ve çıkışında toplam azot konsantrasyonu.	84
Şekil 3.38 : Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme tankı çıkışı) ve çıkışında toplam fosfor konsantrasyonu.	84
Şekil 3.39 : Kum filtre giriş ve çıkışındaki Cl konsantrasyonu.	85
Şekil 3.40 : Kum filtre giriş ve çıkışındaki Br konsantrasyonu.	85
Şekil 3.41 : Kum filtre giriş ve çıkışındaki NO ₃ konsantrasyonu.	85
Şekil 3.42 : Kum filtre giriş ve çıkışındaki F konsantrasyonu.	86
Şekil 3.43 : Kum filtre giriş ve çıkışındaki SO ₄ konsantrasyonu.	86
Şekil 3.44 : Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme çıkış) ve çıkışında Na konsantrasyonu.	87
Şekil 3.45 : Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme çıkış) ve çıkışında Ca konsantrasyonu.	87
Şekil 3.46 : Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme çıkış) ve çıkışında Mg konsantrasyonu.	87

Şekil 3.47 : Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme çıkış) ve çıkışında S konsantrasyonu.	88
Şekil 3.48 : Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme çıkış) ve çıkışında Sr konsantrasyonu.	88
Şekil 3.49 : Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme çıkış) ve çıkışında NH_4 konsantrasyonu.	88
Şekil 3.50 : Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme çıkış) ve çıkışında K konsantrasyonu.	89
Şekil 3.51 : Mikrofiltrasyon giriş ve çıkışındaki basınç değişimi.	89
Şekil 3.52 : Mikrofiltrasyon akı değişimi.	90
Şekil 3.53 : Mikrofiltrasyon giriş ve çıkışındaki KOİ değişimi.	90
Şekil 3.54 : Mikrofiltrasyon giriş ve çıkışındaki KOİ giderme verimi.....	91
Şekil 3.55 : Mikrofiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki toplam azot konsantrasyonu değişimi.	91
Şekil 3.56 : Mikrofiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki toplam fosfor konsantrasyonu değişimi.	92
Şekil 3.57 : Mikrofiltrasyon girişi (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki Cl konsantrasyonu değişimi.	92
Şekil 3.58 : Mikrofiltrasyon girişi (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki Br konsantrasyonu değişimi.	93
Şekil 3.59 : Mikrofiltrasyon girişi (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki F konsantrasyonu değişimi.	93
Şekil 3.60 : Mikrofiltrasyon girişi (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki SO_4 konsantrasyonu değişimi.	93
Şekil 3.61 : Mikrofiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki Na konsantrasyonu değişimi.	94
Şekil 3.62 : Mikrofiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki Ca konsantrasyonu değişimi.	94
Şekil 3.63 : Mikrofiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki Mg konsantrasyonu değişimi.	95
Şekil 3.64 : Mikrofiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki S konsantrasyonu değişimi.	95
Şekil 3.65 : Mikrofiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki Sr konsantrasyonu değişimi.	95
Şekil 3.66 : Mikrofiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki NH_4 konsantrasyonu değişimi.	96
Şekil 3.67 : Mikrofiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki K konsantrasyonu değişimi.	96
Şekil 3.68 : Ultrafiltrasyon giriş ve çıkış basınçlarındaki değişim.	97
Şekil 3.69 : Ultrafiltrasyon akısındaki değişim.	97
Şekil 3.70 : Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki KOİ konsantrasyonu değişimi.	98
Şekil 3.71 : Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki KOİ giderme verimi.	98
Şekil 3.72 : Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki toplam azot konsantrasyonu.	99
Şekil 3.73 : Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki toplam fosfor konsantrasyonu.	99
Şekil 3.74 : Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki NO_3 konsantrasyonu.	100

Şekil 3.75 : Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkış) ve çıkışındaki F konsantrasyonu.	100
Şekil 3.76 : Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkış) ve çıkışındaki SO ₄ konsantrasyonu.	100
Şekil 3.77 : Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkış) ve çıkışındaki Na konsantrasyonu.	101
Şekil 3.78 : Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkış) ve çıkışındaki Ca konsantrasyonu.	101
Şekil 3.79 : Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkış) ve çıkışındaki S konsantrasyonu.	102
Şekil 3.80 : Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkış) ve çıkışındaki Sr konsantrasyonu.	102
Şekil 3.81 : Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkış) ve çıkışındaki K konsantrasyonu.	102
Şekil 3.82 : Aktif karbon kolonuna ait giriş ve çıkış basınçlarındaki değişim.	103
Şekil 3.83 : Aktif karbon kolonu girişi ve çıkışındaki KOİ konsantrasyonu değişimi.	104
Şekil 3.84 : Aktif karbon kolonu giriş ve çıkışındaki KOİ giderme verimi.	104
Şekil 3.85 : Aktif karbon kolonu giriş ve çıkışındaki Na konsantrasyonu.	105
Şekil 3.86 : Aktif karbon kolonu giriş ve çıkışındaki Ca konsantrasyonu.	105
Şekil 3.87 : Aktif karbon kolonu giriş ve çıkışındaki Sr konsantrasyonu.	105
Şekil 3.88 : Önfiltrasyon ünitesi çıkış debisindeki değişim.	106
Şekil 3.89 : TO-1 ünitesi girişinde bulunan tankta ölçülmüş pH değerleri.	107
Şekil 3.90 : TO-1 Deniz suyu membranı (TM810) basınç değişimleri.	107
Şekil 3.91 : TO-1 Kuyu suyu membranı (XLE) basınç değişimleri.	108
Şekil 3.92 : TO-1 Deniz suyu membranı (TM810) debi ölçümleri.	108
Şekil 3.93 : TO-1 Kuyu suyu mebranı (XLE) debi ölçümleri.	109
Şekil 3.94 : TO-1 Deniz suyu membranı(TM810) akı değişimi.	109
Şekil 3.95 : TO-1 Kuyu suyu membranı(XLE) akı değişimi.	110
Şekil 3.96 : TO-1 Deniz suyu membranı(TM810) geri kazanım oranı değişimi.	110
Şekil 3.97 : TO-1 Kuyu suyu membranı(XLE) geri kazanım oranı değişimi.	111
Şekil 3.98 : TO-1 Deniz suyu membranı (TM810) giriş suyu ve süzöntü iletkenlik değişimi.	111
Şekil 3.99 : TO-1 Kuyu suyu membranı (XLE) giriş suyu ve süzöntü iletkenlik değişimi.	112
Şekil 3.100 : TO-1 ünitesi giriş(aktif karbon çıkışı) ve süzöntü çıkışında ölçülen KOİ değişimi.	112
Şekil 3.101 : TO-1 ünitesi giriş ve süzöntü çıkışında ölçülen KOİ giderme verimi.	113
Şekil 3.102 : TO-1 ünitesi giriş (aktif karbon çıkışı) ve süzöntüsünde Cl konsantrasyonu.	113
Şekil 3.103 : TO-1 ünitesi giriş (aktif karbon çıkışı) ve süzöntüsünde Br konsantrasyonu.	114
Şekil 3.104 : TO-1 ünitesi giriş (aktif karbon çıkışı) ve süzöntüsünde NO ₃ konsantrasyonu.	114
Şekil 3.105 : TO-1 ünitesi giriş (aktif karbon çıkışı) ve süzöntüsünde F konsantrasyonu.	114
Şekil 3.106 : TO-1 ünitesi giriş (aktif karbon çıkışı) ve süzöntüsünde Na konsantrasyonu.	115

Şekil 3.107 : TO-1 ünitesi giriş (aktif karbon çıkışı) ve süzöntüsünde Ca konsantrasyonu.....	115
Şekil 3.108 : TO-1 ünitesi giriş (aktif karbon çıkışı) ve süzöntüsünde NH ₄ konsantrasyonu.....	116
Şekil 3.109 : TO-1 ünitesi giriş (aktif karbon çıkışı) ve süzöntüsünde K konsantrasyonu.....	116
Şekil 3.110 : TO-2 Deniz suyu membranı (TM810) basınç değişimleri.....	117
Şekil 3.111 : TO-2 Kuyu suyu membranı (XLE) basınç değişimleri.....	117
Şekil 3.112 : TO-2 Deniz suyu membranı (TM810) debi ölçümleri.....	118
Şekil 3.113 : TO-2 Deniz suyu membranı (XLE) debi ölçümleri.....	118
Şekil 3.114 : TO-2 Deniz suyu membranı (TM810) akı değişimi.....	119
Şekil 3.115 : TO-2 Kuyu suyu membranı (XLE) akı değişimi.....	119
Şekil 3.116 : TO-2 Deniz suyu membranı (TM810) geri kazanım oranı değişimi..	120
Şekil 3.117 : TO-2 Kuyu suyu membranı (XLE) geri kazanım oranı değişimi.	120
Şekil 3.118 : TO-2 Deniz suyu membranı (TM810) giriş suyu ve süzöntü iletkenlik değişimi.....	121
Şekil 3.119 : TO-2 Kuyu suyu membranı (XLE) giriş suyu ve süzöntü iletkenlik değişimi.....	121
Şekil 3.120 : TO-2 ünitesi giriş ve süzöntü akımı KOİ değişimi.....	122
Şekil 3.121 : TO-2 ünitesi konsantre akımı KOİ değişimi.....	122
Şekil 3.122 : TO-2 ünitesi giriş ve süzöntü akımında KOİ giderme verimi.....	122
Şekil 3.123 : Ters osmoz ünitesi girişi ve TO-2 ünitesi süzöntü çıkışı Cl konsantrasyonu.....	123
Şekil 3.124 : Ters osmoz ünitesi girişi ve TO-2 ünitesi süzöntü çıkışı Br konsantrasyonu.....	123
Şekil 3.125 : Ters osmoz ünitesi girişi ve TO-2 ünitesi süzöntü çıkışı NO ₃ konsantrasyonu.....	124
Şekil 3.126 : Ters osmoz ünitesi girişi ve TO-2 ünitesi süzöntü çıkışı F konsantrasyonu.....	124
Şekil 3.127 : Ters osmoz ünitesi girişi ve TO-2 ünitesi süzöntü çıkışı SO ₄ konsantrasyonu.....	124
Şekil 3.128 : Ters osmoz ünitesi giriş i ve TO-2 ünitesi süzöntü çıkışında ölçülen Na konsantrasyonu.....	125
Şekil 3.129 : Ters osmoz ünitesi girişi ve TO-2 ünitesi süzöntü çıkışında ölçülen Ca konsantrasyonu.....	125
Şekil 3.130 : Ters osmoz ünitesi girişi ve TO-2 ünitesi süzöntü çıkışında ölçülen NH ₄ konsantrasyonu.....	125
Şekil 3.131 : Ters osmoz ünitesi girişi ve TO-2 ünitesi süzöntü çıkışında ölçülen K konsantrasyonu.....	126
Şekil 3.132 : Toplam su geri kazanım oranları.....	126
Şekil 3.133 : Çıkış suyuna ait pH değişimi.....	127
Şekil 3.134 : Çıkış suyuna ait iletkenlik değerleri.....	127
Şekil 3.135 : Çıkış suyuna ait iletkenlik eklenik grafiği.....	128
Şekil 3.136 : Çıkış suyuna ait KOİ konsantrasyonları.....	128
Şekil 3.137 : Çıkış suyuna ait KOİ eklenik grafiği.....	129
Şekil 3.138 : Çıkış suyunda ölçülen Cl konsantrasyonu.....	129
Şekil 3.139 : Çıkış suyunda ölçülen NO ₃ konsantrasyonu.....	130
Şekil 3.140 : Çıkış suyunda ölçülen F konsantrasyonu.....	130
Şekil 3.141 : Çıkış suyunda ölçülen SO ₄ konsantrasyonu.....	130
Şekil 3.142 : Çıkış suyunda ölçülen Na konsantrasyonu.....	131

Şekil 3.143 : Çıkış suyuna ait Na eklenik grafiği.	131
Şekil 3.144 : Çıkış suyunda ölçülen Ca konsantrasyonu.	132
Şekil 3.145 : Çıkış suyunda ölçülen NH ₄ konsantrasyonu.	132
Şekil 3.146 : Çıkış suyunda ölçülen K konsantrasyonu.....	132
Şekil 3.147 : Arıtılmış birim m ³ su başına sarfedilen elektrik miktarındaki değişim.	137
Şekil 4.1 : Petrol ve doğal gaz üretim atıksuyu arıtma tesisi akış diyagramı.	142
Şekil 4.2 : Petrol ve doğal gaz üretim atıksuyu yönetim modelleri.	144
Şekil 4.3 : Alternatif 1'e ait atıksu yönetim modeli.	147
Şekil 4.4 : Ana toplama bölgesinde bulunacak ön arıtma tesisi akış diyagramı.....	147
Şekil 4.5 : Mobil arıtma tesisi akış diyagramı.	147
Şekil 4.6 : Alternatif 2'ye ait atıksu yönetim modeli.	149
Şekil 4.7 : Alternatif 3'e ait atıksu yönetim modeli.	151
Şekil 4.8 : Alternatif 4'e ait atıksu yönetim modeli.....	152

PETROL VE DOĞAL GAZ ÜRETİM ATIKSULARININ PİLOT ÖLÇEKLİ TERS OSMOZ ARITMA TESİSİ İLE ARITILABİLİRLİĞİNİN İNCELENMESİ

ÖZET

Son yıllarda petrol ve doğalgaz üretim faaliyetleri sonucu oluşan atıksuların arıtımı gittikçe önem kazanmaktadır. Bunun sebebi petrol ve doğal gaz kuyularının yaşı arttıkça, üretilen varil başına çıkarılan atıksuyun artmasıdır. Bunun yanında atıksu karakterinin bölgeden bölgeye değişiklik göstermesi sebebiyle, seçilen bölge için özel olarak geliştirilmiş arıtma prosesinin belirlenmesi gerekmektedir. Petrol ve doğal gaz üretim faaliyetleri sonucu oluşan atıksuların tuzluluk seviyesinin çok yüksek olması ve bu atıksular için belirlenmiş deşarj standartlarının sağlanabilmesi ileri düzeyde arıtma işlemi gerektirdiğinden, ters osmoz membranlarının nihai arıtma prosesi olarak kullanımını elzem hale getirmiştir.

Bu çalışma kapsamında, petrol ve doğal gaz üretim faaliyetleri sonucu oluşan atıksuların arıtılabilirliğinin incelenmesi amacıyla pilot ölçekli bir arıtma tesisi tasarlanmış ve Türkiye Petrolleri Trakya bölgesi Hamitabat sahasına kurulumu yapılmıştır. Tesis ön arıtma, ön filtrasyon ve ileri arıtma olmak üzere 3 aşamalı olarak planlanmıştır. Ön arıtma kısmında kaba partiküllerin tutulması ve kimyasal çöktürmenin gerçekleştirilmesi amacıyla basit ve kimyasal çöktürme tankları kullanılmıştır. Ön filtrasyon kısmında ise kum filtre, mikrofiltrasyon (MF) , ultrafiltrasyon (UF) ve granüler aktif karbon kolonu kullanılmıştır. İleri arıtma kısmında ise 2 kademeli ters ozmos sistemi kullanılmıştır. Pilot tesisteki tüm ekipmanlar bilgisayar kontrollü çalıştırılmak üzere kurulmuştur.

Kurulan pilot tesis 8 ay boyunca işletilmiş, işletme performansının anlık takip edilebilmesi amacıyla; iletkenlik, pH, sıcaklık, debi ve işletme basınçları ölçülmüştür. Ayrıca “Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ)”, anyon-kasyon ve ağır metal analizlerinin gerçekleştirilebilmesi amacıyla 10 farklı noktadan numuneler alınmış ve bu numuneler İstanbul Teknik Üniversitesi Çevre Mühendisliği laboratuvarlarında analiz edilmiştir.

Pilot tesis 1 m³/gün debi ile işletilmiş, ön filtrasyon kısmında 0,5-1 bar aralığında, ters ozmos birinci kademede 50 bar, ikinci kademede ise 55 bar basınç altında filtrasyon işlemi gerçekleştirilmiştir.

Tesisin 8 aylık işletilme süresi boyunca ölçülen çıkış KOİ konsantrasyonları incelendiğinde; ön arıtma kısmında ortalama %8, ön filtrasyon kısmında %13, ileri arıtma kısmında ise %92’lik KOİ giderme verimi elde edilmiştir. Giriş atıksuyunda iletkenlik değerleri, 35-40mS/cm ölçülmüş, çıkış suyunda ise 1500µS/cm’yi geçmemiştir. Na parametresi ise 250 mg/L altında kalmıştır. Böylelikle Su Kirliliği Kontrolü Yönetmeliği’nde (SKKY) öngörülen alıcı ortamlara deşarj standartları sağlanabilmiştir.

REFINABILITY EXAMINATION OF WASTEWATERS GENERATED BY PETROLEUM AND NATURAL GAS PRODUCTION WITH PILOT SCALE REVERSE OSMOSIS TREATMENT PLANT

SUMMARY

It is a challenging process that treatment of wastewater generated by petroleum and natural gas production. And it is becoming a serious problem, because amount of production wastewater increases by oil well age. Also; it is necessary that development of a special treatment process for a specific region because production wastewater character depends on its location and its oil well.

Using reverse osmosis(RO) as a definitive treatment process to achieve discharge standards (especially in Turkey) for wastewaters generated by petroleum and natural gas production is a must. Production wastewaters has very high salinity that can only feasibly treated by a reverse osmosis membrane.

In the scope of this examination, a pilot scale reverse osmosis treatment plant designed and built for refinability investigation of wastewaters generated by petroleum and natural gas production. Pilot scale plant constructed in Turkish Petroleum company Hamitabat region in Trakya.

The plant has 3 sections of treatment. Section one is pre-treatment, section two is pre-filtration and section three is advanced treatment using reverse osmosis. Chemical flocculation tank used for chemical treatment of wastewater in the stage one, pre treatment. Sand filter, Microfiltration(MF), ultrafiltration(UF) and granular activated karbon column used for pre treatment of wastewater for reverse osmosis inlet at pre-filtration stage. Two stage reverse osmosis filtration applied in advanced treatment section of the pilot plant. A SCADA system used for controlling all of the equipments of pilot scale plant.

The pilot scale plant operated for 8 months. Flows, filtration systems(Sand filter, MF, UF, activated carbon column, reverse osmosis) pressure, temperature, pH, conductivity measurements made every hour manually and saved in an excel file on the purpose of following pilot scale treatment plant operation performance. And also,

10 different samples taken from the pilot plant and sent to İstanbul Technical University Environmental Engineering Labs for measurement of “Chemical Oxygen Demand (COD)”, ions and heavy metal analysis.

Pilot scale plant operated with the flow rate of $1\text{m}^3/\text{day}$ and 0,5 – 1 bar pressure used for pre-filtration section, 50 bars for first stage of reverse osmosis and 55 bars for second stage of reverse osmosis section.

In the pre treatment section, a chemical flocculation tank used for settling down of suspended solids in the wastewater. Anionic polyelectrolyte used as a coagulant agent and caustic soda used for pH adjustment of chemical flocculation tank. Hydraulic retention time of the tank is 10 hours.

In the pre-filtration section there are 4 filtration units: sand filter, microfiltration, ultrafiltration, and activated carbon column.

In the review of COD measurements for 8 month plant operation; it is achieved that 8% COD removal rate for pre-treatment section, 13% COD removal rate for pre-filtration section (calculated using COD levels of pre-treatment effluent versus pre-filtration effluent), 92% COD removal rate for advanced treatment section(calculated using COD levels of pre-filtration effluent versus reverse osmosis permeate) which is the final stage for the treatment. It is achieved that SKKY regulations for this wastewater.

It is observed that total recovery rate of RO section was between 60% - 90% during the experiments.

During the study period, flux values followed in the pre-filtration and reverse osmosis section. It is observed that MF unit has the mean flux rate of $100\text{ L/m}^2/\text{st}$, and the UF unit has $20\text{ L/m}^2/\text{st}$. In the reverse osmosis section, two type of membranes used, seawater RO membrane and brackish water. It is seen that, there is not significant difference between these membranes by flux rates. Mean flux rate of $12\text{ L/m}^2/\text{st}$ obtained in the RO section.

pH values were neutral in the influent flow, but after the chemical flocculation pH values increased to 9 to 11. To work with the optimal pH values in the RO section of the system, pH values neutralized again just before the RO influent. It is seen that pH in the effluent of the total system was normal comparing to the the discharge standarts.

The study run with the low conductivity wastewater in the April and May. After following months, high salinity wastewater used to see treatment performance of these wastewaters by pilot system. Pre-treatment and pre-filtration sections could not decrease the conductivity levels as it is expected. In the RO section, conductivity levels decreased around 1000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ levels successfully.

It is seen that, COD removal efficiency levels of the treated wastewater increased in the every treatment section of the system. Effluent COD levels was around 40 mg/L that can carry discharge regulations, easily.

After reviewing the anion and cation analysis of the effluent of the system, ions and heavy metals removed effectively from wastewater. It is seen that, system can remove sodium, chrome, copper, zinc, iron, sulfade, mercury, cadmium, effectively and can carry discharge standards.

The pilot system's cost of maintenance was around 1 $\$/\text{m}^3$. When it is compared with the sewer RO desalination systems, 1 $\$/\text{m}^3$ cost of maintenance is very affordable for treatment of this wastewater.

Recommended management pattern for this wastewater is one centered treatment plant for all of the oil well locations. Because merging all of the wastewaters in one balance tank decreases the amount of the salinity of high salinity wastewaters with low salinity wastewaters.

1. GİRİŞ

1.1 Çalışmanın Anlam ve Önemi

Günümüzde üretilen atıksu miktarının artması ve doğal kaynakların kısıtlanması, bununla beraber deşarj standartlarının daha sıkı hale getirilmesi ters ozmos gibi ileri arıtma proseslerinin kullanımını arttırmış ve tüm dünyada su geri kazanımına daha çok önem verilmeye başlanmıştır.

Üretim atıksuyu genellikle kuyu başında veya üretim sahalarında petrol veya gazdan ayrılmaktadır. Oluşan üretim atıksuyu miktarı, geri kazanım yöntemi ve formasyonun yapısına bağlı olarak değişmekle beraber üretilen petrolün hacim olarak 7-8 katı kadar olduğu bazı araştırmacılar tarafından ifade edilmiştir [1]. Bu rakam 1995 verilerine göre ABD’de 3-4,5 milyar m³/yıl [2], Çin’de ise 464 milyon m³/yıl boyutundadır [3]. Bazı formasyonlarda çok miktarda su, petrol ve gaz ile üretimin ilk aşamalarında yüzeye pompalanmakta, bazılarında ise rezerv önemli derecede azalmadan bu gerçekleşmemektedir.

Son yıllarda petrol ve gaz üretiminde oldukça büyük bir artış meydana gelmiştir. Ayrıca gelecek 5 yılda oluşacak petrol ve doğal gaz üretim atıksularının 25 kat artacağı ön görülmesi, bu atıksuların artımının ve geri kazanımının önemini arttırmıştır.

1.2 Tezin Amacı

Bu çalışmanın amacı, TPAO Genel Müdürlüğü’ne bağlı Trakya Bölge Müdürlüğü bünyesindeki üretim sahalarında oluşan petrol ve doğalgaz üretim atıksuları için en verimli ve ekonomik arıtma sisteminin geliştirilmesi ve uygulanmasıdır. Bu amaçla pilot ölçekli bir arıtma tesisi kurulmuş ve 8 ay boyunca işletilmiştir. Tesisin işletilmesi sırasında elde edilen sonuçlar ve tesiste belirli noktalardan alınan numuneler ile yapılan analizlerin sonuçları ilerleyen bölümlerinde verilmiştir.

1.3 Literatür Araştırması

1.3.1 Petrol ve doğalgazın tanımı

Yerkürede, gözenekli kayalar içerisinde ölmüş canlılardan kaynaklanan organik maddelerin biyolojik, kimyasal ve fiziko-kimyasal etkenlerle hidrokarbonlara dönüşmesi ile oluşan karmaşık yapılu maddelere petrol adı verilmektedir. Şekil 1.1’de farklı bölgelere ait petrol örnekleri verilmiştir.

Dünyada kullanılan bir diğer önemli enerji kaynağı ise doğalgazdır. Doğalgazın büyük bir kısmını (yaklaşık %95) metan, geri kalan kısmını ise düşük miktarda etan, propan, bütan ve karbondioksit oluşturmaktadır. Doğalgaz da petrol gibi yeraltından çıkarılmakta ve yeraltında genelde petrol ile birlikte bulunmaktadır. Doğalgaz içerisinde kükürt ve kükürt içerikli maddeler bulunmadığından, kükürt dioksit gibi zehirli gazlar açığa çıkmamaktadır.



Şekil 1.1 : Farklı Petrol Örnekleri.

1.3.2 Petrol ve doğalgaz üretimleri sırasında oluşan atıklar

1.3.2.1 Üretim atıksuyu

Yeraltı petrol rezervuarları genellikle, hidrokarbonların altında bulunan doğal bir su katmanına sahiptir. Bunun yanında, petrolün yeryüzüne çıkarılması için rezervuarlara su ve buhar enjekte edilmektedir. Yüzeye petrol ve gaz ile beraber çıkan, bazı durumlarda petrolün birkaç katı olabilen bu su literatürde “*üretim suyu*” olarak adlandırılmaktadır. Çevre Mühendisliği açısından değerlendirildiğinde ve bu projenin amacına uygun olarak, proje kapsamında üretim suyu ifadesi yerine “*üretim atıksuyu*” kullanılacaktır.

Genel olarak doğalgaz kuyuları, petrol kuyularından daha az oranda su ihtiva etmektedir (API, 1997). Farklı ülkelerde yapılan çalışmalarda üretilen petrol miktarına bağlı olarak değişik miktarlarda üretim atıksuyu olduğu görülmüştür. Oluşan atıksuyun miktarı petrol çıkarma teknolojisine, rezervuar özelliklerine ve petrol çıkarma hızına bağlı olarak değişmektedir. Bazı durumlarda oluşan üretim atıksuyu üretilen petrol miktarının on katı kadar olabilmektedir (Campos ve diğ., 2002). Amerika’da, üretimden kaynaklanan atıksuyun hacmi, üretilen petrol hacminin 8 katıdır. Amerikan Petrol Enstitüsü (API) tarafından yılda 15 milyar varilin üzerinde üretim atıksuyu üretildiği belirtilmiştir.

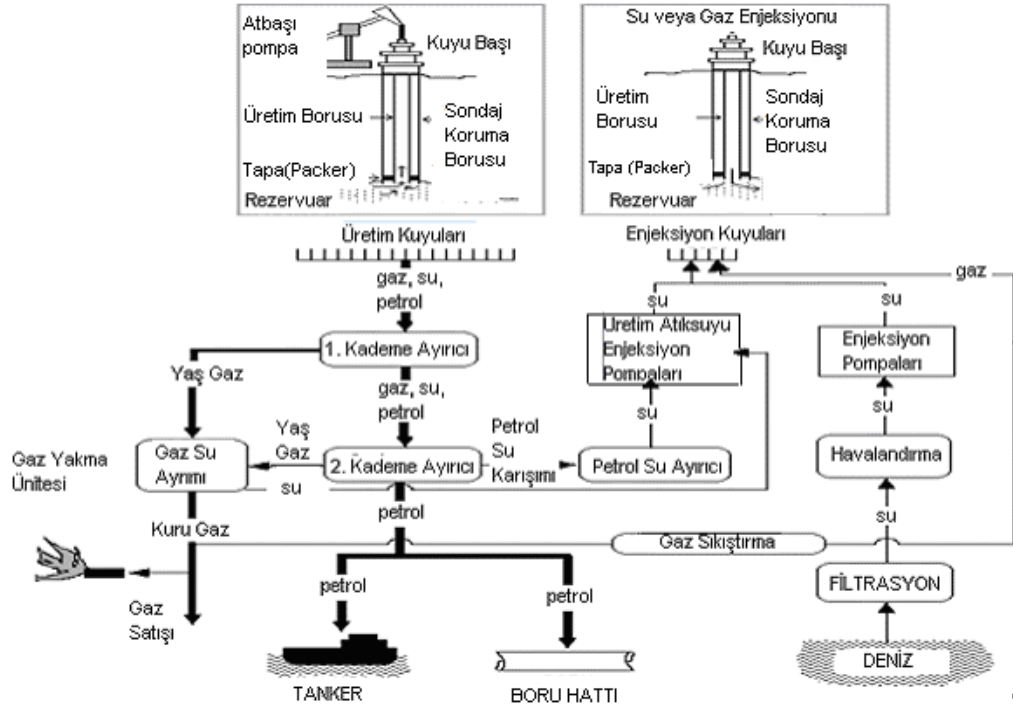
Son yıllarda çevre bilincinin gittikçe artması ve daha sıkı hale getirilen deşarj standartları sonucu, üretim atıksularının arıtımı konusu ilgi çekici hale gelmiş ve bu konuda yapılan araştırmalar artmıştır. Bu atıksular uygun arıtım sonrasında birçok endüstriyel ve tarımsal uygulamada kullanılmak üzere önemli bir potansiyel oluşturmaktadır (Vlasopoulos ve diğ., 2006). Su kıtlığının ciddi boyutta olduğu günümüzde, tuz giderimi yapılmış petrol ve gaz endüstrisi üretim atıksuyu, kurak bölgelere içme suyu sağlama kaynakları arasında cazip bir seçenek olarak görülmektedir (Li ve diğ., 2004; Tao ve diğ., 1993; Visvanathan ve diğ., 2000; Sirivedhin ve diğ., 2004).

Petrol kaynaklı kirlenmenin önemli bir diğer sebebi de gemi kazalarından kaynaklanmaktadır. Dünyada üretilen petrolün büyük bir kısmı deniz yoluyla taşınmaktadır. Son 15 yıl içerisinde toplam 360 milyon Amerikan galonu (1 galon = 3,785 litre) petrol, yalnızca Arabistan Körfezi bölgesinde sızmıştır (Al-Obeidani ve diğ., 2008). Petrol ve doğalgaz üretim sahası için genel akım şeması Şekil 1.2’ de verilmektedir.

1.3.2.2 Atık gaz

Kıyıdan uzak veya yerleşim yerlerinin çok uzağında bulunan üretim platformlarında petrol ile aynı anda çıkan doğalgazın geri kazanımı, uygun altyapı sisteminin bulunmaması veya yüksek depolama/transfer maliyetinden dolayı zor bir işlemdir. Bu durumda üretilen gaz rezervuar basıncını sağlamak için yeniden yeraltına enjekte edilmekte, platformda güç sağlamak amacıyla kullanılmakta ve yakılmaktadır. Yakılan gazın bileşimine bağlı olarak yanma verimi %64 – 82 arasında

değişmektedir. Yakılan bu gazın içerisinde birçok PAH tespit edilmiştir (Alberta Research Council, 1996).



Şekil 1.2 : Petrol ve doğalgaz üretim sahası proses akım şeması (TPAO Petrol ve Doğal gaz Üretiminde Korozyon ve Kontrolü Kurs Notları, 2008).

1996 yılında yapılan bir çalışmada üretilen gazların yakılması sonucu oluşan emisyonunda Çevre Koruma Ajansı (EPA) tarafından öncelikli olarak belirlenen 16 PAH bileşikleri için konsantrasyonların 300 mg/m^3 seviyesine kadar çıktığı saptanmıştır.

1.3.2.3 Evsel atıksular

Petrol ve doğalgaz üretim faaliyetleri sırasında personelin günlük faaliyetleri sonucunda evsel atıksular oluşmaktadır. Genellikle bu atıksuların arıtılmasında hazır paket arıtma sistemleri kurulmakta ve evsel atıksuların arıtımı sağlanmaktadır. Ülkemizdeki uygulamalarda ise, Mevzuata uygun olarak, kanalizasyon bağlantısının bulunduğu yerde kanalizasyona bağlantı yapılmakta, bulunmadığı yerde, sızdırmalı ya da sızdırmazsız olarak hazırlanmış olan foseptiklerde toplanmakta ve ilgili belediyeler aracılığı ile beldeye ait kanalizasyon sistemine taşınmaktadır.

1.3.3 Üretim atıksuyu karakteristiği ve miktarları

Üretim atıksuyunun fiziksel ve kimyasal özellikleri, bulunduğu coğrafi koşullara, üretim atıksuyunun binlerce yıl içinde bulunduğu jeolojik yapıya ve üretilen hidrokarbon cinsine bağlıdır. Üretim atıksuyunun özellikleri ve hacmi, rezervuarın yaşam süresi boyunca değişkenlik gösterebilmektedir.

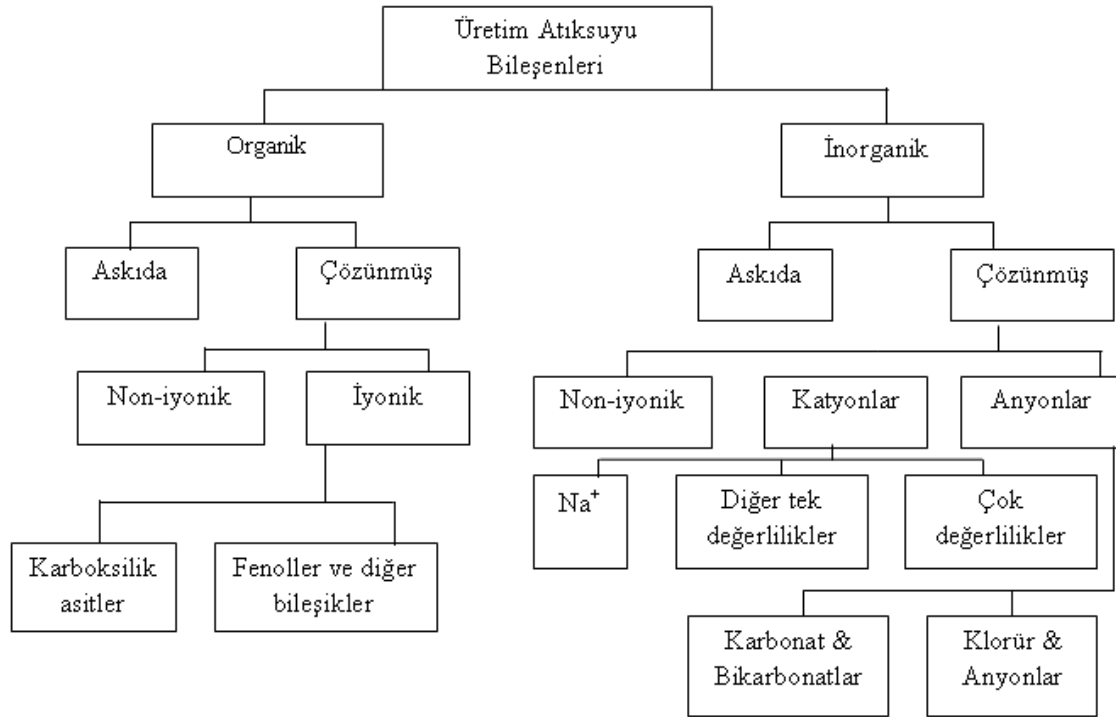
1.3.3.1 Üretim atıksuyu karakteristiği

Petrol ve doğalgaz üretim atıksuyu; çözünebilir ve çözünmeyen olmak üzere, başta çeşitli alifatik ve aromatik hidrokarbonlar, petrol geri kazanımı için kullanılan fenol, kuyu içi üretim borularında, kuyubaşından petrol- atıksu ayırıcısına giden üretim hatlarında ve atıksu enjeksiyon kuyularındaki enjeksiyon hatlarında elektrokimyasal ve mikrobiyolojik korozyon ile birikinti oluşumunu azaltmak ve önlemek için çeşitli kimyasal ürünler kullanılmaktadır. Bunlar organik, inorganik fosfonat yapıli bileşikler, düz zincirli organik aminler ve formaldehit, gluteraldehit, sodyum hipoklorit, sodyum bisülfid ve benzeri kirleticiler içermektedir. Üretim atıksuyunun tipik bileşimi Şekil 1.3'te verilmektedir. Üretim atıksuyunun inorganik bileşimi ve bu bileşenlerin konsantrasyonları değişmekle beraber üretim atıksuyu genel olarak; sodyum, kalsiyum, magnezyum, stronsiyum, baryum, potasyum, demir gibi katyonları, karbonat, bikarbonat, klorür, bromür, sülfat, nitrat gibi anyonları ve silikat ve borat gibi yüksüz türleri içermektedir. Değişik iyon türleri yanında üretim atıksuyunda alkanlar, alkenler, alkinler, aromatikler, polinükleer aromatikler ve NSO gruplarını kapsayan hidrokarbonlar olmak üzere çok çeşitli çözünmüş organik maddeleri de içermektedir.

Üretim atıksuyunda bulunan başlıca inorganik maddeler şunlardır (Tellez ve diğ., 2005):

- Toplam Çözünmüş Madde, TÇM (100 mg/L → 300.000 mg/L) → ≈ %80'i sodyum klorür
- Tuz (80.000 mg/L → 100.000 mg/L)

Üretim atıksuyundaki tuzluluk değerleri oldukça geniş aralıkta değişiklik göstermektedir. Kuzey Denizi'nde üretim atıksuyunda toplam çözünmüş tuz konsantrasyonu genellikle deniz suyundan yüksektir.



Şekil 1.3 : Üretim atıksuyu bileşiminin şematik gösterimi.

Üretim atıksuyunda 2 µm gözenek çaplı filtreden geçebilen kısmı ifade eden toplam çözünmüş katı madde içeriği 300.000 mg/L değerine kadar yükselebilmektedir. İçme suyu için tavsiye edilen toplam çözünmüş katı madde konsantrasyonu 500 mg/L'nin altında iken, sulama amaçlı kullanılacak sular için bu değer 1.000–2.000 mg/L'nin altındadır. Deniz suyunun toplam çözünmüş madde konsantrasyonu genellikle 35.000 mg/L değerindedir (Mondal ve Wickramasinghe, 2008).

Çizelge 1.1'de temel anyonların üretim atıksuyunda ve deniz suyundaki konsantrasyonları verilmektedir.

Çizelge 1.1: Üretim atıksuyunda ve deniz suyundaki temel inorganik bileşikler.

Bileşikler	Dünyada üretim atıksuyunda ortalama konsantrasyonlar (mg/L)	Kuzey Denizi'nde üretim atıksuyunda ortalama konsantrasyonlar (mg/L)	Dünyada deniz suyu ortalama konsantrasyonları (mg/L)
Bikarbonat	771	615	28
Klorür	60874	44630	19000
Sülfat	325	814	900
Sülfid	140	-	-
Nitrat	1	1	0.67
Fosfat	0	0	0.09

Üretim atıksuyu, değişen konsantrasyonlarda çözünen ve çözünmeyen organik petrol bileşenleri de içermektedir. Üretim atıksuyunda bulunan ana hidrokarbon grupları; alkanlar, alkenler, alkinler, aromatikler, polinükleer aromatikler (PAH) ve oksijen, azot ve kükürt içeren karmaşık hidrokarbon bileşikleridir. Bu bileşiklerin yaklaşık % 90'ını oluşturan hakim tür $C_{10} - C_{30}$ düz zincirli alkanlardır. Ham petrolün gaz kromatografisi kullanılarak yapılan analizinde, BTEX gibi aromatiklerin ham petrolün sadece % 2-3'ünü oluşturduğu görülmüştür (Tellez ve diğ., 2002).

Üretim atıksuyundaki yüksek KOİ içeriği ve 0,1'in altındaki BOİ/KOİ oranı arıtma açısından önemli problemler oluşturmaktadır (Wang, 2004, Lu ve diğ. (2006)) üretim atıksuyunda KOİ parametresine en büyük katkının yağ ve gresten kaynaklandığını belirlemişlerdir.

AKM içeriğinin 75 ~ 36.000 mg/L, KOİ içeriğinin 500 ~24.500 mg/L, yağ ve gres içeriğinin 30 ~ 1.600 mg/L, sodyum içeriğinin 5.000 ~ 8.000 mg/L arasında olduğu ve değişen miktarlarda diğer mineralleri de içerdiği tespit edilmiştir. Üretim atıksuyu ile ilgili Trakya Bölgesi'nde yapılmış çalışmalar Çizelge 1.2'de verilmektedir.

Çizelge 1.2 : Üretim atıksuyu ile ilgili Trakya Bölgesi'nde yapılmış çalışmalar.

Parametreler	Birimler	Doğalgaz Sahası		Petrol ve Doğalgaz Sahası	Petrol Sahası	Doğalgaz Sahası
		Dinlendirilmiş numune	Kuyudan alınan numune			
BOİ,	mg/L	-	-	-	-	620
KOİ	mg/L	443	970	1681	588	20500
AKM	mg/L	72	158	-	-	355
NH ₄ -N	mg/L	16	18.8	-	-	29
Fenol	mg/L	5.5	-	-	-	0.4
CN ⁻	mg/L	< 0.01	< 0.01	-	-	< 0.01
Yağ ve Gres	mg/L	15	-	-	-	380
Tuzluluk	‰	‰13,1	-	‰7,2	‰7,13	-
pH		6.28	-	7,8	7,1	6.25
İletkenlik	µS/cm	21700	-	18770	47600	-
Na	mg/L	5350	3740	4480	18900	7828
Cl ⁻	mg/L	7205	-	3199	16745	-
SO ₄ ⁻²	mg/L	37	50	-	-	28
Cd	mg/L	< 0.2	< 0.2	-	-	< 0.15

Çizelge 1.2 (devam): Üretim atıksuyu ile ilgili Trakya Bölgesi'nde yapılmış çalışmalar.

Parametreler	Birimler	Doğalgaz Sahası		Petrol ve Doğalgaz Sahası	Petrol Sahası	Doğalgaz Sahası
		Dinlendirilmiş numune	Kuyudan alınan numune			
Co	mg/L	-	-	-	-	-
Cr	mg/L	< 0.5	< 0.5	-	-	< 0.5
Cu	mg/L	1,552	< 0.1	-	-	< 0.5
Fe	mg/L	22	27.4	-	-	18
Ni	mg/L	-	-	-	-	-
Zn	mg/L	0,353	0.7	-	0,225	<0.1
Pb	mg/L	< 0.5	< 0.5	-	-	< 0.5
Alkalinite	mg/L. CaCO ₃	-	-	-	-	-
Toplam sülfür	mg/L	< 0.1	< 0.1	-	-	< 0.1

Üretim atıksuyundaki iz elementler de rezervuarların farklı jeolojik özelliklerine göre değişiklik göstermektedir. Doğal gaz üretim atıksuyu petrol üretim atıksuyuna göre daha yüksek, ağır metal konsantrasyonlarına sahiptir. 'da doğal gaz ve petrol üretim atıksularında ve deniz suyundaki iz element konsantrasyonları verilmektedir.

Çizelge 1.3 : Üretim atıksuyu ve deniz suyundaki iz element konsantrasyonları.

	Fe	Hg	Cd	Pb	Zn	Cu	Cr	As	Ni
Petrol Üretim Atıksuyu, (µg/L)									
Aralık		0,04-1.3	0,03-2,5	0,15-2,1	0,07-26,4	0,25-9,5	0,18-5,3	0,5-3,1	0,25-34
Ortalama		0,3	0,6	0,4	5,8	2	2,2	1,4	7,6
Doğal Gaz Üretim Atıksuyu, (µg/L)									
Aralık		1-8,9	0,07-5	0,19-9	0,37-145	0,14-0,6	0,07-1600	-	-
Ortalama		2,3	1,3	4,1	26	0,4	420	-	60
Petrol ve Doğal Gaz Üretim Atıksuları, (µg/L)									
Aralık	0,01-32	0,02-8,9	0,03-14	0,15-9	0,08-85	0,25-9,5	0,07-78	0,5-26	0,25-26
Ortalama		0,9	1,8	2,1	12	1,6	8,2	11	8,5
Deniz Suyu, (µg/L)									
Ortalama	0,008-2	0,00007-0,006	0,001-0,1	0,001-0,1	0,006-0,12	0,03-0,35	0,1-0,55	0,1-1	1-3

1.3.3.2 Petrol üretiminden kaynaklanan üretim atıksuyu

Doğal bileşenlerin yanında, petrol üretimi sırasında, üretim atıksuyunda rezervuar basıncını arttırmak üzere kullanılan yeraltı suyu ya da deniz suyu da bulunabilir. Üretim atıksularının birçoğu deniz suyundan daha tuzludur (Cline, 1998). Sondaj ve üretim prosesi sırasında ya da petrol/su ayrıştırması yapılırken kullanılan kimyasallar da üretim atıksuyu içerisinde bulunmaktadır.

Petrol üretiminde kullanılan kimyasallar çok çeşitli ve oldukça karmaşık molekül bileşenleri halinde bulunmaktadır. Bu bileşenler şu maddeleri içermektedir. (Cline, 1998).

Ekipmanda meydana gelebilecek korozyonu azaltmak üzere korozyon inhibitörleri (organik amin bileşikleri) ve oksijen absorblayıcılar (sodyum bisülfid, amonyum bisülfid), birikinti önleyici inhibitörler (fosfonatlar, poliakrilatlar), bakteriyel kirlenmeyi azaltmak için kullanılan dezenfektan olan biyositler (gluteraldehit, formaldehit, sodyum hipoklorit), Su-yağ emisyonunu kırmak için emisyon kırıcılar ve durultucular, katı maddeleri tutmak üzere pıhtılaştırıcı, yumaklaştırıcı ve durultucular, parafin birikintilerini azaltacak çözücüler (ağır ve hafif nafta vb.). Üretim atıksuyunda bulunan bu kimyasallar toksisite ve biyolojik ayrışabilirliği etkilemektedir (Brendehaug ve diğ., 1992).

1.3.3.3 Gaz üretiminden kaynaklanan üretim atıksuyu

Gaz üretimi sırasında ortaya çıkan üretim atıksuyu içerisinde petrol üretimine nazaran daha yüksek miktarda düşük moleküler ağırlıklı benzen, toluen, etilbenzen ve ksilen (BTEX) gibi aromatik hidrokarbon bileşenleri bulunmaktadır ve bu nedenle, petrol üretimi sonucu ortaya çıkan atıksulardan daha toksiktir. Gaz üretiminden kaynaklanan üretim atıksuyunda BTEX oranı (5,8 – 12,2 mg/L) petrol üretiminden kaynaklanan üretim atıksuyuna (1,3 – 8,7 mg/L) göre daha fazladır (Campos ve diğ., 2002; Tellez ve diğ., 2002). Yapılan çalışmalarda gaz/yoğuşurma platformlarından deşarj edilen üretim atıksularının petrol platformlarından deşarj edilenlerden on kat daha fazla toksik olduğu belirtilmiştir (Jacobs ve diğ., 1992). Buna rağmen, denizlerde gaz üretimi sonrası deşarj edilen üretim atıksuyu miktarının çok daha düşük olması sebebiyle oluşturduğu olumsuz etkiler daha düşük seviyededir.

Gaz prosesi için kullanılan kimyasalların birçoğu dehidrasyon, hidrojen sülfür uzaklaştırıcı ve hidrat inhibe edici kimyasallardan (MEG ve TEG) oluşmaktadır. Bunların yanı sıra, denizlerde gaz ve petrol üretim atıksuları arasında diğer bazı parametrelerde de farklılıklar bulunmaktadır. Örneğin, Kuzey Denizi'nde doğal gaz üretimi sonucu oluşan üretim atıksuyunda pH 8,1 ve klorür yaklaşık 19 g/L civarındadır. Bu bölgede petrol platformlarından deşarj edilen üretim atıksuyunun pH değeri 6,0 – 7,7 arasında değişmekte ve daha asidik karakterdedir (Jacobs ve diğ., 1992).

1.3.4 Üretim atıksuyu miktarları

Üretim atıksuyu, petrol ve doğal gaz çıkarım işlemleri sırasında oluşan sıvının hacimce en büyük kısmını oluşturmaktadır. Amerika Birleşik Devletleri'nde karada bulunan gaz ve petrol endüstrisindeki arama ve üretim esnasında ortaya çıkan atıkların yaklaşık %98'lik kısmını üretim atıksuyu oluşturmaktadır ve bu üretim atıksuları gaz/petrol üretiminde ortaya çıkan en büyük hacme sahiptir.

Dünya genelinde oluşan yaklaşık toplam üretim atıksuyu miktarı 9 milyar m³/yıl'dır. ABD'de toplam 902.000 üretim kuyusu bulunmaktadır. Bunların 6.948 tanesi kıyıdan uzakta, geri kalanları ise kıyıda yer almaktadır. ABD'de kıyıdan uzak işletmelerde oluşan üretim atıksuyu miktarı 120 milyon m³/yıl iken, kıyıda bulunan işletmelerde oluşan üretim atıksuyu miktarı 1,64 milyar m³/yıl'dır (Veil, 2006). Çin'de yılda 50 milyon ton üretim atıksuyu oluşmaktadır (Qiao ve diğ., 2008). Doğal gaz üretiminin artmasına rağmen, doğal gaz kuyuları petrol kuyularından daha az su ihtiva etmektedir.

Petrol ve doğal gaz işletmelerindeki ekonomik değerlendirmelerin gerçekçi yapılabilmesi açısından üretim atıksuyunu etkileyen faktörlerin incelenmesi önemlidir. Üretim atıksuyu, hidrokarbon geri kazanım prosesinin önemli bir parçasıdır (Khatib ve Verbeek, 2003). Bu nedenle su yönetiminin optimizasyonu özellikle hacim ve işletme maliyetlerinin kontrolü açısından önemlidir. Üretim atıksuyu yönetimi uygun şekilde yapılmazsa oldukça büyük çevresel etkilere sebep olabilmektedir.

Kuyu ömrü süresince üretim atıksuyu hacmini etkileyen faktörler aşağıda verilmiştir (Reynolds ve Kiker, 2003):

- Sondaj kuyusunun tipi
- Rezervuar yapısındaki kuyunun yerleşimi
- Su ayırma ve arıtma işletmelerinin türü
- Zenginleşmiş geri kazanım için enjeksiyon
- Mekanik ekipmandaki arızalar

1.3.5 Su-petrol oranı

Dünya genelinde su/petrol oranı ortalama 2:1 – 3:1, ABD’de bu değer 7:1’dir. ABD’deki çok eski kuyularda bu değer >50:1 oranına kadar yükselebilmektedir (Veil, 2006). Lee ve diğ. (2002) ABD’deki kuyulardan, bir varil petrol başına ortalama 7 varilden fazla su çıktığını bildirmiştir. API’nın 1985 ve 1995 yıllarında yapmış olduğu üretim atıksuyu araştırmalarına göre petrol üretilen bir kuyunun yaşı arttıkça ortaya çıkan üretim atıksuyu miktarının da arttığı kanıtlanmıştır. Bu araştırmalarda API, petrol-su oranını her 1 varil petrol başına yaklaşık olarak 7,5 varil su olarak hesaplamıştır. Üretim hayatlarının sonuna gelmiş olan ham petrol kuyularında su miktarı bir varil ham petrol üretimi başına 10-20 varil üretim atıksuyu üretimine denk gelebilmektedir. Örneğin, Shell Firması’nın işletme birimlerindeki üretim atıksuyu miktarı 1990’da günlük 2,1 milyon varil iken 2002 yılında bu miktar 6 milyon varilin üzerine çıkmıştır. Su yönetiminin maliyeti çok yüksek olmaya başladığında, açılmış olan petrol kuyusu ekonomik kazanç getirmemeye başlamaktadır.

1.3.6 Üretim atıksuyunun çevresel etkileri, yönetimi ve ilgili deşarj standartları

1.3.6.1 Üretim atıksuyunun çevresel etkileri

Petrol ve gaz üretiminden kaynaklanan üretim atıksularının arıtılmadan deşarj edilmesinin alıcı ortam üzerinde önemli çevresel problemlere neden olduğu bilinmektedir. Üretim atıksuyunun çevresel etkileri toplam atıksu bazında veya deşarj edilen sudaki tekil bileşikler ve madde grupları bazında değerlendirilebilmektedir. Bu konuda yapılan ilk çalışmalar toplam atıksu toksisitesi üzerine iken son yıllarda yapılan çalışmalar üretim atıksuyunda bulunan spesifik

kirleticiler üzerine yoğunlaşmıştır. Bu açıdan üretim atıksuyunda bulunan başlıca kirletici etmenler; tuzluluk, alifatik bileşikler, BTEX, NPD, PAH'lar, fenol bileşikleri, organik asitler ve iz elementlerdir.

Bu bileşenler üretim atıksuyunun arıtılmasını ve arıtıldıktan sonra uygun şekilde deşarjını oldukça güçleştirmektedir. Aşağıda bu bileşenlerin etkileri ile ilgili yapılan ayrıntılı çalışmalar özetlenmektedir. Yüksek tuz konsantrasyonunun biyolojik aktiviteyi önemli ölçüde azalttığı ile ilgili çalışmalar literatür özeti kısmında ayrıntılı olarak verilmiştir. Bunun yanısıra tuzluluk gideriminde kullanılan mevcut teknikler yüksek enerji yoğunluklu teknolojiler olduğundan arıtma maliyetleri yüksektir. Üretim atıksuyundaki hidrokarbon konsantrasyonunun, alıcı su ortamlarında, canlı türü çeşitliliğini olumsuz yönde etkilediği bilinmektedir.

Üretim atıksuyunda yüksek tuz konsantrasyonu toprakta kullanılabilir su miktarını azaltmakta, kök tarafından emilmeyi sınırlamakta ve ürün verimini azaltmaktadır. Tuz konsantrasyonu yüksek suların körfez sistemlerine etkilerinin araştırıldığı son çalışmalarda, tuzlu suların özellikle akıntının daha düşük olduğu yerlerde yoğunluk tabakalaşmasına sebep olduğu görülmüştür. Yağ ve klorür bileşikleri deşarjın yapıldığı yere yakın sedimentlerde birikmekte, bu durum da bentik faunanın çeşitliliğini olumsuz etkilemektedir. Yüksek tuzluluk ve petrol hidrokarbonları farklı su canlılarında değişen miktarda birikmektedir. Üretim atıksuyunun deşarjına yakın yerlerde kış mevsimini geçiren göçmen kuşların bünyesinde normalin 24 katı daha fazla polinükleer aromatik hidrokarbon biriktiği saptanmıştır.

Oluşan üretim atıksuları ayrılabilir, filtre edilebilir, arıtılabilir veya rezervuar enerjisini arttırmak amaçlı rezervuara geri gönderilebilir. Oluşan atıksu düşük kalitede ise rezervuara geri gönderilmemekte, derin deniz deşarj uygulaması yapılmaktadır. Arıtma uygulanması durumunda üretim atıksuları tarımda sulama amaçlı ve endüstriyel su kaynağı olarak da kullanılmaktadır (IOGCC, 2005). Örneğin Teksas Eyaleti'nde yılda yaklaşık 470.000 m³ üretim atıksuyu oluşmaktadır. Batı Teksas'ta kullanma suyu kaynağı yetersiz ve üretim atıksuyu miktarı yüksek olduğundan dolayı, özellikle kurak bölgelerde üretim atıksuyunun uygun arıtımı sonrasında kullanma suyu olarak kullanılması gündeme gelmiştir. Bu konuda EPA'nın çalışmaları mevcuttur (Patel, 2004). Bilinen toksik etkilerinden dolayı, polinükleer aromatik hidrokarbonlar da (PAH) özel önem taşımaktadır. Fisher ve diğ. (2006) tarafından yapılan bir araştırmada bir baraj gölü sahiline yakın yerde

depolanan havuzdan sızan üretim atıksuyunun göl tabanındaki canlılar üzerindeki etkisi incelenmiştir. Çalışmada hem üretim atıksuyunun hem de çok derinde olmayan yeraltı suyunun *D.pulex*'e karşı akut toksisitesinin oldukça yüksek olduğu ve 48 saatlik akut toksisite testi sonucuna göre LC₅₀ değerinin %3 olduğu belirtilmiştir.

Tablo 2.11.'de üretim atıksuyunda bulunan NDP (naftalin, dibenzotiofens ve fenantrens) ve EPA tarafından belirlenmiş 16 öncelikli PAH (Benzo(a)anthracene (BAA), Benzo(a)pyrene (BAP), Benzo(b)fluoranthene (BBF), Benzo(k)fluoranthene (BKF), Chrysene, Dibenz(a,h)anthracene, Indeno(1,2,3-cd)pyrene, Acenaphthene, Acenaphthylene, Anthracene, Benzo(ghi)perylene, Fluoranthene, Fluorene, Naphthalene, Phenanthrene, Pyrene) için tipik konsantrasyon değerleri verilmektedir (Hawboldt ve Adams, 2005).

PAH'lar toksik ve özellikle su omurgasızlarında birikici etkisi olan kirleticilerdir (Patin, 1999). Ayrıca PAH'ların kanserojen etkisi de bilinmektedir (ör: BAA, BBF, BAP ve Indeno(1,2,3-cd)pyrene). PAH'lar fotokimyasal olarak parçalanabilmekte ve havada reaktif olmaktadır. Ağır olan PAH bileşikler organik maddeyi bağlamakta ve parçalanmasına karşı direncini artırmaktadır (Davis, 1999).

Çizelge 1.4: Üretim atıksuyunda bulunan PAH konsantrasyonları (mg/L).

Kirletici	Norveç Petrolü	İngiliz Petrolü	Hollanda Petrolü
NDP	0,8 – 10,8	0,007 – 0,74	0,22 – 0,436
PAH (EPA 16, naftalin ve fenantrens hariç)	0,001 – 0,13	0,002 – 0,12	0,12 – 0,285

Akut toksisite

Petrol ve gaz üretimi yapılan kıyı ötesi platformların hacimsel ve toksik açıdan deniz kirlenmesine neden olan en önemli kirletici kaynağını üretim atıksuyu oluşturmaktadır. Özellikle aromatik ve fenol fraksiyonlarının biyolojik ayrışabilirliği ve seyrelmenin hızlı olmasından dolayı karışım bölgesinde toksik etki daha yüksek olabilmektedir. Akut toksisiteye katkıda bulunan üretim atıksuyundaki başlıca bileşenler, çözünmüş aromatik ve fenol hidrokarbonlardır (Frost ve diğ., 1998). PAH'lar mutajenik ve kanserojenik etkilere yol açmaktadır. PAH'ların toksik etkisi bileşiğin türüne, maruz kalmaya (akut veya kronik), organizmaya ve çevresel şartlara bağlıdır. Suda yaşayan organizmalar için düşük moleküler ağırlıklı PAH'lar yüksek moleküler ağırlıklı PAH'lara göre daha düşük toksik etkiye sahiptir. Moleküler ağırlığın artmasıyla PAH birikmesi artmaktadır; fakat hücre membranından

geçmeleri zorlaşmaktadır. Altı ve daha yüksek halkaya sahip moleküller hücre membranından geçememektedir (OGP, 2005).

Yapılan çalışmalara göre, üretim atıksuyunda EPA listesinde yer alan 16 poliaromatik hidrokarbon (PAH) için konsantrasyonlar 0,7 – 100 mg/L arasında değişmektedir (Sadiq ve diğ., 2002). Buna ilaveten, özellikle deniz işletmelerinde, mevcut ayırma ekipmanları, yasal limitleri sağlayacak şekilde yağ-gres giderimini tamamen karşılayamamaktadır. Bu tür durumlarda kimyasallar kullanılmakta; ancak bu kimyasalların bir kısmı toksik etkiye sebep olmaktadır.

Kronik toksisite

Üretim atıksuyu ile deşarj edilen PAH miktarları, üretim atıksuyunun hacim ve konsantrasyonun bir fonksiyonudur. Üretim atıksuyu miktarı oldukça değişkenlik göstermekle birlikte genellikle yüksektir. Örneğin 2003 yılında Kanada'daki Newfoundland ve Labrador'daki Hibernia platformundan 6700 m³/gün atıksu deşarjı yapılmıştır. Üretim atıksuyundaki PAH konsantrasyonu düşük olmakla birlikte yüksek atıksu hacmi nedeniyle alıcı ortamda kronik etki oluşturmaktadır (Hawboldt ve Adams, 2005).

EPA'ya göre ABD'deki petrol ve doğal gaz işletmelerinden çıkan üretim atıksularının alıcı ortamdaki etkilerini belirlemek üzere yapılan toksisite testi sonuçlarına göre ABD'deki alıcı su ortamlarında önemli bir toksisite problemi olmadığı gözlenmiştir.

1.3.6.2 Üretim atıksuyunun yönetimi

Üretim atıksuyu doğru teknik ve düşük maliyetle yönetilmelidir. Üretim atıksuyu yönetiminde bertaraf yöntemi olarak, genellikle alıcı ortama deşarj ve yeraltına enjeksiyon yöntemleri uygulanmaktadır. Karada oluşan üretim atıksuyunun büyük bir kısmına enjeksiyon uygulanırken, denizde oluşan üretim atıksuların büyük bir kısmı uluslararası sözleşme ve standartlara göre deşarj edilmektedir.

API (1997)'nin yaptığı bir çalışmaya göre ABD'de karadaki üretim tesislerindeki üretim atıksularının bertarafı amacıyla kullanılan yöntemlerin dağılımı Çizelge 1.5'te verilmektedir.

Çizelge 1.5 : ABD’de 1995 yılında kara işletmelerindeki üretim atıksularının bertaraf yöntemleri.

Yöntem	Üretim atıksuyu Yüzdesi
Üretimde Basınç Arttırma için Yapılan Enjeksiyon	%57
Bertaraf için Enjeksiyon	%36
Yararlı Kullanım	%4
Buharlaşma ve Sızma Havuzları	%2
Arıtma ve Deşarj	%1
Asfalt Zeminde Kullanımı	%<1

Petrol kuyularının aktif süresini ve verimliliğini arttırmak amaçlı kullanılan önemli yöntemlerden biri petrol yatağının altına veya yakın yerlerine su enjeksiyonu yapmak ve böylece petrolün yüzeye çıkışına desteğin sağlanmasıdır. Bu yöntem tüm dünyada karada ve denizde petrol çıkarma faaliyetlerinde kullanılmaktadır. Yüzeyde enjekte edilmesi gerekenden daha fazla su oluştuğunda, bu atıksuyun arıtımı ve deşarjı önem kazanmaktadır (Arnold ve diğ., 2004). Enjeksiyon yapılan su, petrol oluşum katmanında oluşabilecek doğal su içeriğine yakın olmalı, gözenekli olan jeolojik formasyonu tıkayacak özellikte olmamalıdır. Enjeksiyon ile bertaraf yöntemi özellikle denizdeki üretim faaliyetlerinde oldukça yüksek maliyetlidir.

Arıtma ve deşarj, kıyıdan uzak tesislerde, üretim atıksuyunu bertaraf etmek için tercih edilen başlıca yöntemdir. Her bir platformda ya da kuyuda üretim atıksuyu deşarjının ayrı ayrı yapılması pratik olarak uygulanması güç ve ekonomik açıdan yüksek maliyetlidir. Örneğin, Meksika Körfezi’ndeki uygulamada, su arıtımı ve kuyu akımının ayrışması sadece önceden tasarlanmış alanda gerçekleşmektedir. 1992 yılında yapılmış ve yıllık olarak EPA’ya sunulmuş olan bir endüstri araştırmasına göre kurulu platformların sadece %29’unda arıtma tesislerinin olduğu ve deşarj yapıldığı belirtilmektedir (MMS, 1998).

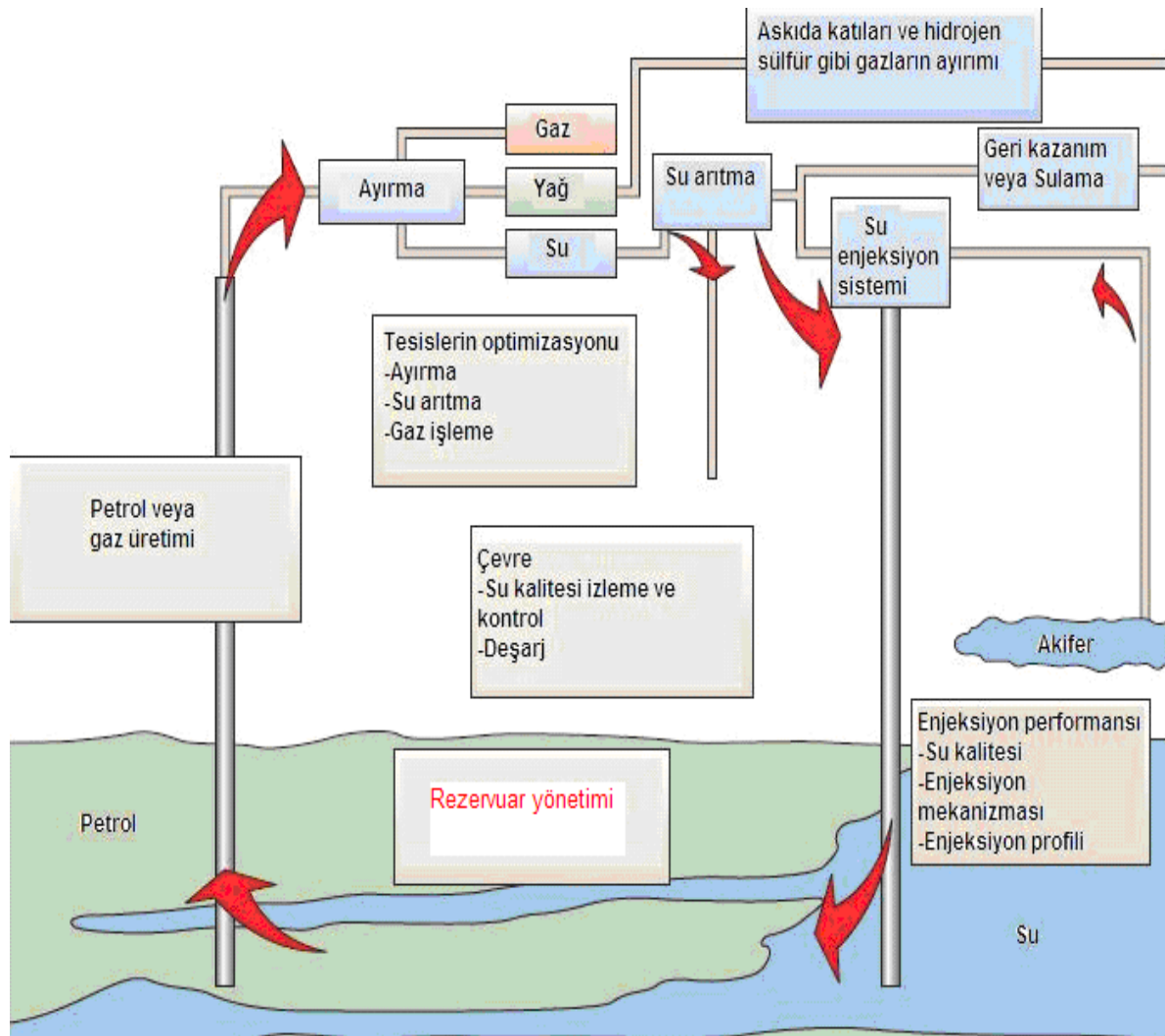
Kirliliği engellemek amacıyla ilk değerlendirilmesi gereken alternatif atıkların kaynağında azaltılmasıdır. Üretim sonrasında oluşan atıkların yönetimi, işletmeciler tarafından yasal ve finansal zorunlulukları sağlanarak, insan ve çevre sağlığına zarar vermeyecek şekilde kontrol altında tutulmalıdır. İşletmeciler çıkan atıkların tehlikeli atık sınıfında olup olmadıklarını da kontrol etmelidir. Atıklar tehlikeli atık sınıfında olmasalar bile, yapıları incelenerek buna uygun şekilde bir atık yönetimi

uygulanmalıdır. Belirli durumlarda bu belirleme esnasında hatalar olabilmekte ve atık yönetimi konusunda uygun bir yöntem seçilememektedir.

Arıtılan üretim atıksuyu, çeşitli şekillerde değerlendirilebilmektedir. Bunlar arasında,

- Alıcı ortama deşarj
- Yeraltı rezervuarlarına deşarj
- Enjeksiyon kuyusuna deşarj
- Tarımsal sulama suyu olarak kullanım

sayılabilir (Şekil 1.4) (Arnold ve diğ., 2004).



Şekil 1.4 : Arıtılan üretim atıksuyunun değerlendirilmesi (Arnold ve diğ., 2004).

1.3.6.3 Üretim atıksuyu ile ilgili standartlar

Üretim atıksuyunun deşarjı ile ilgili standartlar

Oluşan üretim atıksuları, gerekli deşarj limitlerini sağladıktan sonra alıcı ortama deşarj edilmesi gerekmektedir. Türkiye’de “Su Kirliliği Kontrolü Yönetmeliği Tablo 11.03.: Petrol Sanayii (Hidrokarbon Üretim Tesisleri)”ndeki limit değerleri sağlayacak şekilde deşarj edilmelidir (Çizelge 1.6).

Çizelge 1.6 : SKKY Tablo 11.03 Petrol Sanayii (Hidrokarbon üretim tesisleri).

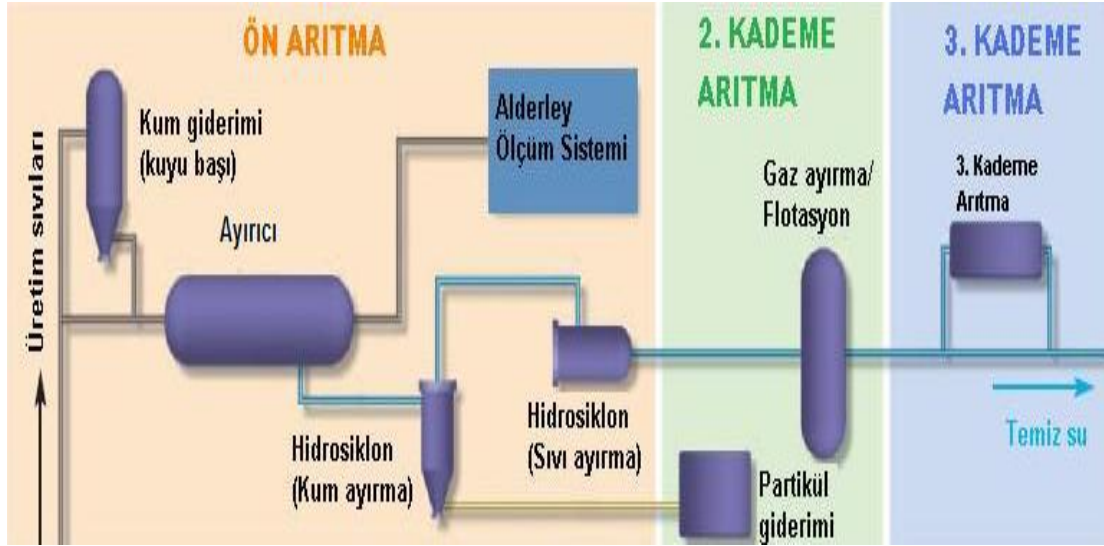
Parametre	Birim	Kompozit numune 2 saatlik	Kompozit Numune 24 saatlik
Kimyasal Oksijen İhtiyacı	(mg/L)	300	250
Askıda Katı Madde	(mg/L)	200	100
Yağ ve Gres	(mg/L)	20	10
Hidrokarbonlar	(mg/L)	15	10
Amonyum Azotu	(mg/L)	20	10
Sodyum	(mg/L)	250	200
Serbest Klor	(mg/L)	0.3	-
Sülfat	(mg/L)	2000	1700
Demir	(mg/L)	10	8
Fenol	(mg/L)	2	1
Toplam Siyanür	(mg/L)	1	0.5
Sülfür	(mg/L)	2	1
Civa	(mg/L)	-	0.05
Kadmiyum	(mg/L)	0.15	0.10
Çinko	(mg/L)	1	0.5
Kurşun	(mg/L)	1	0.5
Krom	(mg/L)	0.5	0.2
Bakır	(mg/L)	1	0.5
Balık Biyodeneyi	-	6	4
pH	-	6-9	6-9

1.3.7 Üretim atıksuyu arıtımı

1.3.7.1 Arıtma yöntemleri

Üretim atıksuyunun organik ve inorganik bileşimi petrol çıkarılan formasyonun jeolojik yapısına, petrol bileşimine, kullanılan yardımcı kimyasal maddelere bağlı olarak değişiklik göstermektedir. Yapısındaki bu değişiklik, üretim atıksuyuna uygulanacak arıtma tekniklerinin de farklılık göstermesine neden olmaktadır. Bunun yanı sıra kullanım amacına bağlı olarak da üretim atıksuyunun arıtılma derecesi ve dolayısıyla uygulanacak arıtma teknikleri değişiklik göstermektedir (Şekil 1.5). Genel olarak organik madde giderimi için biyolojik yöntemler (konvansiyel biyolojik

arıtma ve son zamanlarda biyolojik membran reaktörleri), inorganik madde giderimi için klasik filtrasyon, membran filtrasyonu veya kimyasal arıtma uygulanmaktadır. Yağ ve AKM giderimi için sıyırma, flotasyon, çöktürme gibi fiziksel yöntemler uygulanmaktadır.



Şekil 1.5: Üretim atıksuyunda uygulanan genel arıtma kademeleri.

Değişik kirleticileri gidermek amacıyla uygulanabilecek genel arıtma yöntemleri Şekil 1.5’de verilmiş ve her bir arıtma sistemi hakkında özet bilgiler sırasıyla, Çizelge 1.8, Çizelge 1.9 ve Çizelge 1.10’da özetlenmiştir.

Çizelge 1.7 : Üretim atıksuyunda uygulanan temel işlemler ve uygulamaları (Hayes ve Arthur, 2004)

Kirletici	Yağ giderme	AKM giderimi	Demir giderimi	Ca & Mg giderimi	Yumuşatma	Çözülmüş organiklerin giderimi	İz organiklerin giderimi	Tuzluluk giderme & konsantrasyon	Sodyum Adsorpsiyon hızı (SAR) ayarlama	Silikat ve bor giderimi
Arıtma yöntemi										
API ayırıcı	X	X								
Derin filtre	X	X								
Hidrosiklon	X	X								
Gaz flotasyonu	X	X								
Ultrafiltrasyon	X	X								
Kum filtrasyonu		X								
Havalandırma & çöktürme		X	X							
Çöktürme ile yumuşatma					X					X
İyon değişimi			X	X						X
Biyolojik arıtma						X				
Aktif karbon							X			

Çizelge 1.7 (devam): Üretim atıksuyunda uygulanan temel işlemler ve uygulamaları (Hayes ve Arthur, 2004)

Kirletici	Yağ giderme	AKM giderimi	Demir giderimi	Ca & Mg giderimi	Yumuşatma	Çözülmüş organiklerin giderimi	İz organiklerin giderimi	Tuzluluk giderme & konsantr etme	Sodyum Adsorbsiyon hızı (SAR) ayarlama	Silikat ve bor giderimi
Aritma yöntemi										
Ters osmoz								X		
Distilasyon								X		
Don. Çözülme buharlaşması						X		X		
Elektrodiyaliz						X		X		
Kimyasal ilavesi									X	

Çizelge 1.8 : Üretim atıksuyunun 1. kademe arıtımını (Askıda katı madde giderimi) sağlayan prosesler (Hayes ve Arthur, 2004)

	Temel işlem	Teknoloji tanımı	Kullanımı	Etki gücü	Sınırlamaları
1. kademe arıtma	Çöktürme	Partiküllerin çökmesi için gerekli şartları sağlayacak uzun bekletme sürelerine sahip tanklar veya bekletme havuzları	Petrol ve gaz endüstrisinde uzun süredir kullanılmaktadır	Akım salınımlarını dengeleyecek şekilde tasarlanabilir. Büyük partikülleri giderir.	İnce partikülleri gidermez.
	Tabakalı filtre	Partiküler madde giderimi sağlayan tabakalı granüler malzemeden oluşur. İki tabakalı bir filtre; 1)kum ve antrasit, 2) aktif karbon ve kum, 3)reçine ve kum, ve 4) aktif karbon, kum ve garnetten yapılabilir. Sürekli geri yıkama yatak düzenlenmesini temin eder.	Bir çok endüstride askıda katı madde gideriminde etkili bir şekilde kullanılmaktadır.	Filtre yatağının yenilenmesi otomatik olarak yapılır. Büyük partiküler maddelerin ve floküle olabilecek partiküllerin giderimi	İnce partikülleri gidermez.
	Kartuş filtre	Kartuş filtre içeren bir tüpten oluşur. Bir ön arıtma aracı olarak kullanılır. Su ultrafiltrasyon altındaki basınçla filtreden geçirilir.	Petrol ve gaz endüstrisinde ticari uygulamalarda kullanılmaktadır.	Temini kolaydır. Çok çeşitli tipleri vardır. Düşük basınç kayıpları olur. Etkili bir partikül giderme yöntemidir.	İnce partikülleri gidermez.

Çizelge 1.9 : Üretim atıksuyunun 2. kademe arıtımını (Çözünmüş organiklerin giderimi) sağlayan prosesler (Hayes ve Arthur, 2004).

	Temel işlem	Teknoloji tanımı	Kullanımı	Etki gücü	Sınırlamaları
2. kademe arıtma	Biyolojik arıtma	Çok sayıda biyolojik proses çözünmüş yağları, uçucu asitleri ve diğer çözünmüş organikleri karbondioksit döndürebilir. Üretim atıksuyu arıtımında etkili olan bir proses, granüler aktif karbonun kullanıldığı akışkan yataklı biyofilm sistemidir (GAC-FBR prosesi)	GAC-FBR ticari olarak mevcut olup 15000 mg/L TÇM konsantrasyonuna kadar etkili bir şekilde kullanılabilir.	Yer tasarrufu sağlar. Organik bileşiklerin gideriminde son derece esnek. Anaerobik, denitrifikasyon ve aerobik olarak çalıştırılabilir. Çeşitli üretimlerinde yüksek performans gösterir. %98 BTEX giderimi sağlar.	100 mg/L den daha fazla TOK konsantrasyonlarında denitrifikasyon modunda çalışmayı gerektirir. Bu da geniş hacim ve nitrik asit ve/veya nitrat gerektirir.
	Aktif karbon	Sabit bir yataktan oluşur. Su kolondan geçerken organik bileşikler carbon malzemenin yüzeyinde adsorplanır. Tüklenen karbon genellikle kolon dışında rejenere edilir. Genellikle iz organiklerin ve bazı inorganiklerin gideriminde kullanılır.	Kentsel ve endüstriyel uygulamalarda etkili bir şekilde kullanılmaktadır. 20 ppm altındaki konsantrasyonlarda en iyi sonucu verir.	Bazı organik bileşiklerin gideriminde mükemmel bir verim sağlar. BTEX giderim verimi %99 un üzerinde olabilir.	100 mg/l den daha fazla TOK konsantrasyonlarında aktif karbon hızla tükenir.

Çizelge 1.10 : Tuzluluk giderme veya konsantre etme amaçlı üretim atıksuyu arıtma prosesleri (Hayes ve Arthur, 2004).

Temel işlem	Teknoloji tanımı	Kullanımı	Etki gücü	Sınırlamaları	
Tuzluluk giderme veya konsantre etme	Ters osmoz	Çözünenin osmotik basıncından daha büyük bir basınç uygulayıp suyun yarı geçirgen bir membrandan süzülmesini sağlayarak belirli bir kimyasal türün bir çözeltiden ayrılmasını sağlayan bir membran prosesidir.	ABD’de 2000 tesiste 800 MG/gün lük suyu arıtan ve en çok kullanılan tuzluluk giderme yöntemidir. Petrol ve gaz uygulamalarında kullanımı gelişme aşamasındadır. Yeni membranlar mevcuttur.	Deniz suyu ve tuzlu su arıtımında performansı iyidir. Yer tasarrufu sağlar. Çok değişken TÇM konsantrasyonlarına uygulanabilir. Organik madde ve tuz giderilir.	Deneme amaçlı test tesisleri; - Membran üzerinde yağ birikiminden, - Birikintilerden neden olduğu membranın sıyırılmasından dolayı membran kirlenmesi - Zayıf geri kazanım oranı <%65
	Kompresörlü buhar distilasyonu	Bu proseste suyun buharlaşması için gerekli ısı bir kazanın ısıtılmasından ziyade, buharın basınçlanmasından gelir. Bu proseste bir kap üzerinde vakum oluşmasını sağlayan bir kompresör kullanılarak suyun 40 ile 60 °C’de kaynaması sağlanır.	Ticari olarak 120 ~120000 bbl/gün kapasiteleri mevcuttur. Genellikle oteller ve endüstrilerde kullanılır. Ayrıca tatlı su sıkıntısı çeken sondaj bölgelerinde kullanılır. Henüz üretim atıksuyunda kullanılmamamaktadır	Konsantre sularda bile %98’e kadar geri kazanım oranı elde edilebilir. Değişik kompresörler kullanılarak kirlenme, tıkanma, çökeltme problemleri en aza indirilir.	Üretim atıksuyunun düşük ve orta TÇM konsantrasyonlarında ters osmoz ve elektrodiyalize göre daha çok enerji gerektirir. Ucucu organikler de üretilen suya karışır.
	Donma çözülme buharlaşması	Üretim atıksuyunun demineralizasyonu için sürücü kuvvet yaratmak amacıyla doğal prosesler olan donma ve buharlaşmayı birleştiren bir prosestir. Donma kristalizasyonu ve çözülme çevrimlerini kullanarak bir taraftan daha konsantre bir tuzlu su oluşurken bir taraftan da demineralize su elde edilir. Buharlaşma yazın tuzluluğu daha da azaltmak için kullanılır.	Bu teknik henüz ortaya çıkışının ilk yıllarındadır. Mevcut iki ticari tesise ait performans değerleri bulunmaktadır.	Enerji ihtiyacı düşüktür. Mevcut buharlaştırma tesislerinin yenilenmesinde kullanılabilir.	Sadece yeterli sayıda don görülen günü olan yerlerde kullanılabilir. Alan ihtiyacı fazladır. İş gücü önemli bir maliyet oluşturur.
	Elektrodiyaliz	Çözeltilerden iyonları ayırabilen, konsantre edebilen ve saflaştırabilen, elektrikle çalışan bir membran ayırma prosesidir. Bu proseste iyonlar, bir doğru akım ile iyon seçici membranlar arasından geçirilir. Katyon değiştirici membranlar ve anyon değiştirici membranlar ardışık olarak dizilir.	Ticari olarak 1960’dan beri mevcuttur. Gıda, kimyasallar ve ilaç sektörü değişik endüstrilerde kullanılmaktadır. Üretim atıksuyunda henüz ticari olarak kullanılmamaktadır.	Yüksek geri kazanım oranı vardır, >%92. Kirlenmeye karşı dirençlidir ve düşük basınçta çalıştırılırlar.	15000 üzerindeki TÇM konsantrasyonlarında a enerji gereksinimi oldukça fazladır. BTEX veya naftalin gibi PAH ları gidermez.

Üretim atıksuyu arıtımında uygulanan genel yaklaşım atıksudan yağın ayrılması ve demineralizasyondur. Yağın uzaklaştırılması amacıyla, santrifüjler, havalı yüzdürücüler, hidrosiklonlar, membran ayırıcılar ve adsorblayıcılar kullanılmaktadır.

Yağ ve gres türleri atıksularda serbest, dispersiyon veya emülsiyon halinde bulunmaktadır. 150 μm 'den daha büyük yağ parçacıkları “*serbest yağ*”, 120-150 μm arasındaki yağ damlacıkları “*dispersiyon haldeki yağ*”, 20 μm 'den daha küçük yağ damlacıkları içeren su “*emülsiyon haldeki yağ*” olarak adlandırılmaktadır. Yağ partiküllerinin büyüklüğünün yanı sıra yağın atıksudaki fiziksel formuna göre de sınıflandırma yapılmaktadır. Tabakin ve diğ. (1978), yağ kategorilerini aşağıdaki şekilde sınıflandırmıştır:

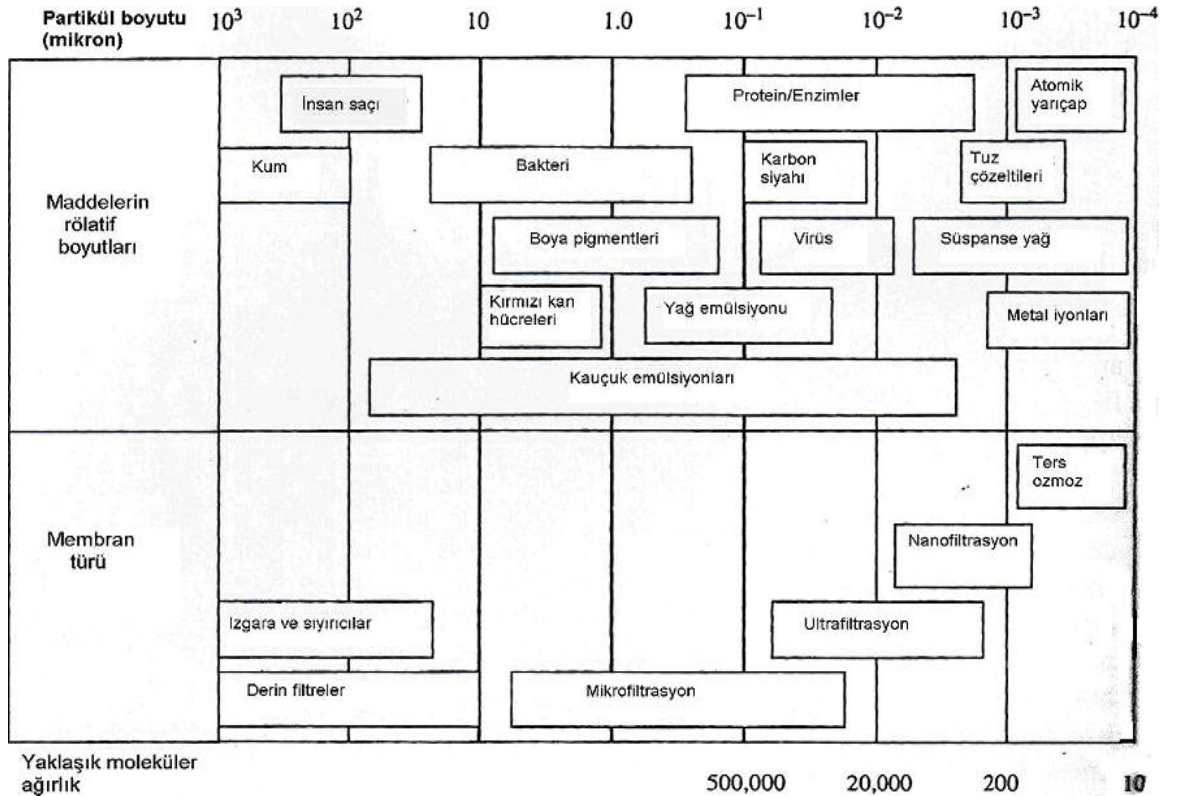
- Serbest yağ: Durgun şartlarda atıksu yüzeyine hızlı bir şekilde yükselen yağ.
- Mekanik dispersiyon: Elektriksel yükler veya diğer kuvvetler altında stabilize olabilen ince yağ damlacıkları.
- Kimyasal olarak stabilize olabilen emülsiyonlar: Yağ su yüzeyinde yüzey aktif maddelerle stabilize olabilen yağ damlacıkları.
- Çözünmüş yağ: Genellikle 5 μm 'den daha küçük ve kimyasal olarak çözünmüştürler.
- Yağlı partiküller: Atıksuların partiküler madde yüzeyine yapışan yağlar.

Yağlı atıksu arıtımında serbest ve emülsiyon halindeki iki tür yağın giderilmesi gerekmektedir. Serbest yağ sudan daha hafiftir, yüzeye hızlı bir şekilde çıkabilmektedir. Bundan dolayı yüzebilen yağ olarak isimlendirilmektedir. Genel olarak 250 μm çapından daha büyük olan yağlar bu gruba girmektedir.

Emülsiyon haldeki yağlar ya yüzeye çıkamadıklarından ya da birçok yağ-su ayırıcılarında giderilemeyecek kadar yavaş yükseldiklerinden, genellikle sudan ayrılmaya karşı direnç göstermektedir. Yağ-su ayırmada yağ özellikleri çok önemlidir. Reçine, asfaltlar ve vakslar gibi bileşikler stabil emülsiyonların oluşumuna katkıda bulunmaktadır. Nickle profirin deniz suyunda yağı stabilize eden bir bileşiktir. Yoğunluk ve vizkositedeki değişimler, stabil emülsiyonların oluşumu ve emülsiyon damlacıklarının dispersiyonu etkili yağ-su gideriminde önemli faktörlerdir.

Yağlı atıksu arıtımı, ön arıtma ve ikinci kademe arıtma sistemleri olmak üzere iki grupta sınıflandırılmaktadır. Ön arıtma sudan ve emülsiyon haldeki yağdan yüzebilen yağları ayırmak için kullanılmaktadır. Bu sistem sudan daha düşük yoğunluğa sahip yağ veya gres giderimi için uygundur. Sıyırıcılar veya graviteli ayırma bu gruba ait temel arıtma sistemleridir. İkinci kademe arıtmanın amacı, yağ emülsiyonunu kırarak yağı sudan ayırmaktır. Kimyasal arıtma, çözünmüş hava flotasyonu, membran filtrasyonu, elektriksel prosesler, hidrosiklon ve ultrases teknikleri emülsiyon haldeki yağ gideriminde kullanılan değişik tekniklerdir.

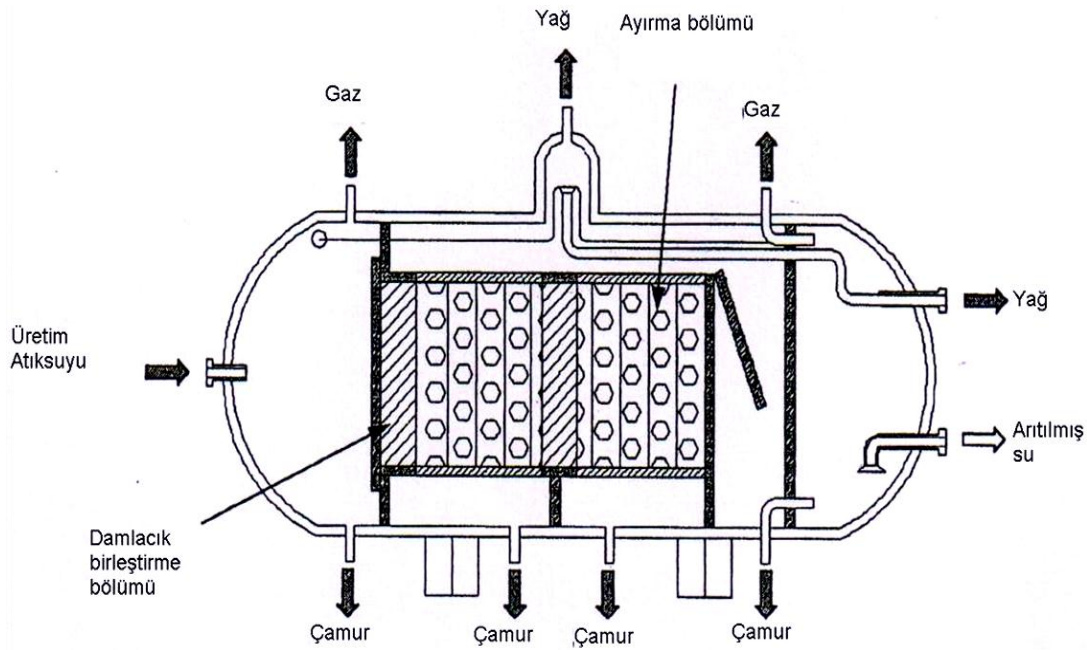
Genel olarak yağ-su ayırımında kullanılan ön arıtma yöntemleri graviteli ayırma, santrifüj ve filtrasyon işlemlerini içermektedir. Graviteli çöktürme ve santrifüj ile ayırma büyük ölçüde yoğunluk farklarına bağlı olmasına rağmen, filtrasyon moleküler boyut ve basınç farkına bağlıdır. Viskozite yağ-su ayırımında önemli bir fiziksel büyüklüktür. Yağ damcıklarının boyutları graviteli ayırma, santrifüj ve filtrasyon proseslerinde önemli bir rol oynamaktadır. Şekil 1.6'da yağ partiküllerinin boyutlarına göre uygulanabilecek arıtma metodu verilmektedir.



Şekil 1.6 : Yağ damlası boyutuna uygun arıtma metotları. (Kajitvichyanukul vd., 2006).

Yüzen yağ gideriminde kullanılan standart ünite API ayırıcısıdır. Diğer iki graviteli ayırıcı paralel levha (PPI) ve oluklu levha (CPI) tipidir. PPI ve CPI üniteleri API'ye göre daha az yer kaplar ve daha ekonomiktir. Şekil 1.7'de CPI verilmektedir. Bu modülde yağlı atıklar önce küçük yağ damlacıklarının daha büyük yağ damlalarına dönüştüğü bölümden geçmektedir. Büyüyen yağ damlaları daha sonra su ile birlikte yağ – su – çamur ayırımının gerçekleşeceği bölüme girmektedir.

Genel olarak konvansiyonel ayırıcılar 150 µm veya daha büyük yağ damlarını ayırabilmektedir. Eğer daha küçük damlaların giderilmesi isteniyorsa bir CPI ayırıcının kullanılması gerekir.

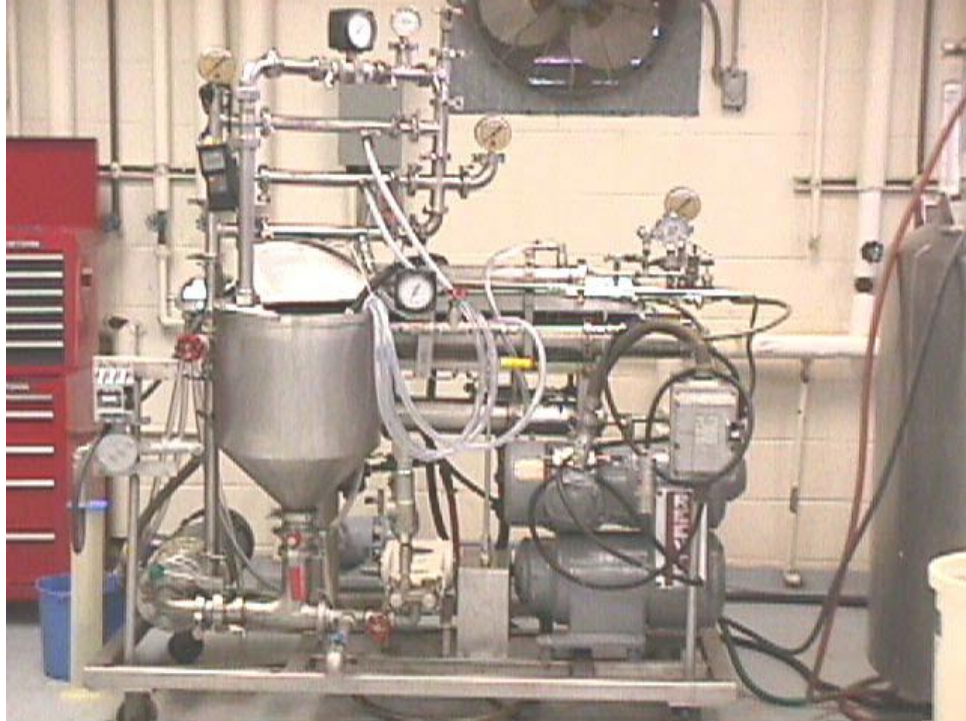


Şekil 1.7: Oluklu levha tipi ayırıcı.

Emülsiyon haldeki yağın ayrılmasında ikinci kademe arıtma birimleri uygulanmaktadır. Burada yağ – su emülsiyon yapısının kırılması gerekir. Emülsiyon kırma kimyasal, elektriksel veya fiziksel metotlarla yapılmaktadır. Emülsiyon kırma için kullanılan yaygın metotlar:

- Kimyasal metot: Emülsiyon kırma için kullanılan kimyasal metotlar asidifikasyon ve koagülasyondur. pH ayarlama ve koagulan eklenmesi yaygın olarak kullanılmaktadır.
- Flotasyon: Bu proseste yağlı atıksuya ince hava kabarcıkları verilerek yağ ve suyun özgül ağırlık farkından dolayı birbirinden ayrılması sağlanır. En çok kullanılan flotasyon sistemi çözünmüş hava flotasyonu (DAF)'dur.

- Filtrasyon: Membran filtrasyonu bir çok endüstride kullanılan yaygın bir prosestir. Kullanılan membran filtrasyon sistemleri mikrofiltrasyon, ultrafiltrasyon, nanofiltrasyon, ters ozmoz sistemleridir.
- Hidrosiklon: Emülsiyon kırma ve sudan yağ ayırımı için kullanılan fiziksel bir metottur. Bu metot, giriş suyundaki katıları da ayırmada etkili olabilecek, faz ayırmada etkili kuvvetlerin artırılmasına dayanmaktadır.
- Elektriksel prosesler: Elektroflotasyon ve elektrokoagülasyon, yağ – su ayırma ünitesinde elektrik akımının kullanıldığı destabilizasyon teknikleridir. Demineralizasyon amacıyla ise mikrofiltrasyon, ultrafiltrasyon, iyon değişimi ve ters osmoz (TO) kullanılmaktadır (Patel, 2004). Roberts (1994), TO prosesi ile demineralizasyon maliyetinde önemli bir azalma sağlandığını göstermiştir. Siddiqui (2002), deneysel çalışmalar sonucu maksimum tuz giderimi ve arıtma verimi için TO ünitesinin kullanılmasını önermiştir. Üretim atıksuyundan TÇM gideriminde mevcut en iyi teknolojinin TO prosesi (Şekil 1.8) olduğu ve bu proses ile üretim atıksuyundan %95 TÇM giderilebildiği saptanmıştır (Patel, 2004).



Şekil 1.8 : Petrol üretim atıksuyu arıtımı için kurulmuş laboratuvar ölçekli ters osmoz sistemi (Patel, 2004).

1.3.7.2 Literatürde yer alan arıtma çalışmaları

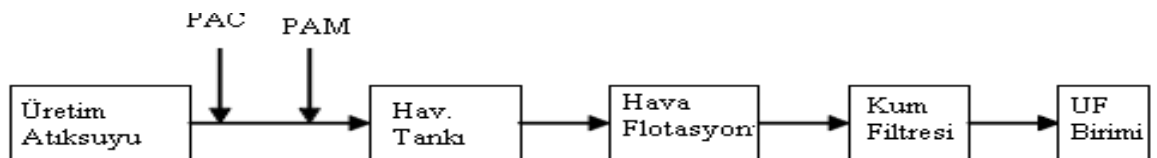
Üretim atıksuyunun arıtılması konusunda bugüne kadar yapılan çalışmalarda farklı arıtma prosesleri denenmiş ve çeşitli sonuçlar elde edilmiştir. Bu çalışmalar aşağıda özetlenmiştir.

Campos ve diğ. (2002)'nin yaptıkları bir çalışmada, kıyıdan uzakta bulunan Campos Basin'de (Rio de Janeiro, Brezilya) oluşan petrol üretim atıksularının kombine mikrofiltrasyon ve biyolojik olarak arıtılması sonucu elde edilen performans ve arıtılan suyun mevcut deşarj standartlarına uygunluğu değerlendirilmiştir. Mikrofiltrasyon prosesinde 0,1 µm gözenek çaplı, çapraz akışlı membran ünitesi kullanılmış ve sistem 50 kPa işletme basıncında, 8 L/gün yükleme ile ve 0,43 m/sn besleme hızında çalıştırılmıştır. Biyolojik proses olarak yukarı akışlı havalandırmalı bir biyofilm sistemi kullanılmıştır. Çalışmada yapılan biyolojik arıtılabilirlik çalışmaları sonucuna göre, mikrofiltrasyondan çıkan suyun biyolojik arıtmaya daha uygun olduğu saptanmıştır. Ayrıca mikrofiltrasyon kullanımının toksik maddeleri tolerans seviyesine indirdiği belirlenmiştir. Biyolojik proseste 3 farklı hidrolik bekleme süresi, HBS, denenmiştir (12, 24, 48 sa). KOİ, TOK ve NH₄⁺-N gideriminde en iyi verimler 48 sa'lık HBS'de elde edilmiş ve giderme verimleri sırasıyla %75, 85 ve 52 olmuştur. Fenol gideriminde ise en iyi verim 12 sa'lık HBS'de elde edilmiş ve % 65 giderme verimi değeri sağlanmıştır. Bu sistemin kullanılmasıyla KOİ ve TOK için yerel standartlar sağlanmakla birlikte fenol ve amonyak için standart değerleri sağlamak amacıyla ilave arıtmaya ihtiyaç duyulduğu saptanmıştır. Ayrıca yapılan kinetik çalışmada substrat tüketim hızı için; $U \text{ (g KOİ}_{\text{giderilen}}/\text{g UAKM.gün)} = 0,66-3,60$ ve $Y \text{ (g UAKM}_{\text{üretilen}}/\text{g KOİ}_{\text{giderilen}}) = 0,42-0,51$ değerleri bulunmuştur.

Al-Jeshi ve Neville (2008) yaptıkları çalışmada hacimce %50'ye kadar yağ içeren üretim atıksuyunun arıtılmasında laboratuvar ölçekli TO membranların kullanımının uygunluğunu, özellikle TOK giderimi açısından araştırmıştır. Aynı çalışmada TO teknolojisinin organik madde gideriminde verimli bir şekilde kullanıldığı belirtilmiştir. Bu çalışmada İngiltere'deki bir petrol şirketinden alınan, Priol 352 isimli yağı içeren atıksu kullanılmıştır. Basıncın süzöntü TOK konsantrasyonuna etkisi incelendiğinde, 80 ve 160 MN/m² giriş basıncı uygulanarak iki farklı membranın (Osmonics SG ve TriSep X20) performansı değerlendirilmiştir. Basıncın 80'den 160 MN/m²'ye çıkarılmasıyla her iki membranda da TOK giderimi açısından daha iyi süzöntü kalitesi elde edilmiştir. Giriş atıksuyunda pH'ın süzöntü TOK

konsantrasyonuna etkisi incelendiğinde, pH 4 ve 10,5 için her iki membranın performansı değerlendirilmiştir. pH'ın 10,5'ten 4'e indirilmesi durumunda süzüntü kalitesinde %50'ye varan artış saptanmıştır. Ayrıca, pH'ın TOK giderimi açısından membran performansı üzerine etkisinin, farklı membranlara göre değişebildiği belirlenmiştir. Sıcaklığın süzüntü TOK konsantrasyonuna etkisi incelendiğinde, 30 ve 40 C° için her iki membranın performansı değerlendirilmiştir. Buna göre, giriş atıksuyunda 1.290 – 2.150 ppm TOK seviyelerinde sıcaklığın etkisinin oldukça az olduğu; giriş atıksuyunda TOK>5160 mg/L olduğunda ise sıcaklık artışının verim düşüşüne sebep olduğu saptanmıştır. Bunun nedeni olarak suyun ve yağın viskozitelerinin sıcaklıktan etkilenmesi gösterilmiştir. Giriş yağ konsantrasyonunun süzüntü TOK konsantrasyonuna etkisi incelendiğinde, daha yüksek akı değerine sahip olduğundan daha hızlı tıkanacağı düşünülerek, Osmonics SG membranı kullanılarak hacimce %0,25, %0,6, %30 ve % 50 yağ konsantrasyonlarında deneyler yürütülmüştür. Buna göre, tüm koşullarda %99 civarında TOK giderimi gerçekleşmekle birlikte, %50 yağ konsantrasyonu için ikinci bir ters osmoz ünitesi kullanılmasının süzüntü kalitesini daha da artıracığı belirtilmiştir. Ayrıca % 50 yağ oranında tuz gideriminin düştüğü ve süzüntü akım hızının arttığı görülmüştür. Yağın membran yüzey yüküne olan etkisinden dolayı tuz gideriminin düştüğü ve yağın membran yüzeyinde biriken tuzla karışıp, tuz konsantrasyonunu düşürdüğü ve süzüntü akım hızını arttırdığı belirtilmiştir.

Qiao ve diğ. (2008) yaptıkları çalışmada, Daqing (Çin) petrol sahasında oluşan petrol üretim atıksuyunun kuyuya yeniden enjeksiyon amaçlı kullanımı için; havalandırma tankı, hava flotasyonu, kum filtresi ve ultrafiltrasyon ünitelerinden oluşan bir pilot tesis ile arıtılması sonucu elde edilen arıtma performanslarını değerlendirmiştir. Sistemin arıtma kapasitesi 150 L/sa olup, kullanılan havalandırma tankı hacmi 2 m³'tür. Çalışmada kullanılan pilot ölçekli tesisin akım diyagramı Şekil 1.9'de verilmektedir.



Şekil 1.9 : Pilot ölçekli tesisin akım şeması.

Serbest yağ damlalarını daha büyük olacak şekilde biraraya getirerek ince hava kabarcıklarıyla kolay giderimini sağlamak, indirgeyici maddeleri (sülfite) okside

etmek amaçlı uygulanan havalandırma tankı aynı zamanda dengeleme tankı olarak görev yapmış, yağ konsantrasyonunda %50 giderim sağlandığı görülmüştür. Flotasyon biriminde yağ konsantrasyonunun 1 mg/L'nin ve askıda katı madde konsantrasyonunun ise 10 mg/L'nin altına düştüğü görülmüştür. Kum filtresinde ultrafiltrasyon giriş atıksu karakterizasyonunun dengelenmesi ve kalıntı maddelerin uzaklaştırması amaçlanmıştır. Ultrafiltrasyon ünitesinde yağ konsantrasyonu 0,5 mg/L'nin altına, askıda katı madde konsantrasyonu ise 1 mg/L seviyesine inmiştir.

Mondal ve Wickramasinghe (2008), çalışmalarında Colorado Eyaleti'nde üç farklı üretim atıksuyunun arıtılması amacıyla iki farklı nanofiltrasyon membran ve düşük basınçlı TO membran verimlerini karşılaştırmalı olarak değerlendirmişlerdir. Bu amaçla oda sıcaklığında 500 mL hacimli bir sistemde farklı basınç değerlerinde çalışmalar yapılmıştır. 1,4 -7 bar arasında farklı basınçlar uygulanarak farklı membranlardaki akı değerleri karşılaştırıldığında; en yüksek akı değerlerinin tüm üretim atıksu tipleri için nanofiltrasyon membranda, en düşük akı değerlerinin ise düşük basınçlı TO sisteminde elde edildiği görülmüştür. 5,5 bar sabit basınç altında 20 dakika süreyle toplanan süzüntü suyunda toplam çözünmüş katı madde, iletkenlik, toplam organik karbon değerlerine bakıldığında; en yüksek giderim verimlerinin düşük basınçlı TO membran tarafından sağlandığı görülmüştür. Sulama için önerilen toplam çözünmüş katı madde konsantrasyonu 1.000-2.000 ppm olduğu için, su bu amaçla kullanılacaksa düşük toplam katı madde konsantrasyonuna sahip atıksularda nanofiltrasyon membran kullanılarak yüksek geri kazanım oranları sağlanabileceği belirtilmiştir. Yüksek toplam çözünmüş katı madde konsantrasyonuna sahip atıksuların arıtılması için nanofiltrasyon membranın yeterli olmadığı, ancak düşük basınçlı TO sistemler ile oldukça düşük konsantrasyonların elde edildiği görülmektedir. En büyük gözenek çapı, en fazla hidrofilik olan nanofiltrasyon membranda en yüksek geri kazanım oranları sağlanırken, düşük basınçlı ters osmoz membranlarda en iyi çıkış suyu kaliteleri sağlanmıştır. Bu açıdan değerlendirilirse; membran seçiminde yararlı kullanım amacının dikkate alınması gerektiği ortaya çıkmaktadır.

Lee ve diğ. (2005)'nin Batı Teksas'ta (ABD) yaptığı çalışmada, petrolün üretim atıksuyundan ayrılması amacıyla hidrofilik ultrafiltrasyon membran sisteminin performansı test edilmiştir. Çalışmada çapraz akışlı 0,01 mikronluk UF membranı kullanılmıştır. Bu sistem, ön arıtım için kum giderme ve petrol giderme

hidrosiklonlarını içermektedir. Bu sistem ile membran tıkanmasını önlemek amacıyla ön arıtma yapılmış ve besleme suyu kalitesinin membran performansına etkisi araştırılmıştır. Bu teste dayandırılarak, dizayn kriterleri belirlenmiş ve tüm pilot tesis için işletme maliyeti tahmin edilmiştir. Membran tıkanmasını önlemek amacıyla ön arıtma yapılmıştır. Test boyunca, hidrosiklonların AKM ve yağ giderimi verimi sırasıyla ortalama %73 ve %54'tür. Geri kazanım oranı % 98 olarak ölçülmüştür.

Bilsad ve diğ. (1996)'nin yaptıkları çalışmada Kuzey Denizi'ndeki Snorre alanından alınan üretim atıksuyu ile yapılan mikrofiltrasyon ve ultrafiltrasyon pilot denemeleri sonucunda ultrafiltrasyonun mikrofiltrasyona göre toplam hidrokarbon ve askıda katı madde parametreleri için çok daha sıkı atıksu standartlarını sağlayabildiği görülmüştür. Üretim atıksuyundaki toplam hidrokarbonlar ultrafiltrasyon ile 50 mg/L'den 2 mg/L'ye inmiş ve %96 giderim sağlanmıştır. Benzen, toluen ve ksilen gibi aromatikler için %54, çinko, bakır gibi ağır metallerde için ise %95 giderim verimi sağlandığı görülmüştür.

Petrol endüstrisinin uymak zorunda olduğu sıkı deşarj standartlarının sağlanabilmesi için Siemens Firması Memjet Membran Biyoreaktörünü geliştirmiştir. Yapılan çalışmalar sonucunda geliştirilen biyoreaktör sistemi ile petrol üretim atıksularında bulunan başlıca kirleticiler olan AKM, amonyak, toplam azot, bulanıklık, koliform parametreleri uygun derecede arıtılmıştır. Yapılan arıtma sonucunda, atıksuda AKM konsantrasyonu 1 mg/L'nin altına, bulanıklık 0,1 NTU'nun altına ve silt yoğunluk indeksi (SDI) 3'ün altına indirilmiştir (Siemens, 2008).

Bir araştırma şirketi yeni bir proses olan VSEP (Vibratory Shear Enhanced Process) prosesini geliştirmiştir. Bu sistemde titreşim altındaki membran modülünden süzme işlemi yapılmaktadır. Kullanılan titreşimli membran mekanizması membranın kirlenmesini önlemede oldukça etkili olmuştur. Bu sistem, çeşitli petrokimya atıksularının arıtımında oldukça kolaylık sağlamıştır. Yeni membran teknolojileriyle geleneksel filtrasyon teknikleri ve diğer arıtma metodları kıyaslandığı zaman yeni teknolojinin bir çok avantajı ispatlanmıştır (New Logic, 2008).

Üretim atıksuyundaki organik maddelerin polimerik membranlarda ciddi şekilde kirlenmeye neden olduğunu belirten Liu ve diğ. (2008) sentezledikleri zeolit membranın üretim atıksuyu arıtımındaki performansını incelemiştir. Bu amaçla yapılan çalışmada, çözünmüş organik maddeler; pentanoik asit, toluen ve etanolün

TO membranının arıtma performansı üzerindeki etkisi araştırılmıştır. Ayrıca organik madde giderimi ve su akısının zamanla değişimi incelenmiştir. Çalışmada sentetik üretim atıksuyu kullanılmıştır. 2,76 Mpa transmembran basıncında (TMP) 0,1M NaCl besleme çözeltisinde % 99,4 tuz giderimi ve 0,35 kg/m².sa akı elde edilmiştir. Üretim atıksuyundaki çözülmüş organiklerin büyük bir kısmını oluşturan ve TOK konsantrasyonuna %90 üzerinde katkıda bulunan yağ asitlerini temsilen pentanoik asit kullanılmıştır. 100 ppm pentanoik asit içeren besleme suyunda aynı TMP’de %96,5 giderim sağlanmış ve 0,33 kg/m².sa sağlanmıştır. 100 ppm toluen çözeltisinde %99,5 giderim verimi elde edilmiş ancak kararlı haldeki akı 0,03 kg/m².sa olarak elde edilmiştir. Yine 100 ppm etanol çözeltisinde, etanol küçük ve nötral bir molekül olduğundan, %17 organik giderimi ve 0,31 kg/m².sa’lık akı elde edilebilmiştir.

Brookes ve diğ. (2006) tarafından yapılan çalışmada membran akısının sürdürülebilirliği incelenmiştir. Çalışmada 1.575 mg/L KOİ, metanol, etilen glikol, BTEX bileşikleri, poliaromatik hidrokarbonlar, naftalin, fenol, karboksilik asitler (asetik, propiyonik ve valerik asit) ve %1’lik sodyum klorür içeren sentetik üretim atıksuyunun, batık tübüler membran biyoreaktör sisteminde, membran kirliliği üzerindeki etkisi araştırılmıştır. Elde edilen sonuçlara göre basınç artışı ile membran akısı arasında eksponansiyel bir ilişki bulunmuştur. Bunun yanısıra kirlenme gelişiminin matematik modelindeki sabit (eksponansiyel fonksiyonun üs katsayısı), kritik ve sürdürülebilir akı deneylerinde aynı çıkmıştır. Akı ile basınç artışı arasındaki eksponansiyel ilişki ve fonksiyonunun üs katsayısının aynı çıkması durumu 6, 12 ve 18 mg/L MLSS konsantrasyonlarının tümü için geçerli bulunmuştur. Buradan besleme suyu özelliklerine göre kritik akı deneyinde elde edilen kirlenme gelişiminin, uzun dönemde meydana gelebilecek kirlenme hakkında bilgi vereceği belirtilmiştir. Elde edilen bir diğer sonuçta 12 ve 18 mg/L MLSS için, 6 mg/L den farklı olarak iki-kademeli bir kirlenme mekanizmasının geçerli olmadığı belirtilmiştir.

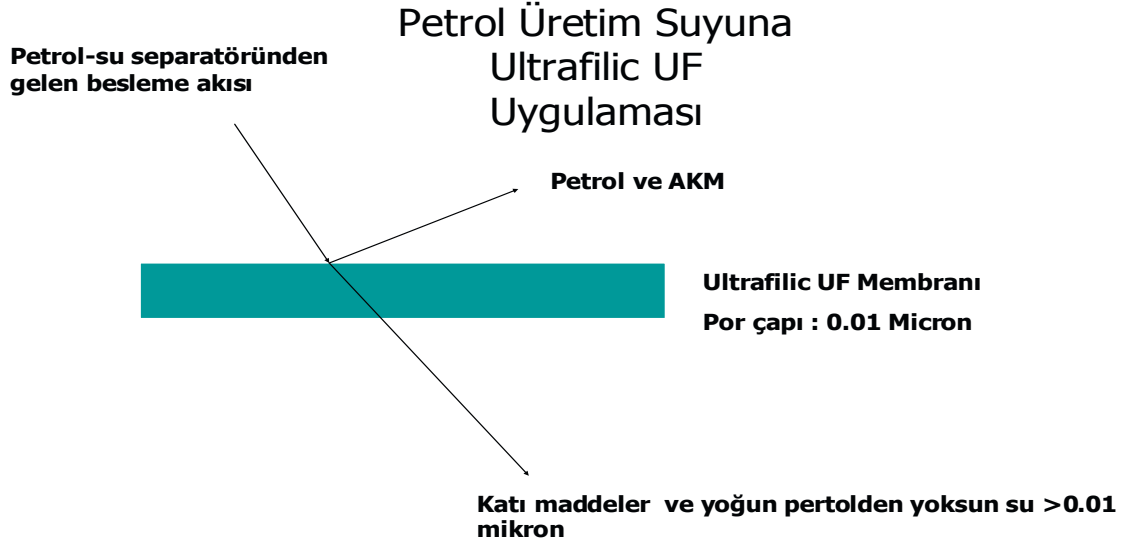
Wu ve diğ. (2008) tarafından yapılan çalışmada, Polivinil Alkol (PVA)’nın karışık selüloz ester mikrofiltrasyon membranının üzerine kaplanmasıyla elde edilen kompozit PVA UF membranının sentetik yağlı atıksu arıtımındaki performansı ve kirlenme direnci incelenmiştir. Besleme çözeltisi olarak, suyla karıştırılan benzinden elde edilen emülsiyon kullanılmıştır. Bu emülsiyonunun yağ konsantrasyonu 242,25 mg/L olarak belirlenmiştir. Yağlı suyun ultrafiltrasyonu 135 dak boyunca sürdürülmüştür.

Kirlenen membranlar sırasıyla, pH'ı 10 olan %0,1'lik deterjan çözeltisi, pH'ı 2 olan sülfürik asit çözeltisi ve %0,1'lik sitrik asit çözeltisiyle 20 dak boyunca yıkanmıştır. Her bir geri yıkama sonucunda akı %95 üzerinde ilk değerine yükselmiştir. Bu durum PVA UF membranın düşük yağ adsorpsiyon potansiyeli ile ilişkilendirilmiştir. Çalışmadaki şartlar çerçevesinde, PVA UF membranı oldukça yüksek bir akı ($< 200 \text{ L/m}^2.\text{sa}$) ve yüksek bir yağ giderme verimi sağlamıştır.

Ganesh ve diğ. (2006) tarafından yapılan çalışmada, 38 – 114 L/sa kapasiteli bir ters osmoz tesisi 9 ay boyunca çalıştırılmıştır. Çalışmada ABD'nin Kaliforniya Eyaleti'nde bir petrol üretim sahasının üretim atıksularının faydalı tekrar kullanımı araştırılmıştır. Çalışmada konvansiyonel membran ve düşük pH'ta bor giderimi yapan bir membran kullanılmıştır. Çalışma sonunda Kaliforniya Eyaleti'ndeki yer altı suyuna deşarj standartları, amonyak parametresi dışında sağlanmıştır. Amonyak ve bor giderimi birbirine zıt pH değeri gerektirdiğinden, amonyak giderimi için ayrı bir arıtma ünitesi uygulanmıştır. Düşük pH'ta bor gideren membran daha yüksek bor giderimi sağlamasına rağmen, inorganik çökeltilerle daha hızlı kirlenmiştir.

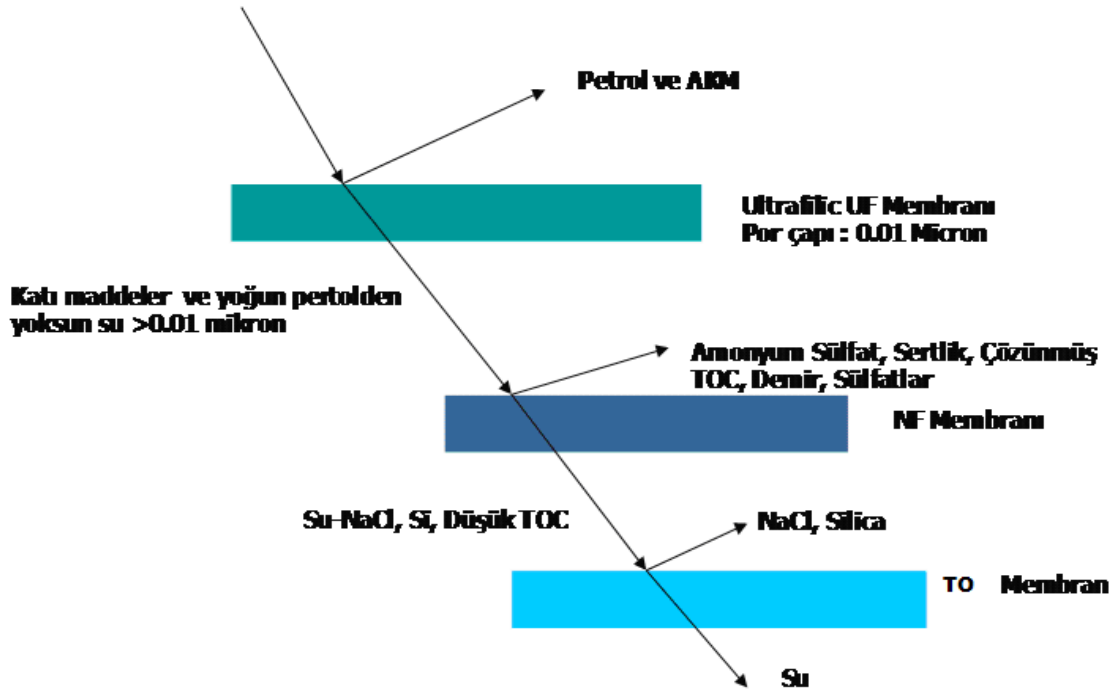
1998'de Osmonics Firması Ultrafilik membranlarını geliştirmiştir (Şekil 1.10 ve Şekil 1.11). Yağ ve diğer organik kirleticiler bu membran tarafından tutulabilmektedir. Ultrafilik membran, ultrafiltrasyon ve mikrofiltrasyon arasına tekabül edip, polyakrilonitril (PAN) membranların modifiye edilmiş halidir. Bir çok membran malzemesi 30 – 110 derecelik temas açısı sağlarken Ultrafilik membranlar sadece 4 derecelik temas açısına sahiptirler. Bu özellik de asimetric gözenek yapısıyla birlikte Ultrafilik membranları, sulu çözeltilerden yağ, gres ve diğer organik maddeleri ayırmada son derece başarılı olmasını sağlamaktadır. Bu modifikasyon ayrıca membranın bir çok organik çözücüye karşı direncini arttırmaktadır. Kıyı ve karadaki petrol üretim alanlarından çıkan üretim atıksularının arıtımında kullanılan ultrafilik membran iyi sonuçlar vermiştir. Ultrafilik membranların yanısıra üretilen spiral sargılı membranlar da, petrol üretimini arttırmak amacıyla tekrar enjekte edilen suların petrol bileşimini kabul edilebilir düzeylere düşürmek ve kimyasal türleri azaltarak, karada elde edilen üretim atıksuyunun denize deşarjı için uygun hale getirmek amacıyla kullanılmıştır. Bu yöntemin ardışık olarak nanofiltrasyon ve ters osmoz ile birleştirilmesiyle kıyıda sulama ve diğer amaçlar için uygun bileşimlerde su elde edilmiştir (Nicolaisen, 2002). Gulde (2003) tarafından yapılan çalışmada, ters osmoz membranlarının

toksiste hariç tüm fiziko-kimyasal parametreleri istenen seviyeye getirmede başarılı olduğu gösterilmiştir.



Şekil 1.10 : Petrol üretim atıksuyuna ultrafilik UF uygulaması.

ULTRAFİLİK UF-NF-TO PROSESİ



Şekil 1.11 : Petrol üretim atıksuyuna ultrafilik UF-NF-RO uygulaması.

Üretim atıksuyunun tuz içeriğini azaltmak amacıyla elektrodializ yöntemi de kullanılmaktadır. Sirivedhin ve diğ. (2004) çalışmasında değişik toplam çözünmüş

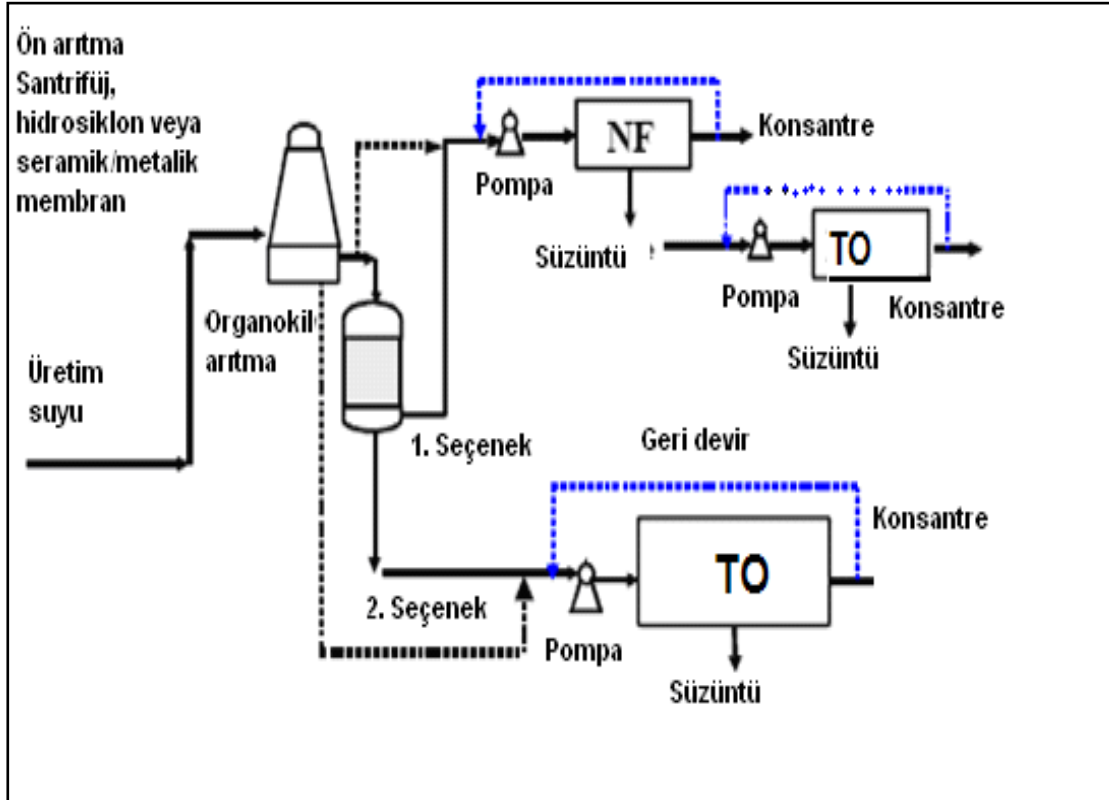
madde konsantrasyonuna ve katyon-anyon dağılımına sahip beş farklı besleme suyunun arıtımında üç farklı voltaj uygulaması yapılmış ve arıtımda katyon ve anyon değiştirici membranların performansı değerlendirilmiştir. Bunun yanı sıra, içme suyu ve sulama suyu standartlarının sağlanması için gerekli olan arıtma dereceleri belirlenmiştir. Özellikle, voltaj, anyon konsantrasyonu ve toplam çözünmüş madde konsantrasyonunun elektrodializ performansı üzerindeki etkisi incelenmiştir. Beş farklı üretim atıksuyu için voltaj artışı ile birlikte toplam çözünmüş madde giderimi doğrusal olarak artmıştır. Aynı toplam çözünmüş madde konsantrasyonuna sahip fakat farklı anyon/katyon dağılımına sahip atıksularda aynı voltaj uygulamasında katyon/anyonun % 50 giderimi için gerekli olan süre büyüklük sırası ile aynı sıradadır. Katyon ve anyonların giderilme sırası $Ca^{+2}=Mg^{2+}>K^{+}>Na^{+}$ ve $SO_4^{2-}>HCO_3>Cl^{-}$ şeklinde olmuştur. Bu çalışmada konsantre üretim atıksularının tuzluluğunun giderilmesinde elektrodializin, yüksek enerji maliyeti nedeniyle uygun bir seçenek olmadığı ancak temiz sularda bu yöntemin kullanılabileceği sonucuna varılmıştır (Bessa ve diğ., 2001). Ma ve Wang (2005) kurdukları laboratuvar ölçekli pilot tesiste elektrokimyasal yöntem ile petrol üretim atıksuyu arıtımının performansını incelemişlerdir. Çalışma sonucu, 6 dakikada BOİ ve KOİ gideriminin % 90'nın üzerinde, AKM gideriminin % 99, Ca gideriminin % 22 oranında ve bakterilerin 15V/120A akım ile üç dakikada % 99 oranında giderildiği saptanmış, elektrokimyasal arıtmanın etkili olduğu sonucuna varılmıştır.

Genel olarak elektrodializ yöntemi toplam çözünmüş madde konsantrasyonu 10.000 mg/L'den az olan sularda tuzluluk gidermek veya çeşitli arıtma prosesleri için bir ön arıtma sağlamaktadır. Ancak konsantrasyon 10.000 mg/L'den daha fazla olduğunda elektrik tüketimi üstel olarak artmaktadır. Bu durumda terz osmoz daha uygun bir seçenektir. Ters osmozda geri kazanım oranı %50'ye kadar düşmekle birlikte, genel olarak %50 ~ 85 arasındadır. Ters osmoz membranlarının giderim verimi kullanılan membran ile değişmekle beraber NaCl için %99, iki değerlikli tuzlar için yaklaşık %100 civarında, fakat bor için (yüksek pH'da çalışılmadığında) %80 civarındadır (<http://oilandgas.veoliawater.com>).

Batı Texas (ABD) temiz su sıkıntısı çeken bir bölge olduğundan dolayı petrol üretim sahalarında çıkan üretim atıksularının bir kısmının arıtılarak sulama ve çevre düzenlenmesinde kullanımını araştırmak amacıyla yapılan pilot ölçekli bir çalışmada

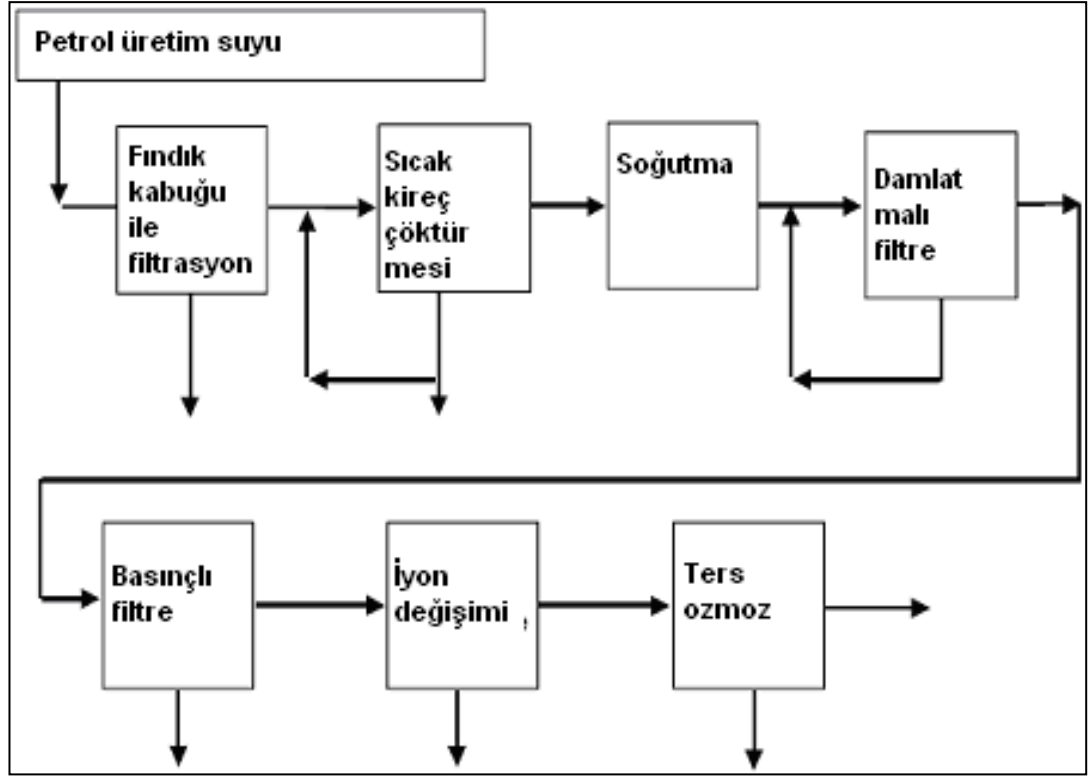
(Şekil 1.12), ön arıtmadan sonra organik kil uygulaması, nanofiltrasyon ve ters osmoz kullanılarak arıtılabilirlik incelenmiştir (Burnett, 2002).

Çalışma sonunda üretim atıksuyunun %25'inin ekonomik bir şekilde birinci kalite sulama suyu seviyesinde arıtımının gerçekleştirilebileceği ve bu amaçla kurulacak olan tesisin beş yıl içinde kendini amorti edebileceği sonucuna varılmıştır (Funston ve diğ., 2002).



Şekil 1.12 : Tuzlu su arıtma denemeleri (Burnett, 2002).

Kaliforniya'nın Los Angeles bölgesi petrol üretim sahalarından çıkan üretim atıksularının geri kazanılarak faydalı bir şekilde kullanımını araştırmak amacıyla bir pilot ölçekli çalışma yapılmıştır (Funston ve diğ., 2002). Geri kazanım seçeneklerinden ikisi endüstriyel amaçlı, biri tarımsal amaçlı, diğeri de içme suyu kullanımı için belirlenmiştir. Bu amaçla filtrasyon, ısı ile sertlik giderme, soğutma, damlatmalı filtre, basınçlı filtre, iyon değiştirme ve ters osmoz gibi biyolojik ve fiziko-kimyasal prosesler kullanılmıştır. Proses şeması Şekil 1.13'de görülmektedir.



Şekil 1.13 : Pilot tesis şeması (Funston ve diğ., 2002).

Bu prosesler kullanılarak %95 çözünmüş madde, %90 bor, %80 amonyak ve %95 sertlik ve kum giderimi sağlanarak istenilen geri kullanım seçeneğine uygun arıtma sağlanmıştır. Endüstriyel amaçlı tekrar kullanım seçeneğinin maliyeti 0,12 \$/varil, içme suyu ve tarımsal amaçlı tekrar kullanım seçeneğinin maliyeti 50 \$/varil olarak hesaplanmıştır. Buna karşılık üretim atıksuyunun ikincil kuyulara enjeksiyon maliyeti 0,01 \$/barel, diğer içme suyu kaynaklarından içme suyu temin etmenin maliyeti 0,10 \$/barel seviyesinde bulunmuştur. Üretim atıksuyunu arıtma maliyeti, içme suyu kaynaklarının arıtılmasından daha pahalı olmasına rağmen, üretim atıksuyunu arıtmanın diğer faydaları da mevcuttur. Üretim atıksuyunun arıtımı, kuyu enjeksiyonunun kullanılmamasını, dolayısıyla petrolün seyreltilmesinin ve verimi arttırmak için çok yüksek basınç gereksinmesinin ortadan kaldırılmasını sağlamaktadır (Burnett, 2002).

2. MATERYAL METOD

2.1 Pilot Ölçekli Arıtma Tesisinin Tanıtımı

Üretim atıksuyunun laboratuvarında gerçekleştirilmiş olan arıtım çalışmalarından sonra, Şubat ayında TPAO-Hamitabat tesislerine pilot tesisin kurulumu gerçekleştirilmiş ve arıtılabilirlik çalışmalarına başlanmıştır. Pilot tesis ile ilgili teknik çizimler EK A.1.'de verilmiştir. Pilot tesisten ilk düzenli veriler, 16/03/2011 tarihinden itibaren alınmaya başlanmıştır. Arıtılabilirlik çalışmalarında kullanılan pilot tesis beş ana kısımdan oluşmaktadır. Ana kısımlar ve alt bölümleri şu şekilde isimlendirilmiştir;

Ön arıtma ünitesi

a)Kimyasal çöktürme tankı

Ön filtrasyon ünitesi

a)Kum filtre

b)Mikrofiltrasyon ünitesi

c)Ultrafiltrasyon ünitesi

d)Aktif karbon kolonu

İleri arıtma ünitesi

a)Ters osmoz ünitesi

Konsantre akım ve oluşan atıkların bertarafı

a)Çamur kurutma sistemi ve güneş kolektörleri

Yardımcı ekipmanlar ve tanklar

a)Besleme ve temiz su tankları

b)Kimyasal dozlama ünitesi

c)Problar

d)Basınç transmitteri

Pilot ölçekli sisteminin görünümü Şekil 2.1 ve Şekil 2.2’de verilmiştir.



Şekil 2.1 : Pilot tesisin içeriden bir görünümü.



Şekil 2.2 : Pilot tesisin dışarıdan bir görünümü.

2.1.1 Ön arıtma ünitesi

Pilot tesisteki ön arıtma ünitesi kısmı kimyasal çöktürme tankından oluşmaktadır.

2.1.1.1 Kimyasal çöktürme tankı

Bu ünite sabit miktarda polielektrolit (negatif yüklü) kimyasalı, dozlama pompası ile atıksuya verilmiş ve atıksudaki çökemeyen kolloidlerin çökmesi sağlanmıştır. Sistem devreye alındığında ön çöktürme ve DAF tankı olmak üzere 2 kısımdan oluşan ön arıtma ünitesi, yapılan deneylerin perspektifinde değiştirilmiştir. Kimyasal dozlamamanın, ham atıksuyun sisteme alındığı ön çöktürme girişinde daha verimli olabildiği görülmüş ve dozlamamanın yapıldığı statik mikser ön çöktürme girişine alınmıştır. Böylece kimyasal dozlaması yapılmış atıksuyun hidrolik bekletme süresi (bekletme süresi, ön çöktürme ve DAF tankı ile birlikte toplam 12 saat) uzatılmıştır. Ön çöktürme ve DAF tankı, kimyasal çöktürme tankı olarak bir bütün olarak ele alınmıştır.

Kimyasal çöktürme tankının ilk kısmı, 2000 mm yükseklik x 950 mm boyutlarında, yaklaşık olarak 1.5 ton hacminde konik tabanlı silindirik şeklinde paslanmaz çelik malzemeden imal edilmiştir. Tank tabanındaki konik yüksekliği 300 mm boyutunda olup, yağ tahliyesi 1 1/2" küresel vana vasıtasıyla ve alt çıkış tahliyesi 1 1/2" pnomatik aktüatörlü vana ile yapılmaktadır. İkinci kısımdaki tank ise 2000 x 1500 x 500 mm boyutlarında, 2 adet şaşırtma plakasına sahip, 200 L hacimli, konik tabanlı dikdörtgen şekilli ve paslanmaz çelikten üretilmiştir. Tankta konik tabana ait yükseklik 300 mm olup alt çıkış vanası 1 1/2" pnomatik aktüatörlü vana ile yapılmaktadır. Yüzeyde biriken yağ, 0,37 kW, 10 d/dak kapasiteli sıyrıcı yardımı ile tahliye edilmektedir. Kimyasal çöktürme tankının görünümü Şekil 2.3'te verilmektedir.



Şekil 2.3 : Kimyasal çöktürme tankının görünümüleri.

2.1.2 Ön filtrasyon ünitesi

Ön filtrasyon ünitesi, sırasıyla kum filtre, mikrofiltrasyon, ultrafiltrasyon ve aktif karbondan oluşmaktadır. Bu üniteye ön arıtmadan geçen atıksuyun ters osmoz membranları öncesinde iyi bir ön arıtmayı gerçekleştirilmektedir.

2.1.2.1 Kum filtre

Kimyasal çöktürme tankından çıkan atıksu, 8" x 17" boyutlarında, Aqualine marka, 5600 model multi medya kum filtresine iletilmektedir. Kum filtresinin bünyesinde 10 kg antrasit, 15 kg kum bulunmakta olup yatak hızı 20 m/sa ve debisi 0,63 m³/sa'tır. Kum filtresinin çalışma basıncı 2-6 bar aralığındadır. Pilot ölçekli sistemde kullanılan kum filtresinin görünümü Şekil 2.4.'te verilmektedir.



Şekil 2.4 : Kum filtrenin görünümü.

2.1.2.2 Mikrofiltrasyon ünitesi

Mikrofiltrasyon ünitesinde IMT marka 450MF/SB/0.2 model membran kullanılmıştır. Üniteye 5 adet sistem vanası ile 3 adet geri yıkama vanası olmak üzere toplam 8 adet vana bulunmaktadır. Vana bağlantıları 1/2" paslanmaz pnömatik aktüatörlüdür. Membranın teknik özellikleri Çizelge 2.1, işletme koşulları Çizelge 2.2, membran temizleme parametreleri Çizelge 2.3 ve mikrofiltrasyon ünitesinin teknik özellikleri ise Çizelge 2.4'te verilmiştir.

Çizelge 2.1 : Mikrofiltrasyon ünitesinde kullanılan membranın özellikleri.

Membran malzemesi	Polieter sulfon (PES)
Membran tipi	7 kanallı
Kanal iç çapı (mm)	1.5
Fiber dış çapı (mm)	2.5
Gözenek boyutu (µm)	0.2
Membran alanı (m ²)	1.7

Çizelge 2.2 : Mikrofiltrasyon ünitesinin tipik işletme koşulları.

Max. işletme sıcaklığı (°C)	40
Max. sistem basıncı (bar)	10
Max. trans membran basıncı (bar)	2.5
Proses verimliliği (L/m ² bar.sa)	100-350
Geri yıkama verimliliği (L/m ² bar.sa)	250
100 L/m ² bar.sa için süzöntü akısı (L/sa)	170
Optimum pH aralığı	3-10

Çizelge 2.3 : Mikrofiltrasyon ünitesinin temizlenme sürecinde sağlanması gereken koşullar.

Suda bekletme süresi (dakika)	5
pH aralığı	1-13
Hipoklorit dozajı (ppm)	50-200
Hidrojen peroksit dozajı (ppm)	100-200

Çizelge 2.4 : Mikrofiltrasyon ünitesi elementlerinin özellikleri.

Modül malzemesi	PVC
Bağlantı malzemesi	PVC
Modül uzunluğu (mm)	500±1.5
Ünitenin uzunluğu (mm)	728±1.5
Modül dış çapı (mm)	110
Ünitenin dış çapı (mm)	135
Ağırlık (kg)	3.5

Pilot ölçekli sistemde kullanılan mikrofiltrasyon ünitesinin görünümü Şekil 2.5'te verilmiştir.



Şekil 2.5 : Mikrofiltrasyon ünitesinin görünümü.

2.1.2.3 Ultrafiltrasyon ünitesi

Ultrafiltrasyon ünitesinde IMT marka 4100 UF/MB/TAP model membran kullanılmıştır. Mikrofiltrasyon ünitesine benzer şekilde, 5 adet sistem vanası ve 3 adet geri yıkama pompası ile toplam 8 adet vana bulunmaktadır. Vana bağlantıları 1/2" paslanmaz pnömatik aktüatörlüdür. Membranın teknik özellikleri Çizelge 2.5, işletme koşulları Çizelge 2.6, temizleme şartları Çizelge 2.7 ve ultrafiltrasyon ünitesinin özellikleri ise Çizelge 2.8’de verilmiştir.

Çizelge 2.5 : Ultrafiltrasyon ünitesinde kullanılan membranın özellikleri.

Membran malzemesi	Polieter sülfon (PES)
Membran tipi	7 kanallı
Fiber iç çapı (mm)	0.9
Fiber dış çapı (mm)	4.0
Moleküler ağırlık engelleme sınırı (kDa)	100-150
Membran alanı (m ²)	5.8

Çizelge 2.6 : Ultrafiltrasyon ünitesinin tipik işletme koşulları.

Max. işletme sıcaklığı (°C)	40
Max. sistem basıncı (bar)	10
Max. trans membran basıncı (bar)	2,5
Proses verimliliği (L/m ² bar.sa)	100-350
Geri yıkama verimliliği (L/m ² bar.sa)	250
100 L/m ² bar.sa için süzöntü akısı (L/sa)	580
Optimum pH aralığı	3-10

Çizelge 2.7: Ultrafiltrasyon ünitesinin temizlenme sürecinde sağlanması gereken koşullar.

Suda bekletme süresi (dakika)	5
pH Aralığı	1-13
Hipoklorit dozajı (ppm)	50-200
Hidrojen peroksit dozajı (ppm)	100-200

Çizelge 2.8 : Ultrafiltrasyon ünitesi elementlerinin özellikleri.

Modül malzemesi	PVC
Bağlantı malzemesi	PVC
Modül uzunluğu (mm)	1000±2.0
Ünitenin uzunluğu (mm)	1200±3.0
Modül dış çapı (mm)	110
Ünitenin dış çapı (mm)	125
Ağırlık (kg)	4.5

Pilot ölçekli sistemde kullanılan ultrafiltrasyon ünitesinin görünümü Şekil 2.6'da verilmiştir.



Şekil 2.6 : Ultrafiltrasyon ünitesinin görünümü.

2.1.2.4 Aktif karbon kolonu

Mikrofiltrasyon ve ultrafiltrasyon ünitesinden çıkan atıksu, aktif karbon kolonuna iletilmektedir. Kolon bünyesinde 12 kg granüler aktif karbon bulunmaktadır. Aktif karbon kolonunun görünümü Şekil 2.7'de verilmektedir.



Şekil 2.7 : Aktif karbon kolonu görünümü.

2.1.3 İleri arıtma ünitesi

İleri arıtma ünitesi iki adet ters osmoz sistemi, ara tanklar, vana ve pompalardan oluşmaktadır.

2.1.3.1 Ters osmoz sistemi

Ters osmoz sisteminde TORAY marka deniz suyu membranı (TM810) kullanılmıştır. Üniteye toplam 15 adet vana bulunmaktadır. Vana bağlantıları 1/2” paslanmaz pnömatik aktüatörlüdür. Bağlantı borularının çapı 1/2” ve AISI304 kalite paslanmaz şase ve borulama sisteminden oluşmaktadır. Oransal vana 4-20 ma, 1 adet pnömatik aktüatörlüdür. Membranın teknik özellikleri Çizelge 2.9’da verilmiştir.

Çizelge 2.9 : Ters osmoz membranının teknik özellikleri.

Membran malzemesi	Tam aromatik çapraz bağlı poliamid bileşik
Modül çapı (inç)	4.0
Alan (m ²)	7.0
Tuz tutma (%)	99.75
Süzüntü debisi (m ³ /gün)	6.0

Ters osmoz sisteminin görünümü Şekil 2.8 ve Şekil 2.9’da verilmektedir.



Şekil 2.8 : Birinci kademe ters osmoz sisteminin görünümü.



Şekil 2.9 : İkinci kademe ters osmoz sisteminin görünümü.

Ters osmoz sistemi besleme pompası

Pilot ölçekli sistemde, ileri arıtma ünitesindeki istenilen basıncın (60-70 bar) sağlanması amacıyla Annovi Reverberi marka, AR Blue Clean 630 model yüksek basınçlı pompa kullanılmıştır. Basınçlı pompa 0-100 bar aralığında (maksimum 120 bar) ve 600 L/sa kapasitesinde çalışmaktadır. Motor devri ve motor gücü sırasıyla 1400 devir/dak ve 2.6 kW'tır. İleri arıtma ünitesinde kullanılan basınç pompası Şekil 2.10'da gösterilmektedir.



Şekil 2.10 : İleri arıtma ünitesinde kullanılan basınç pompası.

2.1.4 Yardımcı ekipmanlar ve tanklar

2.1.4.1 Besleme ve temiz su tankları

Farklı üretim kuyularından gelen atıksular 2 adet 5000 L hacimli, yatay kapaklı polietilen malzemeden yapılmış Rotaplast marka, T-5000Y model besleme tanklarında depolanmaktadır. Tank içerisinde seviye, pH ve iletkenlik parametreleri ölçülmektedir. Her arıtma ünitesinin giriş ve çıkışında 300 L hacimli, dikey, açığağızlı, polietilen ve polipropilen malzemeden yapılmış Rotaplast marka, T-300A model tanklar bulunmaktadır. Tanklar içerisinde, pH, iletkenlik ve seviye ölçümleri yapılmaktadır. Pilot ölçekli sistemde kullanılan besleme ve temiz su tanklarının görünüşleri Şekil 2.11’de verilmiştir.



(a) Hamsu besleme tankları genel görünümü



(b) Ters osmoz besleme tankı



(c) Ters osmoz temiz su tankı

Şekil 2.11 : Besleme ve temiz su tanklarının görünüşleri, (a),(b) ve (c).

2.1.4.2 Sistem besleme pompaları

5000 L'lik hamsu besleme tanklarında depolanan üretim atıksuyu; 0,42 m³/sa kapasiteli, EBARA marka santrifüj pompa yardımı ile sisteme verilmektedir. Besleme tankından çıkan atıksu ise, 0.42 m³/sa kapasiteli, 0.3 kW motor gücünde, 4 bar basınca sahip OBL marka, santrifüj pompa ile ön filtrasyon ünitelerine pompalanmaktadır.

2.1.4.3 Kimyasal dozlama ünitesi

Kimyasal dozlama pompaları ve kimyasal karıştırıcı

Pilot ölçekli sistemde, kimyasalların ilgili ünitelere ulaşımının sağlanabilmesi amacıyla 5 adet Antech marka, Lara-DS-57 model elektromanyetik pompa kullanılmıştır. Pompalar PTFE diyaframlı 5 L/saat kapasiteli olup 7 bar basınçta çalışmaktadır. Ayrıca, kimyasalların karıştırılması amacıyla, 1 adet türbin tipi karıştırıcı kullanılmaktadır. Karıştırıcının gücü 0.25 kW olup, 90 devir/dak çalışmaktadır. Mili ve fanı ise AISI316 kalite paslanmaz çeliktir.

Kimyasal depolama tankları

Pilot ölçekli sistemde, kullanılan kimyasalları depolamak amacıyla, 5 adet ROTAPLAST marka, T-100DK model, dikey, kapalı ağızlı depolar kullanılmıştır. Polietilen malzemeden üretilen depolama tankının boyutları 47x65cm olup, hacmi 100 L'dir. Depolama tanklarında seviye ölçerler mevcuttur. Pilot ölçekli sistemde, kullanılan kimyasal depolama tankları Şekil 2.12'de gösterilmiştir.



Şekil 2.12 : Kullanılan kimyasal depolama tankları.

Debimetre

Pilot ölçekli sistemde Flowtech marka KF500 serisi modeli türbin debimetreler kullanılmıştır. 4 adet bağlantı çapı 1 1/2" olan debimetre kullanılmaktadır.

Problar

Pilot ölçekli sistemde pH, iletkenlik ve sıcaklık değerlerinin ölçülmesi amacıyla Antech Omnicon marka problar ve kontrol sistemi kullanılmıştır. Kontrol sisteminin üzerinde LCD ekran bulunmaktadır. Ekran üzerindeki tuş takımı ile yerinde müdahale edilebilir. Tutulan logların liste ve grafik olarak gösterilmesine imkan tanır. Geriye dönük kayıt hafızası ile geçmiş verilere ulaşılabilir. OmniCon marka probun ölçüm parametreleri ve teknik özellikleri Çizelge 2.10’da verilmiştir.

Çizelge 2.10 : Pilot ölçekli sistemde kullanılan OmniCon marka probun ölçüm parametreleri ve teknik özellikleri.

Ölçüm Parametreleri	Ölçme Aralığı	Çözünürlük
pH	0.00 – 14.00	0.01
İletkenlik	0.00 – 200 mS	1 uS
Sıcaklık	-5.0 – 80.0 NTC -25.0 – 125.0 Pt100/Pt1000	0.1 °C

Pilot ölçekli sistemde kullanılan probun görünümü **Şekil 2.13**’te verilmiştir.



Şekil 2.13 : Problar ve kontrol sistemi görünümü.

Basınç transmitteri

Pilot ölçekli sistemde, basıncın ölçülerek istenilen değerde sabitlenmesini sağlamak amacıyla Keller marka 23E model, dıştan diyaframlı basınç transmitteri kullanılmıştır. Basınç transmitteri 0.2-1000 bar aralığındaki basınca dayanıklı olup 0-100 bar aralığında ölçüm yapmaktadır. Ölçülen verileri, 4-20 mA aralığında online olarak SCADA yazılımına aktarma özelliğine sahiptir. Pilot ölçekli sistemde kullanılan basınç transmitteri Şekil 2.14’te gösterilmiştir.

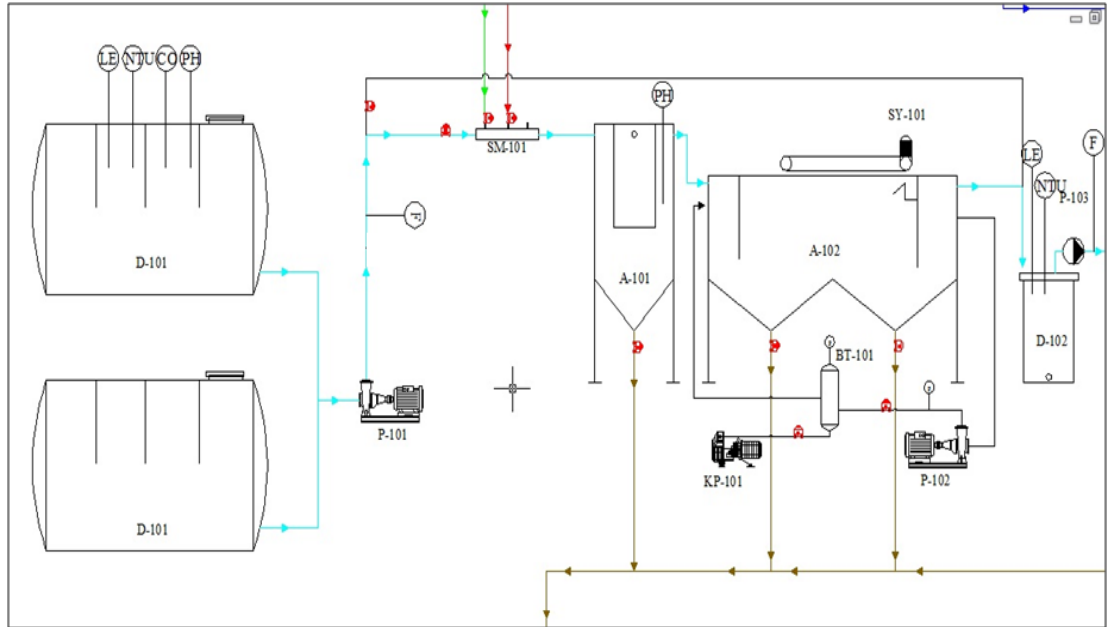


Şekil 2.14 : Basınç transmitteri.

2.2 Sistemin İşletilmesi

2.2.1 Ön arıtma ünitesi

Ön arıtma ünitesi kimyasal çöktürme tankından oluşmaktadır. Ön arıtma ünitesine ait akım şeması Şekil 2.15’de verilmektedir.

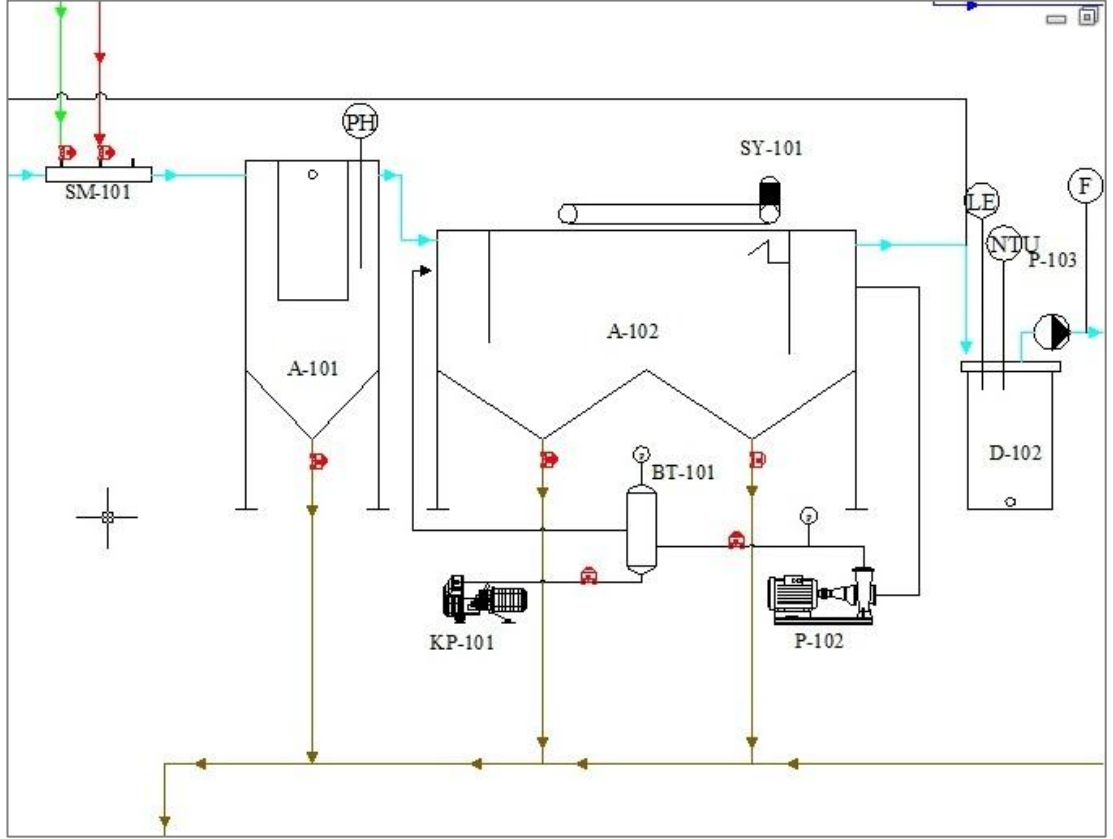


Şekil 2.15 : Ön arıtma ünitesi.

2.2.1.1 Kimyasal çöktürme

Kimyasal çöktürme işlemi akım şemasında gösterilen A-101 ve A-102 tanklarında gerçekleştirilmiştir. Bu üniteye sabit miktarda polielektrolit (negatif yüklü) kimyasalı, dozlama pompası ile atıksuya verilmiş ve atıksudaki çökemeyen kolloidlerin çökmesi sağlanmıştır. pH değerini yükseltmek için baz ilavesi yapılmış ve tesis girişinde pH değeri 9.5-10 aralığında tutulmuştur. Sistem devreye alındığında ön çöktürme ve kimyasal çöktürme tankı olmak üzere 2 kısımdan oluşan ön arıtma ünitesi, yapılan deneylerin perspektifinde değiştirilmiştir. Kimyasal dozlamının, ham atıksuyun sisteme alındığı ön çöktürme girişinde daha verimli olabildiği öngörülmüş ve dozlamının yapıldığı statik mikser ön çöktürme (akım şemasında A-101) girişine alınmıştır (Şekil 2.15). Böylece kimyasal dozlaması yapılmış atıksuyun hidrolik bekletme süresi uzatılmıştır. Bekletme süresi, toplamda 12 saat civarında olmuştur. Ön çöktürme ve kimyasal çöktürme tankı, kimyasal çöktürme tankı olarak bir bütün olarak ele alınmıştır. Kimyasal çöktürme tankına ait akım şeması Şekil 2.16'de verilmektedir. Şekilden görüldüğü üzere; atıksu ilk olarak besleme tanklarında depolanmaktadır. İki adet olan besleme tankları, alt kısımlarından birbirine boru vasıtasıyla bağlanmaktadır. Bu boru yardımı ile tanklardaki atıksular arasında homojen bir karışım elde edilmektedir. Tank içerisinde seviye, tuzluluk konsantrasyonu ve pH değerleri online olarak ölçülmektedir. Atıksu, invertörlü P-101 besleme pompası ile çöktürme tankına iletilmektedir. P-101 pompası seviye ölçerin verdiği sinyale göre çalışmaktadır. Sistem çalışır durumunda iken 1 nolu vana kapalı, 58 nolu vana açık durumdadır. Atıksuya A-101 ön çöktürme tankında çöktürme işlemi uygulanmaktadır. A-101 tankında çöken maddeler 12 nolu vana ile manuel olarak drenaj hattına iletilmektedir. Statik mikserde atıksuya, 2 nolu vana açıkken kimyasal çöktürme tankında ölçülen pH değerine göre, oransal olarak sodyum hidroksit (NaOH) ve 3 nolu vana açıkken P-101 pompası sonrasında ölçülen debiye göre, oransal olarak polielektrolit dozlaması yapılmaktadır. Statik mikserden çıkan atıksu kimyasal çöktürme tankına iletilmektedir. Pilot tesisin işletilmesi sırasında elde edilen veriler doğrultusunda; kimyasal çöktürme tankında gerçekleşen çöktürmenin daha verimli olması amacıyla SM-101 statik mikseri, ön çöktürme tankının girişine alınmıştır. Böylece kimyasal dozlaması atıksuya, arıtma sistemine girmeden önce yapılmıştır. Bu düzenleme ile, polielektrolit ilave edilmiş atıksuyun

bekleme süresi artmış olduğundan, askıda katı maddelerin daha verimli bir şekilde çöktürülmesi sağlanmıştır.

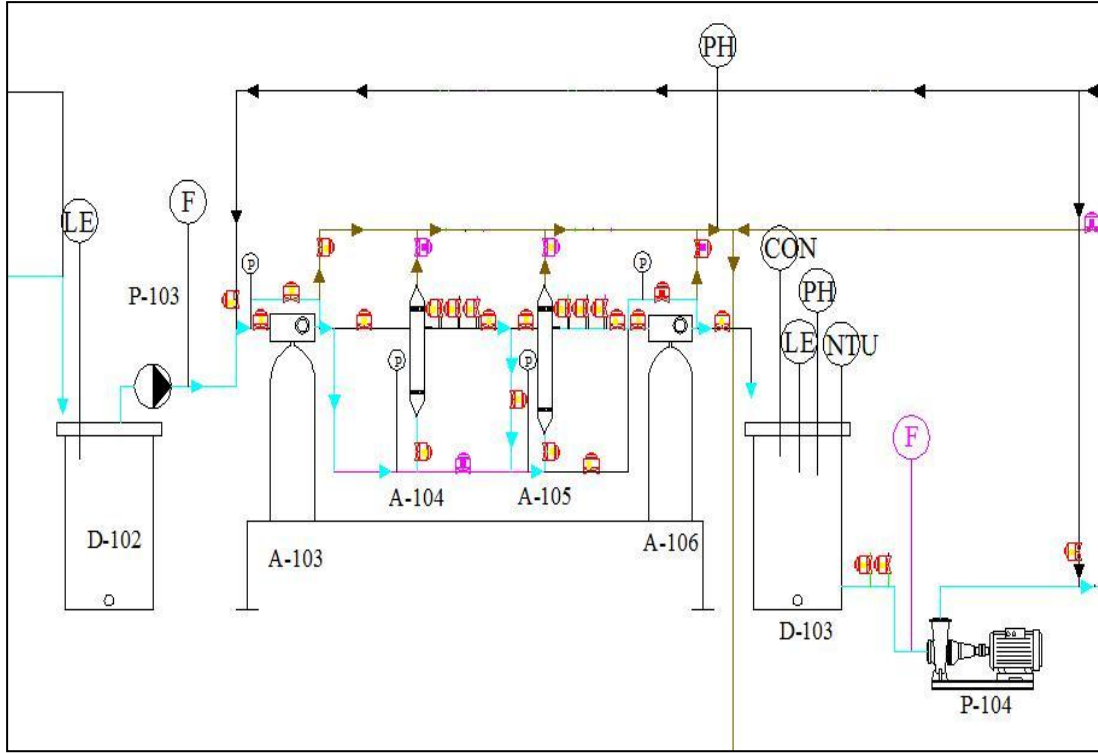


Şekil 2.16 : Kimyasal çöktürme tankı akım şeması.

Kimyasal çöktürme tankından çıkan su D-102 besleme tankına iletilmektedir. 1 nolu vana açık, 58 nolu vana kapalı durumdayken ise atıksu sistemden bypass edilmektedir. Bypass durumunda atıksu arıtım uygulanmadan doğrudan D-102 tankına iletilmektedir. D-102 tankında seviye değeri online olarak ölçülmektedir.

2.2.2 Ön filtrasyon ünitesi

Ön filtrasyon ünitesine ait akım şeması Şekil 2.17’de verilmektedir. Bu filtrelerin hepside aynı anda işletilmemiştir. İşletme sırasında, KF+MF+AK ve KF+UF+AK alternatifleri sırası ile denenmiştir. MF ile UF sistemi arasındaki karşılaştırma, pilot ölçekli olarak yapılmıştır.



Şekil 2.17 : Ön filtrasyon ünitesi (kum filtre, mikrofiltrasyon, ultrafiltrasyon ve aktif karbon kolonu).

2.2.2.1 Kum filtre

Atıksu D-102 tankından P-103 besleme pompası ile A-103 kum filtresine pompalanmaktadır. P-103 pompasının gücü, P-103 pompasının ardındaki debimetrede ölçülen değere göre, istenilen debiyi sağlayacak şekilde ayarlanmaktadır. Filtrasyon durumunda 6 ve 8 nolu vanalar kapalı, 7 nolu vana açıktır. Atıksu 7 nolu vanadan geçerek A-103 kum filtresine giriş yapmaktadır. 6 ve 7 nolu vanalar kapalı iken atıksu kum filtresini bypass etmekte ve mikrofiltrasyon ünitesine giriş yapmaktadır. Kum filtresinin öncesinde basınç ölçülerek sistemin çalışması için gerekli olan basınç değerinin sağlanıp sağlanmadığı belirlenmektedir. Bu basınç ölçüm sonuçlarına göre pompanın gücü ayarlanmaktadır. Kum filtrede geri yıkama sonucu oluşan atıksu 9 nolu vana açık durumda iken, drenaj hattına iletilmektedir.

2.2.2.2 Mikrofiltrasyon ünitesi

Kum filtreden geçen su 10 nolu vana kapalı 11 nolu vana açık durumda iken A-104 mikrofiltrasyon ünitesine giriş yapmaktadır. 11 nolu vana kapalı 18 nolu vana açık durumda iken ise atıksu mikrofiltrasyon ünitesini bypass geçerek, ultrafiltrasyon ünitesine giriş yapmaktadır. 11 nolu vana öncesinde sisteme gelen suyun basıncı

ölçülerek, filtrasyon için gerekli olan basıncın üzerinde veya altında olup olmadığı kontrol edilmektedir. Ölçülen değere göre pompanın gücü ayarlanmaktadır. Kum filtrede gerçekleşen basınç kaybı bulunarak geri yıkamanın gerekliliği tespit edilmektedir. Mikrofiltrasyon ünitesine giriş yapan atıksuyun konsantre kısmı ve geri yıkama sonucu oluşan atıksu, 13 nolu vana açık durumda iken, drenaj hattına iletilmektedir.

2.2.2.3 Ultrafiltrasyon ünitesi

Atıksu 17 nolu vana açık durumda iken mikrofiltrasyon ünitesinden çıkış yaparak, ultrafiltrasyon ünitesine giriş yapmaktadır. Filtrasyon durumunda mikrofiltrasyon ünitesinden çıkan atıksu 19 ve 22 nolu vanalar kapalı, 20 ve 21 nolu vanalar açık durumda iken A-105 ultrafiltrasyon ünitesine giriş yapmaktadır. 21 nolu vana kapalı 22 nolu vana açık durumda iken ise atıksu ultrafiltrasyon ünitesini bypass geçerek aktif karbon ünitesine giriş yapmaktadır. 21 nolu vana öncesinde basınç ölçülerek, mikrofiltrasyon ünitesinde gerçekleşen basınç kaybı bulunarak geri yıkamanın gerekliliği tespit edilmektedir. Ultrafiltrasyon ünitesine giriş yapan atıksuyun konsantre kısmı ve geri yıkama sonucu oluşan atıksu, 23 nolu vana açık durumda iken, drenaj hattına iletilmektedir. Kimyasal yıkama sırasında ultrafiltrasyon ünitesine giriş yapmadan önce atıksuya asit, kostik ve klor dozlaması yapılmaktadır. 14 nolu vana açık iken oransal olarak asit (HCL), 15 nolu vana açık iken oransal olarak kostik (NaOH) ve 16 nolu vana açık iken oransal olarak sıvı klor (Cl_2) dozlaması yapılmaktadır.

2.2.2.4 Aktif karbon

Ultrafiltrasyondan çıkan atıksu A-106 aktif karbon ünitesine iletilmektedir. Filtrasyon durumunda atıksu 29 nolu vana kapalı, 27 ve 28 nolu vanalar açık durumda iken ultrafiltrasyon ünitesinden çıkış yaparak, aktif karbon ünitesine giriş yapmaktadır. Aktif karbon ünitesinden çıkan atıksu D-103 besleme tankına iletilmektedir. 28 nolu vana kapalı 29 nolu vana açık durumda iken atıksu aktif karbon ünitesini bypass geçerek, D-103 tankına giriş yapmaktadır. Geri yıkama sonucu oluşan atıksu, 23 nolu vana açık durumda iken, drenaj hattına iletilmektedir.

2.2.2.5 Geri yıkama

Ön filtrasyon kısmında zaman ve basınç parametrelerine göre geri yıkama yapılmaktadır. Sistem belirlenmiş olan aktif çalışma süresini tamamladığında, sistem kendini otomasyona bağlı olarak geri yıkamaya almaktadır. İkinci bir parametre olarak ise sistemde yaşanan basınç kayıpları esas alınmaktadır. Sırasıyla; kum filtre, mikrofiltrasyon, ultrafiltrasyon ve aktif karbon üniteleri arasındaki basınç kayıplarının 0.5 barı geçmesi halinde, sistem kendini otomasyona bağlı olarak geri yıkamaya almaktadır. Geri yıkama sadece basınç kaybının gerçekleştiği üniteye uygulanmaktadır. Mikrofiltrasyon ve ultrafiltrasyon ünitelerinde, basınç kaybına bağlı olarak kimyasal geri yıkama da yapılmaktadır. Geri yıkama sonucunda oluşan atıksular drenaj hattına iletilmektedir. Geri yıkama, D-106 temiz su tankında toplanan su ile yapılmaktadır. Geri yıkama sırasında sırasıyla, P-103 besleme pompası çalışmayı durdurmakta, temiz su P-106 nolu pompa ile sisteme pompalanmaktadır. Geri yıkama durumunda 6 nolu vana açık konuma getirilmektedir. Geri yıkama sırasında vanaların durumu, üniteler bazında Tablo 5.11.'de verilmektedir.

Çizelge 2.11 : Geri yıkama sırasında kum filtre (KF), mikrofiltrasyon (MF), ultrafiltrasyon (UF) ve aktif karbon (AK) ünitelerinde bulunan vanaların durumu

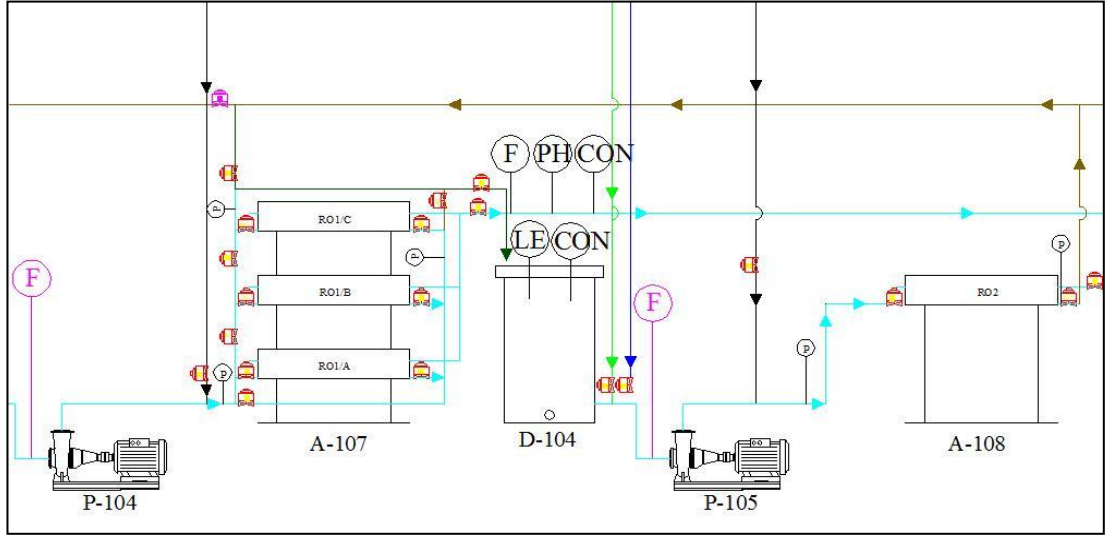
KF	MF	UF	AK	Açık Vanalar	Kapalı Vanalar
+	*	-	-	6, 7, 9	8, 10, 11, 13, 18, 23, 30, 54
-	+	-	-	6, 8, 10, 13	7, 9, 11, 14, 15, 16, 17, 18, 23, 30, 54
-	-	+	-	6, 8, 18, 19, 20, 23	7, 9, 10, 11, 13, 17, 21, 22, 24, 25, 26, 27, 30, 54
-	-	-	+	6, 8, 18, 22, 28, 30	7, 9, 10, 11, 13, 20, 21, 23, 27, 29, 31, 54

*: geri yıkama uygulamasının gerçekleştiği ünite

**: geri yıkama uygulamasının gerçekleşmediği ünite

2.2.3 İleri arıtma ünitesi

İleri arıtma ünitesine ait akım şeması Şekil 2.18’de verilmektedir.



Şekil 2.18 : İleri arıtma ünitesi akım şeması.

2.2.4 Ters osmoz ünitesi

Ön arıtması gerçekleştirilmiş atıksu D-103 besleme tankında toplanmaktadır. Burada atıksuyun tank içerisindeki seviyesi ve atıksuyun pH değeri ve iletkenlik değeri online olarak ölçülmektedir. Ters osmoz ünitesine giriş yapmadan önce atıksuya asit ve antiskalant dozlaması yapılmaktadır. 33 nolu vana açık iken oransal olarak asit (HCl), 34 nolu vana açık iken oransal olarak antiskalant dozlaması yapılmaktadır. Atıksu D-103 tankından P-104 yüksek basınçlı besleme pompası ile A-107 ters osmoz ünitesine pompalanmaktadır. Tank çıkışında sisteme giriş yapan atıksu debisi debimetre ile ölçülmektedir. P-104 pompasının gücü, modüllerin konsantre akımı çıkışındaki basınç ölçerle ölçülen değere göre, istenilen basıncı sağlayacak şekilde manuel olarak ayarlanmaktadır. Sistem basıncı, 60 barın üzerine çıktığında sistem otomasyona bağlı olarak çalışmayı durdurmaktadır. Filtrasyon durumunda 38 ve 39 nolu vanalar açık, 35, 36 ve 37 nolu vanalar kapalı durumdadır. Atıksu, TO-1/A, TO-1/B ve TO-1/C ters osmoz modüllerine giriş yapmaktadır. Sistemde arıtılan atıksu, D-105 temiz su tankına iletilmektedir. TO-1 ters osmoz ünitesine giriş yapan atıksuyun konsantre kısmı; 42, 43 ve 44 nolu vanalar açık, 45 nolu vana kapalı konumda iken D-104 tankında birikmektedir. Biriken konsantre atıksu P-105 basınç pompası ile tekrar membrandan geçirilmek üzere ikinci kadame ters ozmos sistemi olan TO-2 modülüne iletilmektedir. TO-2 ters osmoz modülüne giriş yapan

atıksuyun konsantre kısmı, OV2 nolu vana açık konumda iken drenaj hattına iletilmektedir. TO-2 modülünde arıtılan konsantre atıksu ise D-105 temiz su tankına iletilmektedir. Ters ozmos sisteminde, zaman periyoduna bağlı olarak geri yıkama yapılmaktadır. Geri yıkama sonucu oluşan atıksu drenaj hattına iletilmektedir. Ters ozmos sisteminden temiz su tankına gelen akım hattında debi, pH ve iletkenlik değerleri online olarak ölçülmektedir. D-104 tankında seviye ve iletkenlik değerleri online olarak ölçülmektedir. TO-2 ters osmoz modülüne giriş yapmadan önce atıksuya asit ve antiskalant dozlaması yapılmaktadır. 48 nolu vana açık iken oransal olarak hidroklorik asit (HCl), 49 nolu vana açık iken oransal olarak antiskalant dozlaması yapılmaktadır. Filtrasyon durumunda, atıksu 50 ve 52 nolu vanalar açık 59 nolu vana kapalı durumda iken P-105 yüksek basınçlı besleme pompası ile TO-2 modülüne pompalanmaktadır. P-105 pompasının gücü, modülün konsantre akımı çıkışındaki basınçölçerde ölçülen değere göre, istenilen basıncı sağlayacak şekilde manuel olarak ayarlanmaktadır. Bu modülde de sistem basıncı, 60 barın üzerine çıktığında sistem otomasyona bağlı olarak çalışmayı durdurmaktadır. TO-2 modülünde arıtılan atıksu D-105 temiz su tankına iletilmektedir. Temiz su tankına gelen akım hattında debi, pH ve iletkenlik değerleri online olarak ölçülmektedir. D-105 temiz su tankında iletkenlik ve seviye değerleri online olarak ölçülmektedir.

2.2.4.1 Kimyasal yıkama

İleri arıtma kısmında zaman periyoduna ve membran akısındaki duruma bağlı olmak üzere 2 farklı parametreye göre kimyasal yıkama yapılmaktadır. Kimyasal yıkamalar Flocclean MC3 ve MC11 marka, asidik ve bazik olmak üzere 2 çeşit kimyasal ile yapılmıştır. Membranların asidik yıkama çözeltisinde zarar görmemesi amacıyla öncelikle pH 11 bazik kimyasal çözelti kullanılmıştır. Ardından pH 3 asidik kimyasal çözelti kullanılmış ve kimyasal yıkama sonunda durulama yapılmıştır. Kimyasal yıkamanın süresi ve çözeltinin konsantrasyonu kimyasalların kullanma klavuzundaki ve membranların teknik dökümanlarındaki verilere dayalı olarak gerçekleştirilmiştir. Kimyasal yıkamanın çok düşük basınçta ve maksimum 45°C sıcaklıkta gerçekleştirilmesi gerekmektedir. Kimyasal yıkama çözeltisi pH değerleri takip edilerek konsantrasyonu 25 g/L olacak şekilde sıcak su ile hazırlanmıştır. Yıkama, çözelti sirküle edilerek gerçekleştirilmiştir. Yıkamanın süresi ise yine teknik dökümanlara bağlı kalınarak belirlenmiştir. Yıkama Tablo 5.12.'de gösterilen

sıralama ile Floccelan MC11 kimyasalını takiben Floccelan MC3 kimyasalı ile yapılmıştır.

Çizelge 2.12 : Kimyasal yıkama süreleri.

Kimyasal	Yıkama(Sirküle)	Tahliye	Durulama
1- Floccelan MC11 (pH 11)	45-60 dk	15 dk	-
2- Floccelan MC3 (pH 3)	45-60 dk	-	60 dk

2.2.4.2 Konsantre akım ve oluşan atıkların bertarafı

Drenaj hattına iletilen konsantre atıksu çamur tankında toplanmaktadır. Çamur tankında seviye değeri online olarak gözlemlenmektedir. Sistemde, kullanılacak enerji sarfiyatını azaltmak amacıyla 10 adet güneş kollektörü bulunmaktadır. Güneş enerjisinin yoğun olduğu zamanlarda, kollektörlerden elde edilen enerji kullanılmaktadır. Çamur tankında toplanan konsantre atıksu güneş kollektörü sisteminde ısınan su yardımıyla buharlaştırılmaktadır. Çamur tankı içerisindeki bakır serpantin boruları yardımıyla güneş kollektörlerinde gelen suyun ısısı konsantre atıksuya iletilmektedir. Güneş panellerindeki sıcak su sistemde bulunan sirkülasyon pompası vasıtasıyla sirküle edilmektedir. Güneş kollektörlerinde elde edilen enerjinin konsantre akımın susuzlaştırılmasında yeterli olmadığı durumlarda, rezistans ısıtıcı ünitesi otomasyona bağlı olarak devreye alınmaktadır. Isıtıcı ünitesi 6 adet rezistanstan oluşmaktadır. Bu 6 adet rezistans tank içerisindeki atıksuyun seviyesine göre, kademeli olarak devreye girmektedir. 3 kademeli olarak çalışan sistemde, her kademedede iki adet rezistans devreye girmektedir. Susuzlaştırma sonrası, tankın dibinde toplanan konsantre atıklar manuel vana ile ortamdan uzaklaştırılmaktadır.

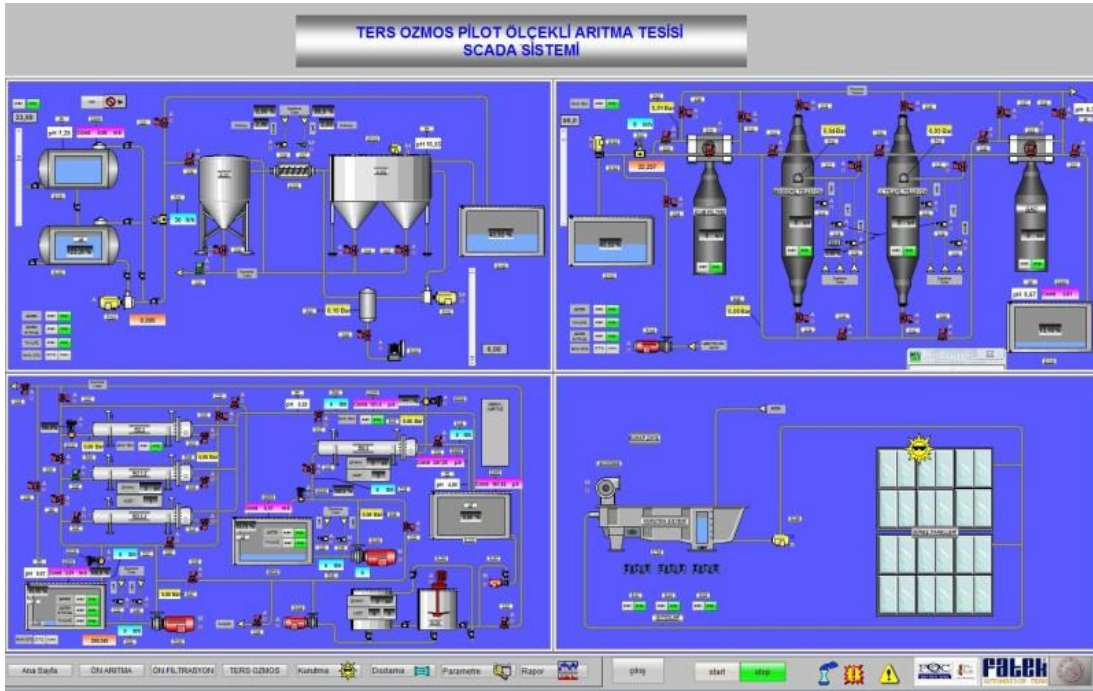
2.2.5 SCADA tesis kontrol sistemi

Pilot tesisin bütün üniteleri SCADA tesis kontrol sistemi ile online olarak uzaktan kumanda edilebilmektedir. SCADA sistemi sayesinde, bu tesise ait tüm ekipmanların ve yardımcı birimlerin otomatik kontrolü ve gözlenmesi sağlanabilir. SCADA sistemi, anlık olay ve alarmları veri olarak bellekte depolayarak, geriye dönük inceleme yapılmasına imkan sağlamaktadır.

Bu sistem kullanılarak bütün akım şeması, ekranda görülebilmekte ve üniteler ile ilgili işletme parametreleri gerektiğinde değiştirilebilmektedir. Geri yıkama, kimyasal dozlama, vanaların açılıp kapanması ve basıncın ayarlanması gibi bütün işlemler SCADA tesis kontrol sistemi yardımıyla gerçekleştirilmektedir. SCADA

kontrol sistemi, tesisin işletme ihtiyaçlarına göre yeniden programlanabilecek şekilde tasarlanmıştır.

Projelendirilen SCADA sistemi, 2 farklı monitör yardımıyla kontrol edilmektedir. Birinci monitörde pilot tesisin 4 farklı SCADA kontrol birimi aynı anda veya seçilen ünite ayrı olarak izlenebilmektedir. Bu birimler; ön arıtma, ön filtrasyon, ters ozmos ve dozlama birimleri olarak belirlenmiştir. İkinci monitörde ise sürekli olarak ters ozmos ünitesinin izlenmesi ve kontrolü sağlanabilmektedir. Şekil 2.19’de bahsedilen monitör görüntüleri verilmektedir.



Şekil 2.19 : Sistemlerin SCADA görüntüleri.

2.3 Deneysel Sistematik

Pilot tesiste gerçekleştirilmiş olan çalışmalarda, Kuzey Osmancık, Dereçatağı, Vakıflar ve Hamitabat kuyularından alınan üretim atıksuyu kullanılmıştır. Kumrular kuyusundan alınan atıksu sadece çalışmanın başlarında kullanılmış Nisan ayından itibaren kullanılmamıştır. İşletim süresince alınan üretim atıksuyunun miktarları çalışma süresi ile birlikte Çizelge 2.13’te özetlenmiştir.

Çizelge 2.13 : İşletim süresince kullanılan atıksuların kaynakları, miktarları ve çalışma süreleri.

Çalışma süresi	Kuyu isimleri (alınan su hacmi, m ³)					Toplam
	Kuzey Osmancık 2	Deveçatağı-9	Kumrular *	Vakıflar *	Hamitabat 26-32	
Mart ayı	1.52	5.76	0.96	0.80	1.76	10.80
01-08 Nisan	1.28	2.40		4.80	1.28	9.76
09-19 Nisan	1.28	2.40		4.80	1.28	9.76
20 Nisan - 09 Mayıs	2.56	2.56		2.56	2.56	10.24
10 - 20 Mayıs	3.20	3.20		1.28	2.56	10.24
21 Mayıs - 07 Haziran	3.20	3.20		1.28	2.56	10.24
08 Haziran - 03 Temmuz	1.60	1.60		4.00	3.20	10.40
04 Temmuz - 16 Ağustos	3.20	3.20		1.28	2.56	10.24
17 Ağustos - 23 Eylül	3.20	3.20		1.28	2.56	10.24

*Değişik zamanlarda değişik kuyulardan alındığı için saha ismi yazılmıştır.

Bahsi geçen kuyulardan belli oranlarda ve tarihlerde alınan atıksular öncelikle D101 besleme tankına alınmıştır. Besleme tankına alınan atıksu kaba partiküllerin çöktürülmesi amacıyla ön çöktürme tankına aktarılmış ve daha sonra kaba partikülleri çökelen atıksuyun askıda kolloidal maddelerinin yumaklaştırılması ve yağının tutulması amacıyla kimyasal çöktürme tankına aktarılmıştır. Bu tankın girişinde bulunan statik mikser aracılığıyla askıda koloidal maddelerin flokleştirilmesi amacıyla polielektrolit dozlaması yapılmıştır. Fakat flokleştirme işleminin çöktürme tankında daha etkili olacağı düşüncesiyle 15 Haziran 2011 tarihinde statik mikser çıkışı ön çöktürme tankına verilmiş ve flokleşmanın bu tankta gerçekleşmesi sağlanmıştır. Kimyasal çöktürme tankı, atıksudaki kolloidal yapıdaki yağların ve partiküllerin giderilmesi amacıyla yapılmıştır. Statik mikserin, DAF girişi yerine ön çöktürme tankı girişine alınması sonrasında, ön çöktürme tankında flokleşmanın ve çökelenin çok daha etkili bir şekilde yürütüldüğü gözlemlenmiştir. Bunun dışında ön çöktürme ünitesinde, çalışmanın başlarında 28 Mart tarihinde jeneratörde ve polielektrolit dozlama pompasında arızalar olmuş bu problemlerde kısa sürede çözülmüştür. Ön arıtma ünitesinde çökelen çamur her 6 saatte bir tahliye edilmiştir. Ön arıtma 160-200L/saat debi ile işletilmiş ve her 1000L işlenen atıksudan 50L çamur elde edilmiştir. Bu çamur oluşan konsantre akım ile birlikte çamur kurutma tankına iletilmiştir.

Pilot tesisin ilk işletiminde ön filtrasyon ünitesi olarak kum filtre ve mikrofiltrasyon kullanılmıştır (16 Mart-08 Nisan 2011). 08 Nisan 2011 tarihinde aktif karbon kolonu da işletmeye alınmıştır. 25 Mayıs 2011 tarihinden itibaren ise mikrofiltrasyon yerine ultrafiltrasyon kullanılmaya başlanmıştır. Bu tarihten çalışmanın bitirildiği tarihe kadar ön arıtma olarak kum filtre, ultrafiltrasyon ve aktif karbon kolonları kullanılmıştır. Ön arıtım ünitesinin geri yıkama ve değiştirme periyotları Tablo 5.14.'te sunulmuştur.

Çizelge 2.14 : Ön arıtım ünitesi geri yıkama ve değişim periyotları.

Sistem	Geri yıkama
Kum filtrasyonu	Hergün çalışma sonunda su ile
Mikrofiltrasyon	Hergün çalışma sonunda su ile Basınç düşmesine göre kimyasal yıkama (2 kere yıkanmıştır)
Ultrafiltrasyon	Hergün çalışma sonunda su ile Basınç düşmesine göre kimyasal yıkama (1 kere yıkanmıştır)
Aktif karbon	Hergün çalışma sonunda su ile

Ön filtrasyon ünitesinde zaman zaman mekanik sistemlerde çıkan problemler yerinde müdahalelerde bulunularak çözülmüştür. Bu işletim problemlerinden biri olan filtrasyon pompasının tıkanması, 25 Mayıs 2011'de pompanın değiştirilmesi ile çözülmüştür. Bunun dışında çalışma sırasında bir kaç kez hava aktüatörlü vanaların ana pnömatik hava bağlantılarında kırılma meydana gelmiş ve bu bağlantılar yenisi ile değiştirilmiştir. Ayrıca 12 Ağustos 2011 de ön filtrasyon boru hatlarında tıkanıklık olduğu fark edilmiş ve 16 Ağustos 2011 de boru hattında temizlik yapılmıştır. Bunun dışında ön filtrasyon ünitesinde ciddi işletme problemleri ile karşılaşılmamıştır.

İleri arıtım ünitesinde ters osmoz membranların geri yıkama periyotları Çizelge 2.15 ve Çizelge 2.16'da verilmiştir. Membran türünün ileri arıtım performansına etkisinin belirlenmesi için 08 Temmuz 2011 tarihinde TORAY TM810 deniz suyu membranının yerine DOW marka XLE membranı sisteme ilave edilmiştir. Bu şekilde 26 Temmuz 2011 tarihine kadar çalışıldıktan sonra tekrar deniz suyu membranlarına geçiş yapılmıştır. İleri arıtma ünitesi temmuz ayı sonuna kadar geri devirli çalıştırılmış, TO-2 modülünün konsantre akımı ters osmoz sistem girişi tankına geri devir ettirilmiştir. Temmuz ayı sonundan itibaren ise geri devirsiz olarak deneylere devam edilmiş, TO-2 modülünden çıkan konsantre akımı çamur tankına iletilmiştir.

İleri arıtım ünitesinde 2. kaskattaki yüksek basınç pompası 28 Mayıs 2011 tarihinde arızalanmış ve 4 Haziran 2011 tarihinde yenisi ile değiştirilmiştir. Bunun dışında 20 Mayıs 2011 tarihinde 1. kaskattaki üçlü ters ozmos sisteminin alttan birinci membranında deformasyon meydana geldiği tespit edilmiş ve 25 Mayıs 2011 tarihinde yenisi ile değiştirilmiştir. RO membranların kimyasal yıkamaları flocclean MC3 (pH 3) ve MC11 (pH 11) marka kimyasallar ile gerçekleştirilmiştir. Akı değerleri göz önünde bulunularak geri yıkama yapılmıştır. TO-2 sistemindeki oransal vanadan kaynaklanan basınç sabitleme problemi nedeniyle bu vana 06/06/2011 tarihinde iğneli vana ile değiştirilmiş, bu değişiklik sonunda basıncın 50 barda sabit tutulabildiği görülmüştür.

Çizelge 2.15 : İleri arıtım ünitesi geri yıkama ve değişim periyotları.

Sistem	Geri Yıkama
TO-1	
1. Membran	Hergün çalışma sonunda su ile
2. Membran	Hergün çalışma sonunda su ile
3. Membran	Hergün çalışma sonunda su ile
TO-2	
1. Membran	Hergün çalışma sonunda su ile

Çizelge 2.16 : İleri arıtım ünitesi kimyasal yıkama periyotları.

Sistem	Kimyasal Yıkama
TO-1 ve TO-2	
1. Yıkama	19 Mart 2011
2. Yıkama	27 Mart 2011
3. Yıkama	14 Haziran 2011
4. Yıkama	1 Temmuz 2011
5. Yıkama	9 Eylül 2011

2.4 Pilot Ölçekli Çalışmalar Kapsamında Gerçekleştirilen Deneyler ve Analizler

2.4.1 Su kalite parametrelerinin ölçülmesi

Pilot tesiste parametrelerin bazısı tesiste ölçülmüş, bazıları ise belirli zaman aralıklarında İTÜ-Çevre Mühendisliği laboratuvarlarında ölçülmüştür. İzlenen parametreler açısından oluşturulan sistematik Çizelge 2.17’de sunulmuştur.

Çizelge 2.17 : Atıksu analiz parametreleri ölçüm sistematığı.

Parametreler	Pilot tesis	İTÜ Çevre Lab.
Ak1	X	
pH	X	
Sıcaklık ve iletkenlik	X	
Kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ)		X
Toplam kjeldahl azotu (TKN)		X
Toplam fosfor (TP)		X
Sodyum (Na)		X
Kalsiyum (Ca)		X
Magnezyum (Mg)		X
Kükürt (S)		X
Stronsiyum (Sr)		X
Civa (Hg)		X
Kurşun (Pb)		X
Kadmiyum (Cd)		X
Çinko (Zn)		X
Nikel (Ni)		X
Bakır (Cu)		X
Krom (Cr)		X
Demir (Fe)		X
Potasyum (K)		X
Amonyum (NH ₄ ⁺)		X
Klorür (Cl ⁻)		X
Bromür (Br)		X
Nitrat (NO ₃ ⁻)		X
Florür (F)		X
Sülfat (SO ₄ ²⁻)		X

2.4.1.1 pH, iletkenlik ve sıcaklık

Pilot tesiste pH, iletkenlik ve sıcaklık ölçümleri OmniCon marka cihazda gerçekleştirilmiştir.

2.4.1.2 Kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ)

Pilot tesiste organik madde arıtım veriminin incelenmesi amacıyla belirli zaman aralıklarında giriş, çıkış ve konsantre numunelerinde KOİ analizi gerçekleştirilmiştir. KOİ Standart Metodlar'da verilen 5220 C kapalı reflux metodu ile tayin edilmiştir (AWWA, 2005). Bu amaçla Hach-Lange termoreaktör kullanılmıştır. Yüksek klorür konsantrasyonu içeren numunelerde KOİ ölçümünde olası girişimler 20/1 oranında civa sülfat/klorür (HgSO₄/Cl⁻) ilavesi ve standart KOİ yönteminden farklı olarak 0.01 N dikromat çözeltisi kullanılarak ortadan kaldırılmıştır.

2.4.1.3 Toplam kjeldahl azotu (TKN)

Pilot tesisinden gönderilen numunelerde Standart Metodlar 4500 B no'lu metoda (AWWA, 2005) göre, asidik ortamda potasyum sülfat ve bakır sülfat katalizörlüğünde parçalama işlemi gerçekleştirildikten sonra, distilasyon işlemini takiben titrasyon yöntemiyle Toplam Kjeldahl Azotu (TKN) analizi gerçekleştirilmiştir.

2.4.1.4 Toplam fosfor

Toplam fosfor Standart Metodlar 4500-P B no'lu metoda göre konsantre sülfürik asit ve nitrik asit ile parçalama yapıldıktan sonra renklendirme uygulanmış ve kolorimetrik olarak ölçüm yapılmıştır (AWWA, 2005). Çalışmadaki atıksuların fosfor konsantrasyonlarının düşük olması nedeniyle, fosfor standartları düşük konsantrasyonlar için hazırlanıp, kalibrasyon eğrisi çıkarılmıştır.

2.4.1.5 Anyonlar ve katyonlar

Arıtılabilirlik çalışmaları kapsamında, klorür, sülfat, nitrat, bromür ve florür anyonlarının ile amonyum ve potasyum katyonlarının analizleri Dionex ICS – 3000 marka iyon kromatograf (IC) cihazında gerçekleştirilmiştir.

Ana (sodyum, kalsiyum, magnezyum) ve eser (baryum, stronsiyum, krom, bakır, kurşun, demir, nikel, çinko, kadmiyum, civa, kükürt) miktardaki katyonların analizleri ise ICP-OES (İndüktif Eşlenmiş Plazma Optik Emisyon Spektrometresi) yöntemi kullanılarak gerçekleştirilmiştir. Analizler için İTÜ Çevre Mühendisliği bölümünde bulunan Perkin Elmer Optima DV 3000 ICP-OES cihazı kullanılmıştır.

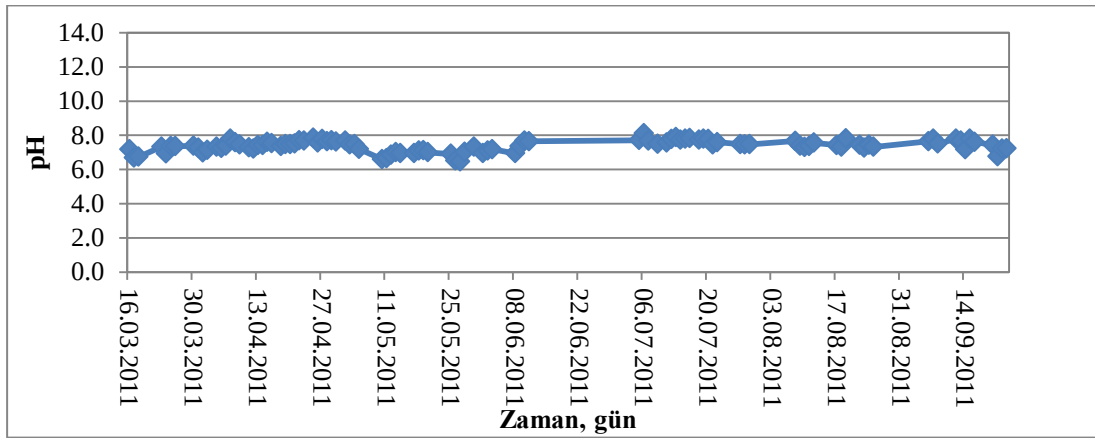
3. PİLOT ÖLÇEKLİ DENEYSEL ÇALIŞMANIN SONUÇLARI

3.1 Ham Atıksu Özellikleri

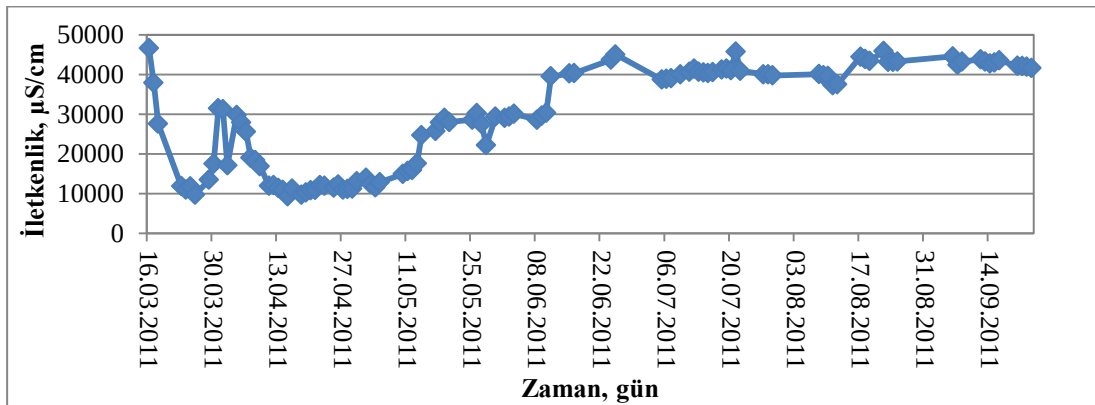
Pilot ölçekli sistemde, kuyulardan belli oranlarda gelen atıksu arıtılmıştır. Giriş atıksuyunun karakteristiği mevsime göre değişiklik göstermektedir. Kuyulardan belli oranlarda alınıp besleme tankına alınan giriş atıksuyunun özellikleri aşağıda sunulmuştur.

3.1.1 pH ve iletkenlik

Giriş atıksuyun bekletildiği tankta saat başı pH ve iletkenlik ölçümleri gerçekleştirilmiştir. Bu değerlerin ortalaması alınarak günlük pH ve iletkenlik değerleri belirlenmiştir. Sonuçlar grafik olarak Şekil 3.1 ve Şekil 3.2’de verilmiştir.



Şekil 3.1 : Giriş Atıksuyunun pH değişimi.

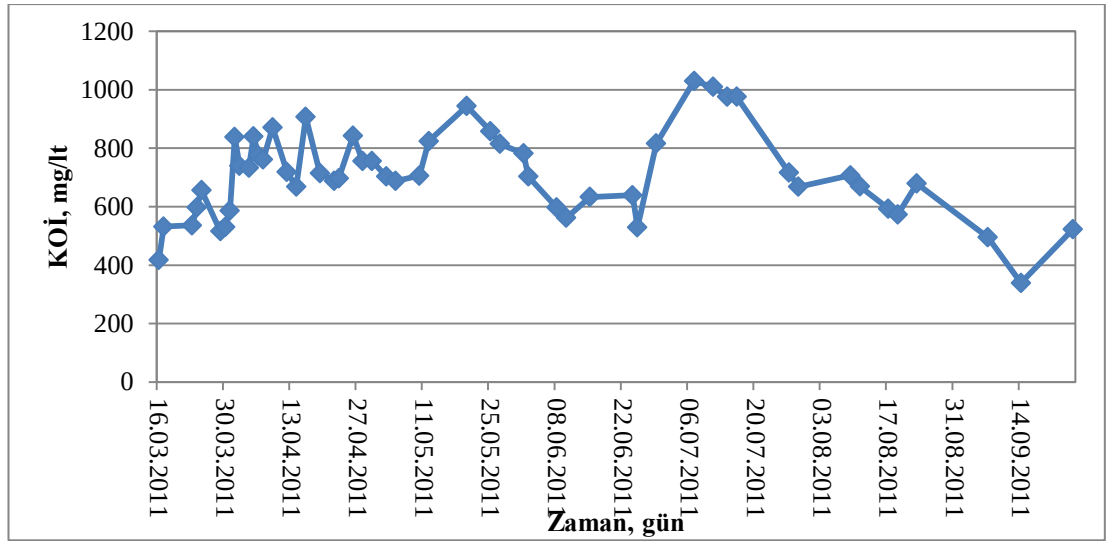


Şekil 3.2 : Giriş atıksuyunun iletkenlik değişimi.

İletkenlik ve pH'daki değişimler kuyulardan alınan atıksuyun oranlarının değişmesinden kaynaklanmaktadır. Çalışmanın ilk aylarında Vakıflar kuyusundan alınan iletkenlik değeri düşük atıksuyun oranının yüksek olmasından dolayı iletkenlik değerleri düşük çıkmıştır. Daha sonraki aylarda ise sisteme giriş atıksuyunun iletkenlik değerleri yüksek seviyelerde seyretmiştir. pH değerleri ise çalışma boyunca 6.5-8.0 aralığında kalmıştır.

3.1.2 KOİ

Giriş atıksuyundan alınan numunelerde gerçekleştirilmiş olan KOİ analiz sonuçları Şekil 3.3'te sunulmuştur.

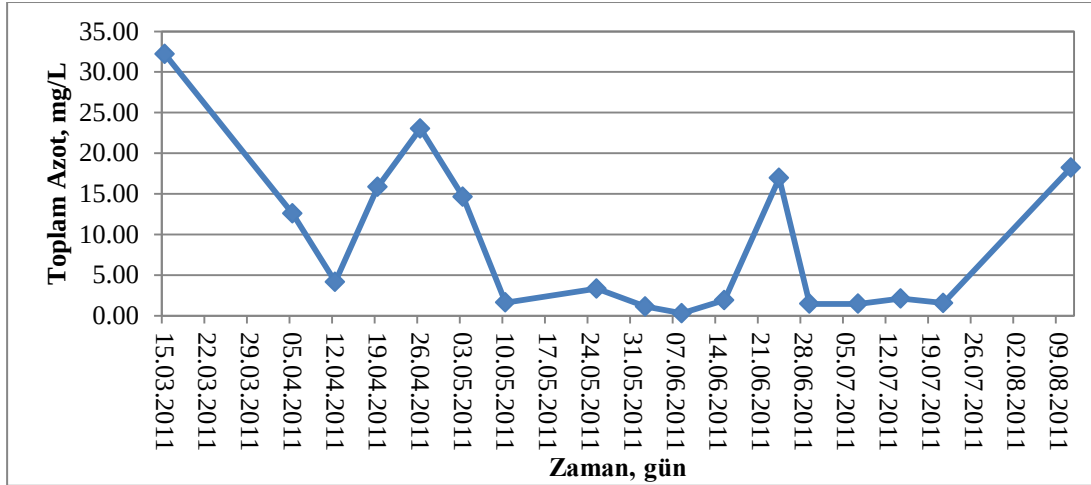


Şekil 3.3 : Giriş atıksuyunun KOİ değişimi.

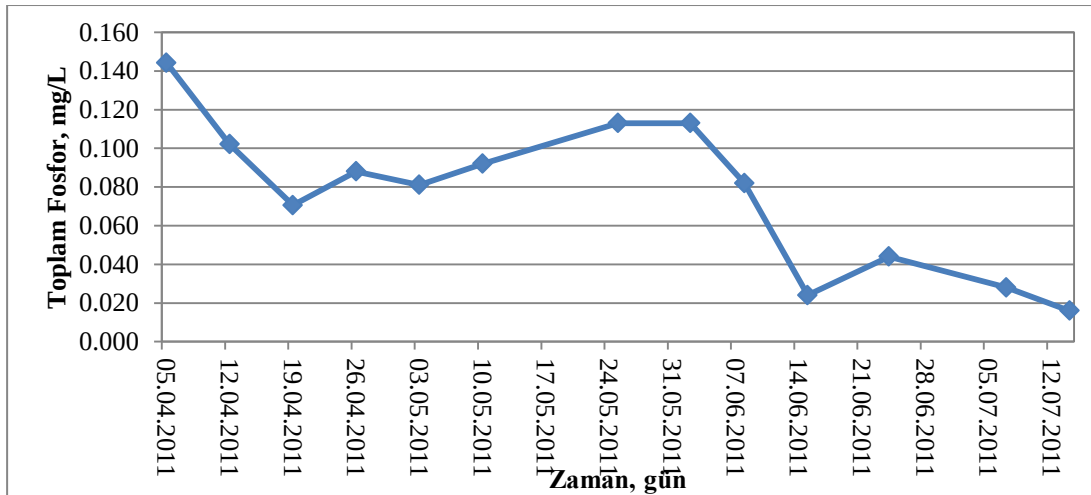
Giriş atıksuyundaki oranların değişimine bağlı olarak KOİ konsantrasyonlarında farklılıklar gözlenmiştir. En yüksek giriş KOİ konsantrasyonu 07.07-14.07.2011 tarihleri arasında gözlenmiştir (1000 mg/L seviyelerinde). Bu tarihlerde Vakıflar kuyusundan alınan atıksuyun miktarı diğer kuyulardan alınan sulara göre daha fazla olmuştur (Kuzey Osmancık=1600 L, Deveçatağı=1600 L, Vakıflar=4000 L, Hamitabat=3200 L). Vakıflar kuyusunda alınan atıksu miktarı Nisan ayının ilk iki haftasında da 4800 L olarak ayarlanmış ve grafikten görülebileceği gibi bu tarihlerde de giriş KOİ konsantrasyonlarında pik noktalar gözlenmiştir. 17 Ağustostan itibaren Vakıflar kuyusundan alınan atıksu miktarı 1280 L'de sabit tutulmuştur. Bu tarihten itibaren KOİ değerleri 339-679 mg/L arasında değişmiştir.

3.1.3 Toplam azot ve toplam fosfor

Ham atıksuyun TKN konsantrasyonu 5-35 mg/L arasında, TP konsantrasyonu ise 0.02-0.15 mg/L arasında değişmiştir. En yüksek konsantrasyonlar çalışmanın başlangıcında gözlenmiştir (Şekil 3.4 ve Şekil 3.5).



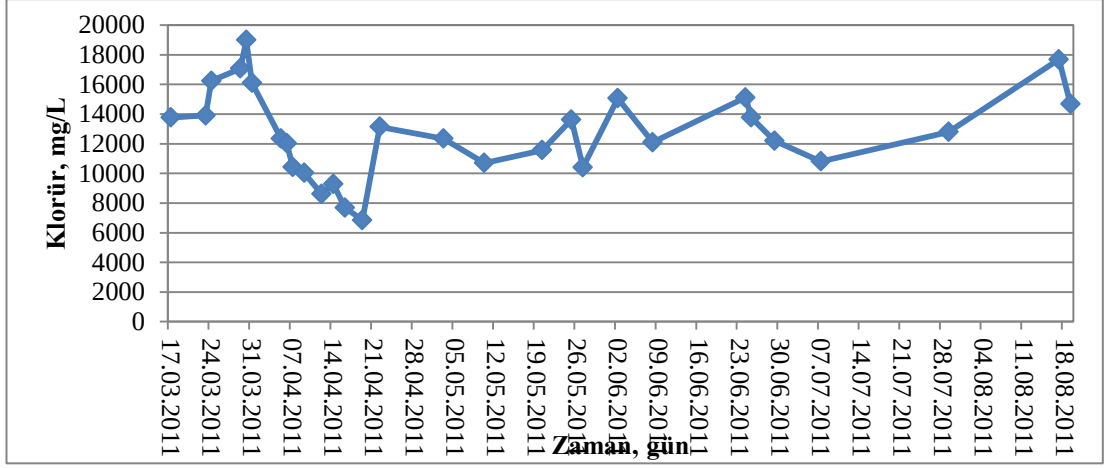
Şekil 3.4 : Giriş atıksuyun TKN değişimi.



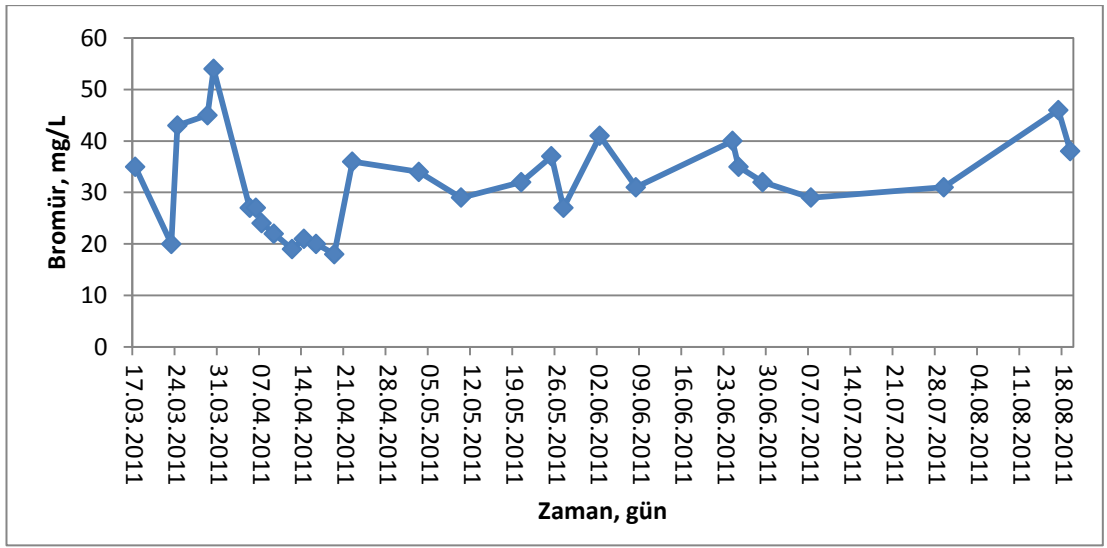
Şekil 3.5 : Giriş atıksuyun TP değişimi.

3.1.4 Anyonlar

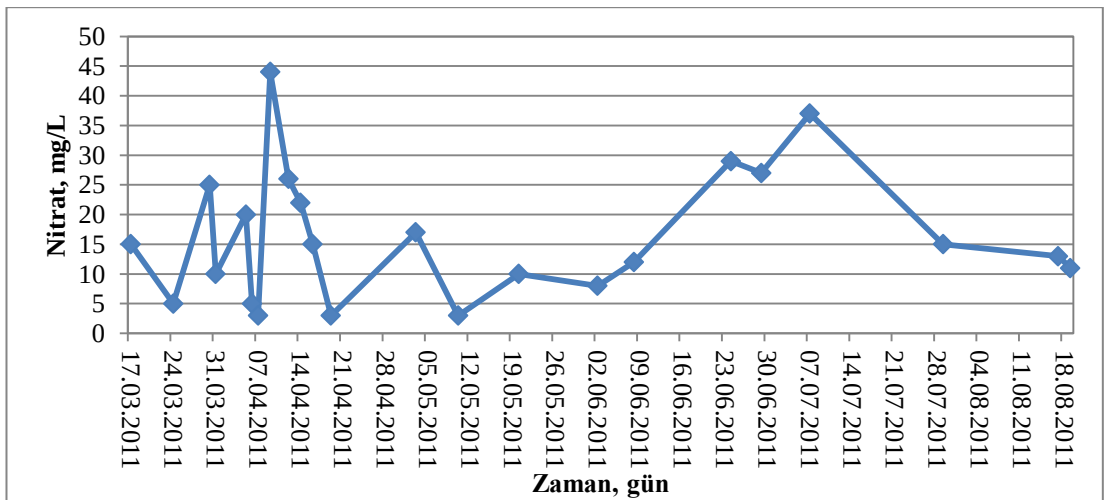
IC cihazında ölçülmüş klorür, bromür, nitrat, florür ve sülfat anyonlarının giriş atıksuyundaki analiz sonuçları grafiksel olarak Şekil Şekil 3.6 - Şekil 3.10'da sunulmuştur.



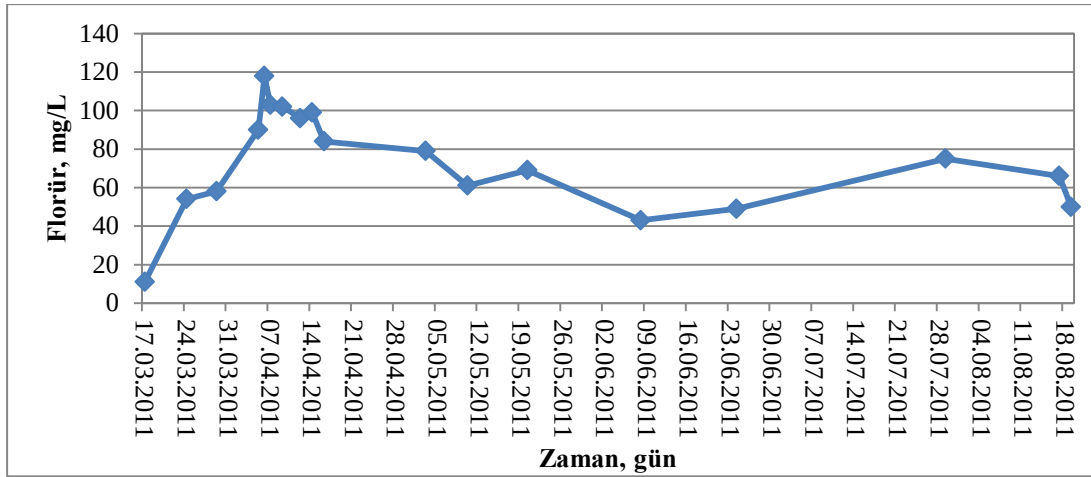
Şekil 3.6 : Giriş atıksuyu Cl konsantrasyonu.



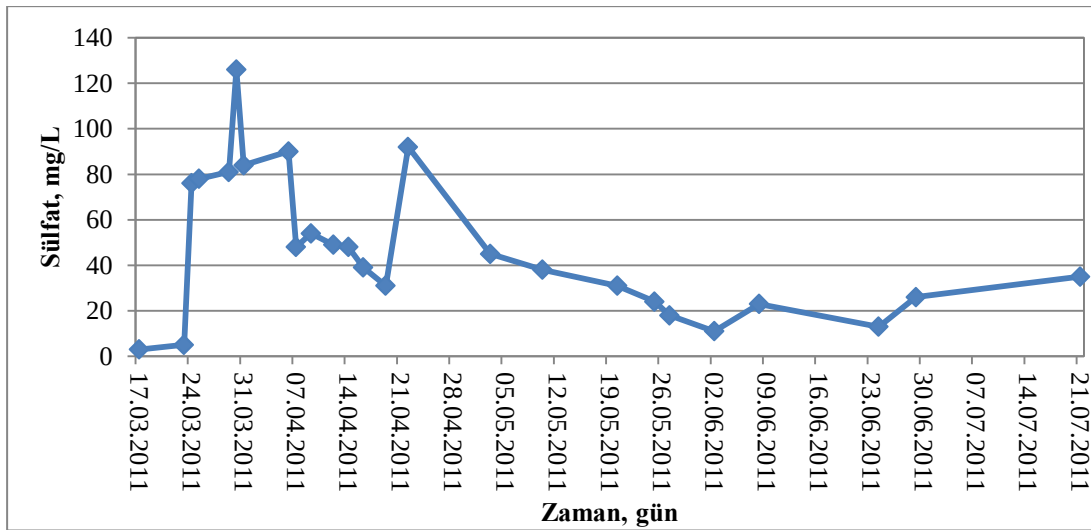
Şekil 3.7 : Giriş atıksuyu Br konsantrasyonu.



Şekil 3.8 : Giriş atıksuyu NO3 konsantrasyonu.



Şekil 3.9 : Giriş atıksuyu F konsantrasyonu.

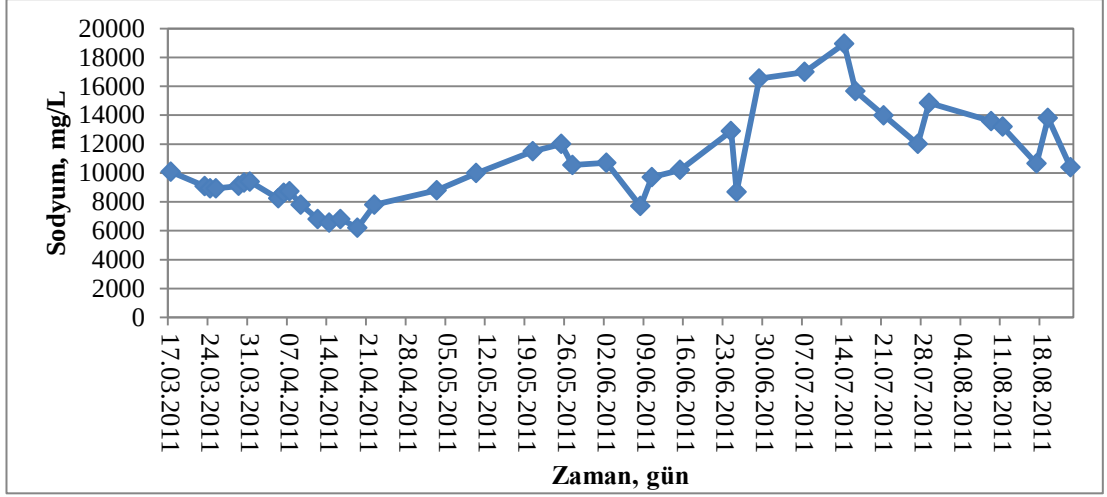


Şekil 3.10 : Giriş atıksuyu SO₄ konsantrasyonu.

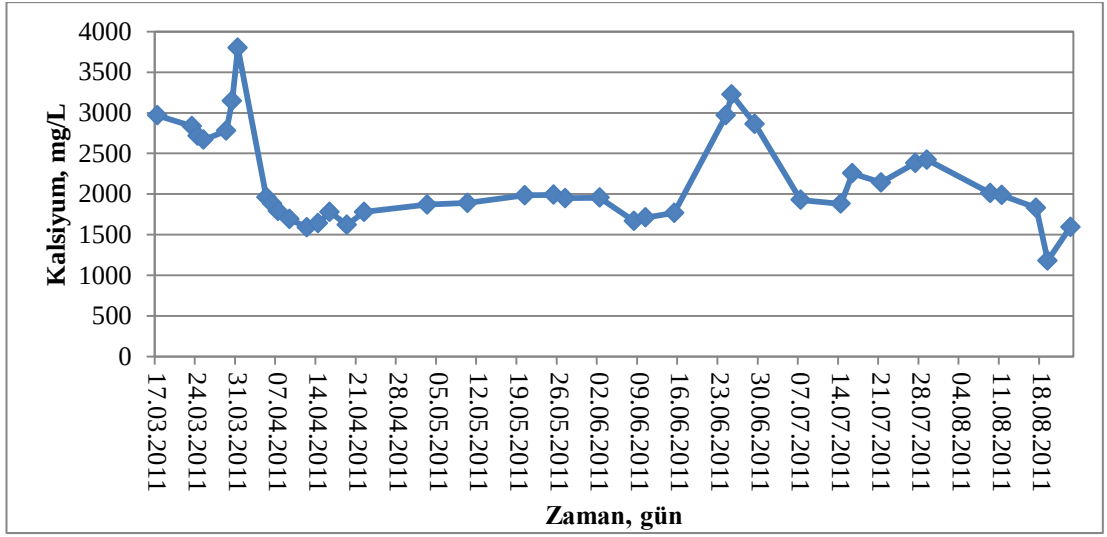
Giriş atıksuyundaki en yüksek anyon konsantrasyonu klorürde görülmüştür. Klorür konsantrasyonu çalışma dönemi boyunca 6000-20000 mg/L aralığında değişmiştir. Bromür konsantrasyonu 20-50 mg/L, nitrat konsantrasyonu 5-75 mg/L, florür konsantrasyonu 10-20 mg/L ve sülfat konsantrasyonu ise 10-200 mg/L arasında değişmektedir. Yine çalışma dönemlerine bağlı olarak anyon konsantrasyonlarında zamanla düşüşler ve yükselişler meydana gelmiştir.

3.1.5 Katyonlar

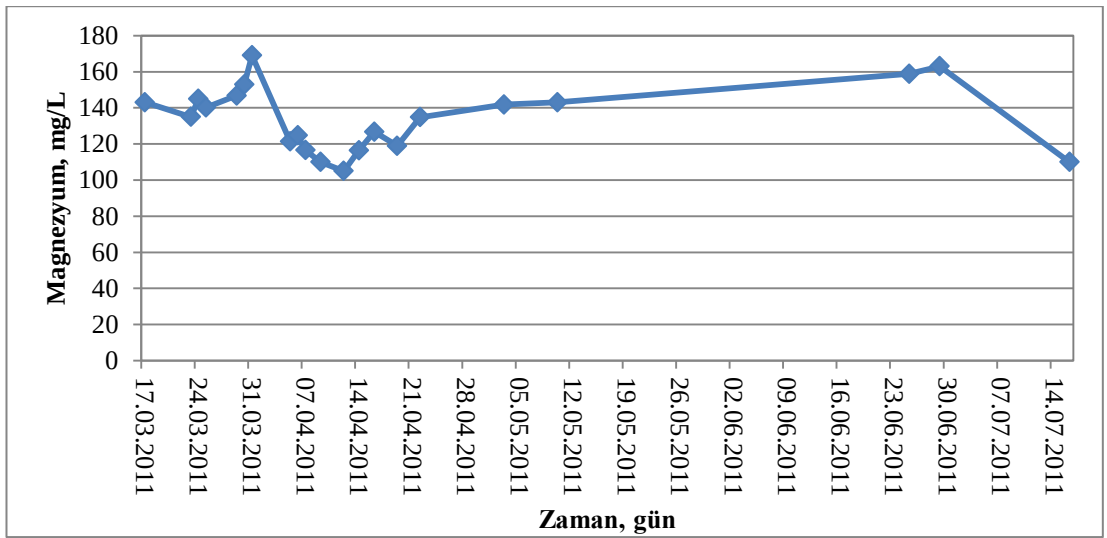
Giriş atıksudaki katyonlar hem ICP hem de IC cihazında ölçülmüştür. Katyon konsantrasyonundaki değişimler Şekil 3.11 - Şekil 3.17'de gösterilmiştir.



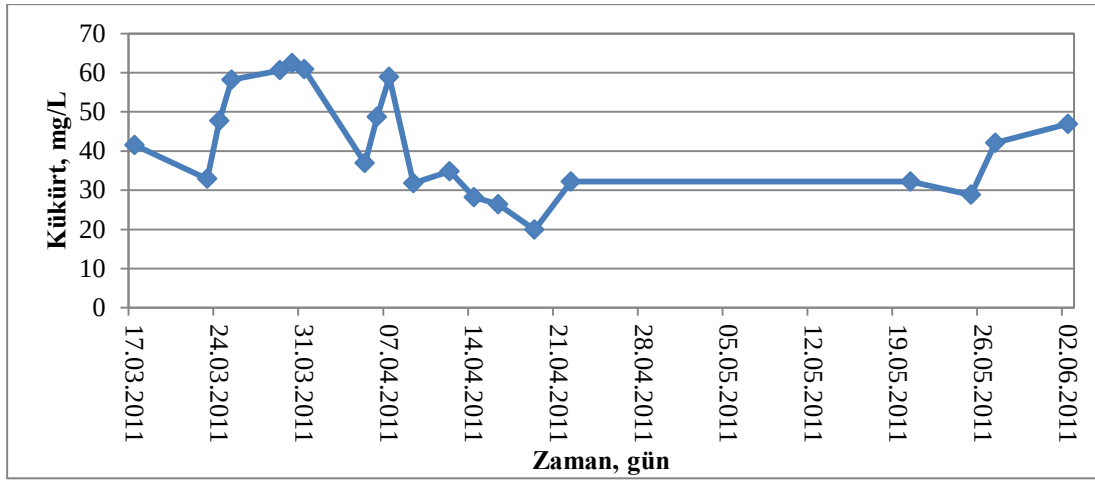
Şekil 3.11 : Giriş atıksuyu Na konsantrasyonu.



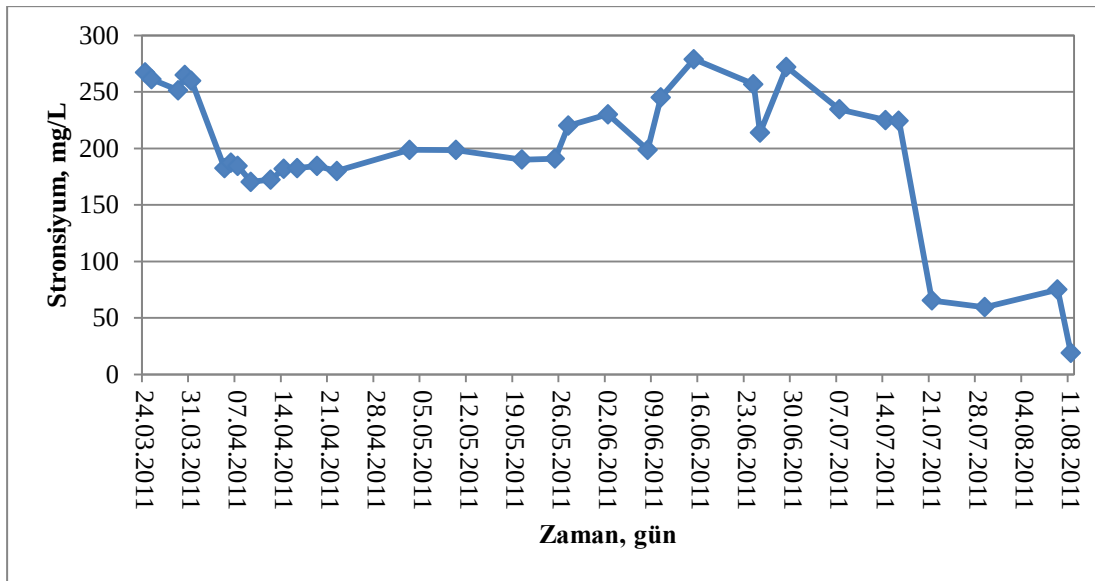
Şekil 3.12 : Giriş atıksuyu Ca konsantrasyonu.



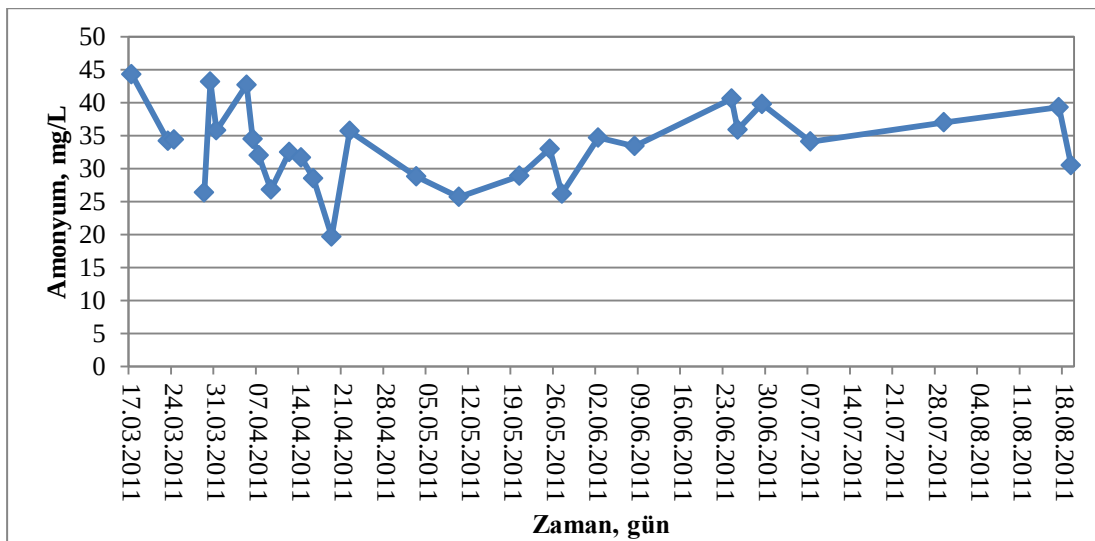
Şekil 3.13 : Giriş atıksuyu Mg konsantrasyonu.



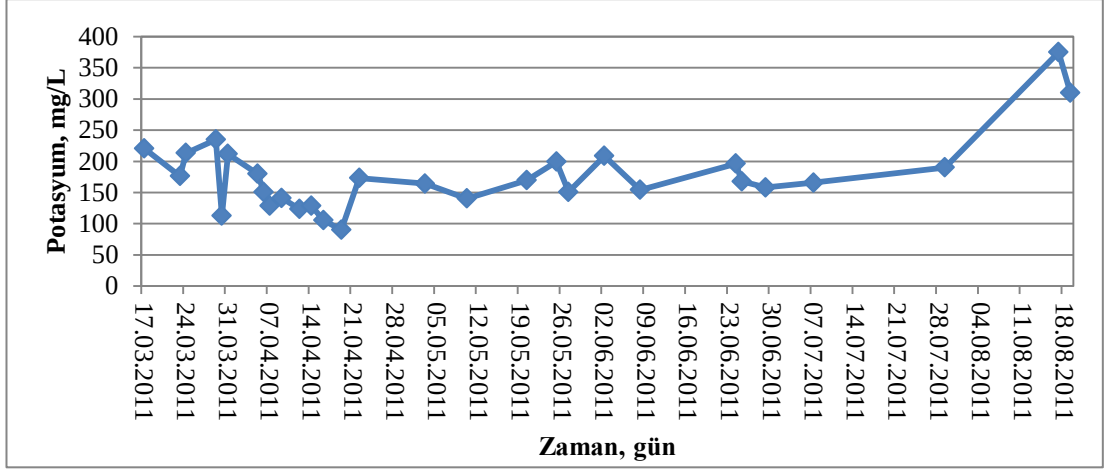
Şekil 3.14 : Giriş atıksuyu S konsantrasyonu.



Şekil 3.15 : Giriş atıksuyu Sr konsantrasyonu.



Şekil 3.16 : Giriş atıksuyu NH₄ konsantrasyonu.



Şekil 3.17 : Giriş atıksuyu K konsantrasyonu.

Giriş atıksuyunda en yüksek konsantrasyonda bulunan katyon sodyum (Na) çıkmıştır. Sodyum konsantrasyonu özellikle Temmuz ayından sonra artış göstermiş, çalışmanın sonlarına doğru tekrar düşmüştür. En yüksek sodyum konsantrasyonu 14/07/2011 tarihinde ölçülmüştür (18950 mg/L). Kalsiyum (Ca) konsantrasyonu genellikle 1500-2000 mg/L aralığında değişmiş olup çalışmanın başında daha yüksek konsantrasyonlarda iken sonlara doğru düşmüştür. En yüksek Ca konsantrasyonları 31/03/2011 (3800 mg/L) ve 25/06/2011 (3224 mg/L) tarihlerinde gözlenmiştir. Bu tarihlerde kuyulardan gelen suyun oranlarında üretim şartlarından dolayı değişiklikler yapılmıştır. Konsantrasyon değişiminin bundan kaynaklandığı düşünülmektedir. Magnezyum konsantrasyonları 100-180 mg/L aralığında değişmiş 16/07/2011 tarihinden itibaren giriş suyunda magnezyum gözlenmemiştir. Giriş kükürt konsantrasyonu 20-70 mg/L aralığında değişmiş 02/06/2011 tarihinden itibaren giriş suyunda kükürt gözlenmemiştir. Giriş atıksuyundaki stronsiyum konsantrasyonu 150-300 mg/L aralığında değişmiş çalışmanın sonlarına doğru 20 mg/L seviyelerine düşmüş hatta bazı günlerde hiç gözlenmemiştir. Giriş atıksuyunda amonyum konsantrasyonu 20-45 mg/L aralığında, potasyum ise 100-400 mg/L arasında değişmiştir. Amonyum konsantrasyonu çalışma süresince çok değişmemiş olmasına rağmen potasyum konsantrasyonu dönem dönem değişimler göstermiştir. Çalışmanın başlarında 200 mg/L civarında iken 30/03/2011-20/04/2011 tarihleri arasında 100 mg/L'lere kadar düşmüş daha sonra Ağustos ayına kadar sabit değerlerde kalmış çalışmanın son günlerinde ise 400 mg/L'lere kadar çıkmıştır. Bu değişimin sebebinin üretim şartlarındaki değişimden kaynaklandığı düşünülmektedir. Yukarıda grafikleri verilmiş olan ICP cihazında ölçülmüş katyonlardan ölçüm limitlerinin altında kalanlar Çizelge 3.1'de verilmiştir.

Çizelge 3.1 : Giriş atıksuyundaki eser katyonların miktarı

Elementler	Miktar (mg/L)
Hg	<0.0007
Pb	<0.02
Cd	<0.001
Zn	<0.02
Ni	<0.008
Cu	<0.01
Cr	<0.004

Çalışma dönemlerine göre giriş atıksudaki parametrelerin ortalama ve standart sapma değerleri Çizelge 3.2’de toplu olarak gösterilmiştir. Çalışma süresince giriş atıksuyun pH değerleri çalışmanın son iki döneminde ölçülmüş ve 7 değerlerinde sabit kalmıştır. İletkenlik değerleri ilk üç ve son iki dönemde ölçülmüştür. En yüksek 04/07/2011-16/08/2011 tarihleri arasında $43772 \pm 994 \mu\text{S/cm}$ olarak ölçülmüştür. Genel olarak giriş KOİ değerleri yaklaşık olarak 600-800 arasında değişmiş olup en yüksek değer iletkenliğe benzer şekilde 04/07/2011-16/08/2011 tarihleri arasında $844 \pm 166 \text{ mg/L}$ olarak ölçülmüştür. Giriş atıksuyunun TN ve TP değerleri her çalışma döneminde standartların altında kalmıştır. Giriş katyonlarının büyükten küçüğe doğru sıralaması şu şekilde olmuştur; $\text{Na} > \text{Ca} > \text{Sr} > \text{K} > \text{Mg} > \text{NH}_4 > \text{S}$. Anyonların sıralaması ise $\text{Cl} > \text{F} > \text{SO}_4 > \text{Br} > \text{NO}_3$ şeklinde olmuştur.

Çizelge 3.2 : Giriş atıksuyundaki parametrelerin toplu değerlendirilmesi.

Çalışma dönemi	Analiz parametreleri																
	pH	İletkenlik	KOİ	TKN	TP	Na	Ca	Mg	S	Sr	NH ₄	K	Cl	Br	NO ₃	F	SO ₄
Mart ayı		21922 ±13142	547 ±70	32,2	0	9266 ±403	2987 ±393	147 ±11	52 ±11	261 ±6	36 ±7	195 ±45	13754 ±6245	33 ±19	14 ±9	41 ±26	65 ±45
01-08		24183	781	12,6	0,14	8526	1877	121	48	185	36	153	11604	26	9	104	115
Nisan		±5866	±47			±259	±85	±4	±11	±2	±6	±26	±1031	±2	±9	±14	±83
09-19		11569	776	10	0,09	6832	1664	115	28	178	28	118	8492	20	22	95	44
Nisan		±2218	±106			±597	±74	±8	±6	±6	±5	±20	±1263	±2	±15	±8	±9
20 Nisan-		11957	733	18,8	0,08	8300	1825	138		189	32	169	12746	35		79	69
09 Mayıs		±931	±57			±707	±64	±5		±13	±5	±6	±567	±1			±33
10-20			825	1,6	0,09	10740	1938	143	32	194	27	155	11137	31	7	65	35
Mayıs			±119			±1075	±67			±6	±2	±21	±608	±2	±5	±6	±5
21 Mayıs-			790	2,2	0,11	11082	1965	n.d	39	214	31	186	13035	35			18
07 Haziran			±66			±799	±22		±9	±20	±4	±31	±2383	±7	8	43	±7
8 Haziran-3			629	5,2	0,05	10953	2367	161		244	37	169	13298	35	3	46	21
Temmuz			±101			±3248	±724	±3		±32	±3	±19	±1435	±4	6±27	±4	±7
4 Temmuz-	7	43772	844	5,8	0,02	14901	2126			129	36	178	11806	30	26		
16 Ağustos	±0,2	±994	±166			±2244	±208	110		±94	±2	±17	±1406	±1	±16	75	35
17																	
Ağustos-23	7	42772	534			11613	1535				35	342	16183	42	12	58	
Eylül	±0,3	±756	±115			±1898	±329				±6	±46	±2133	±6	±1	±11	

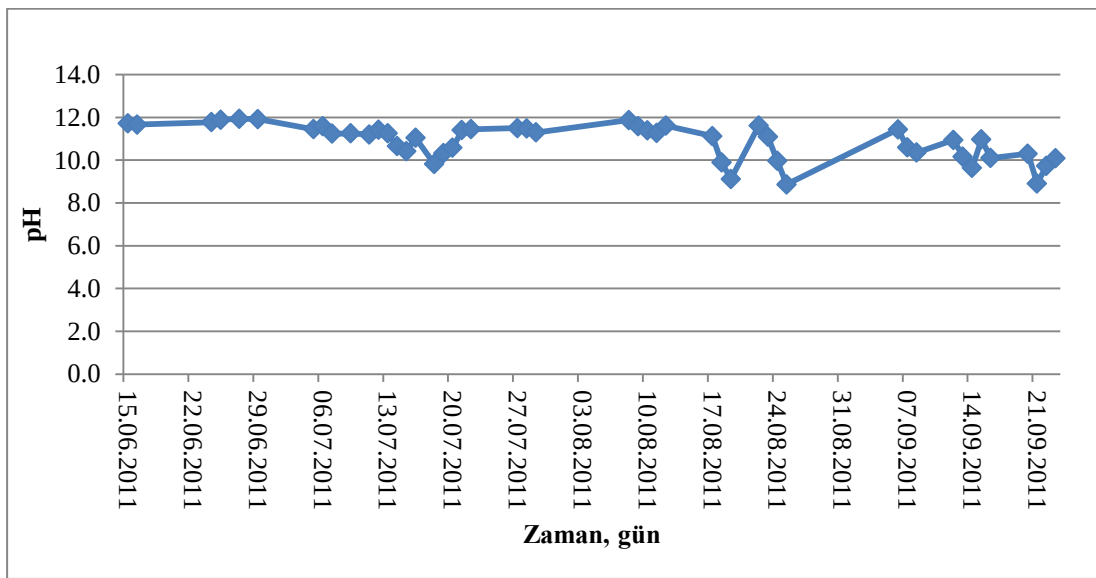
3.2 Ön Arıtma Çalışmaları Sonuçları

3.2.1 Kimyasal çöktürme

Kimyasal çöktürme tankında elde edilen sonuçlar aşağıda özetlenmiştir.

3.2.1.1 pH

Kimyasal çöktürme tankının işletilmesi süresince giriş atıksuyuna NaOH dozlaması yapılmış ve pH yüksek değerlerde tutulmaya çalışılmıştır. Gözlenen pH değişimleri Şekil 3.18’te verilmiştir.

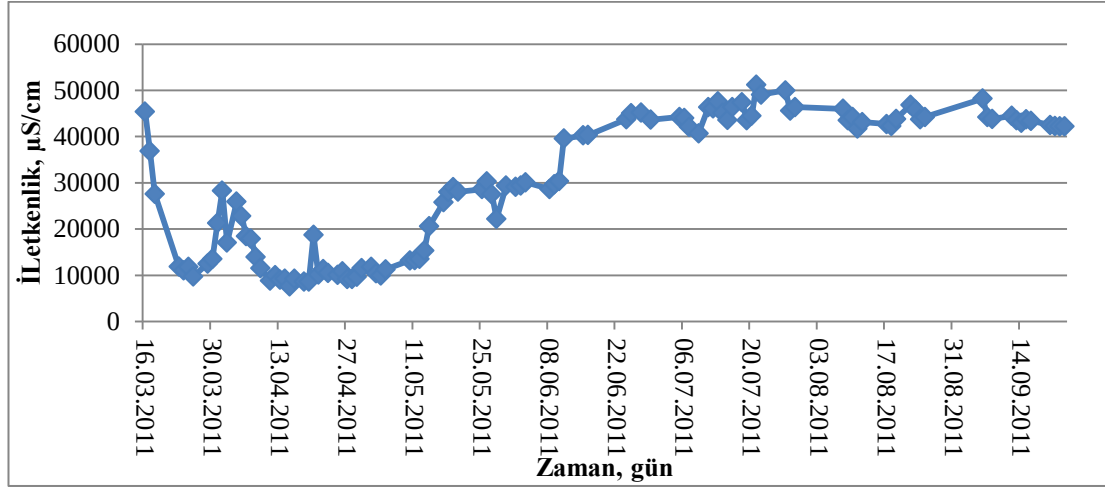


Şekil 3.18 : Kimyasal çöktürme tankındaki pH değişimleri.

Sistem ilk işletmeye alındığında pH değerleri, 11 – 11,6 seviyelerinde gerçekleşmiştir. Ancak bu süreç içerisinde kimyasal çöktürme tankındaki çöktürme süresinin yeterli olmamasından dolayı, çıkışta büyük oranda flok kaçakları görülmüştür. Bu durum üzerine, kimyasal madde dozlamasının yapıldığı statik mikser ön çöktürme tankı girişine alınmış ve toplam çöktürme süresi 12 saata uzamıştır. Bu değişiklikten sonra, çöktürme verimi artmış ve girişteki pH seviyesinin 9.5-10 seviyelerinde olmasına rağmen çöktürme veriminin yüksek seviyelere çıkması sağlanmıştır. Ayrıca, ilave edilen kimyasal madde (NaOH ve polielektrolit) dozaj miktarları azaltılmıştır.

3.2.1.2 İletkenlik

Kimyasal çöktürme tankının işletilmesi süresince gözlenen iletkenlik değerleri Şekil 3.19’te verilmiştir.

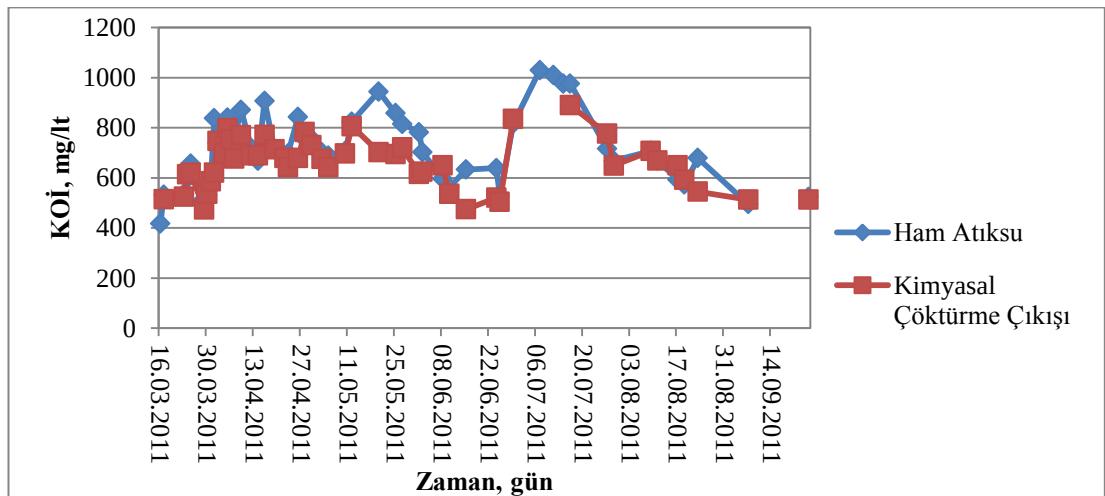


Şekil 3.19 : Kimyasal çöktürme tankının işletilmesi süresince gözlenen iletkenlik değerleri.

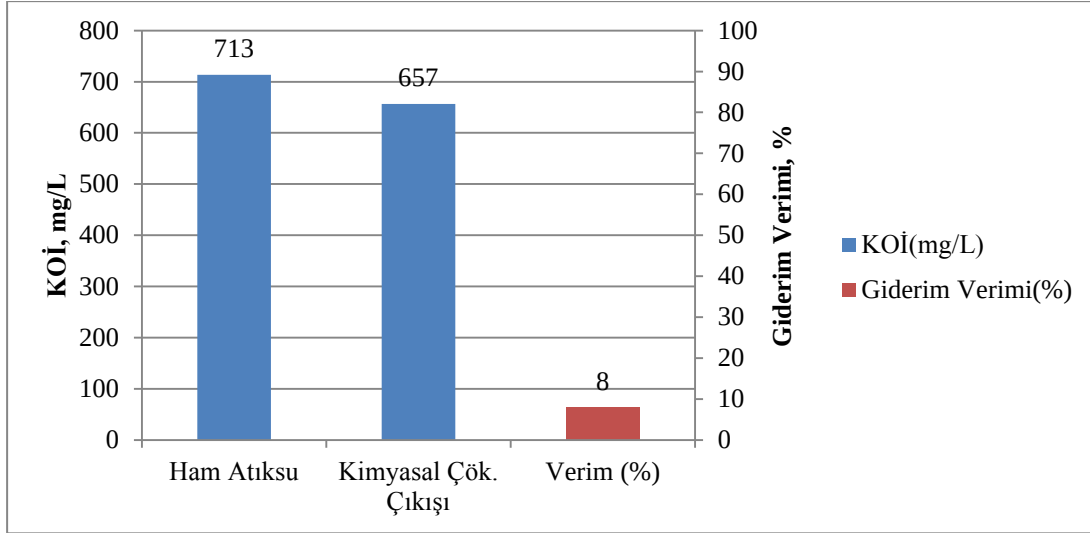
Kimyasal çöktürme tankının işletilmesi süresince gözlenen iletkenlik değerleri çoğu zaman giriş akımının iletkenlik değerlerinden az da olsa daha yüksek olarak gözlenmiştir. Bunun sebebi, kimyasal çöktürme amaçlı kullanılan NaOH kimyasalının suyun bünyesindeki sodyum iyonlarının konsantrasyonunu arttırmasıdır.

3.2.1.3 KOİ

Kimyasal çöktürme çıkışına ait KOİ değişimi ve giderme verimi, Şekil 3.20 ve Şekil 3.21’de verilmiştir.



Şekil 3.20 : Kimyasal çöktürme çıkışında KOİ değişimi.

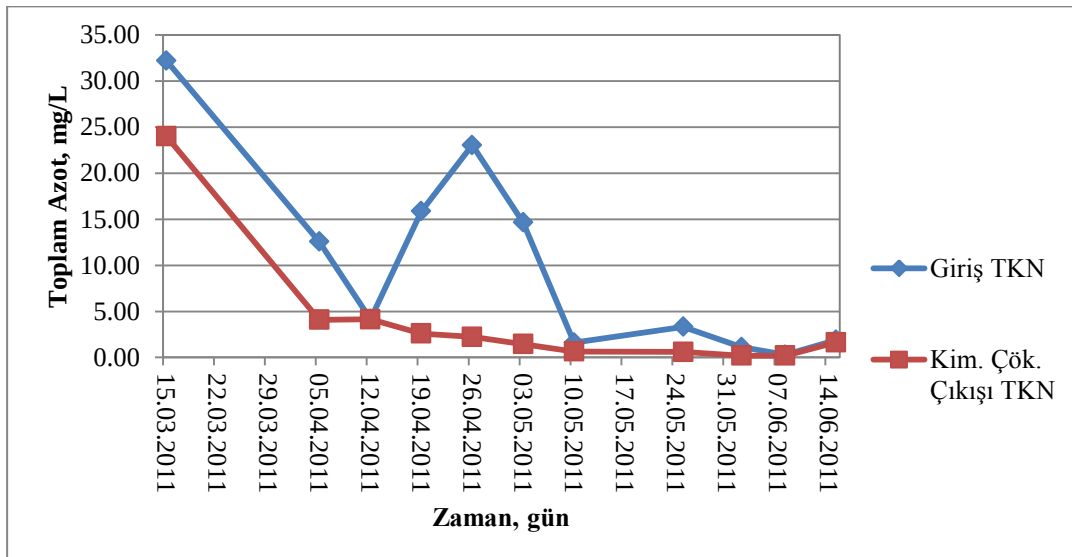


Şekil 3.21: Kimyasal çöktürme çıkışında KOİ giderme verimi.

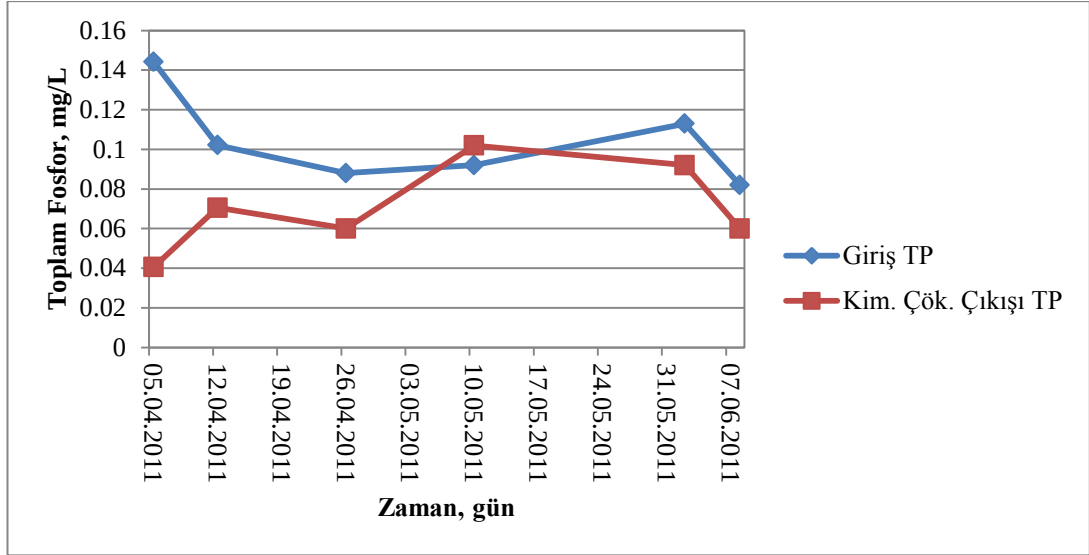
Kimyasal çöktürme tankında işletme esnasında kolloidal ve askıdaki maddelerin çöktürüldüğü gözlemlenmiştir. Burada da giriş atıksuyundaki oranların değişimine bağlı olarak KOİ konsantrasyonlarında da farklılıklar gözlenmiştir. En yüksek giriş KOİ konsantrasyonu giriş atıksuyuna benzer şekilde 07.07-14.07.2011 tarihleri arasında gözlenmiştir (1000 mg/L seviyelerinde). Ortalama KOİ giderme verimi, %8’ler seviyesinde olmuştur. Kimyasal çöktürme tankı çıkışındaki su, çok berrak bir hal almıştır.

3.2.1.4 Toplam azot ve toplam fosfor

Kimyasal çöktürme çıkışına ait toplam azot ve toplam fosfor değişimi Şekil 3.22 ve Şekil 3.23’de verilmiştir.



Şekil 3.22 : Kimyasal çöktürme çıkışında TKN değişimi.

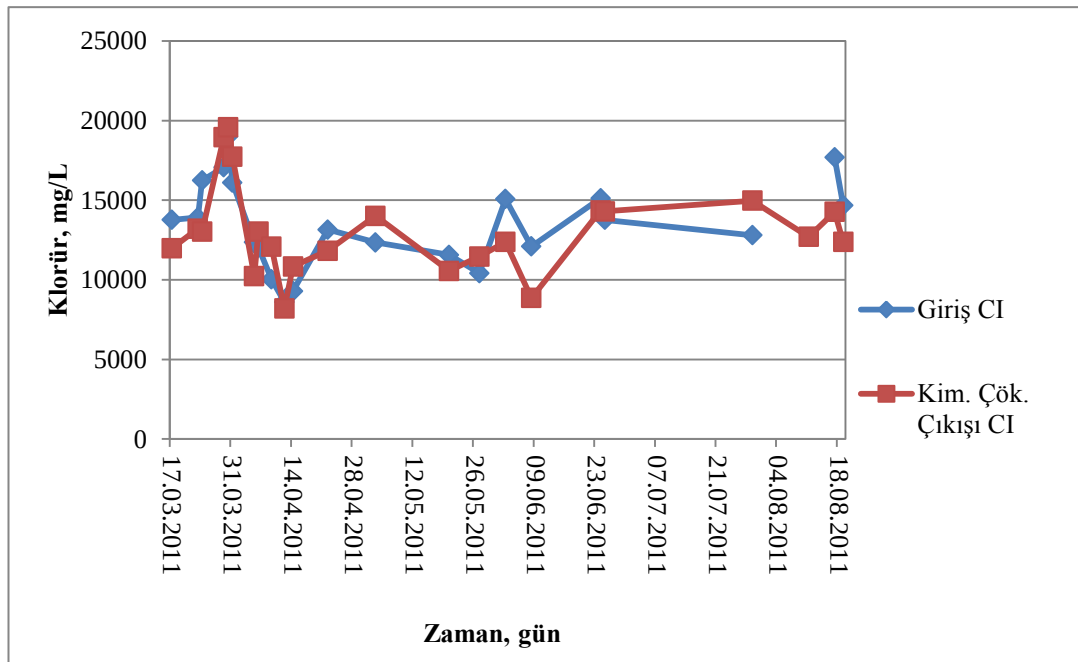


Şekil 3.23 : Kimyasal çöktürme çıkışında TP değişimi.

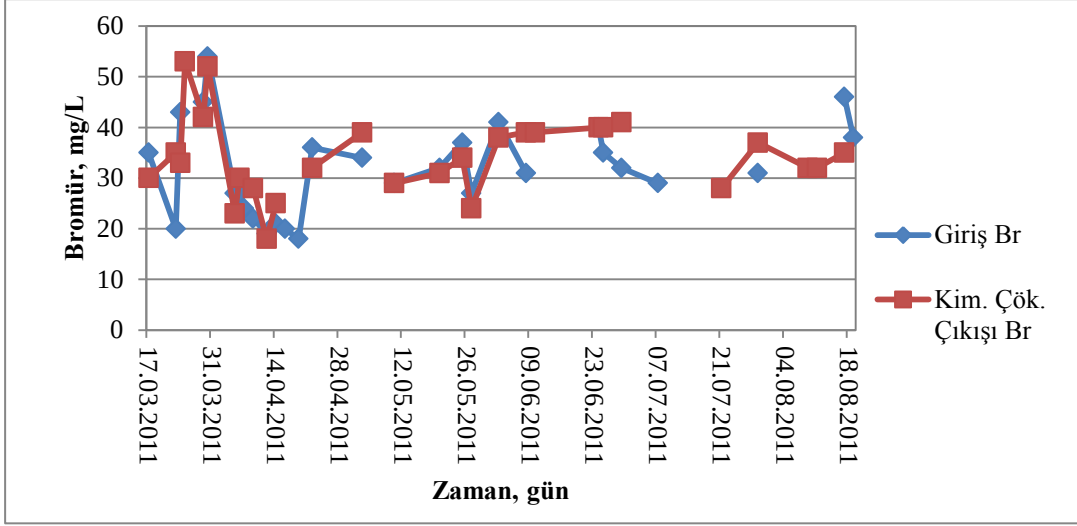
Azot ve fosfor değerlerinin özellikle mayıs ayından itibaren değişim göstermediği ve sırasıyla 5 ve 0,1 mg/L civarlarında olduğu gözlenmektedir. TKN ve TP giderme verimi değişiklik göstermekle birlikte, ortalama %10-30 aralığında değişmiştir.

3.2.1.5 Anyonlar

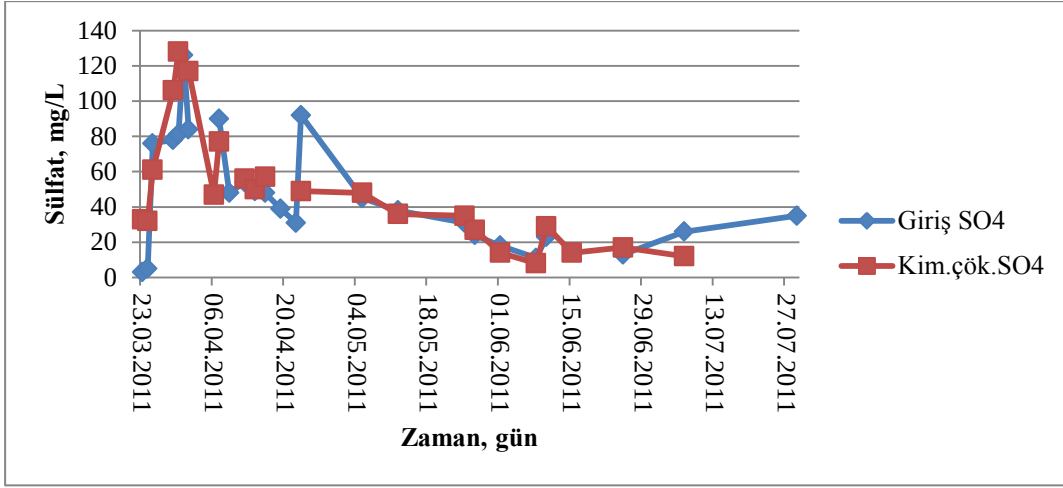
IC cihazında ölçülmüş klorür, bromür, nitrat, florür ve sülfat anyonlarının kimyasal çöktürme çıkış suyundaki analiz sonuçları grafik olarak Şekil 3.24 - Şekil 3.26'da sunulmuştur.



Şekil 3.24 : Kimyasal çöktürme giriş ve çıkışındaki Cl konsantrasyonu.



Şekil 3.25 : Kimyasal çöktürme giriş ve çıkışındaki Br konsantrasyonu.

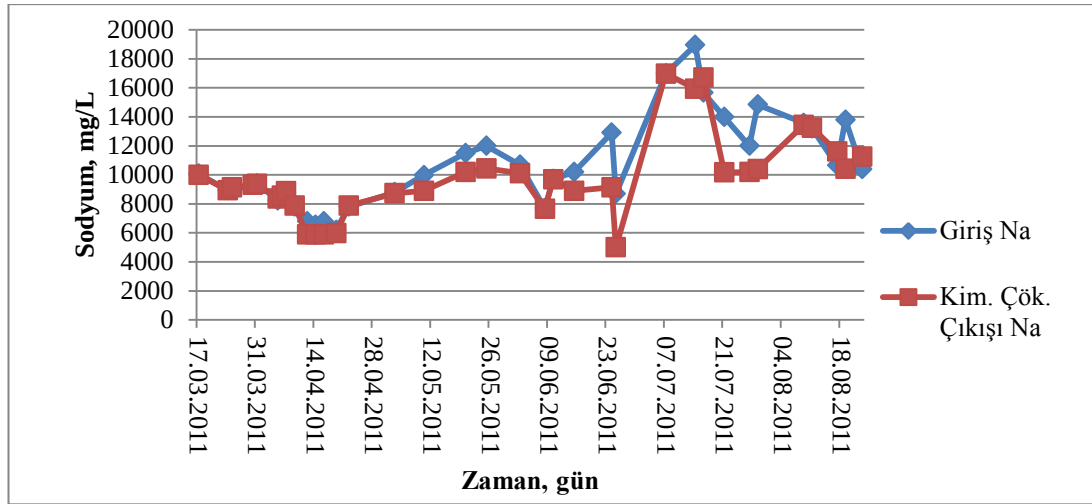


Şekil 3.26 : Kimyasal çöktürme giriş ve çıkışındaki SO₄ konsantrasyonu.

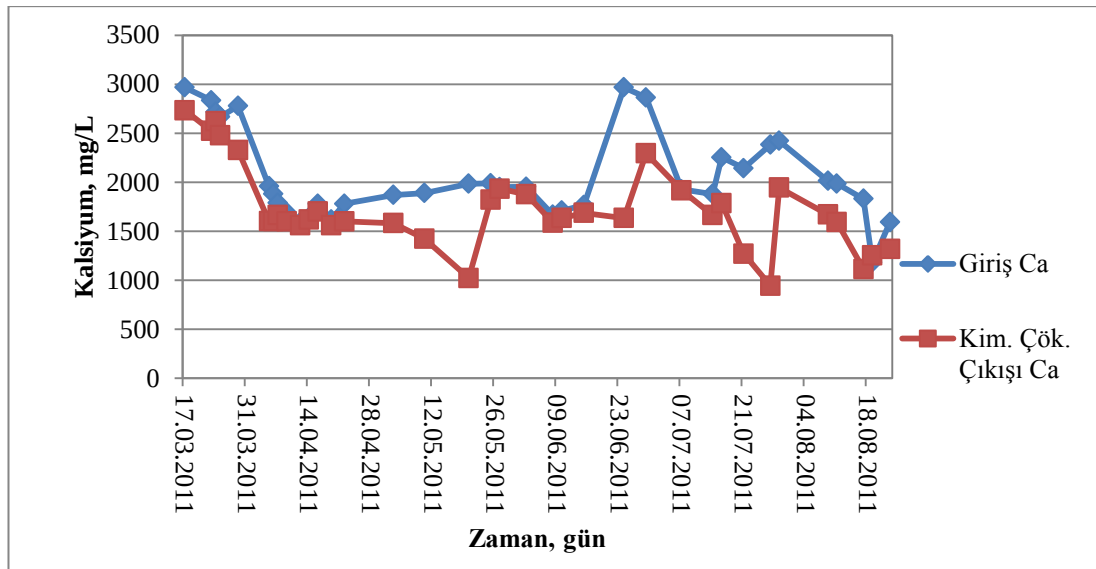
Giriş atıksuyuna benzer şekilde en yüksek anyon konsantrasyonu klorürde görülmüştür. İletkenlik değerlerinin de yüksek olarak gözlendiği, tesisin ilk işletilmeye alındığı mart-nisan aylarında klorür iyonu da yüksek olarak ölçülmüştür. Çöktürme tankının çıkışındaki bromür iyonu konsantrasyonu giriş atıksuyunun bromür konsantrasyonuna eşit denilebilir. Diğer anyonlarda da olduğu gibi, nitrat, florür ve sülfat iyonlarında da kimyasal çöktürme tankında etkin bir giderim söz konusu değildir.

3.2.1.6 Katyonlar

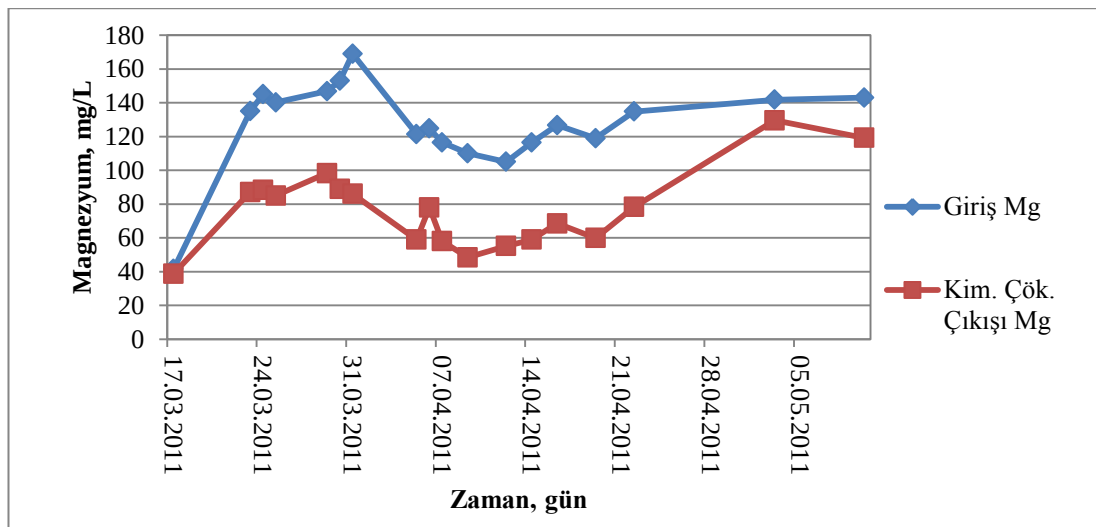
Kimyasal çöktürme çıkış suyunda ölçülmüş katyonların değişimi Şekil 3.27 - Şekil 3.33'de grafik olarak verilmiştir.



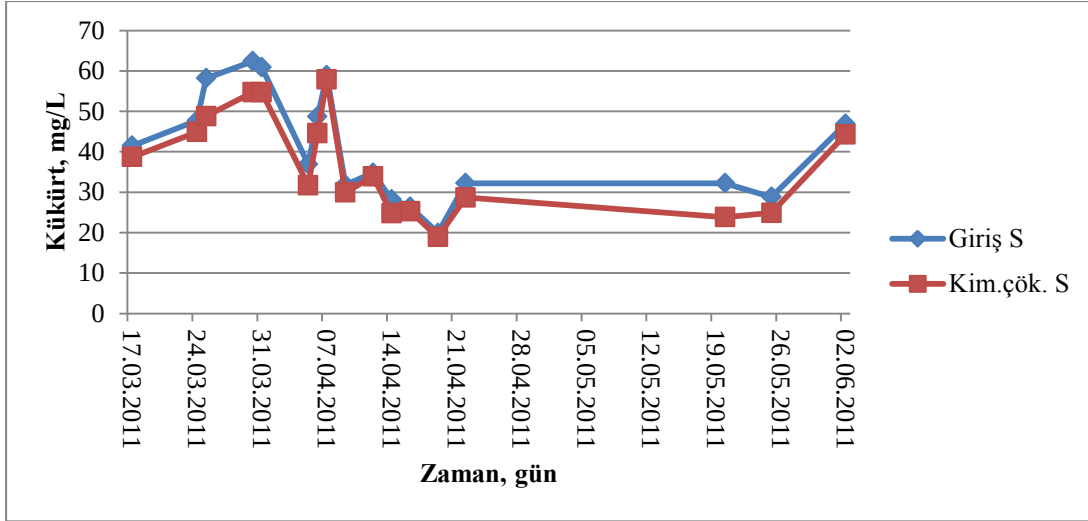
Şekil 3.27 : Kimyasal çöktürme giriş ve çıkışındaki Na konsantrasyonu.



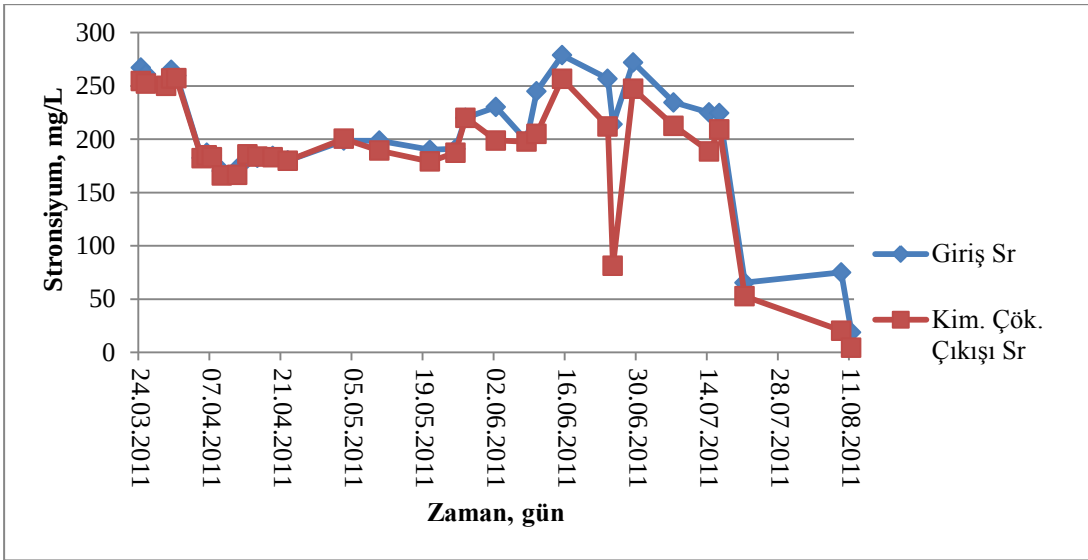
Şekil 3.28 : Kimyasal çöktürme giriş ve çıkışındaki Ca konsantrasyonu.



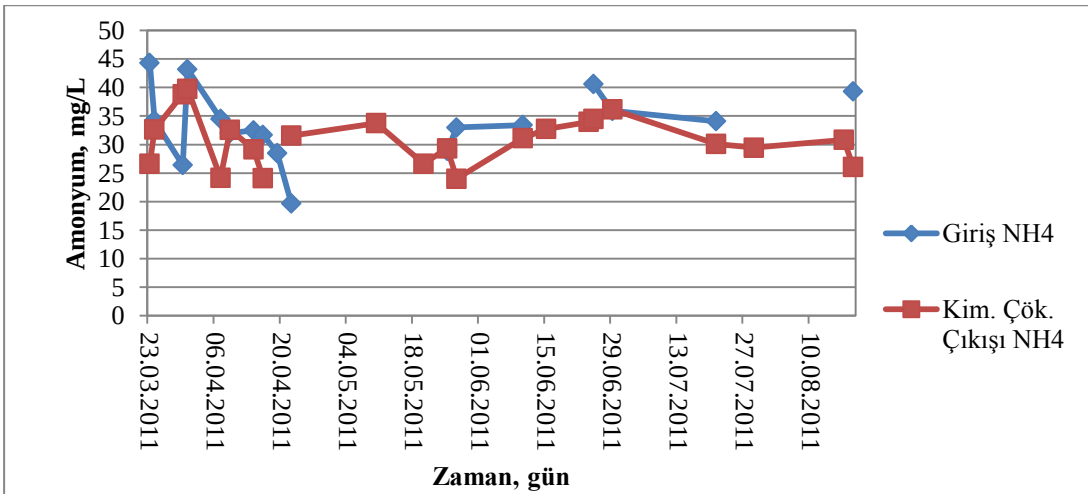
Şekil 3.29 : Kimyasal çöktürme giriş ve çıkışındaki Mg konsantrasyonu.



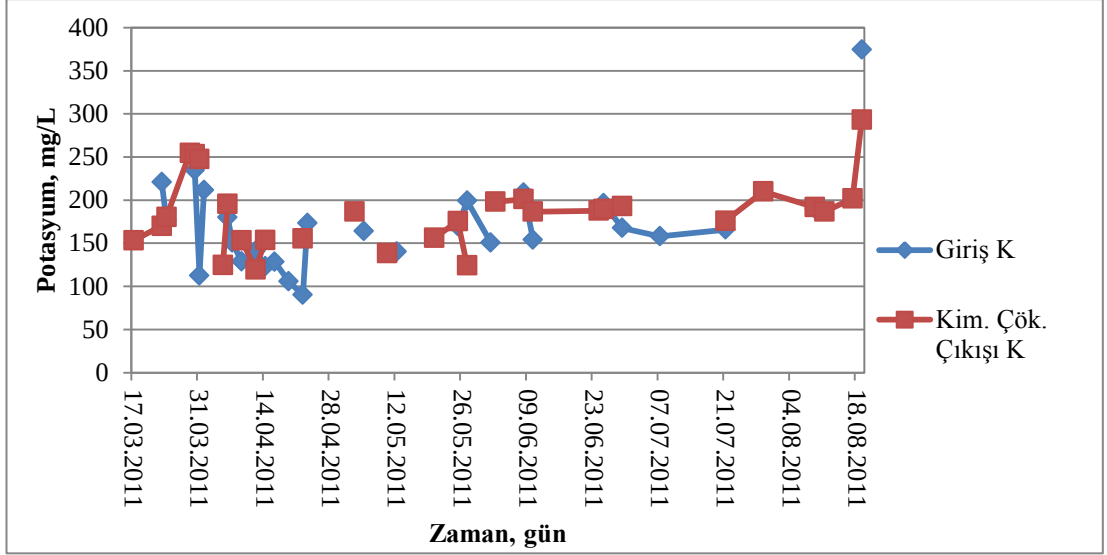
Şekil 3.30 : Kimyasal çöktürme giriş ve çıkışındaki S konsantrasyonu.



Şekil 3.31 : Kimyasal çöktürme giriş ve çıkışındaki Sr konsantrasyonu.



Şekil 3.32 : Kimyasal çöktürme giriş ve çıkışındaki NH₄ konsantrasyonu.



Şekil 3.33 : Kimyasal çöktürme giriş ve çıkışındaki K konsantrasyonu.

Giriş atıksuyunda en yüksek konsantrasyonda bulunan katyon, sodyum (Na) olarak gözlemlenmiştir. Sodyum konsantrasyonu özellikle Temmuz ayından sonra artış göstermiş, çalışmanın sonlarına doğru tekrar düşmüştür. En yüksek sodyum konsantrasyonu 14/07/2011 tarihinde ölçülmüştür (18950 mg/L). Kalsiyum (Ca) konsantrasyonu genellikle 1500-2000 mg/L aralığında değişmiş olup çalışmanın başında daha yüksek konsantrasyonlarda iken çalışmanın sonuna doğru düşmüştür. Yüksek Ca konsantrasyonları 31/03/2011 (3800 mg/L) ve 25/06/2011 (3224 mg/L) tarihlerinde gözlemlenmiştir. Bu tarihlerde kuyulardan gelen suyun oranlarında değişiklikler yapılmıştır. Konsantrasyon değişiminin bundan kaynaklandığı düşünülmektedir. Magnezyum konsantrasyonları 100-180 mg/L aralığında değişmiş 16/07/2011 tarihinden itibaren giriş suyunda magnezyum gözlemlenmemiştir. Giriş kükürt konsantrasyonu 20-70 mg/L aralığında değişmiş 02/06/2011 tarihinden itibaren giriş suyunda kükürt gözlemlenmemiştir. Giriş atıksuyundaki stronsiyum konsantrasyonu 150-300 mg/L aralığında değişmiş çalışmanın sonlarına doğru 20 mg/L seviyelerine düşmüş hatta bazı günlerde hiç gözlenmemiştir. Katyonlardan, kalsiyum ve magnezyum iyonundaki giderme verimi diğerlerine göre daha yüksek olmuştur. Diğer iyonlarda ise hemen hemen hiç giderme verimi elde edilememiştir.

3.3 Ön Filtrasyon Çalışmaları Sonuçları

Ön filtrasyon ünitesinde çalışma planında anlatıldığı gibi çalışmanın belirli dönemlerinde filtrasyon sistmemlerinin kullanımında değişiklikler yapılmıştır. Bu

değişiklikler Çizelge 3.3'te sunulmuştur. Dönemsel olarak filtrelerde elde edilen sonuçlar ise aşağıda özetlenmiştir.

Çizelge 3.3 : Ön filtrasyon çalışma düzeni.

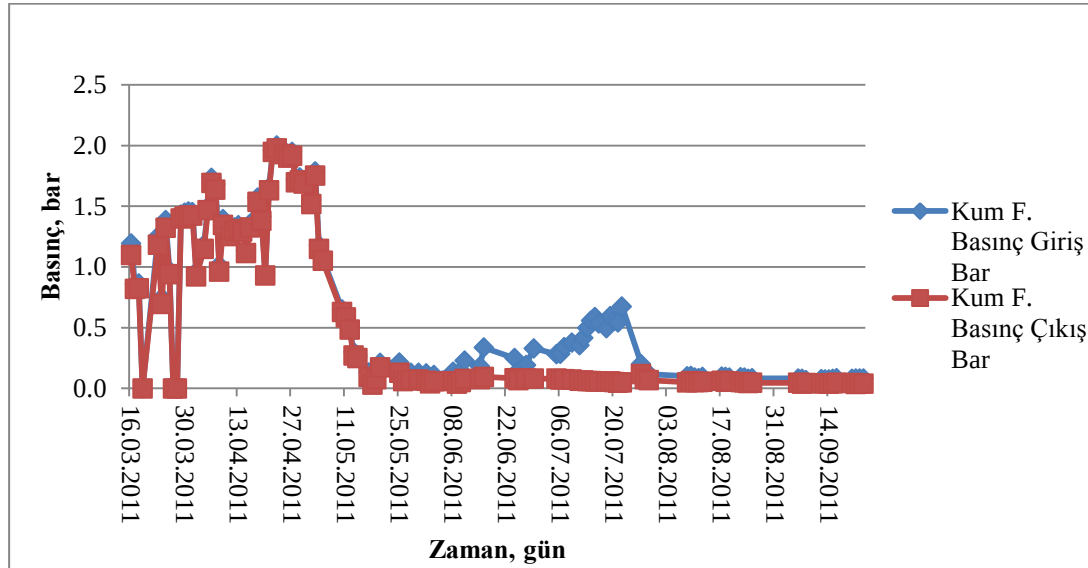
Çalışma süresi	Kullanılan sistemler	Gösterim
16/03/2011- 07/04/2011	Kum Filtre-Mikrofiltrasyon	KF+MF
08/04/2011- 20/05/2011	Kum Filtre-Mikrofiltrasyon-Aktif karbon	KF+MF+AK
25/05/2011- 23/09/2011	Kum Filtre-Ultrafiltrasyon-Aktif karbon	KF+UF+AK

3.3.1 Kum filtre

3.3.1.1 İşletme parametreleri

Basınç

Kum filtre giriş ve çıkışındaki basınç değişimi Şekil 3.34'de verilmiştir.



Şekil 3.34 : Kum filtre giriş ve çıkışındaki basınç değişimleri.

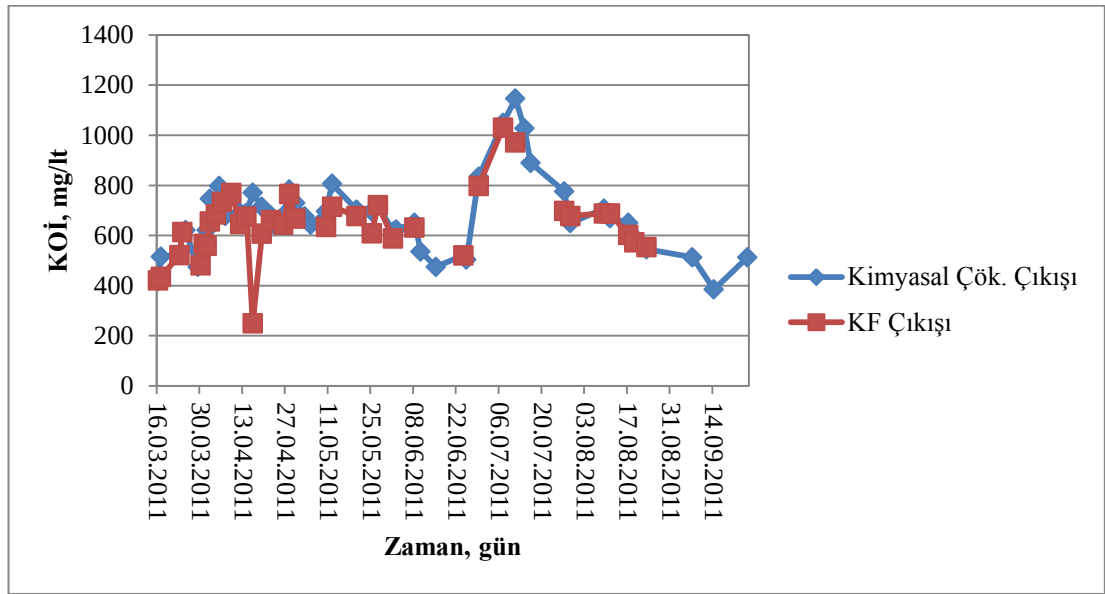
Sistemin işletilmeye alındığı ilk aylarda kimyasal çöktürme tankı dozlama sistemindeki polielektrolit dozaj pompasında meydana gelen aksaklıklar nedeniyle, çöktürülemeyen maddeler ön filtrasyon ünitesinde tutulmuş dolayısıyla basınçta artış görülmüş, basınç 1 – 2 bar aralığında seyretmiştir. Bundan dolayı ön filtrasyon ünitesinin ilk birimi olan kum filtre girişinde basıncın yüksek olduğu görülmektedir. Sonraki aylarda kimyasal dozlama sistemindeki arızaların giderilmesiyle ön filtrasyon ünitesinin yükü hafifletilmiş ve böylece 0,1 – 0,5 bar basınç aralığında

çalıştırılmıştır. Temmuz ayında kum filtre giriş ve çıkışındaki basınç farkı 0,5 bar seviyesine yükselmiş, bu sebeple kum filtre içindeki medya (kum ve çakıl) yenilenmiştir.

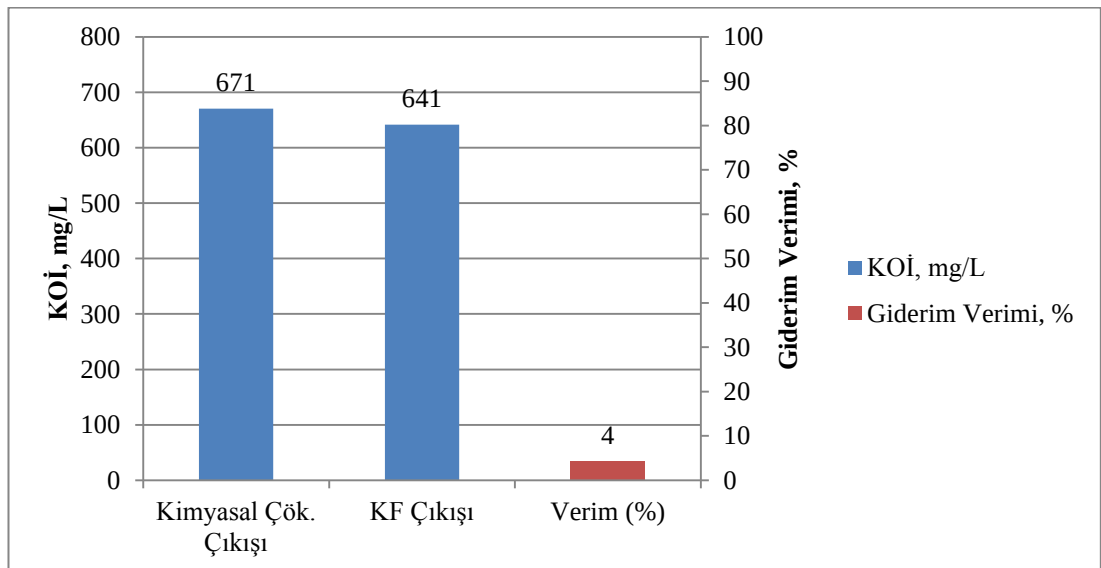
3.3.1.2 Su kalite parametreleri

KOİ

Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme tankı çıkışı) ve çıkış suyuna ait KOİ değişimi ve giderme verimi, Şekil 3.35 ve Şekil 3.36’da verilmiştir.



Şekil 3.35 : Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme tankı çıkışı) ve çıkışında KOİ değişimi.

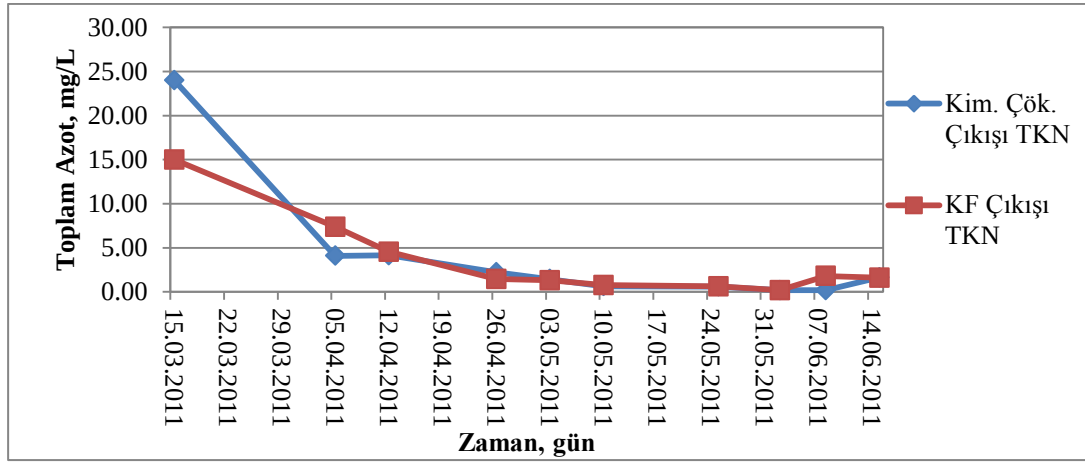


Şekil 3.36 : Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme tankı çıkışı) ve çıkışında KOİ giderme verimi.

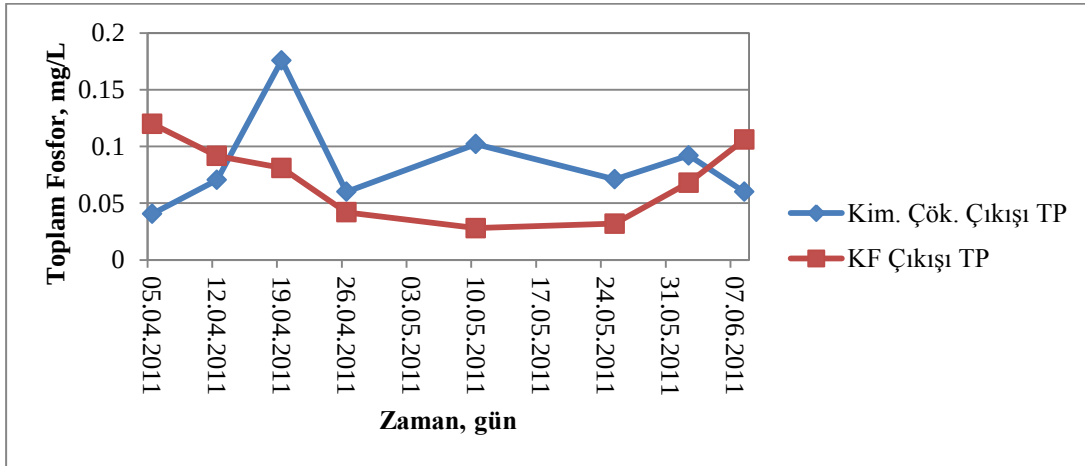
Kimyasal çöktürmenin ardından gerçekleştirilen kum filtrasyonu uygulaması sırasında etkin bir KOİ giderimi gözlenmemiştir. Bu sistemde kum filtrenin görevi ön filtrasyon membranlarının (MF ve UF) tıkanmasını önleyecek şekilde partiküler maddelerin tutulmasıdır.

Toplam azot ve toplam fosfor

Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme tankı çıkışı) ve çıkış suyunda ölçülmüş olan toplam azot ve toplam fosfor konsantrasyonları Şekil 3.37 ve Şekil 3.38’de verilmiştir.



Şekil 3.37 : Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme tankı çıkışı) ve çıkışında toplam azot konsantrasyonu.

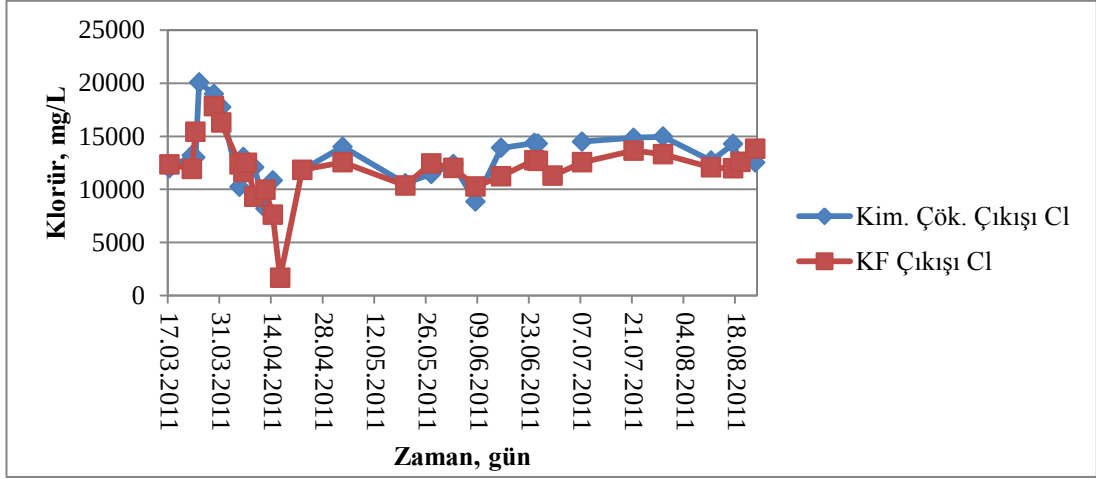


Şekil 3.38 : Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme tankı çıkışı) ve çıkışında toplam fosfor konsantrasyonu.

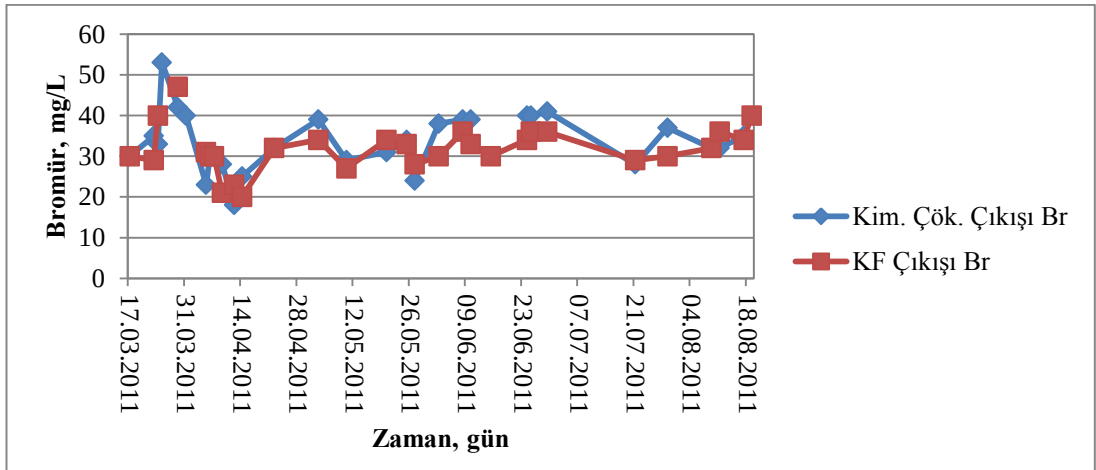
Mart ve nisan ayları hariç, diğer işletim aylarında kimyasal çöktürme tankından düşük konsantrasyonlarda azot ve fosfor gelmiştir. Buna ek olarak, kimyasal çöktürme tankından azot ve fosfor geldiği durumlarda ise kum filtrenin etkin giderim sağlayamadığı gözlenmiştir.

Anyonlar

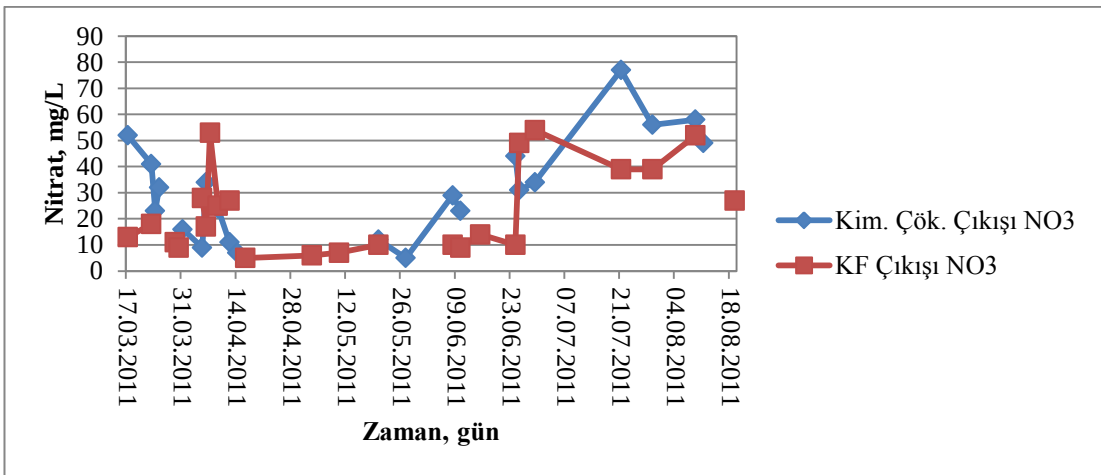
Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme çıkış) ve kum filtre çıkış suyunda ölçülmüş olan anyon konsantrasyonları Şekil 3.39 - Şekil 3.43’de verilmiştir.



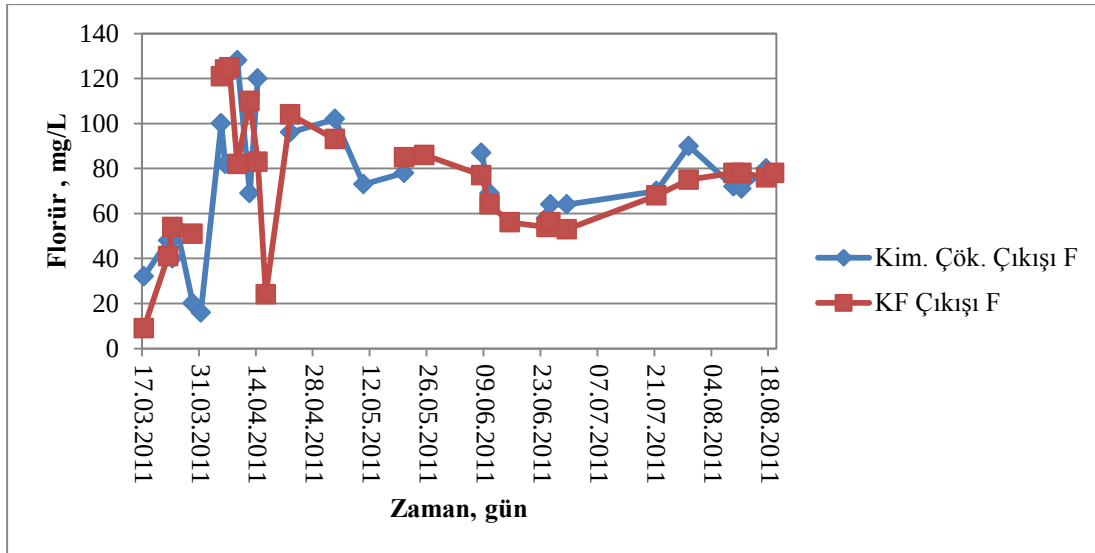
Şekil 3.39 : Kum filtre giriş ve çıkışındaki Cl konsantrasyonu.



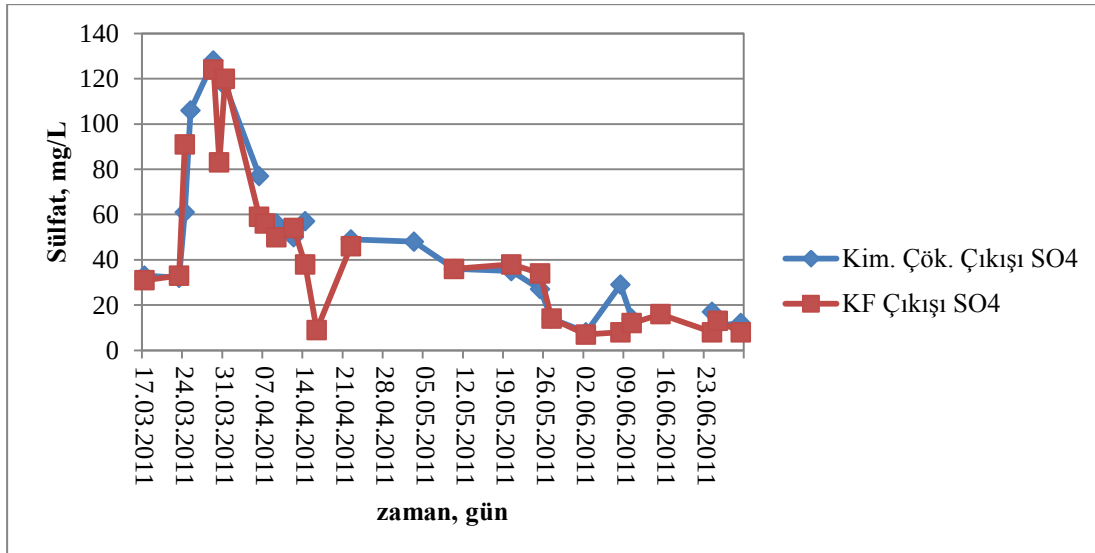
Şekil 3.40 : Kum filtre giriş ve çıkışındaki Br konsantrasyonu.



Şekil 3.41 : Kum filtre giriş ve çıkışındaki NO₃ konsantrasyonu.



Şekil 3.42 : Kum filtre giriş ve çıkışındaki F konsantrasyonu.

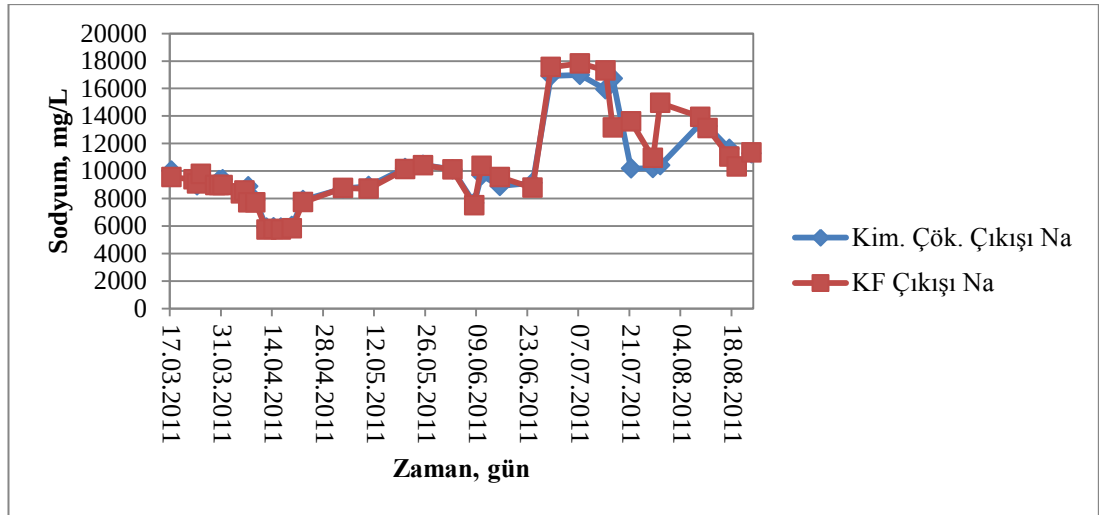


Şekil 3.43 : Kum filtre giriş ve çıkışındaki SO₄ konsantrasyonu.

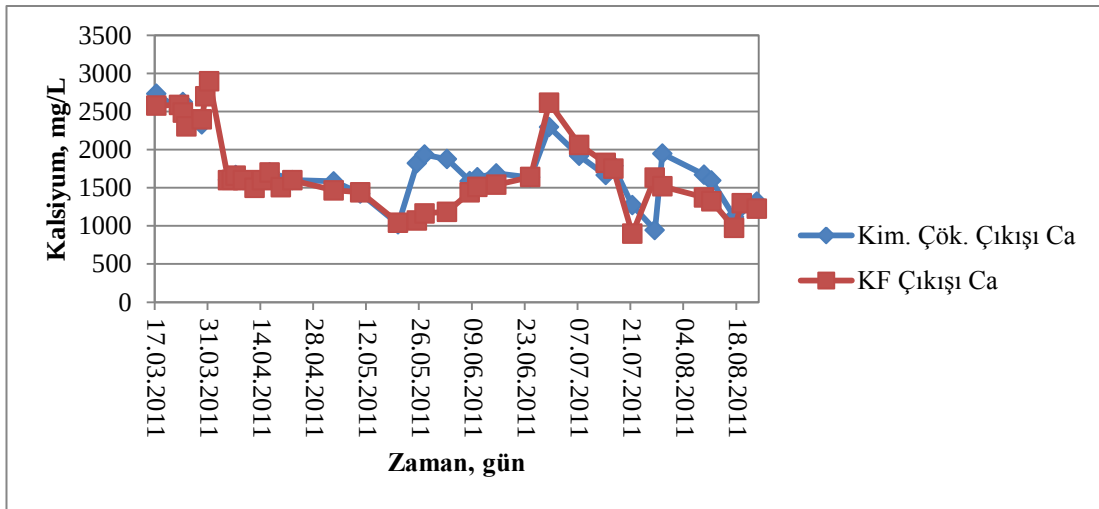
İlk iki ay hariç, diğer işletim aylarında kimyasal çöktürme tankından düşük konsantrasyonlarda bromür, nitrat, florür ve sülfat gelmiştir. Klorür ve sülfat grafiklerine bakıldığında ise, tuzluluk değerleri yüksek karakterli üretim atıksuyunun tesise alındığı dönemlerde (Mart-Nisan), klorür ve sülfat iyonlarının konsantrasyonlarının da yüksek olduğu görülmektedir. Tüm bunlara ek olarak, kimyasal çöktürme tankından gelen atıksuyun kum filtreden geçirilmesi durumunda etkin bir anyon gideriminin sağlanamadığı söylenebilir.

Katyonlar

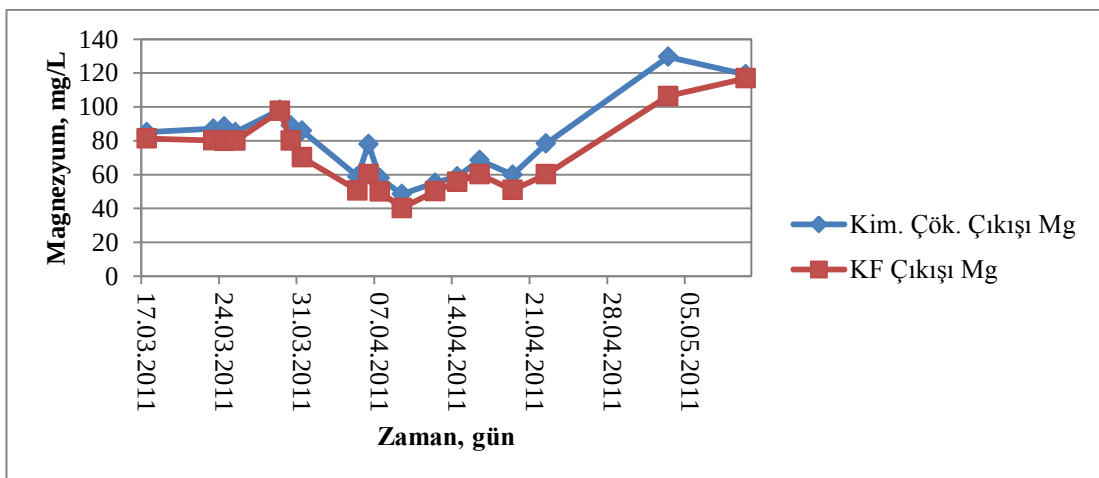
Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme çıkış) ve kum filtre çıkış suyunda ölçülmüş olan katyon konsantrasyonları Şekil 3.44 - Şekil 3.50'de verilmiştir.



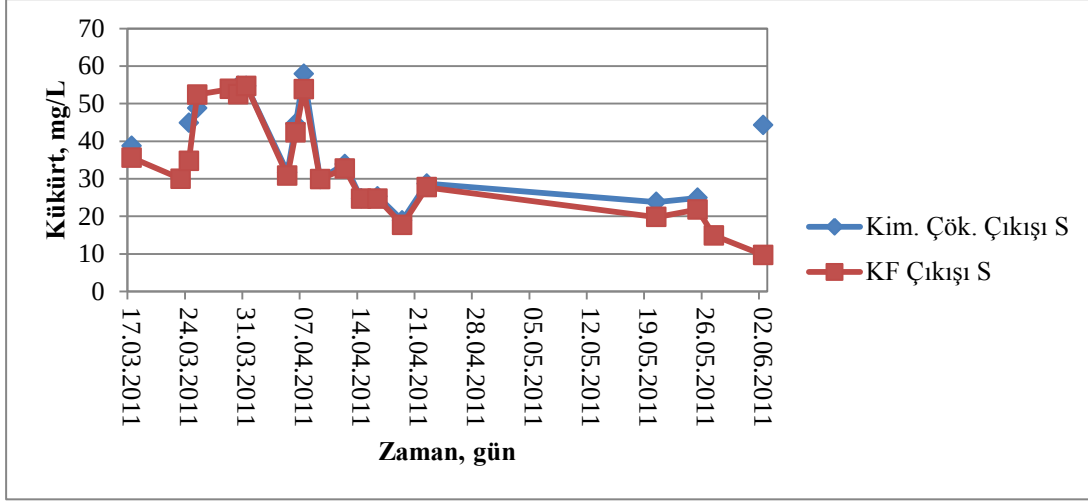
Şekil 3.44 : Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme çıkışı) ve çıkışında Na konsantrasyonu.



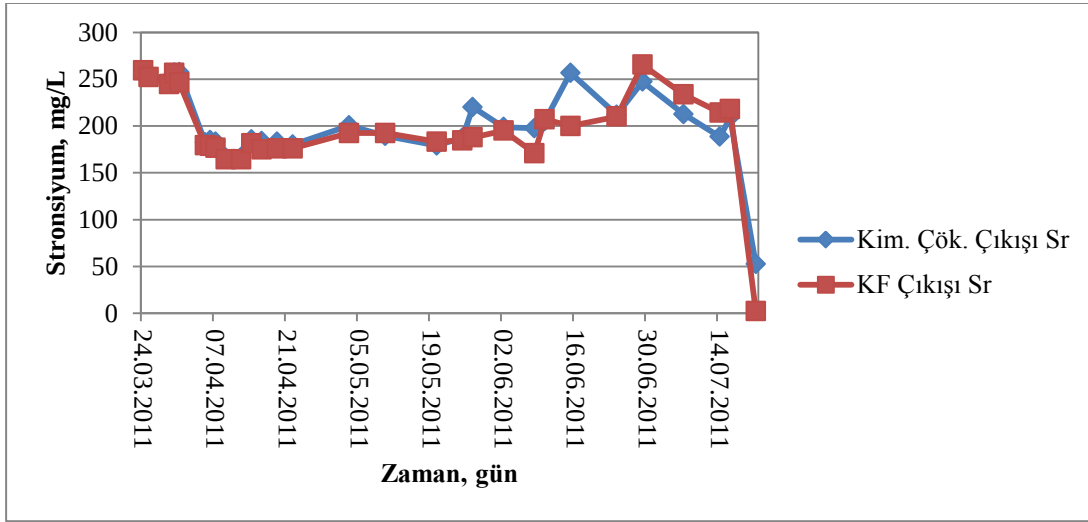
Şekil 3.45 : Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme çıkışı) ve çıkışında Ca konsantrasyonu.



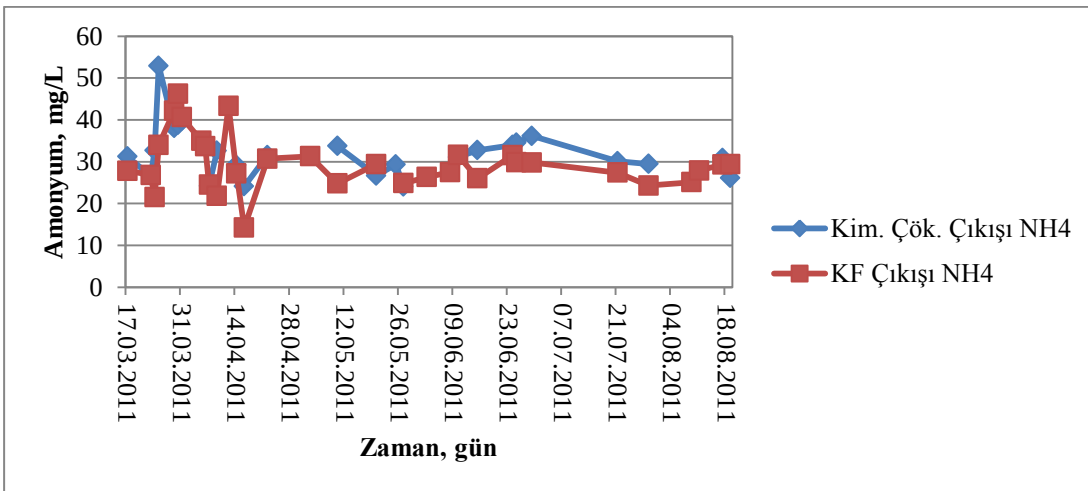
Şekil 3.46 : Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme çıkışı) ve çıkışında Mg konsantrasyonu.



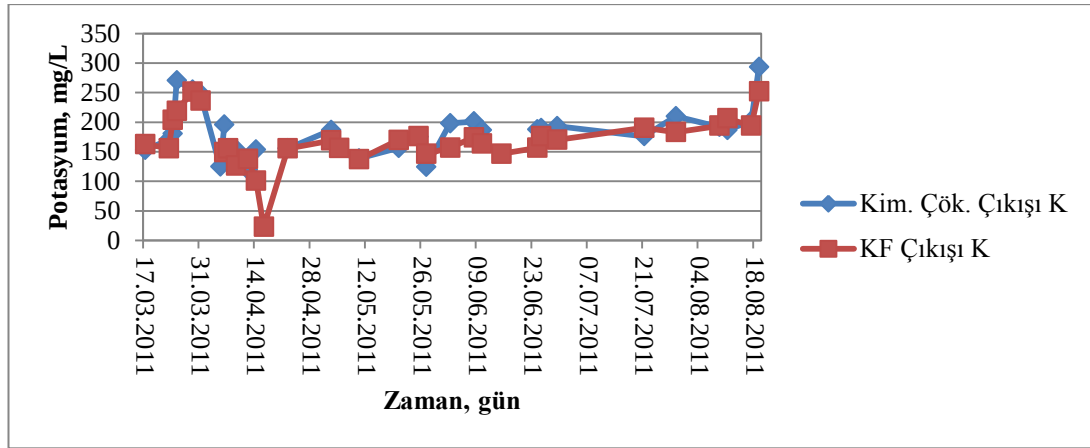
Şekil 3.47 : Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme çıkış) ve çıkışında S konsantrasyonu.



Şekil 3.48 : Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme çıkış) ve çıkışında Sr konsantrasyonu.



Şekil 3.49 : Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme çıkış) ve çıkışında NH4 konsantrasyonu.



Şekil 3.50 : Kum filtre giriş (kimyasal çöktürme çıkışı) ve çıkışında K konsantrasyonu.

Katyonların konsantrasyonlarındaki değişim incelendiğinde ise kum filtre girişi ile çıkışı arasında herhangi bir fark görülememektedir. Kimyasal çöktürme tankından gelen atıksuyun kum filtreden geçirilmesi durumunda beklenildiği üzere etkin bir katyon gideriminin sağlanamadığı söylenebilir.

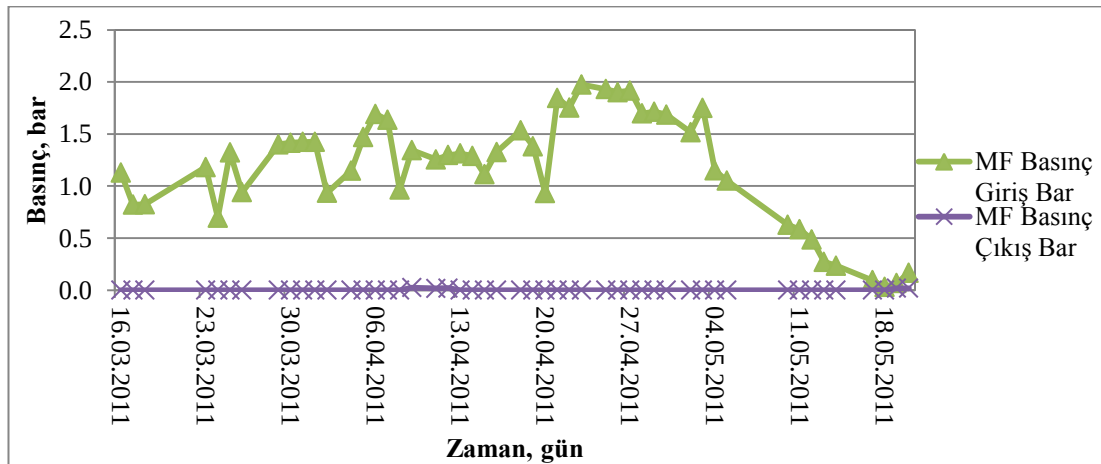
3.3.2 Mikrofiltrasyon

Mikrofiltrasyon ile Şubat-Mayıs ayları arasında çalışma yapılmıştır. Kum filtresi çıkışı, mikrofiltrasyon membranlarına verilmiştir.

3.3.2.1 İşletme parametreleri

Basınç

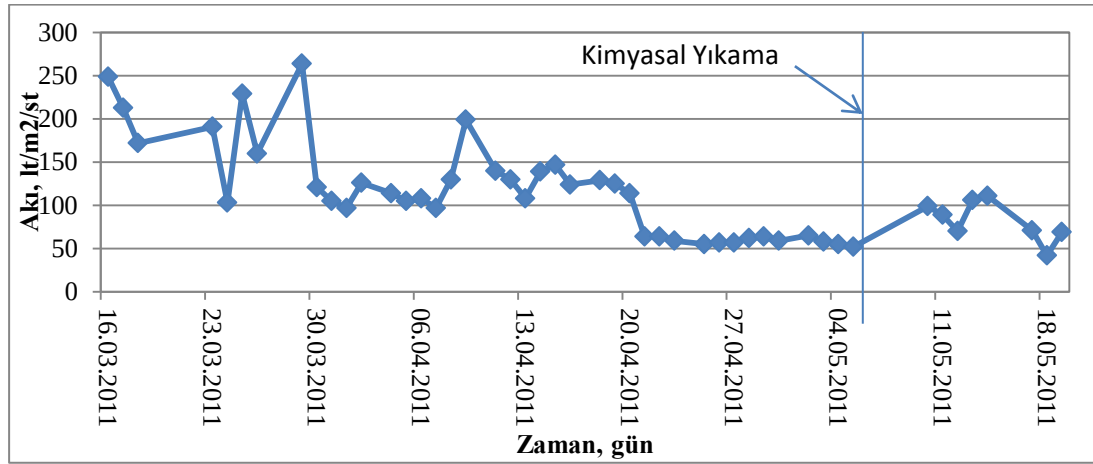
Mikrofiltrasyon giriş ve çıkışındaki basınç değişimi Şekil 3.51’de verilmiştir. Kirliliğe bağlı olarak giriş basınç değeri bir miktar artmıştır.



Şekil 3.51 : Mikrofiltrasyon giriş ve çıkışındaki basınç değişimi.

Akı

Mikrofiltrasyon akı değişimi Şekil 3.52’de verilmiştir.



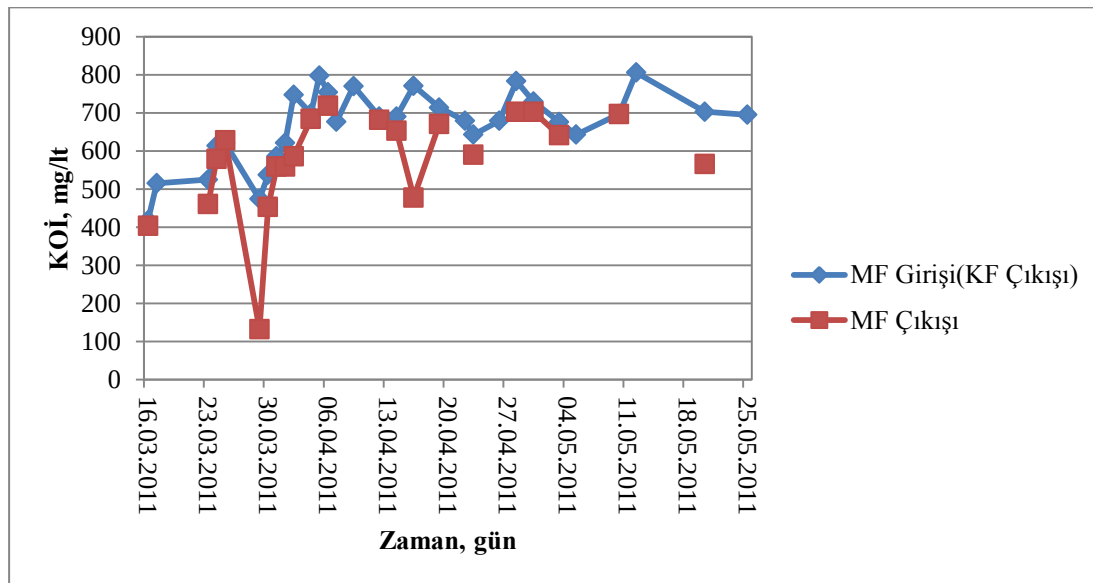
Şekil 3.52 : Mikrofiltrasyon akı değişimi.

Mikrofiltrasyonun 3 aylık işletilmesi sırasında ortalama 100 L/m²/st akı elde edilmiş akının düştüğü ve giriş basıncının yükseldiği dönemde ise kısa süreli kimyasal yıkama yapılarak basınç düşürülmüş akı ise normal seviyesine yükselmiştir. Daha sonra çalışmaya ultrafiltrasyon ile devam edilmiştir.

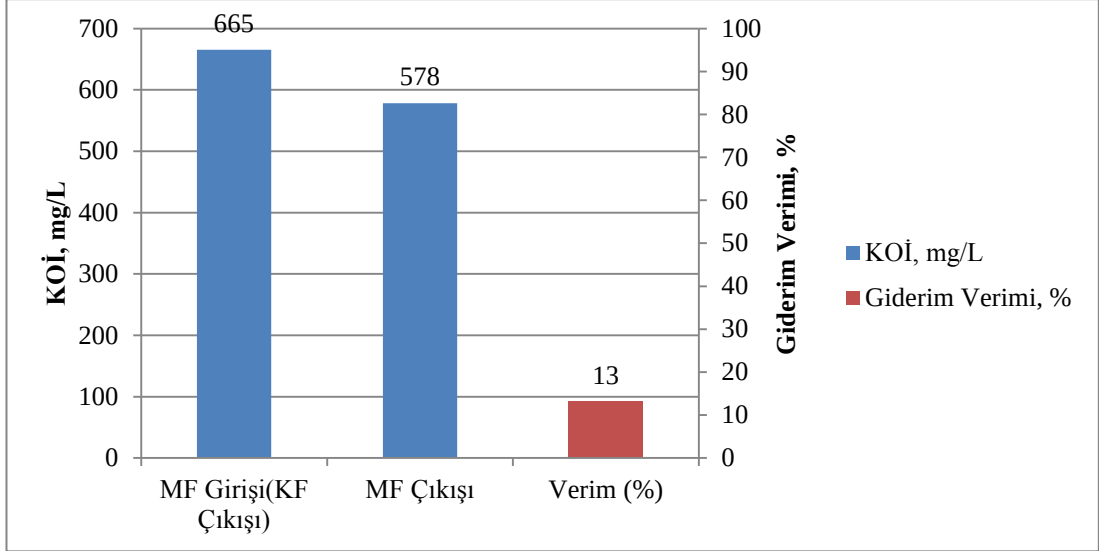
3.3.2.2 Su kalite parametreleri

KOİ

Mikrofiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki KOİ konsantrasyonu değişimi ve giderme verimi Şekil 3.53 - Şekil 3.54’ de verilmiştir.



Şekil 3.53 : Mikrofiltrasyon giriş ve çıkışındaki KOİ değişimi.

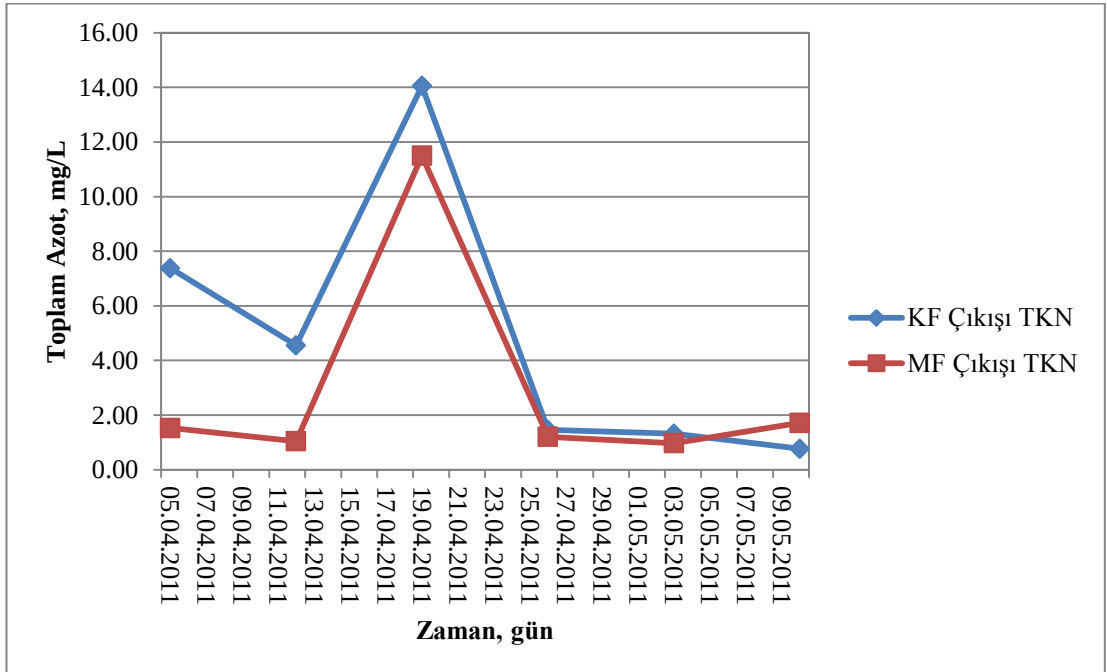


Şekil 3.54 : Mikrofiltrasyon giriş ve çıkışındaki KOİ giderme verimi.

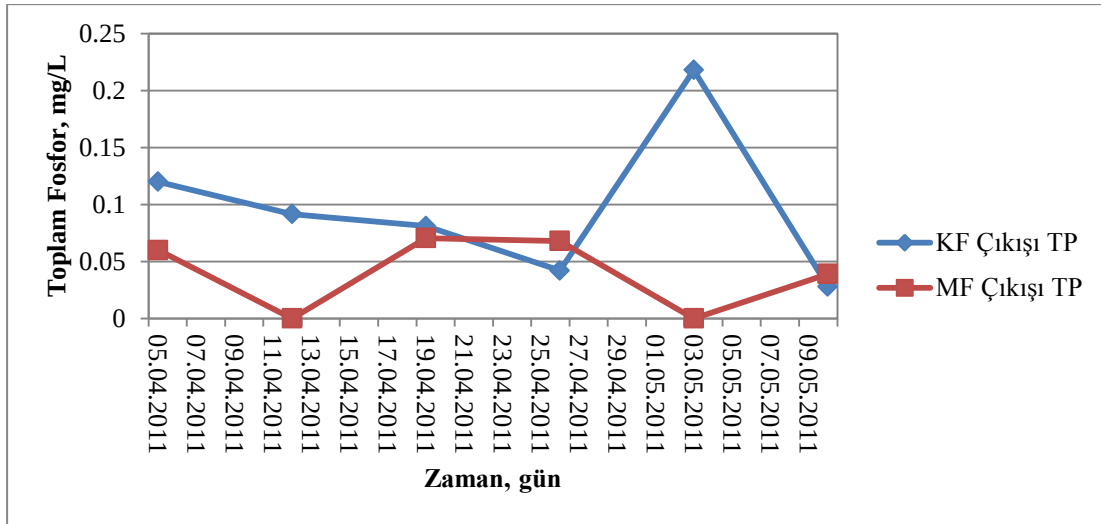
KOI grafikleri incelendiğinde, mikrofiltrasyon uygulamasının KOİ giderme verimi ortalama olarak % 13 civarında değişmiştir. Lab ölçekli çalışmalarda da KOİ için MF’de, benzer giderme verimleri elde edilmiştir.

Toplam azot ve toplam fosfor

Mikrofiltrasyon girişi (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki toplam azot ve toplam fosfor konsantrasyonları Şekil 3.55 ve Şekil 3.56’de verilmiştir.



Şekil 3.55 : Mikrofiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki toplam azot konsantrasyonu değişimi.

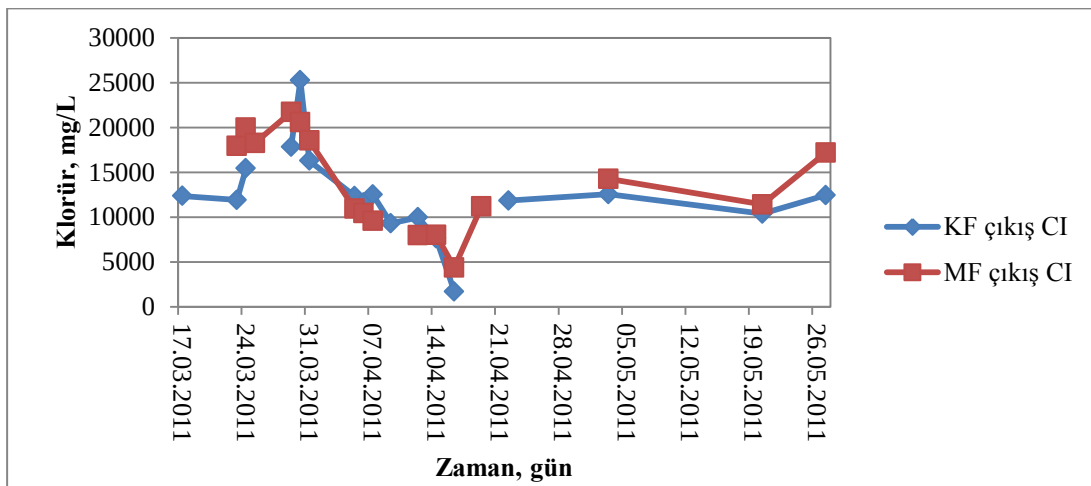


Şekil 3.56 : Mikrofiltrasyon girişi (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki toplam fosfor konsantrasyonu değişimi.

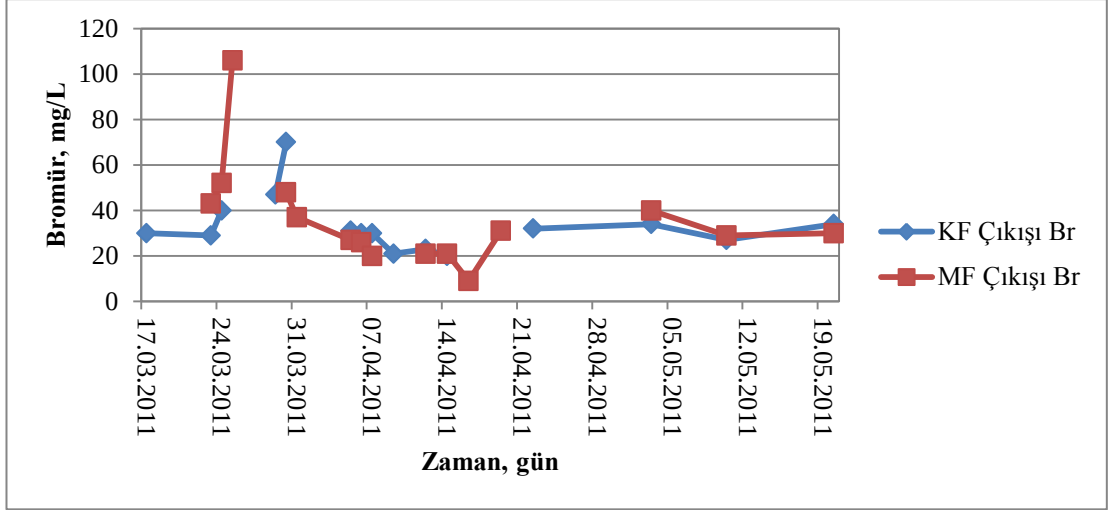
Şekil 3.55 incelendiğinde, toplam azotun sadece nisan ayında yüksek (14 mg/L) olduğu, mayıs ve haziran aylarında ise 2 mg/L'nin altında seyrettiği görülmektedir. Bunun sebebi üretim atıksuyunun kaynaklandığı kuyuların kendi bünyelerindeki toplam azot içeriklerinin kuyudan kuyuya fark etmesidir. Nisan ayı değerleri incelendiğinde ise, mikrofiltrasyon uygulamasının etkin bir biçimde azot gideremediği söylenebilir. Fosfor, giriş atıksuyunda ve takiben kimyasal çöktürme ve kum filtrasyonu ardında düşük olup, mikrofiltrasyonda da herhangi bir giderim gözlenmemiştir.

Anyonlar

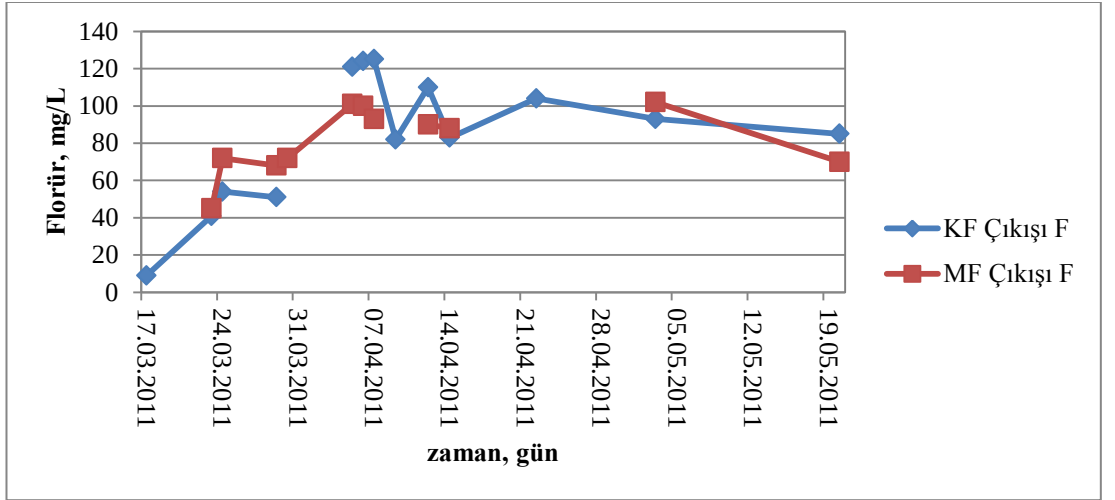
Mikrofiltrasyon girişi (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki anyonların konsantrasyonları Şekil 3.57 - Şekil 3.60'ta verilmiştir.



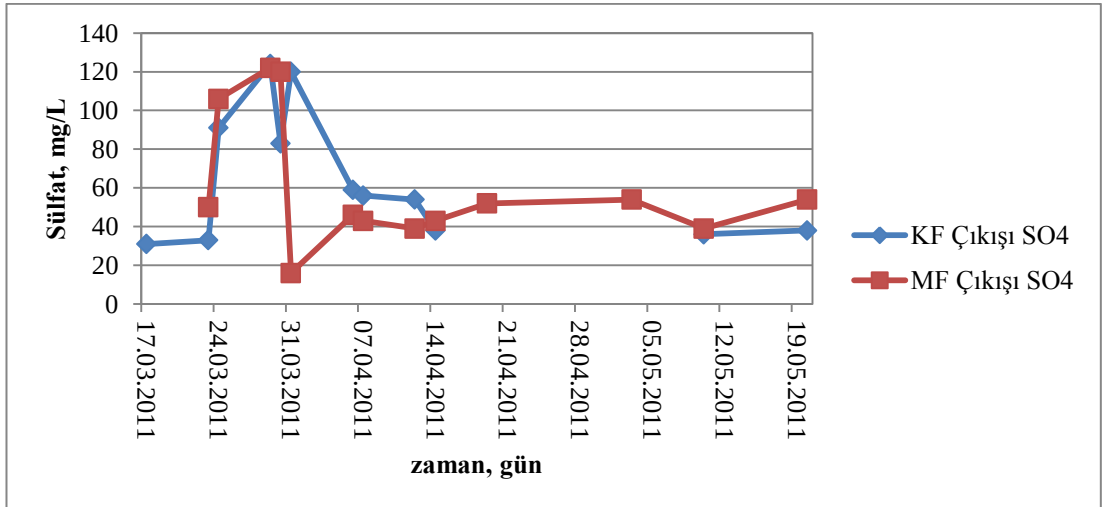
Şekil 3.57 : Mikrofiltrasyon girişi (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki Cl konsantrasyonu değişimi.



Şekil 3.58 : Mikrofiltrasyon girişi (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki Br konsantrasyonu değişimi.



Şekil 3.59 : Mikrofiltrasyon girişi (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki F konsantrasyonu değişimi.

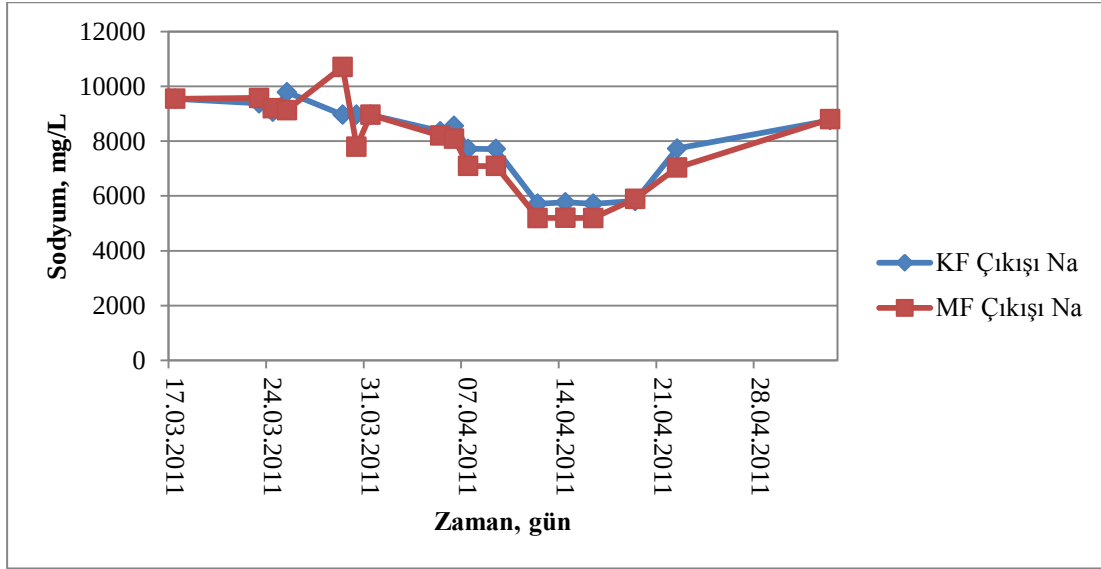


Şekil 3.60 : Mikrofiltrasyon girişi (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki SO4 konsantrasyonu değişimi.

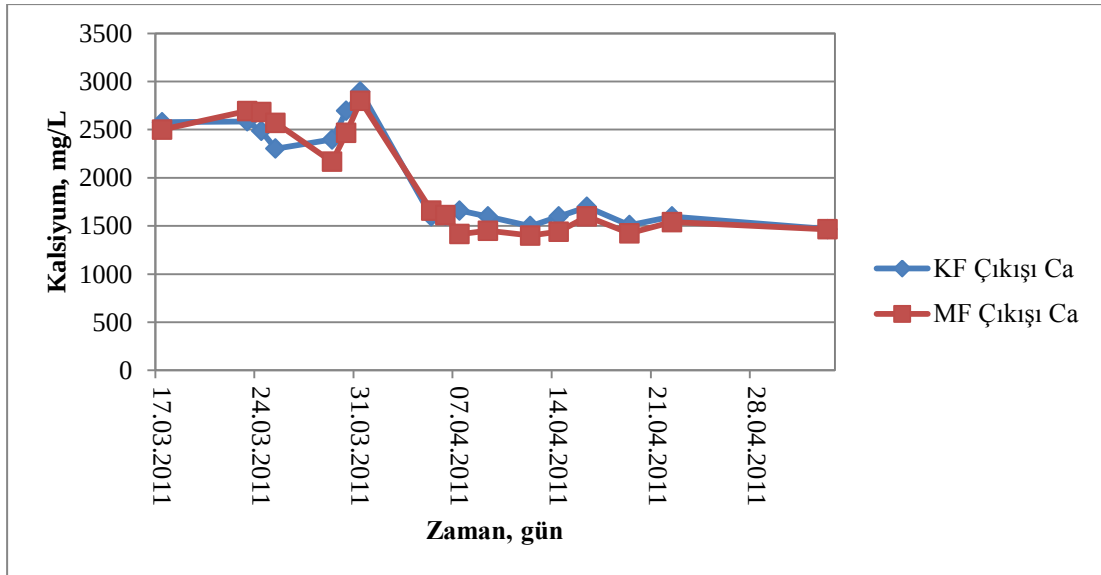
Kum filtrasyonunun ardından uygulanan mikrofiltrasyonun anyonların giderimin de etkin bir rol oynamadığı görülmektedir.

Katyonlar

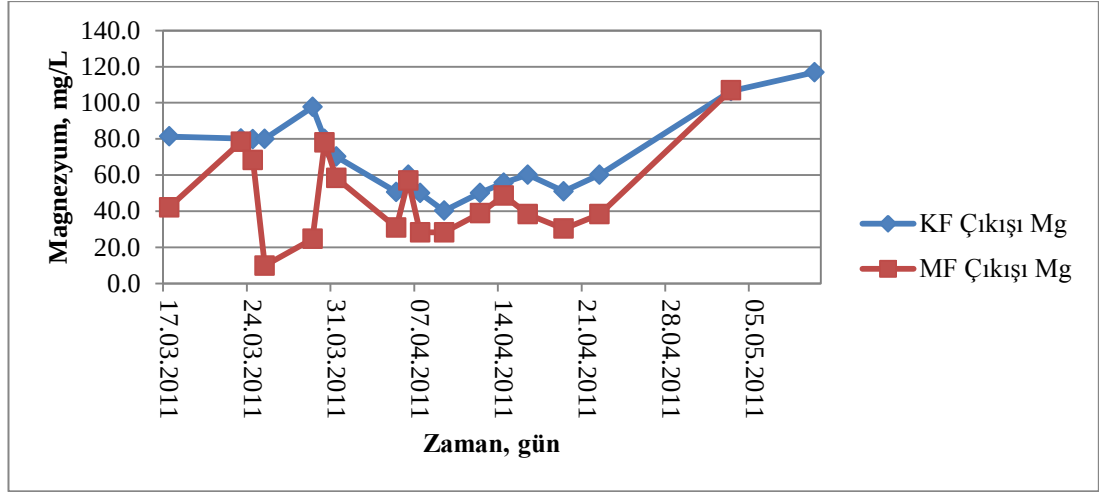
Mikrofiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki katyonların konsantrasyonları değişimi Şekil 3.61 - Şekil 3.67’te verilmiştir.



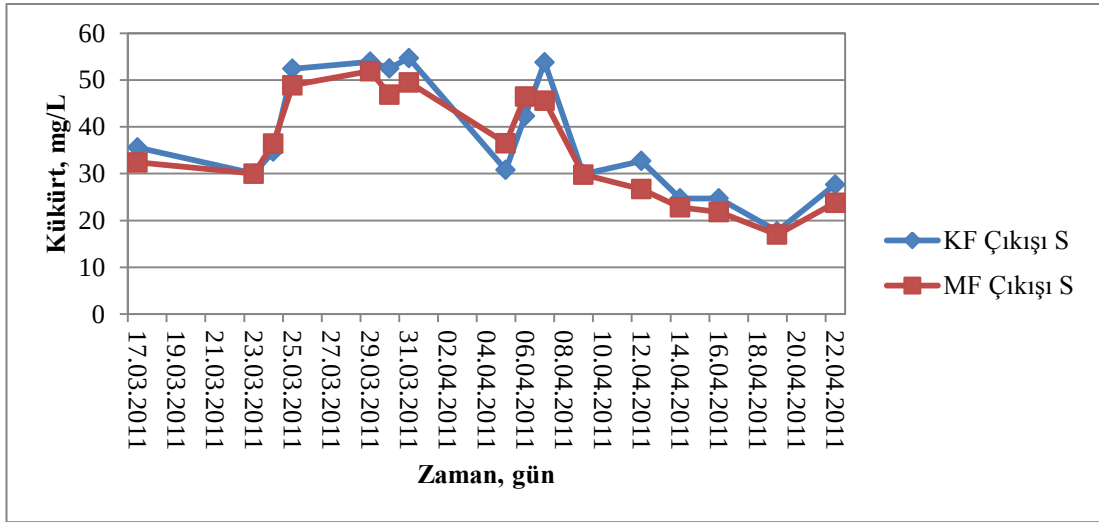
Şekil 3.61 : Mikrofiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki Na konsantrasyonu değişimi.



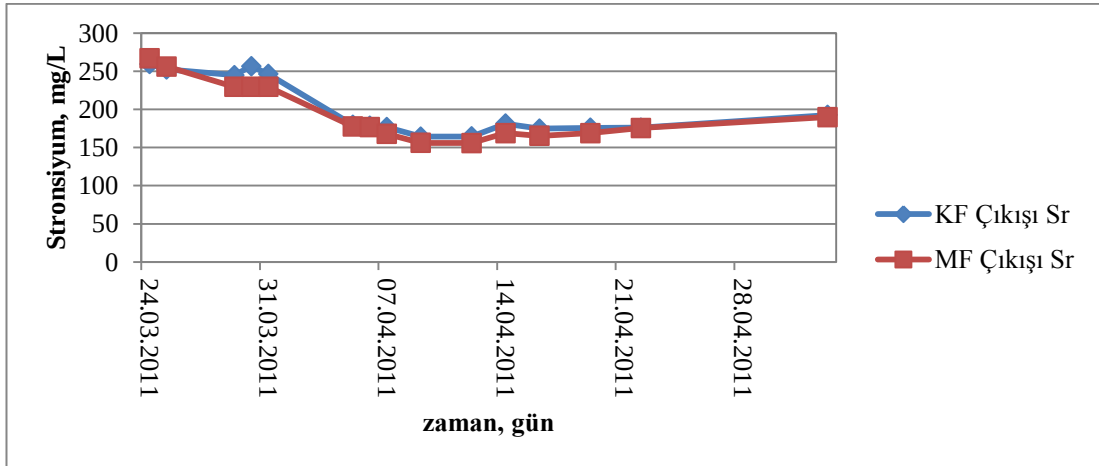
Şekil 3.62 : Mikrofiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki Ca konsantrasyonu değişimi.



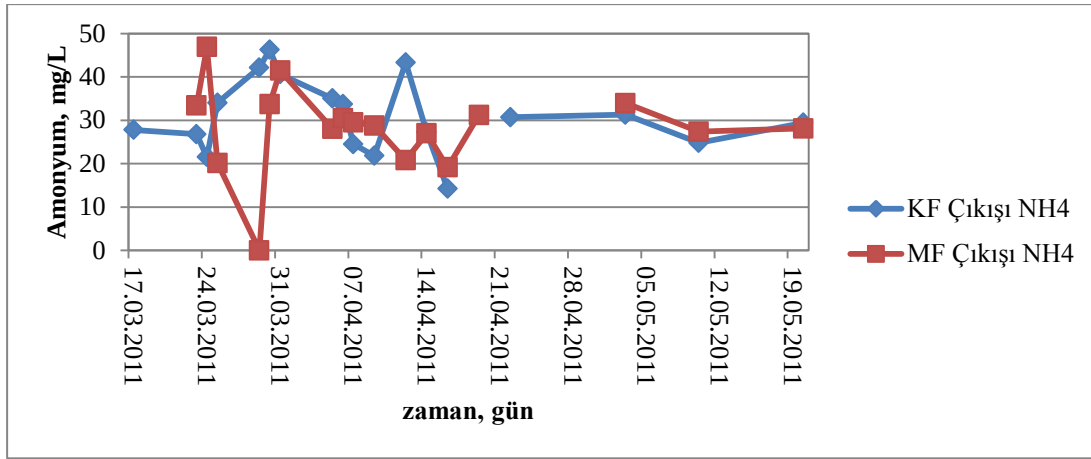
Şekil 3.63 : Mikrofiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki Mg konsantrasyonu değişimi.



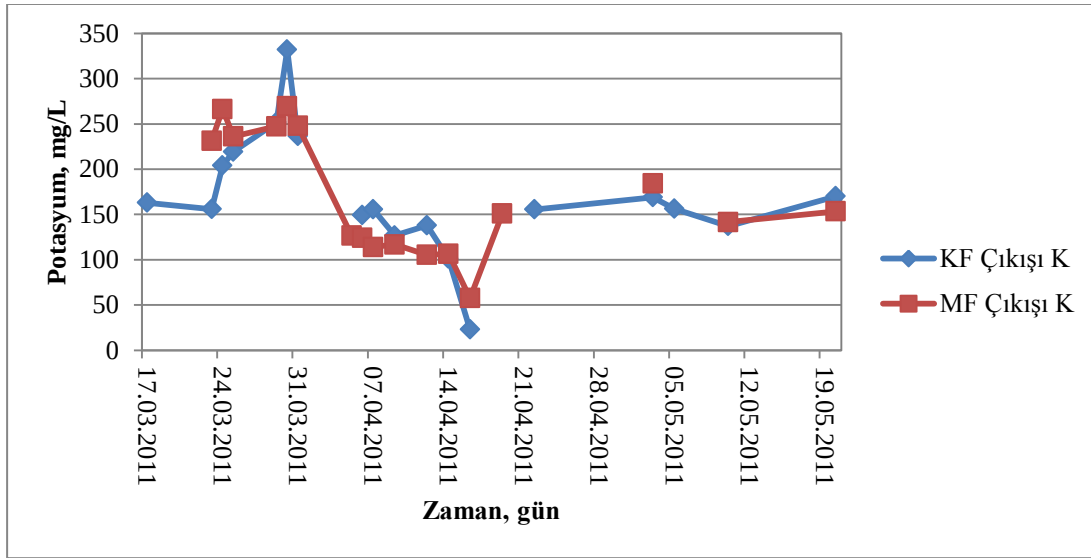
Şekil 3.64 : Mikrofiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki S konsantrasyonu değişimi.



Şekil 3.65 : Mikrofiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki Sr konsantrasyonu değişimi.



Şekil 3.66 : Mikrofiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki NH_4 konsantrasyonu değişimi.



Şekil 3.67 : Mikrofiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki K konsantrasyonu değişimi.

Kum filtrasyonunun ardından uygulanan mikrofiltrasyonun katyonların giderimin de etkin bir rol oynamadığı görülmektedir.

3.3.3 Ultrafiltrasyon

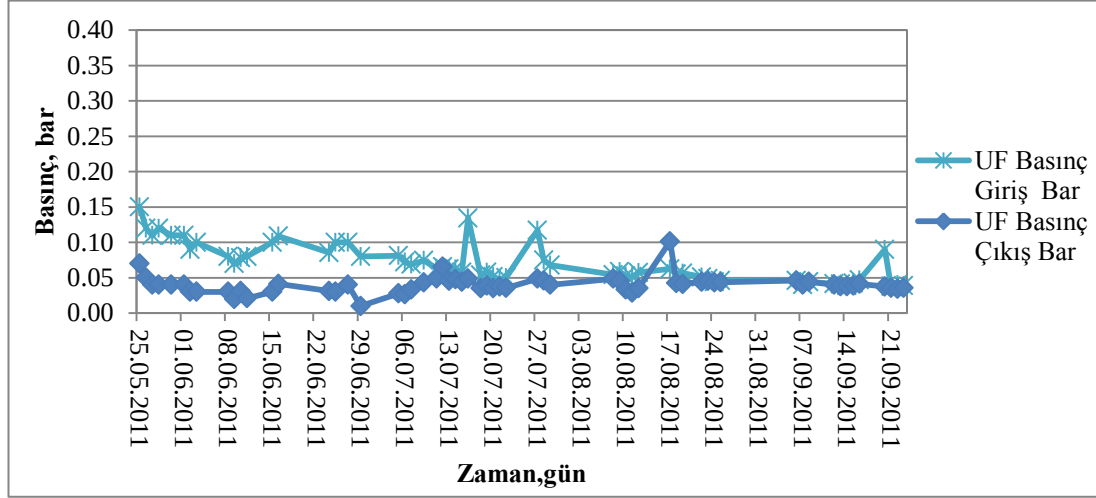
Ultrafiltrasyon ile Mayıs sonu-Eylül ayları arasında çalışma yapılmıştır. Kum filtresi çıkışı, ultrafiltrasyon membranlarına verilmiştir.

3.3.3.1 İşletme parametreleri

Basınç

Ultrafiltrasyon giriş ve çıkış basınçlarındaki değişim Şekil 3.68'de verilmiştir. UF sistemindeki giriş ve çıkış arasındaki basınç farkı değeri, kimyasal çöktürmedeki

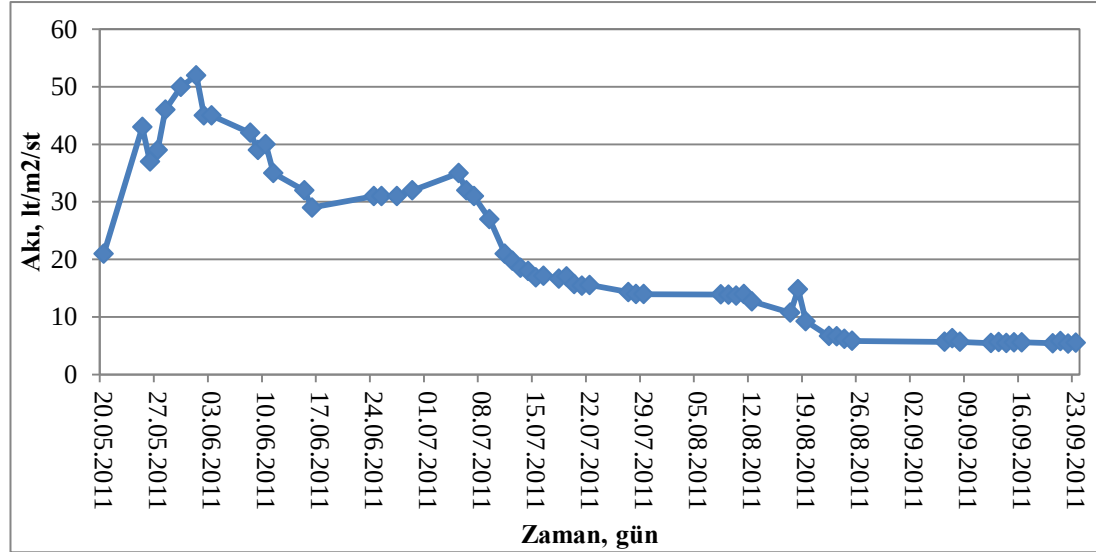
düzenlemeden sonra azalmıştır. Ayrıca, basınç farkının az olmasının bir diğer nedeni, günlük olarak arıtılmış su ile yapılan sürekli düz ve geri yıkamalardır.



Şekil 3.68 : Ultrafiltrasyon giriş ve çıkış basınçlarındaki değişim.

Akı

Ultrafiltrasyon akısındaki değişim Şekil 3.69'de verilmiştir.



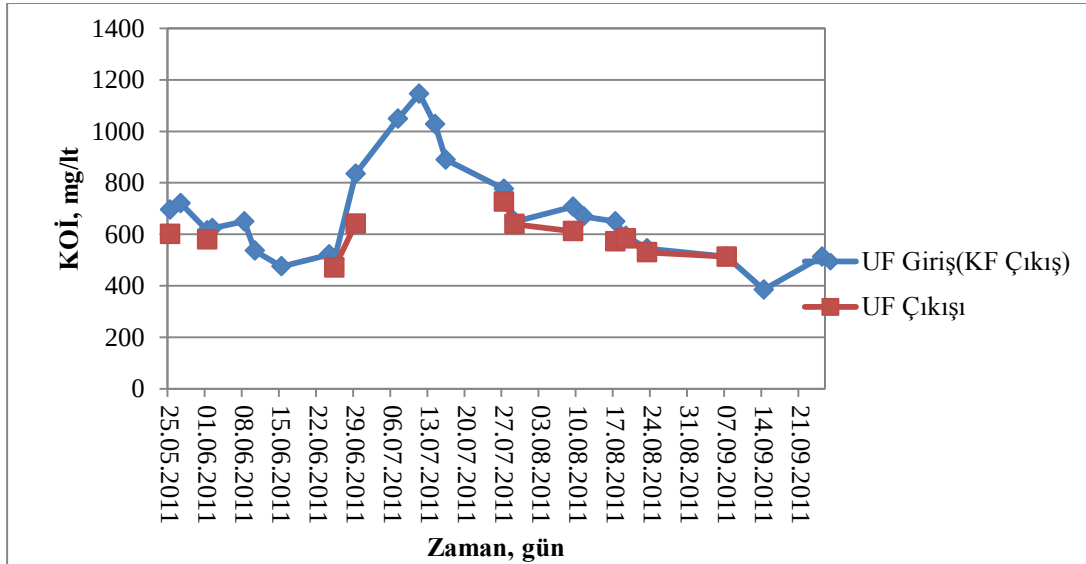
Şekil 3.69 : Ultrafiltrasyon akısındaki değişim.

Ultrafiltrasyon ünitesinin ilk işletmeye alındığında yüksek akı değerlerine sahip olduğu ama daha sonra bu değerlerde düşüş yaşandığı görülmektedir. Ortalama 20 L/m²/st olan ultrafiltrasyon akısı mikrofiltrasyondaki ortalama akı değerine göre daha düşüktür. Pilot tesis çalışmasının son döneminlerindeki akı ve basınçtaki düşüş, boru hatlarındaki tıkanlık sebebiyle ultrafiltrasyona yeterli basıncın sağlanamaması nedeniyle gerçekleşmiştir. UF sistemindeki düşük akılardan dolayı, ön filtrasyon olarak MF membranlarının seçilmesi uygun görülmüştür.

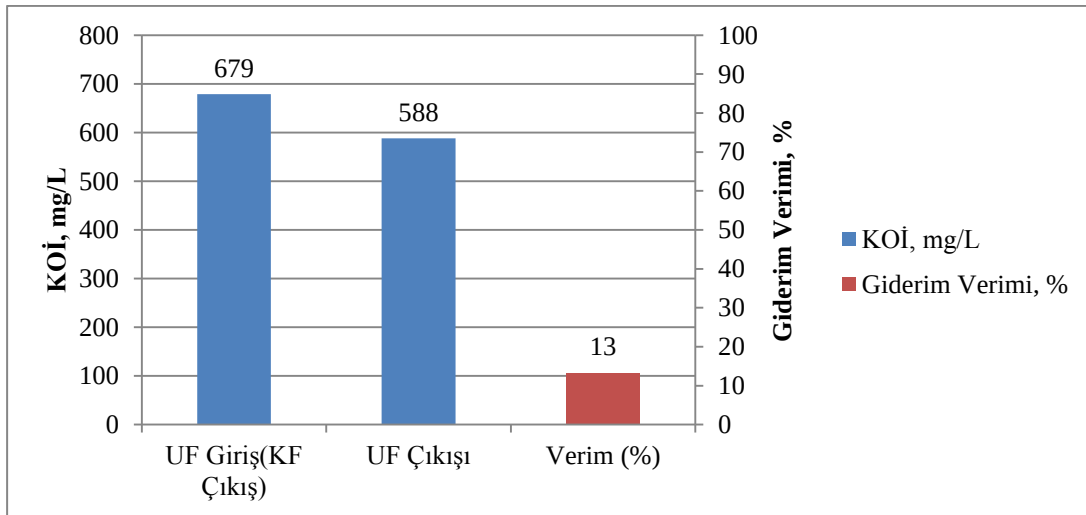
3.3.3.2 Su kalite parametreleri

KOİ

Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkış) ve çıkışındaki KOİ konsantrasyonu değişimi ve giderme verimi Şekil 3.70 ve Şekil 3.71’te verilmiştir.



Şekil 3.70 : Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkış) ve çıkışındaki KOİ konsantrasyonu değişimi.

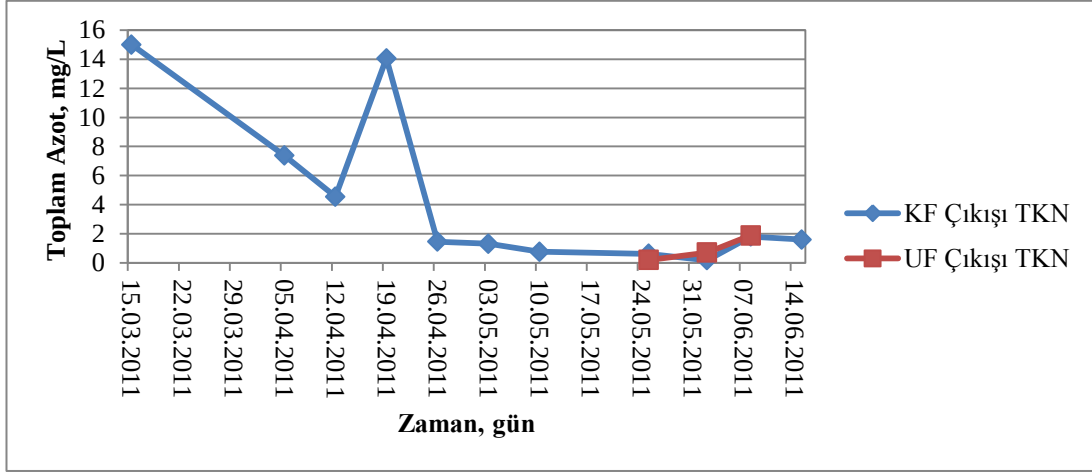


Şekil 3.71 : Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkış) ve çıkışındaki KOİ giderme verimi.

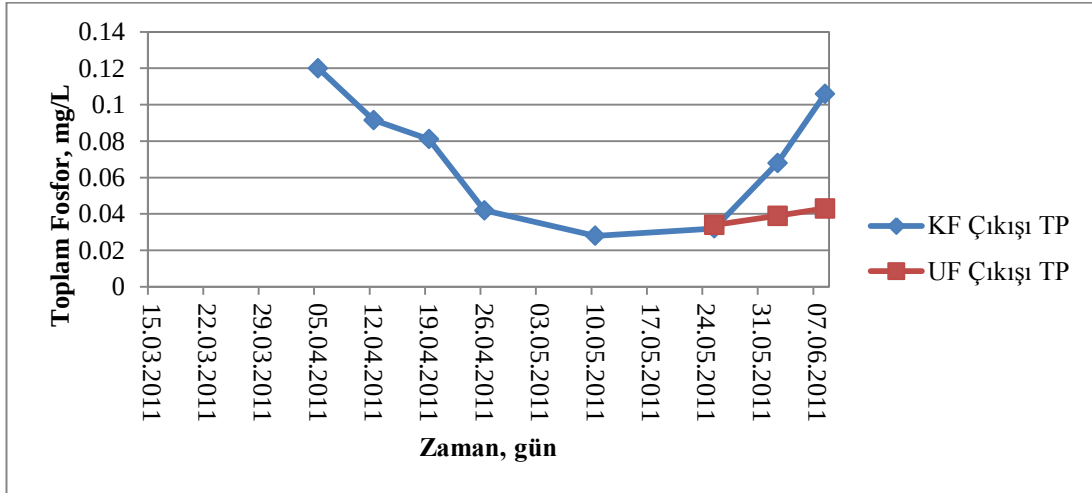
Ultrafiltrasyon uygulaması ile, Şekil 3.71’den görüleceği üzere, %13’lük ortalama KOİ giderme verimi elde edilmektedir. Bu değer mikrofiltrasyon ile elde edilen değerle aynıdır. Laboratuvar ölçekli çalışmada da UF sistemi ile benzer şekilde düşük KOİ giderme verimi elde edilmiştir.

Toplam azot ve toplam fosfor

Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkış) ve çıkışındaki toplam azot ve toplam fosfor konsantrasyonları değişimi Şekil 3.72 - Şekil 3.73'te verilmiştir.



Şekil 3.72 : Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkış) ve çıkışındaki toplam azot konsantrasyonu.

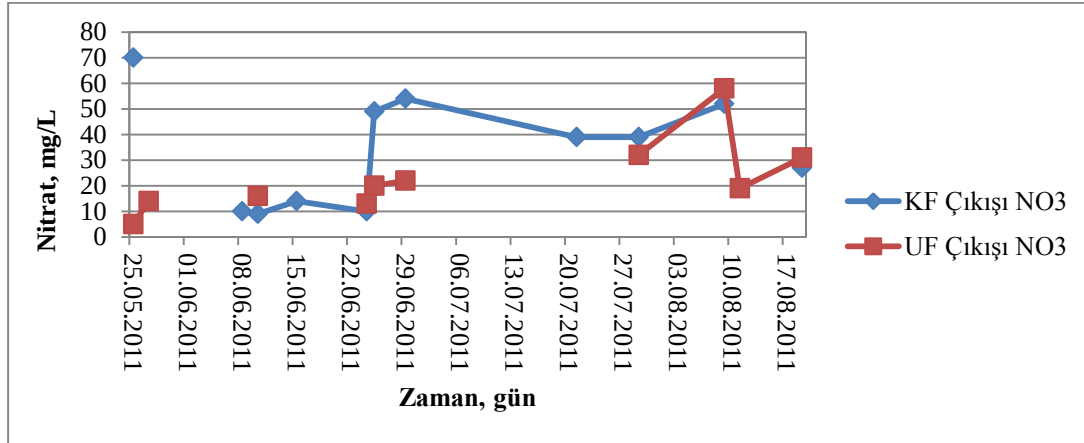


Şekil 3.73 : Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkış) ve çıkışındaki toplam fosfor konsantrasyonu.

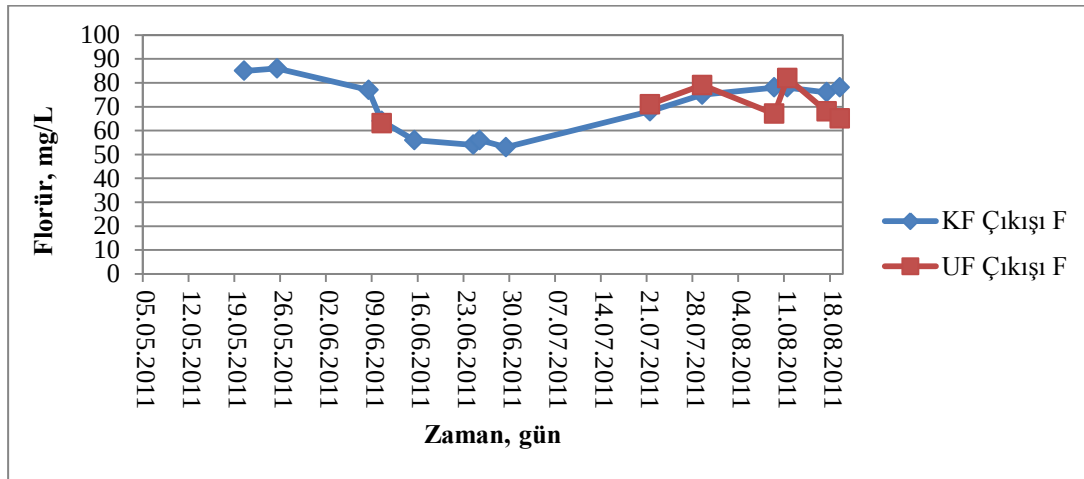
Şekil 3.72 incelendiğinde, toplam azotun sadece nisan ayında yüksek (14 mg/L) olduğu, mayıs ve haziran aylarında ise 2 mg/L'nin altında seyrettiği görülmektedir. Bunun sebebi üretim atıksuyunun kaynaklandığı kuyuların kendi bünyelerindeki toplam azot içeriklerinin kuyudan kuyuya fark etmesidir. Nisan ayı değerleri incelendiğinde ise, mikrofiltrasyon uygulamasın da olduğu gibi ultrafiltrasyon uygulamasında da etkin bir biçimde azot giderilemediği söylenebilir. Fosfor, giriş atıksuyunda ve takiben kimyasal çöktürme ve kum filtrasyonu ardında düşük olup, ultrafiltrasyonda da herhangi bir giderim gözlenmemiştir.

Anyonlar

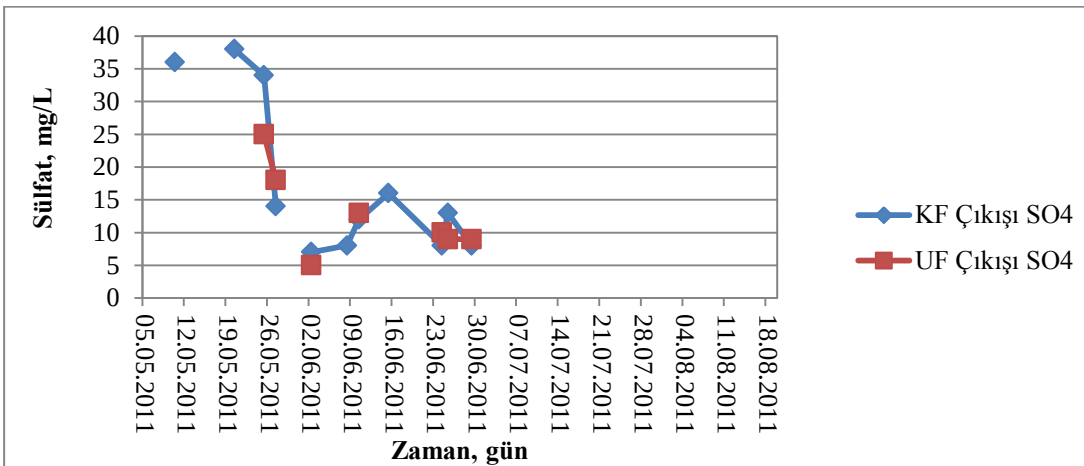
Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkış) ve çıkışındaki anyonların konsantrasyonlarındaki değişim Şekil 3.74 - Şekil 3.76’de verilmiştir.



Şekil 3.74 : Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkış) ve çıkışındaki NO₃ konsantrasyonu.



Şekil 3.75 : Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkış) ve çıkışındaki F konsantrasyonu.

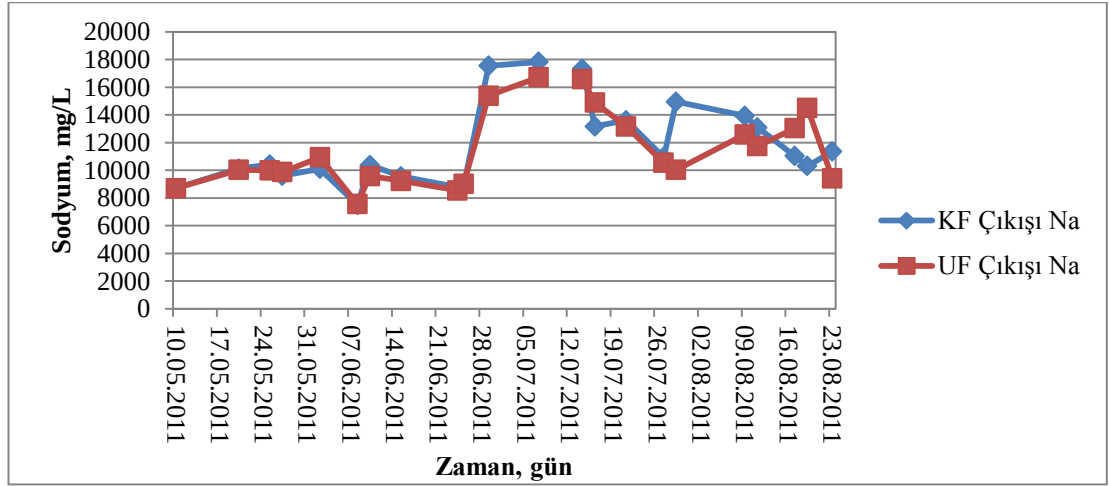


Şekil 3.76 : Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkış) ve çıkışındaki SO₄ konsantrasyonu.

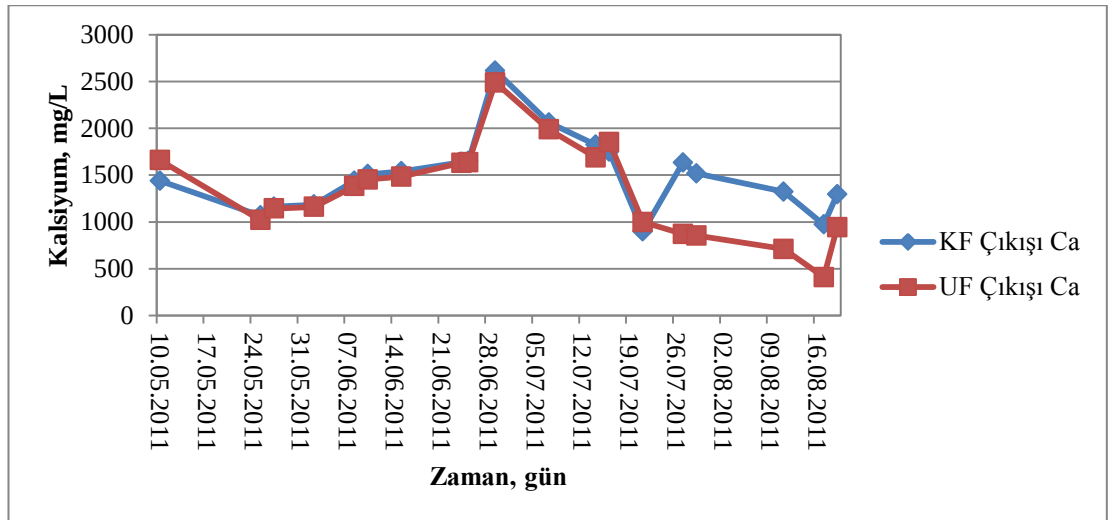
Ultrafiltrasyon uygulaması sonucunda etkin bir biçimde anyon giderimi gözlenmemiştir.

Katyonlar

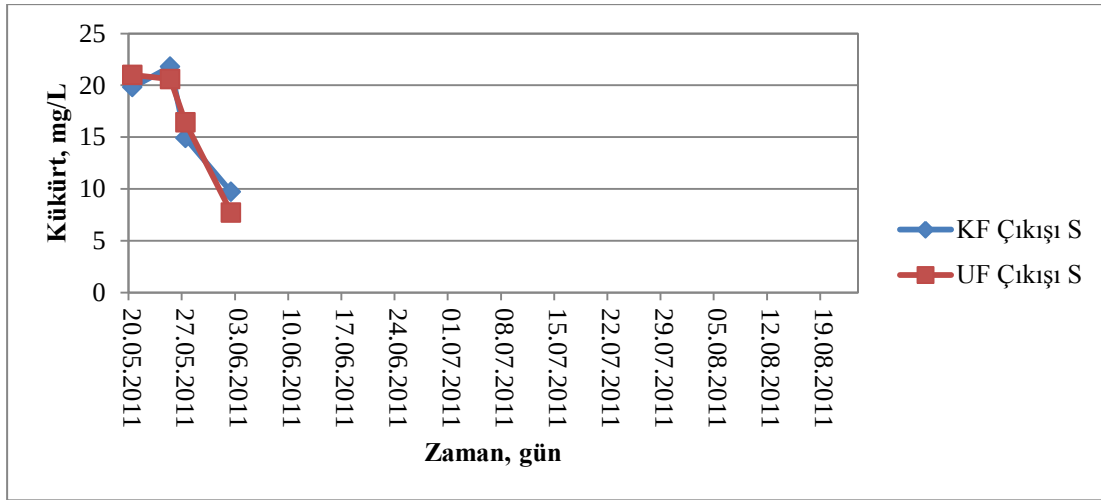
Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkış) ve çıkışındaki katyonların konsantrasyonlarındaki değişim Şekil 3.77 - Şekil 3.81' de verilmiştir.



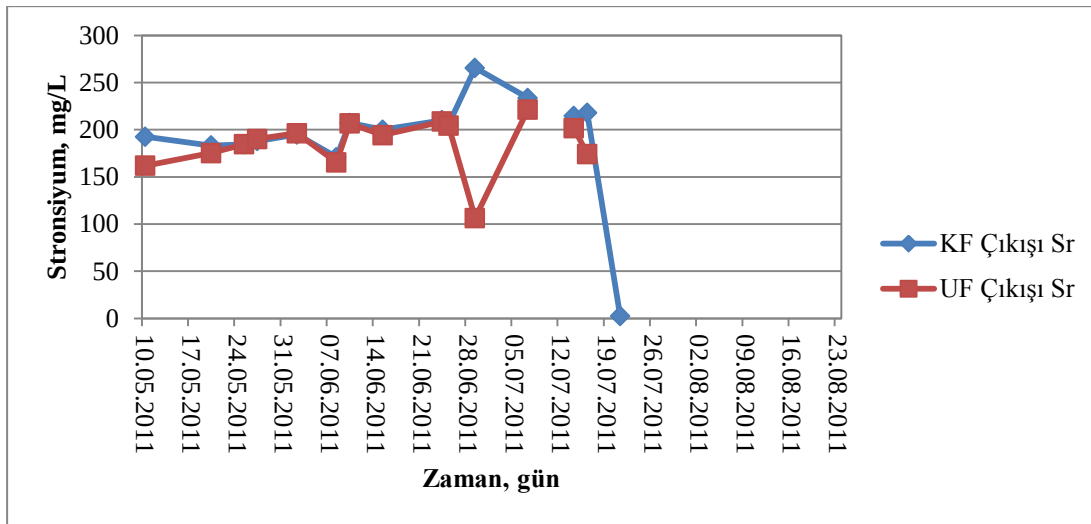
Şekil 3.77 : Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkış) ve çıkışındaki Na konsantrasyonu.



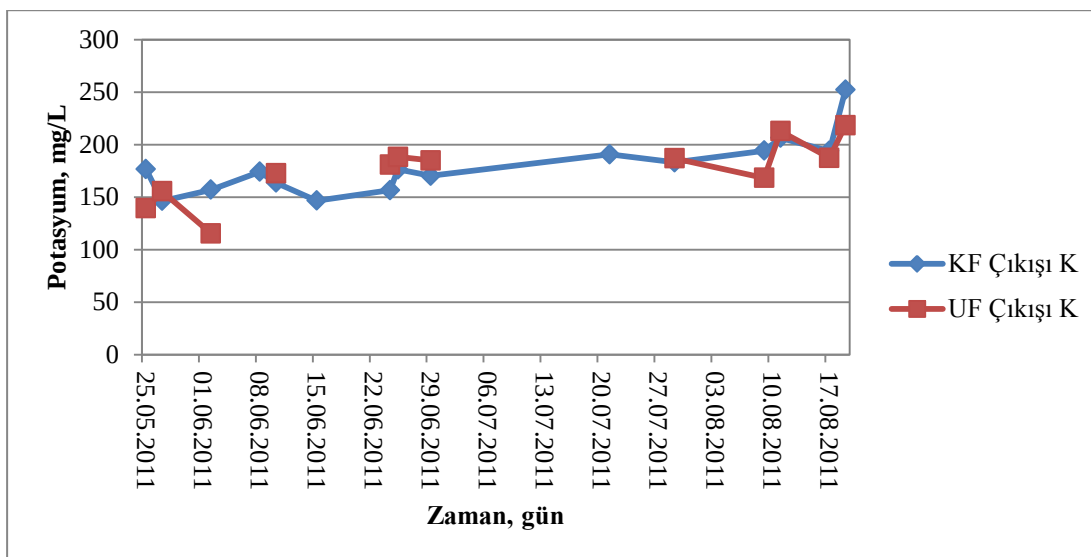
Şekil 3.78 : Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkış) ve çıkışındaki Ca konsantrasyonu.



Şekil 3.79 : Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki S konsantrasyonu.



Şekil 3.80 : Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki Sr konsantrasyonu.



Şekil 3.81 : Ultrafiltrasyon giriş (kum filtre çıkışı) ve çıkışındaki K konsantrasyonu.

Kum filtrasyonunun ardından uygulanan ultrafiltrasyonun katyonların giderimin de etkin bir rol oynamadığı görülmektedir. Yalnızca beklenildiği üzere, iki değerlikli bir iyon olan kalsiyumun diğer katyonlara nazaran daha fazla giderildiği gözlenmektedir.

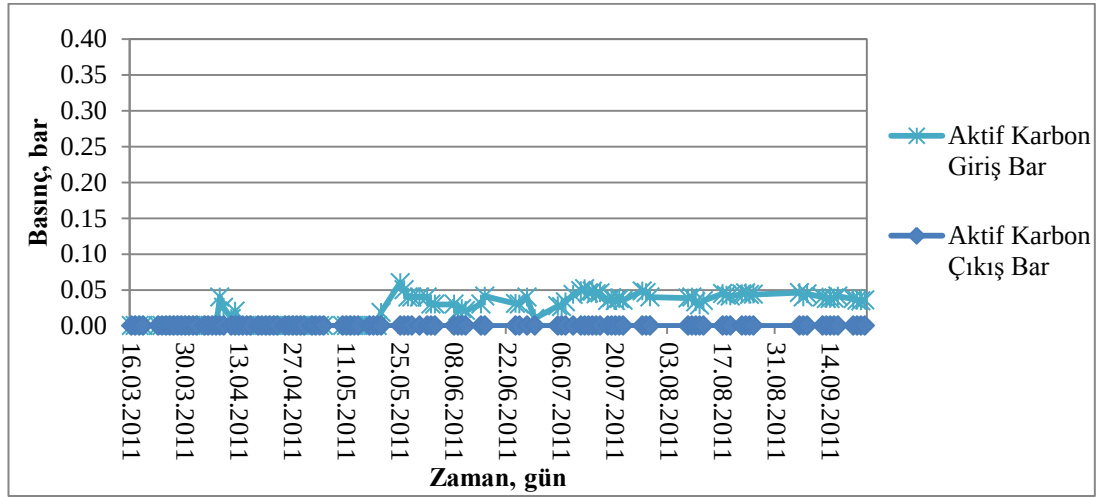
3.3.4 Aktif karbon

Aktif karbon sistemi, mikrofiltrasyonun işletme periyodunun son döneminde ve ultrafiltrasyon membranlarının işletmede olduğu dönemin tamamında işletme halinde olmuştur.

3.3.4.1 İşletme parametreleri

Basınç

Aktif karbon kolonuna ait giriş ve çıkış basınçlarındaki değişim Şekil 3.82’de verilmiştir.



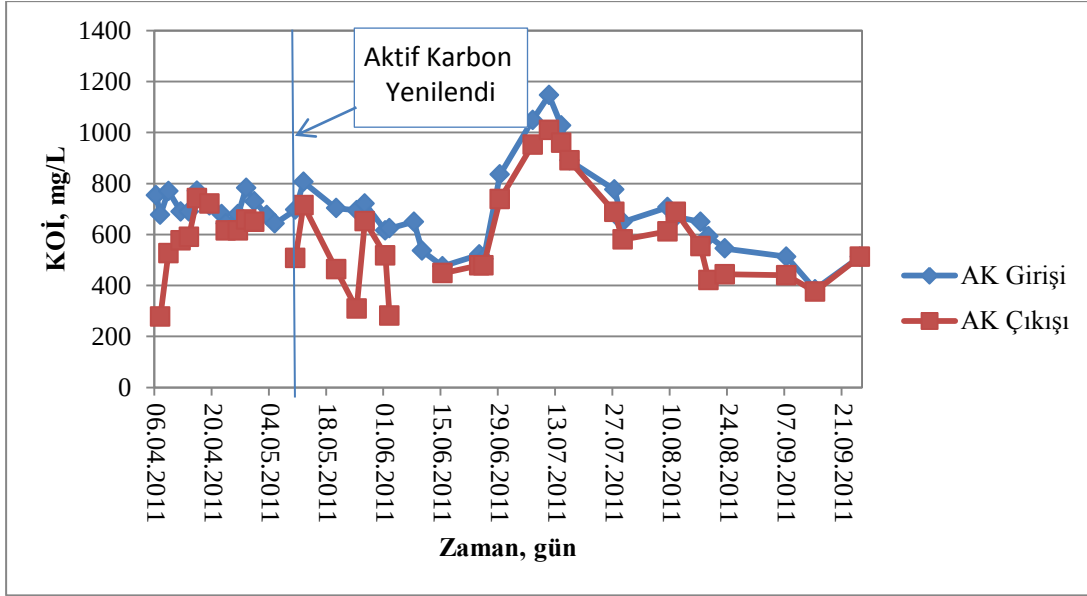
Şekil 3.82 : Aktif karbon kolonuna ait giriş ve çıkış basınçlarındaki değişim.

Aktif karbon kolonu sistem işletildiği süre boyunca aktif karbon kolonun da herhangi bir basınç artışı gerçekleşmemiştir.

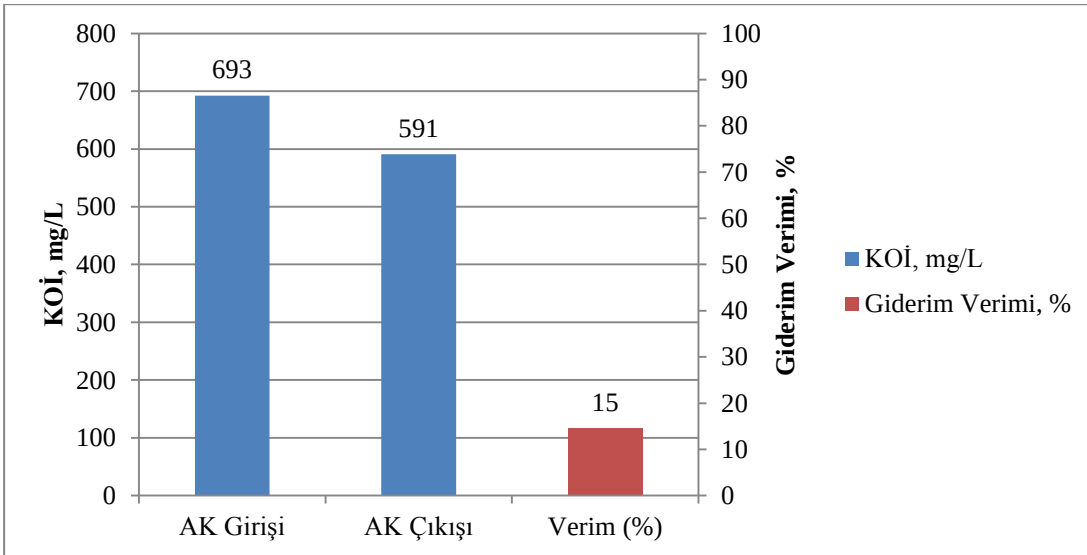
3.3.4.2 Su kalite parametreleri

KOİ

Aktif karbon (AK) kolonuna ait KOİ değişimi ve giderme verimi Şekil 3.83 ve Şekil 3.84’te verilmiştir.



Şekil 3.83 : Aktif karbon kolonu girişi ve çıkışındaki KOİ konsantrasyonu değişimi.



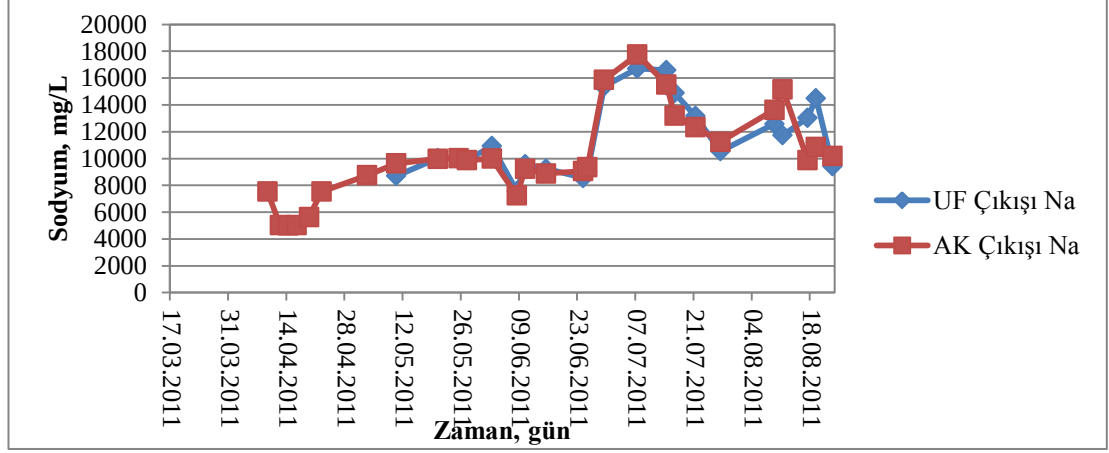
Şekil 3.84 : Aktif karbon kolonu giriş ve çıkışındaki KOİ giderme verimi.

Aktif karbon uygulaması ile, Şekil 5.58.'den görüleceği üzere, %13'lük bir KOİ giderme verimi elde edilmektedir. Bu değer mikrofiltrasyon ve ultrafiltrasyon uygulaması ile elde edilen değerle aynıdır. Aktif karbonun ilk çalıştırılmaya başladığı ilk döneme bakıldığında, KOİ giderimi % 70'ler seviyesinde yüksek olmuştur. Aktif karbonun doygunluk değerine ulaşması ile birlikte (iki hafta içinde), giderme verimi düşmüştür. Benzer yüksek KOİ gideriminin aktif karbonun değiştirildiği dönemde de görülmektedir. Daha sonra tekrar iki hafta gibi bir sürede aktif karbondaki KOİ giderme verimi tekrar düşmüştür. Bu durumda aktif karbonun rejenerasyonunun 7-10 günlük sürelerde sürekli olarak yapılması gerektiği ortaya çıkmaktadır. Bu durum, RO membranlarının performansını da etkilemektedir.

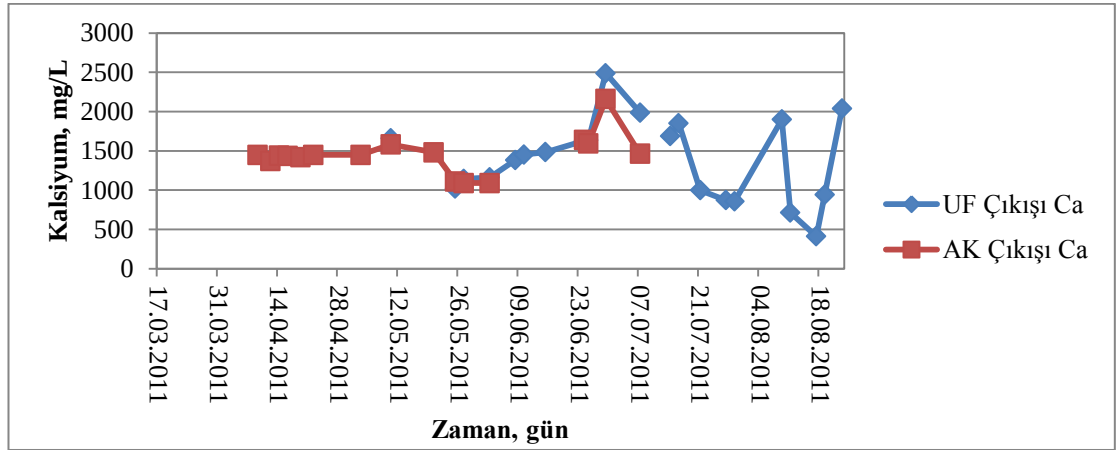
Katyonlar

Aktif karbon kolonu giriş ve çıkışındaki katyonların konsantrasyonlarındaki değişim

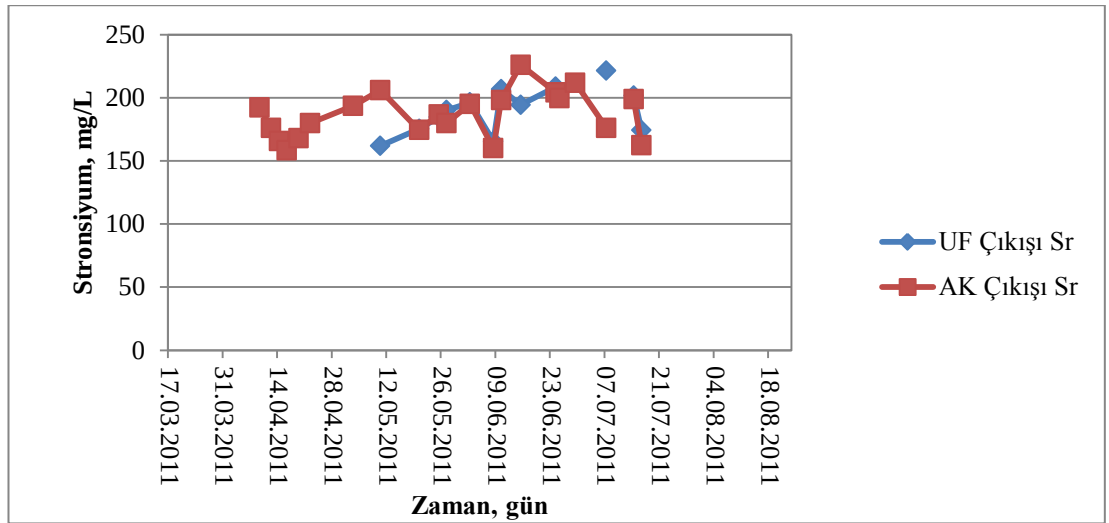
Şekil 3.85 - Şekil 3.87’de verilmiştir.



Şekil 3.85 : Aktif karbon kolonu giriş ve çıkışındaki Na konsantrasyonu.



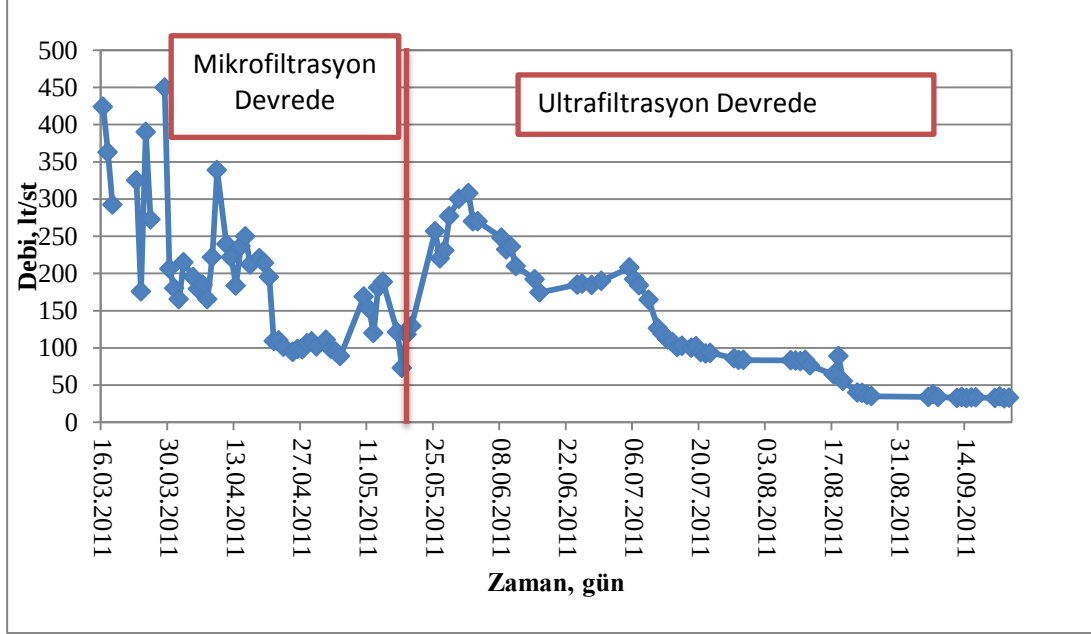
Şekil 3.86 : Aktif karbon kolonu giriş ve çıkışındaki Ca konsantrasyonu.



Şekil 3.87 : Aktif karbon kolonu giriş ve çıkışındaki Sr konsantrasyonu.

3.3.5 Ön filtrasyon ünitesinin çıkış debilerinin MF ve UF dönemleri için karşılaştırılması

Ön filtrasyon ünitesi çıkış debisi değişimi Şekil 3.88’de verilmiştir.



Şekil 3.88 : Önfiltrasyon ünitesi çıkış debisindeki değişim.

Ön filtrasyon ünitesi ilk olarak mikrofiltrasyon (MF) ile denenmiş daha sonra ultrafiltrasyon (UF) devreye alınmıştır. Buna göre ilk etapta KF+MF+AK olarak çalıştırılan ön filtrasyon ünitesi daha sonra KF+UF+AK olarak çalıştırılmıştır. Debiye zamanla düşüşler yaşanmış, fakat işletim sürecinin son ayında, boru hattındaki tıkanmaya da bağlı olarak aşırı bir debi azalması görülmüştür.

3.4 İleri Arıtma Çalışmaları Sonuçları

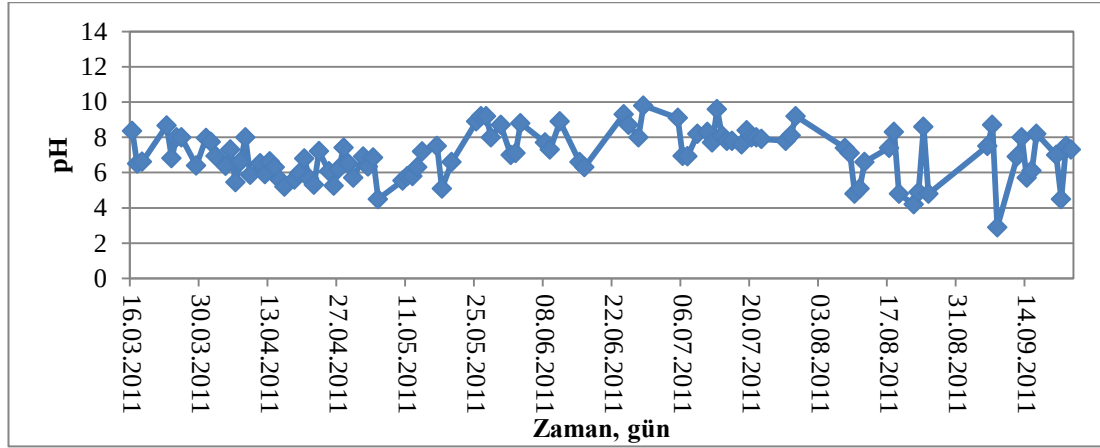
İleri arıtma çalışmaları kapsamında, ters osmoz membranı ile çalışılmıştır. Çalışmanın genelinde uygulanan ters osmoz membranı, deniz suyu ters osmoz membranı (TM810)’dır. Ancak, Temmuz ayı içerisinde iki haftalık süre boyunca kuyu suyu ters osmoz membranı (XLE) ile çalışılmıştır. Deniz suyu ve kuyu suyu ters osmoz membranları ile yapılan çalışmaların sonuçları ayrı ayrı değerlendirilmiştir.

3.4.1 Birinci kademe ters osmoz (TO-1)

3.4.1.1 İşletme parametreleri

pH

TO-1 ünitesi girişinde bulunan tankta ölçülmüş pH değerleri Şekil 3.89’de verilmiştir.

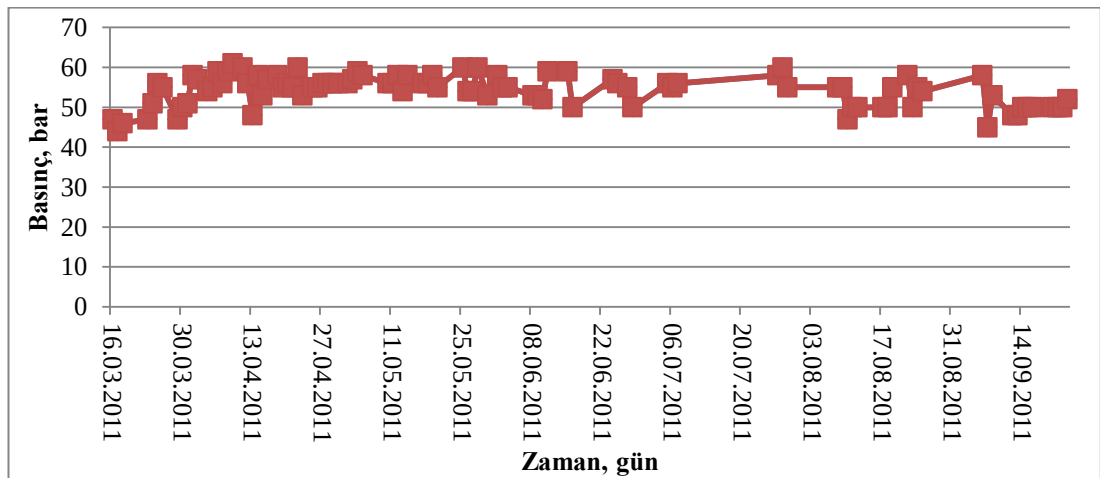


Şekil 3.89 : TO-1 ünitesi girişinde bulunan tankta ölçülmüş pH değerleri.

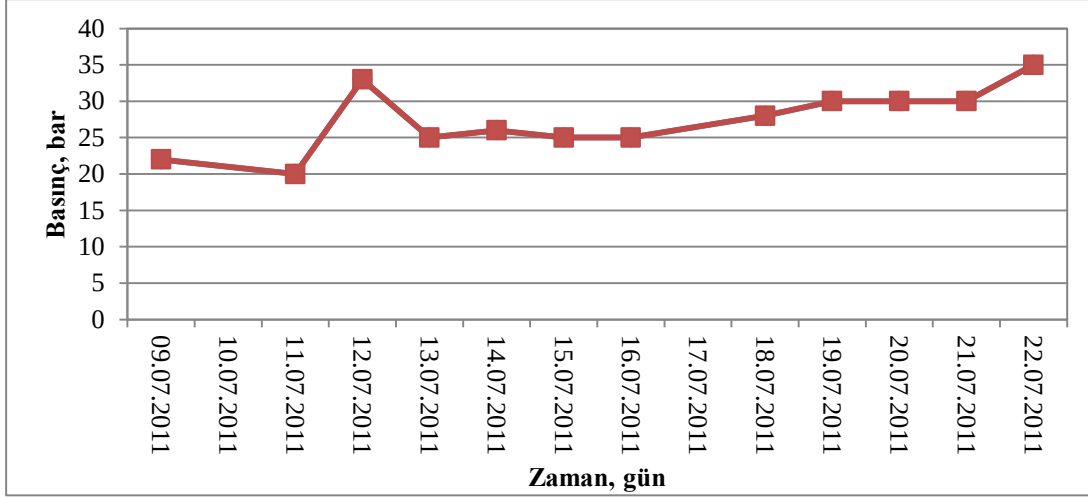
Birinci ve ikinci kademe ters osmoz ünitesi girişinde bulunan tankta (D103) pH ortalama 7’ye ayarlanmış, membranların pH çalışma aralığı olan 5-11 değerleri aşılmamıştır.

Basınç

Birinci kademe ters osmoz (TO-1) ünitesinde uygulanan giriş basıncı değerleri, Şekil 3.90 ve Şekil 3.91’de verilmiştir.



Şekil 3.90 : TO-1 Deniz suyu membranı (TM810) basınç değişimleri.

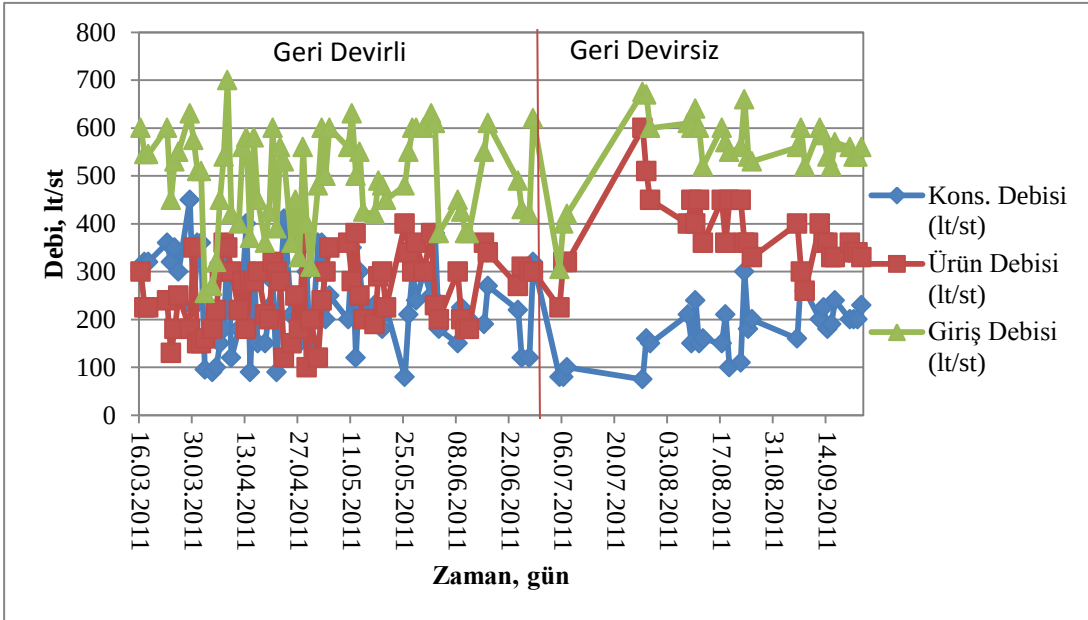


Şekil 3.91 : TO-1 Kuyu suyu membranı (XLE) basınç değişimleri.

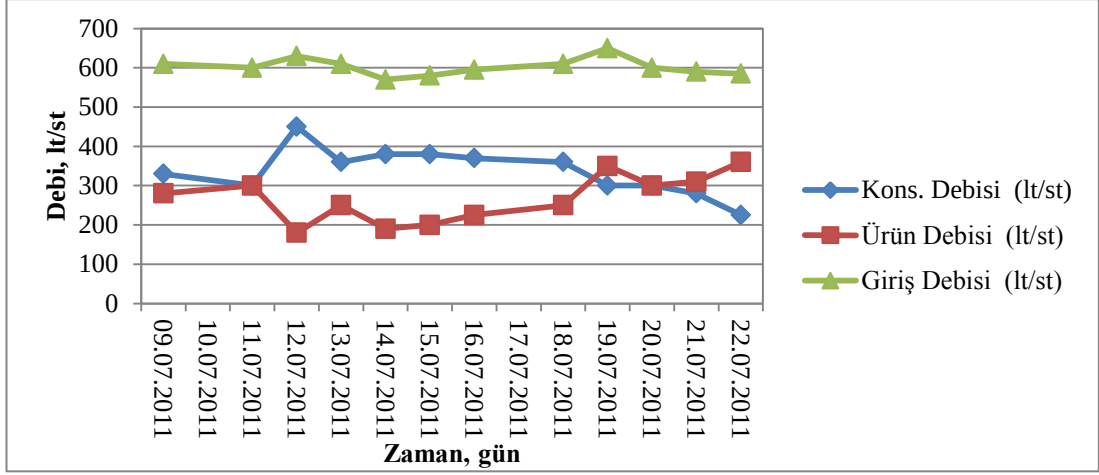
Sistem çalışma periyodu boyunca TO-1 ünitesi deniz suyu membranı ile 50-55 bar basınç aralığında çalıştırılmıştır. Kuyu suyu membranına ise maksimum 40 bar basınç uygulanabildiği için 25-35 bar aralığında çalıştırılmıştır.

Debi

TO-1 ünitesi giriş, konsantre ve süzöntü akımlarındaki debi ölçümleri Şekil 3.92 ve Şekil 3.93'te verilmiştir.



Şekil 3.92 : TO-1 Deniz suyu membranı (TM810) debi ölçümleri.

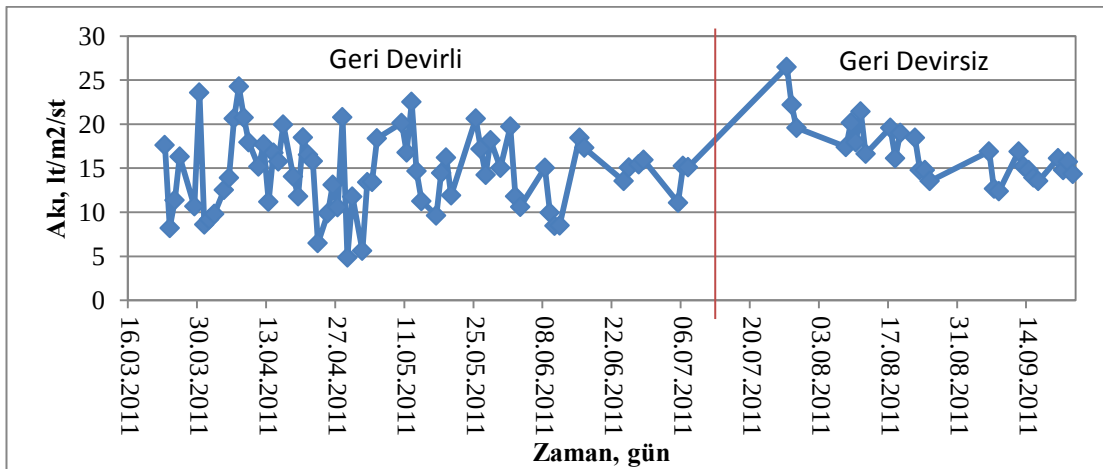


Şekil 3.93 : TO-1 Kuyu suyu membranı (XLE) debi ölçümleri.

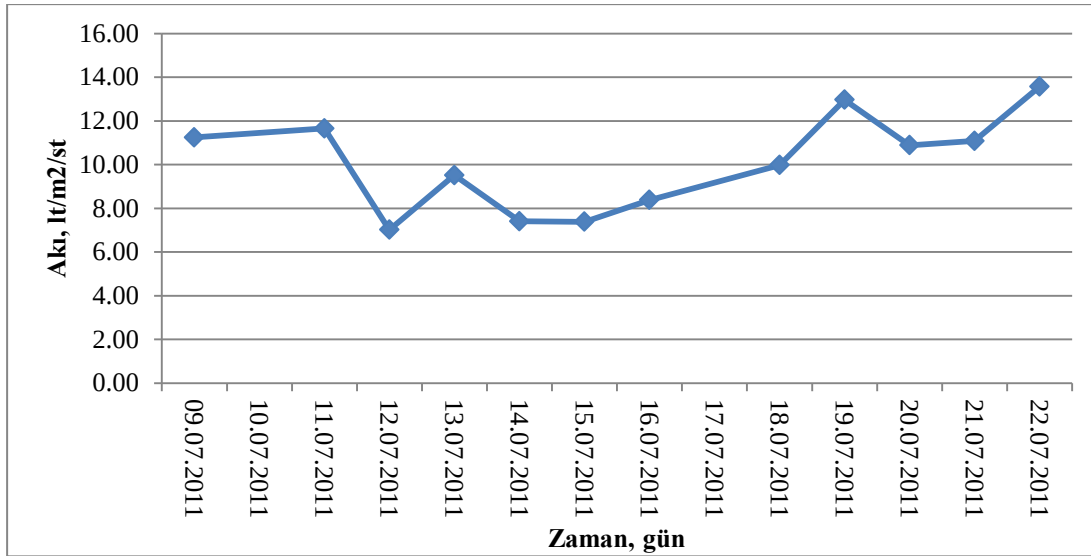
Ters osmoz ünitesi işletmeye alındığında geri devirli olarak çalıştırılmış, ikinci kademedan gelen konsantre akımı birinci kademe giriş tankına iletilmiştir. Böylece sistemin birinci ve ikinci kademe toplam geri kazanım oranı yüksek tutulmaya çalışılmıştır. Bu sebeble çalışmanın ilk aylarında konsantre ve ürün (süzüntü) debileri birbirine çok yakındır. Daha sonra çalışmaya geri devirsiz devam edilmiş, ters osmoz ünitesi giriş suyu karakteri stabil kalmış bu sebeble debi değişimleri net olarak gözlemlenebilmiştir. Kuyu suyu membranı deneyleride geri devirli çalışma periyodunda yapılmıştır. Süzüntü debisi deniz suyu membranına göre farklılık göstermemiştir.

Akı

TO-1 ünitesinde elde edilen süzüntü akısındaki değişim Şekil 3.94 ve Şekil 3.95'te verilmiştir.



Şekil 3.94 : TO-1 Deniz suyu membranı(TM810) akı değişimi.

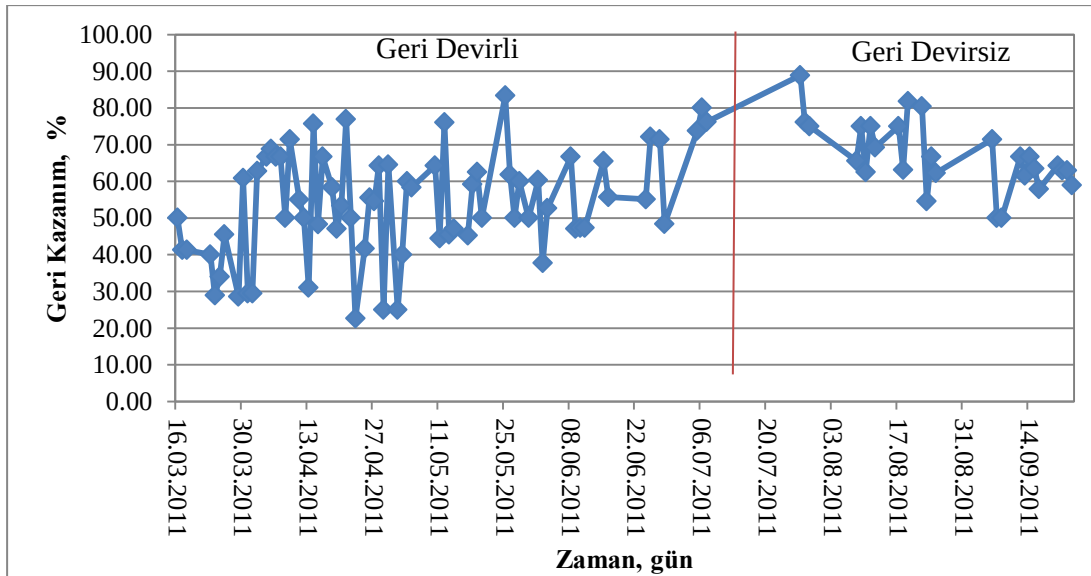


Şekil 3.95 : TO-1 Kuyu suyu membranı(XLE) akı değişimi

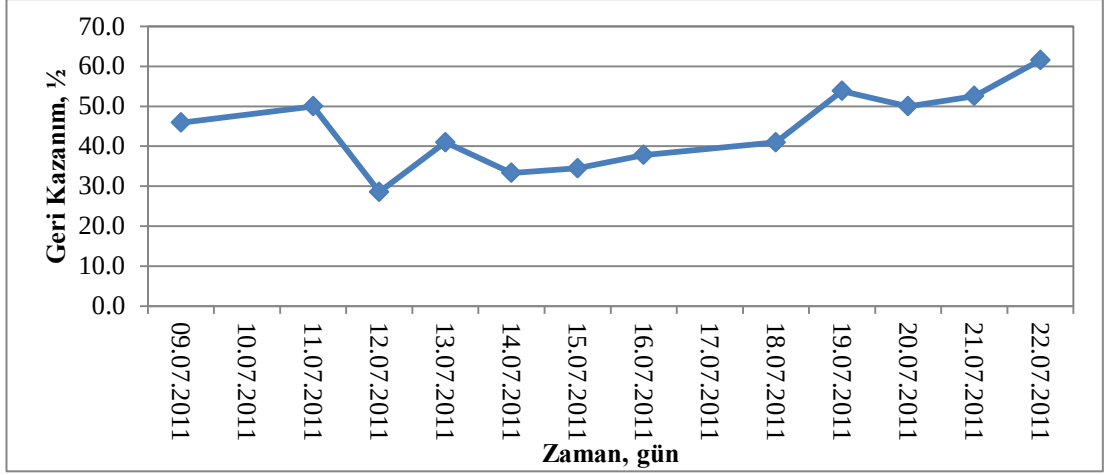
Çalışmanın ilk aylarında elde edilen süzüntü akısı değerlerindeki dalgalanmaların sebebi, sistemin geri devirli çalıştırılmış olması ve bunun sonucunda ters osmoz giriş tankındaki suyun iletkenlik değerinin sürekli değişmesidir. Ağustos ayından itibaren sistem geri devirsiz çalıştırıldığında stabil akı değerleri elde edilmiştir. Çalışma periyodu boyunca TO-1 deniz suyu membranında ortalama 15 L/m²/st akı değeri elde edilmiştir. Kuyu suyu membranında ise deniz suyu membranına göre daha düşük akı değerleri gözlenmiştir.

Geri Kazanım

TO-1 ünitesine ait geri kazanım oranı değişimi Şekil 3.96 ve Şekil 3.97’te verilmiştir.



Şekil 3.96 : TO-1 Deniz suyu membranı(TM810) geri kazanım oranı değişimi.



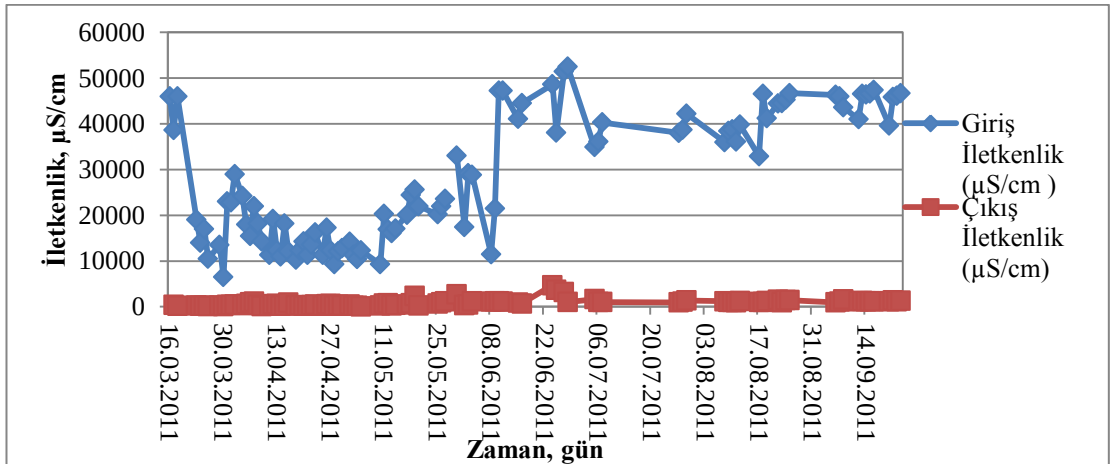
Şekil 3.97 : TO-1 Kuyu suyu membranı(XLE) geri kazanım oranı değişimi.

Çalışmanın ilk aylarında TO-1 ünitesinde ölçülmüş anlık geri kazanım oranlarının birbirinden farklı olmasının sebebi, ünitenin, çalışmanın ilk aylarında geri devirli olarak çalıştırılmış olmasıdır. Konsantre akımı sürekli geri devir ettirildiğinden ters osmoz ünitesinde birinci ve ikinci kademe olmak üzere toplamda yüksek geri kazanım oranları elde edilmiştir. Kuyu suyu membranının deniz suyu membranına göre düşük geri kazanım oranlarına sahip olduğu gözlemlenmiştir.

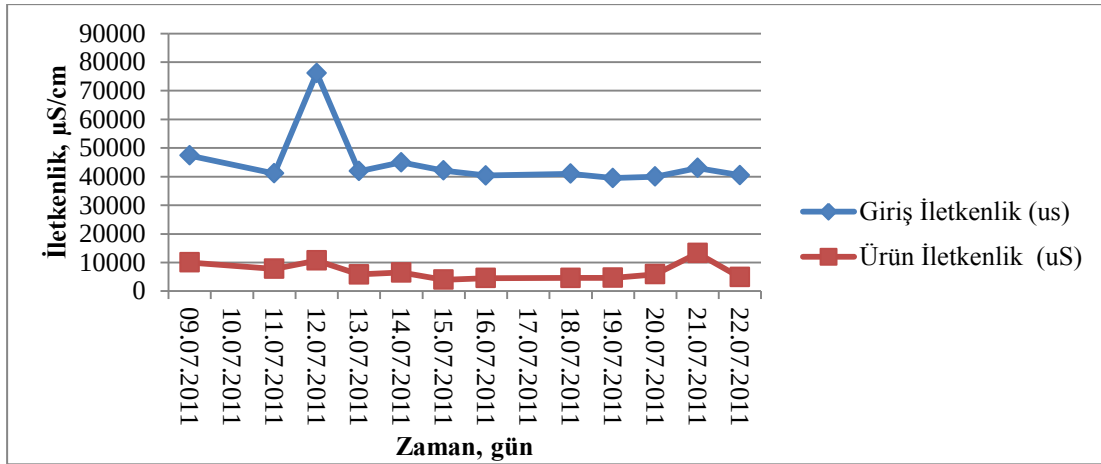
3.4.1.2 Su kalite parametreleri

İletkenlik

Birinci kademe ters osmoz ünitesi giriş ve süzöntüsündeki iletkenlik değişimi Şekil 3.98 ve Şekil 3.99'da verilmiştir. Şekil 3.98'de, deniz suyu membranının kullanıldığı tarihlerde, Şekil 3.99'da ise kuyu suyu membranının kullanıldığı tarihlerde gözlenen iletkenlik değerleri görülmektedir.



Şekil 3.98 : TO-1 Deniz suyu membranı (TM810) giriş suyu ve süzöntü iletkenlik değişimi.

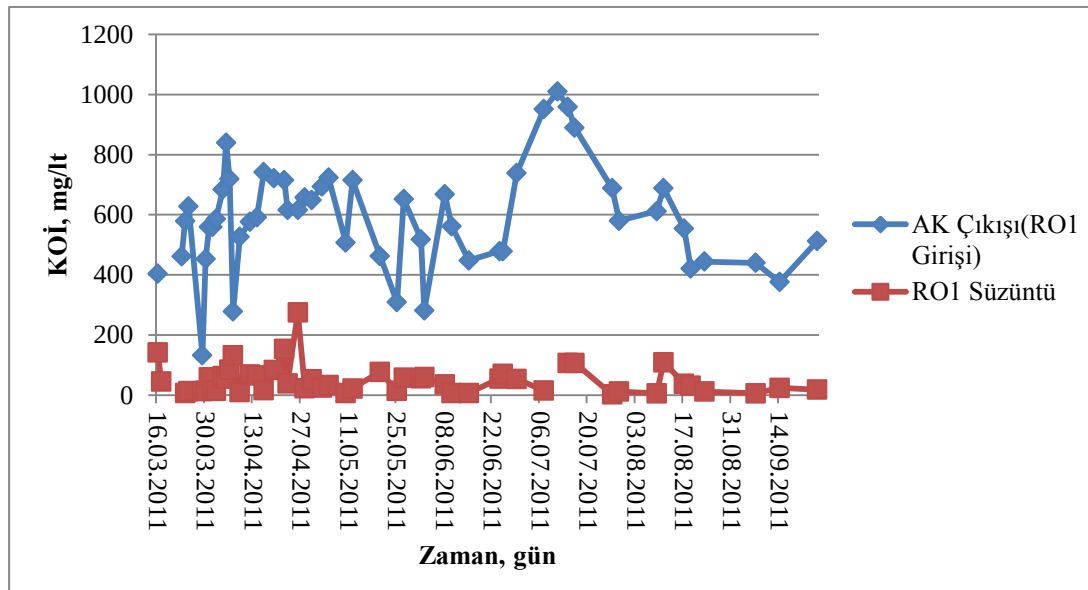


Şekil 3.99 : TO-1 Kuyu suyu membranı (XLE) giriş suyu ve süzöntü iletkenlik değişimi.

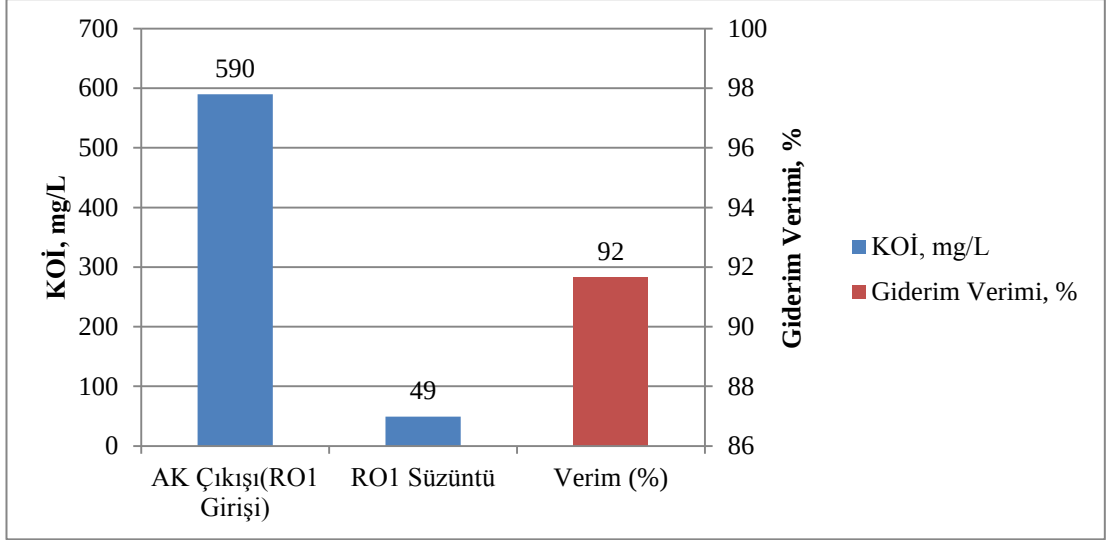
Çalışmanın başlagıcında, sisteme alınan atıksuyun iletkenlik değeri düşük olmasından dolayı ters osmoz girişinde iletkenlik değeri düşük görölmektedir. Çalışma boyunca birinci kademe ters osmoz deniz suyu membranında çıkış suyunun iletkenliği ortalama 1314 $\mu\text{S}/\text{cm}$ olarak görölmektedir. Kuyu suyu membranında yapılan çalışmalarda ise süzöntü iletkenliği ortalama 6700 $\mu\text{S}/\text{cm}$ olarak gözlenmiştir.

KOİ

Birinci kademe ters osmoz ünitesi (TO-1) giriş ve süzöntü çıkışında ölçülen KOİ değişimi ve giderme verimi Şekil 3.100 ve Şekil 3.101’de verilmiştir.



Şekil 3.100 : TO-1 ünitesi giriş(aktif karbon çıkışı) ve süzöntü çıkışında ölçülen KOİ değişimi.

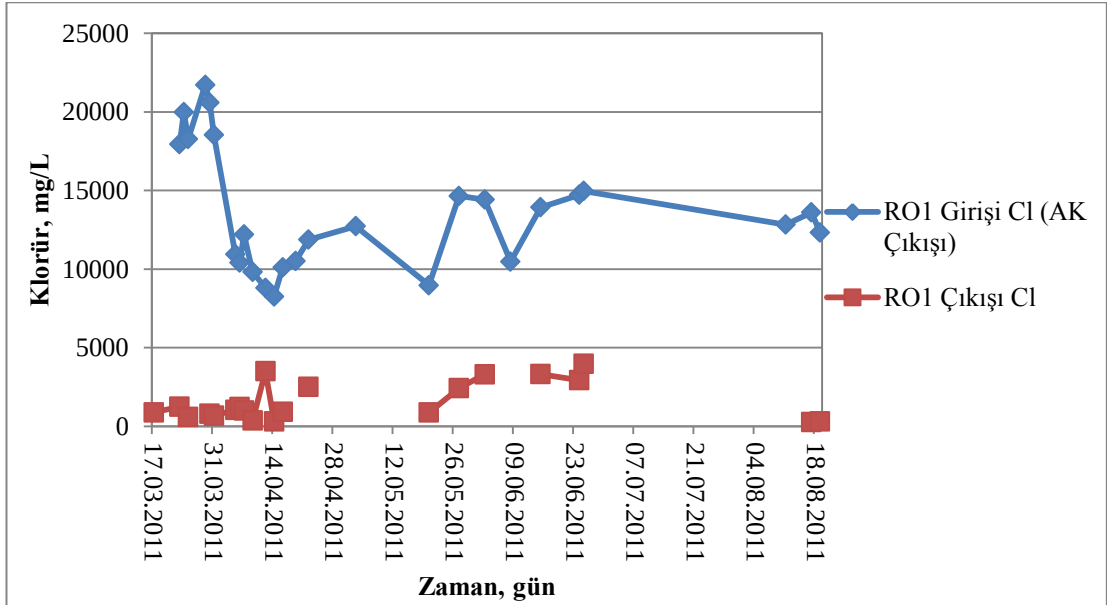


Şekil 3.101 : TO-1 ünitesi giriş ve süzöntü çıkışında ölçülen KOİ giderme verimi.

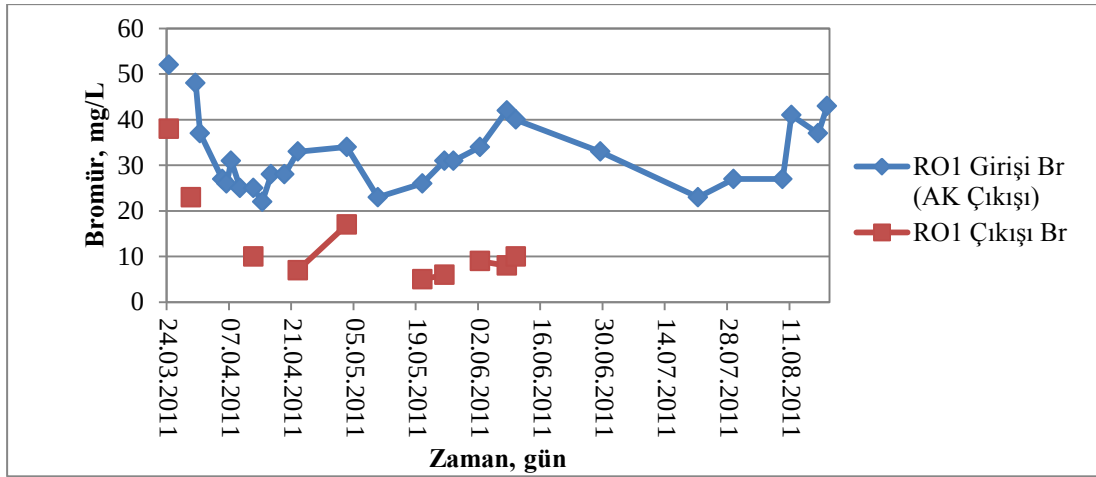
TO-1 ünitesi süzöntü suyunda ölçülen KOİ değerleri incelendiğinde oldukça yüksek (%92) giderme verimi elde edilmiştir.

Anyonlar

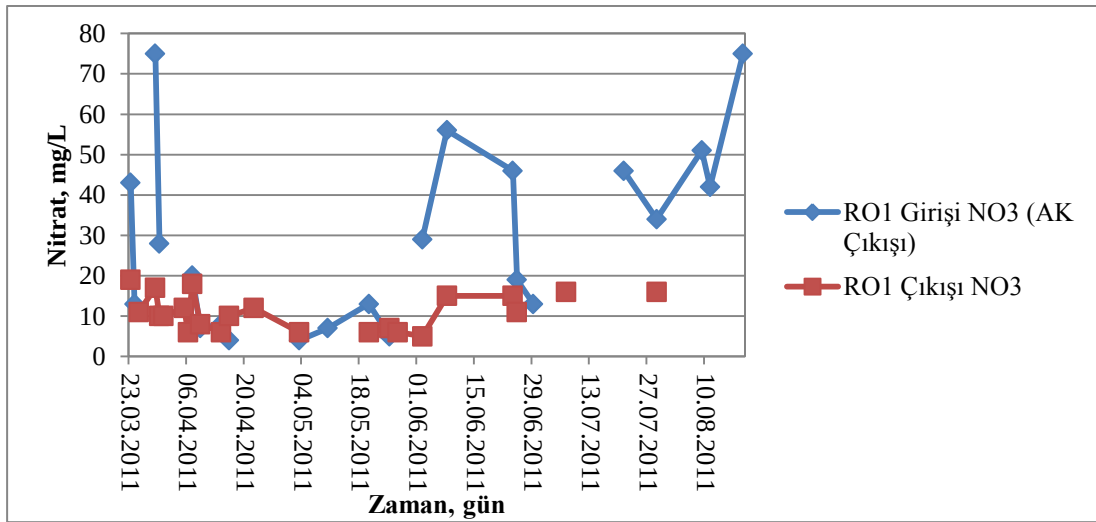
TO-1 ünitesi giriş (aktif karbon çıkışı) ve süzöntüsünde ölçülen anyonların konsantrasyonlarındaki değişim Şekil 3.102 - Şekil 3.105’de verilmiştir.



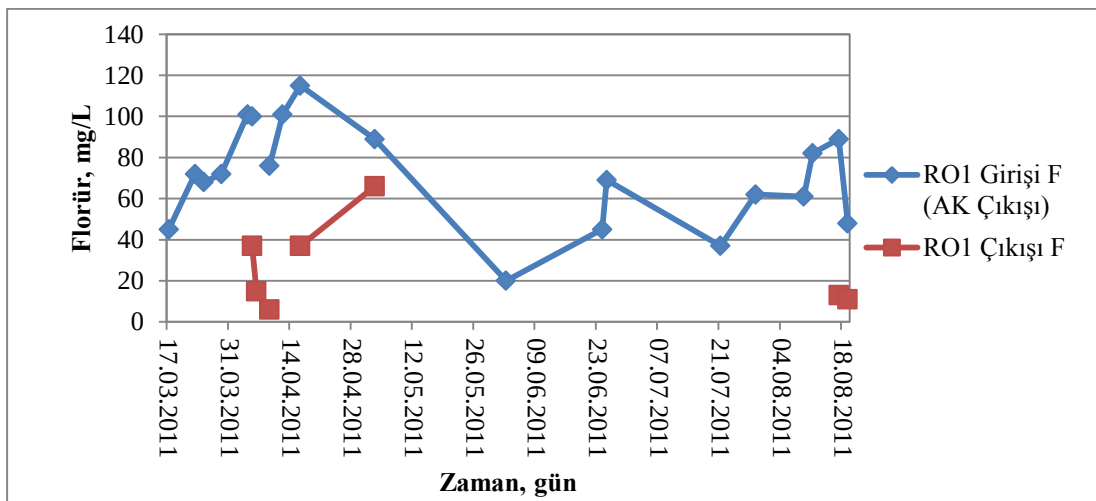
Şekil 3.102 : TO-1 ünitesi giriş (aktif karbon çıkışı) ve süzöntüsünde Cl konsantrasyonu.



Şekil 3.103 : TO-1 ünitesi giriş (aktif karbon çıkışı) ve süzüntüsünde Br konsantrasyonu.



Şekil 3.104 : TO-1 ünitesi giriş (aktif karbon çıkışı) ve süzüntüsünde NO₃ konsantrasyonu.

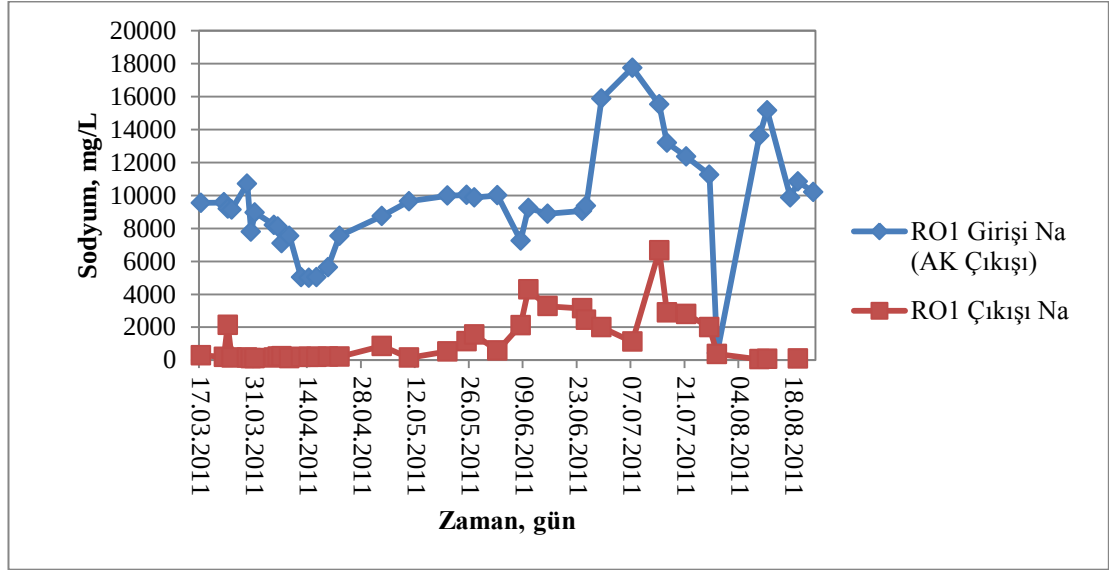


Şekil 3.105 : TO-1 ünitesi giriş (aktif karbon çıkışı) ve süzüntüsünde F konsantrasyonu.

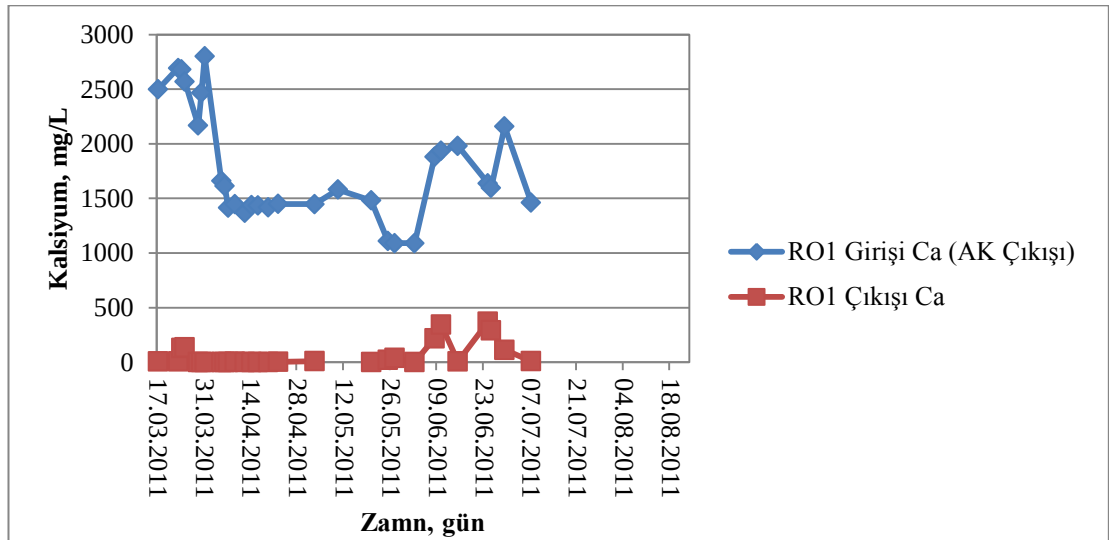
Birinci kademe ters osmoz ünitesinde etkin bir biçimde, klorür, bromür, nitrat ve florür giderimi gözlenmektedir. Ters osmoz membranlarında, klorür giderme verimi %90'dan daha büyük olarak elde edilmiştir.

Katyonlar

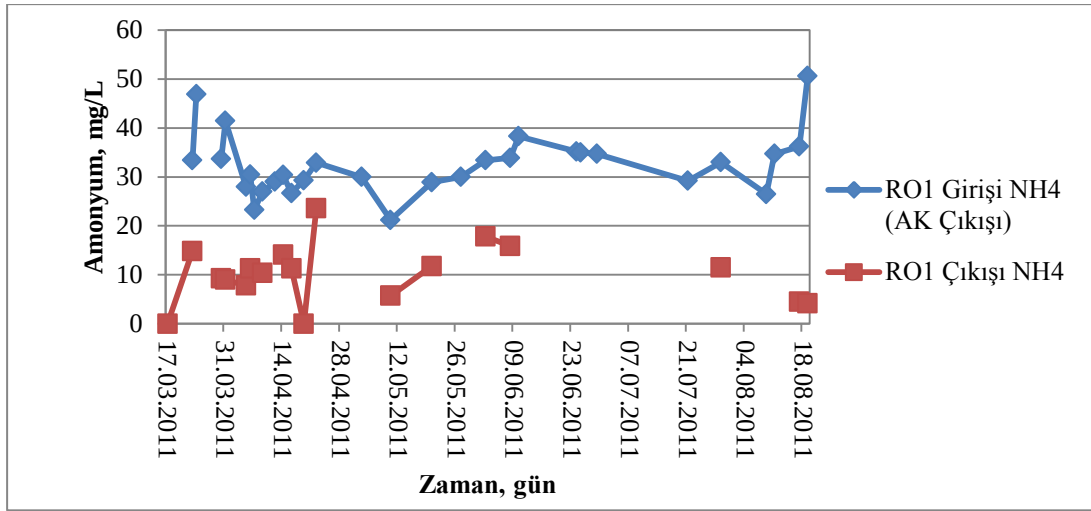
TO-1 ünitesi giriş (aktif karbon çıkışı) ve süzütüsünde ölçülen katyonların konsantrasyonlarındaki değişim Şekil 3.105 - Şekil 3.109'da verilmiştir.



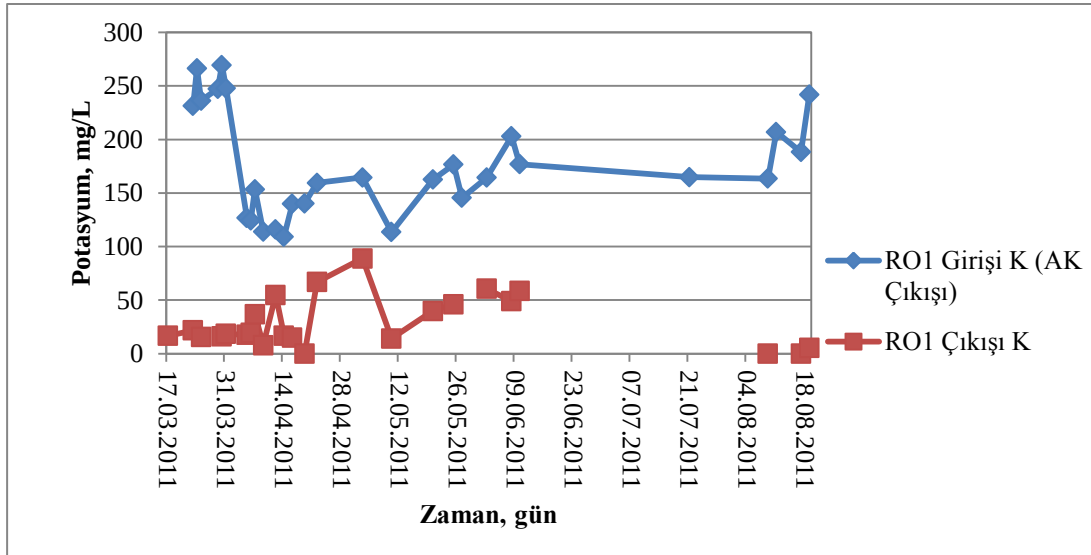
Şekil 3.106 : TO-1 ünitesi giriş (aktif karbon çıkışı) ve süzütüsünde Na konsantrasyonu.



Şekil 3.107 : TO-1 ünitesi giriş (aktif karbon çıkışı) ve süzütüsünde Ca konsantrasyonu.



Şekil 3.108 : TO-1 ünitesi giriş (aktif karbon çıkışı) ve süzöntüsünde NH4 konsantrasyonu



Şekil 3.109 : TO-1 ünitesi giriş (aktif karbon çıkışı) ve süzöntüsünde K konsantrasyonu.

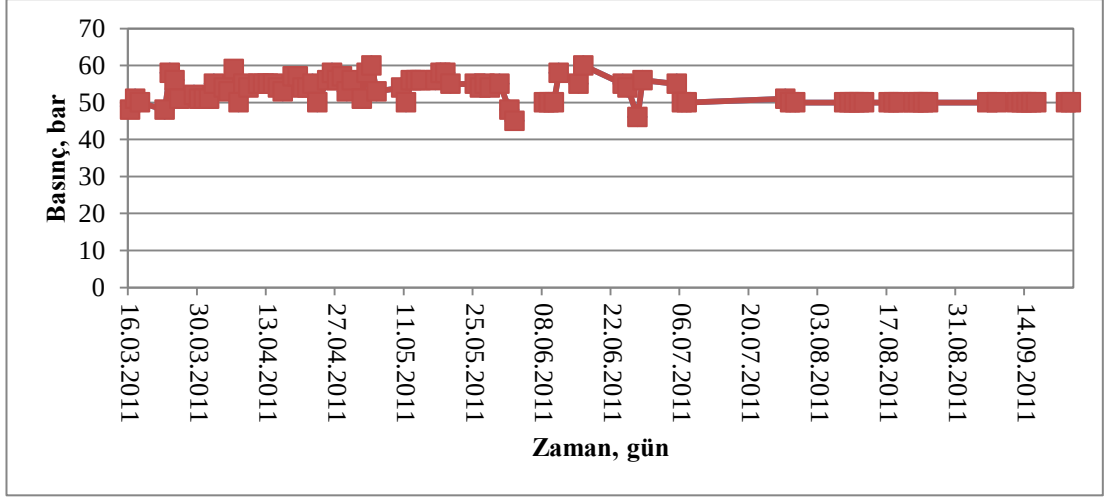
Birinci kademe ters osmoz ünitesinin çıkış akımında ölçülen katyonların değerlerini içeren grafikler incelendiğinde, tüm katyonların etkin bir biçimde giderilebildiği görülmektedir.

3.4.2 İkinci kademe ters osmoz (TO-2)

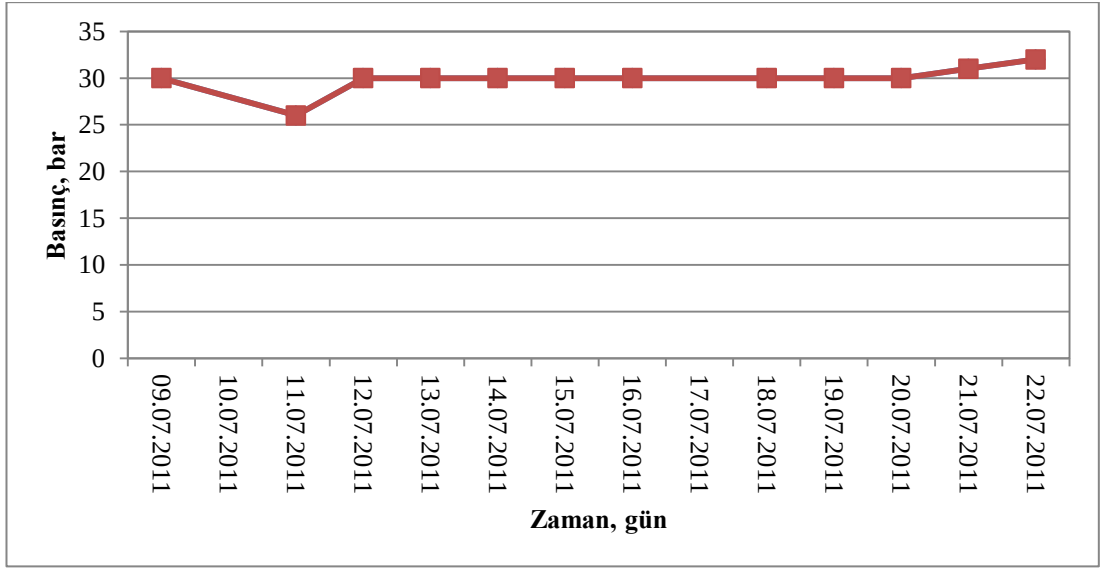
3.4.2.1 Sistem işletme parametreleri

Basınç

İkinci kademe ters osmoz (TO-2) ünitesine ait basınç değişimleri Şekil 3.110 ve Şekil 3.111'de verilmiştir.



Şekil 3.110 : TO-2 Deniz suyu membranı (TM810) basınç değişimleri.

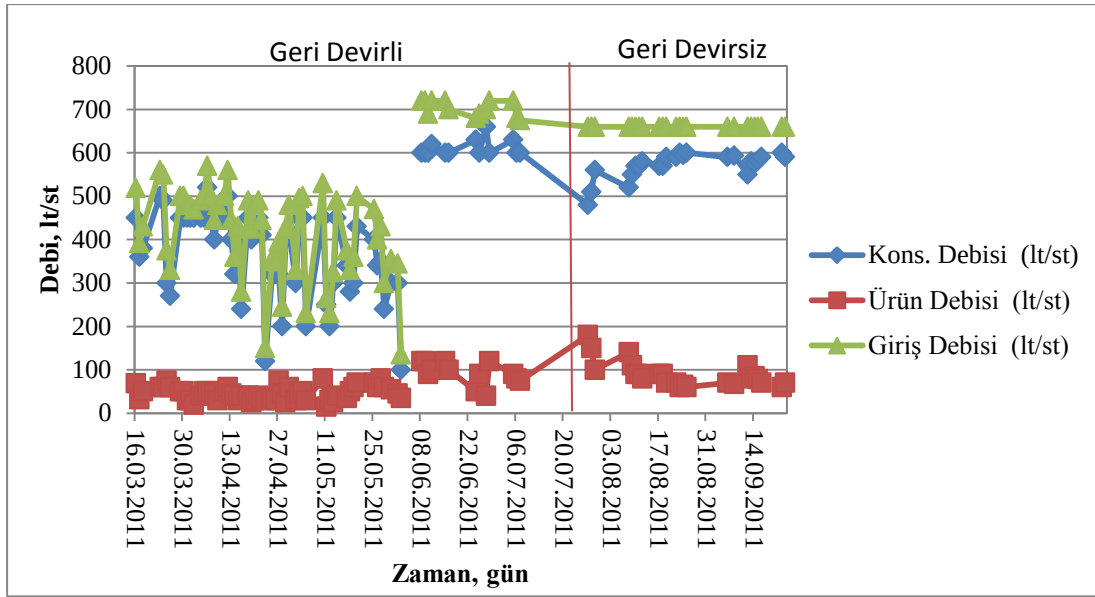


Şekil 3.111 : TO-2 Kuyu suyu membranı (XLE) basınç değişimleri.

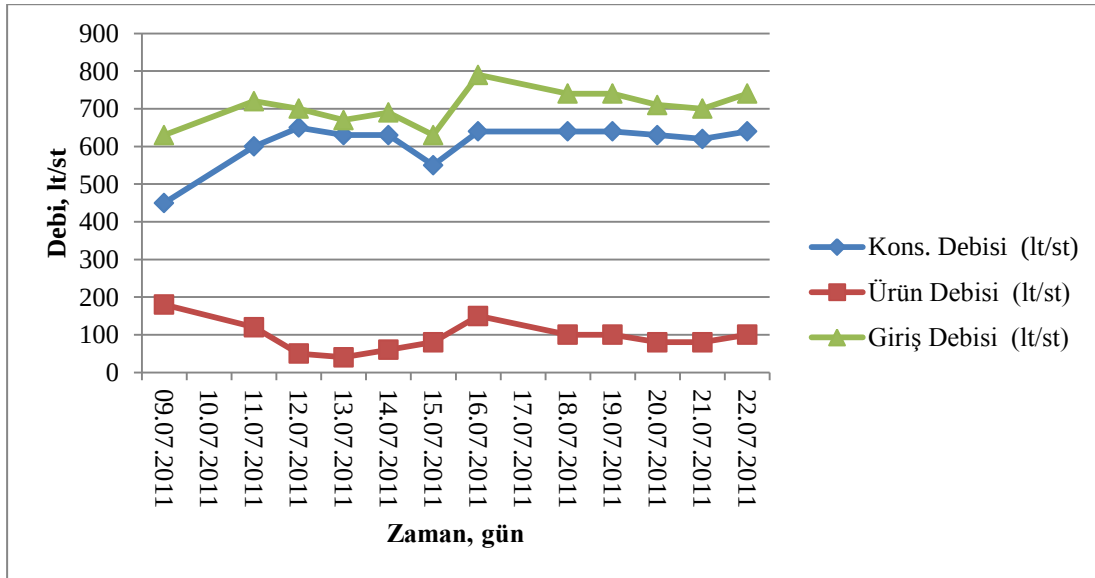
TO-2 ünitesinde 55-60 bar aralığında basınç uygulanmıştır. Kuyu suyu membranında ise basınç çalışma boyunca 30 bar olarak ayarlanmıştır.

Debi

TO-2 ünitesi giriş, konsantre ve ürün (süzüntü) akımlarına ait debi değişimleri Şekil 3.112 ve Şekil 3.113'te verilmiştir.



Şekil 3.112 : TO-2 Deniz suyu membranı (TM810) debi ölçümleri.

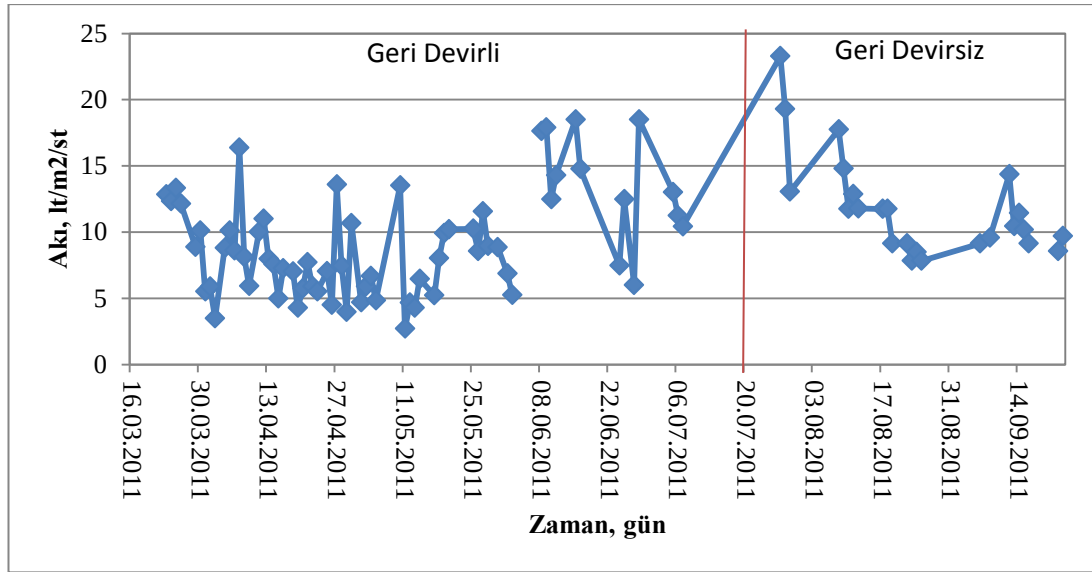


Şekil 3.113 : TO-2 Deniz suyu membranı (XLE) debi ölçümleri.

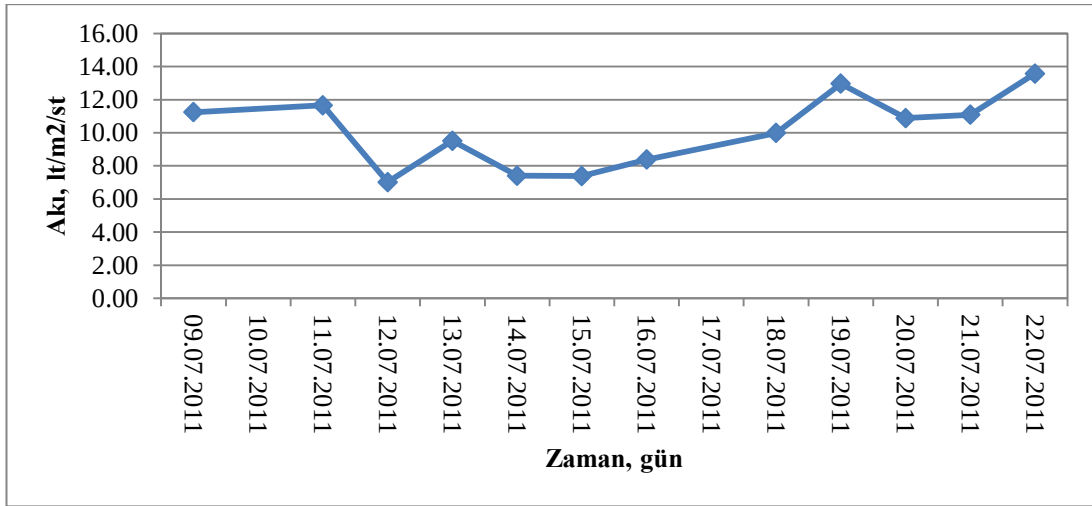
TO-2 ünitesinde tek modül kullanıldığı için düşük debili pompa seçilmiş, çalışmanın ilerleyen periyotlarında pompa arızası nedeniyle farklı bir pompa takılmış, bu sebeple TO-2 sistemine giriş ve konsantre debisi yükselmiştir. Ürün debisinde pompa değişimden sonra çok az artış gerçekleşmiştir.

Akı

TO-2 ünitesi süzöntü akısına ait değişim Şekil 3.114 ve Şekil 3.115'te verilmiştir.



Şekil 3.114 : TO-2 Deniz suyu membranı (TM810) akı değişimi.

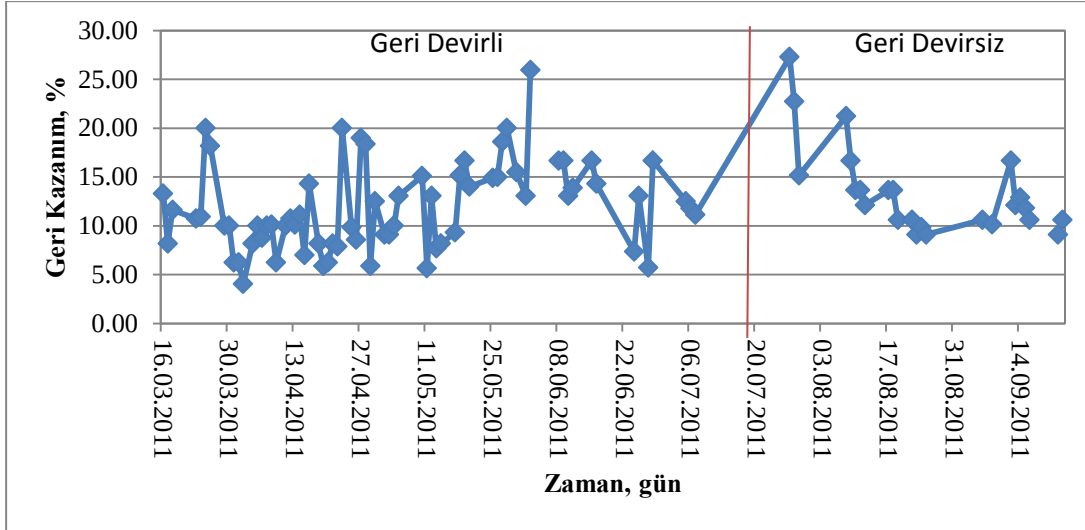


Şekil 3.115 : TO-2 Kuyu suyu membranı (XLE) akı değişimi.

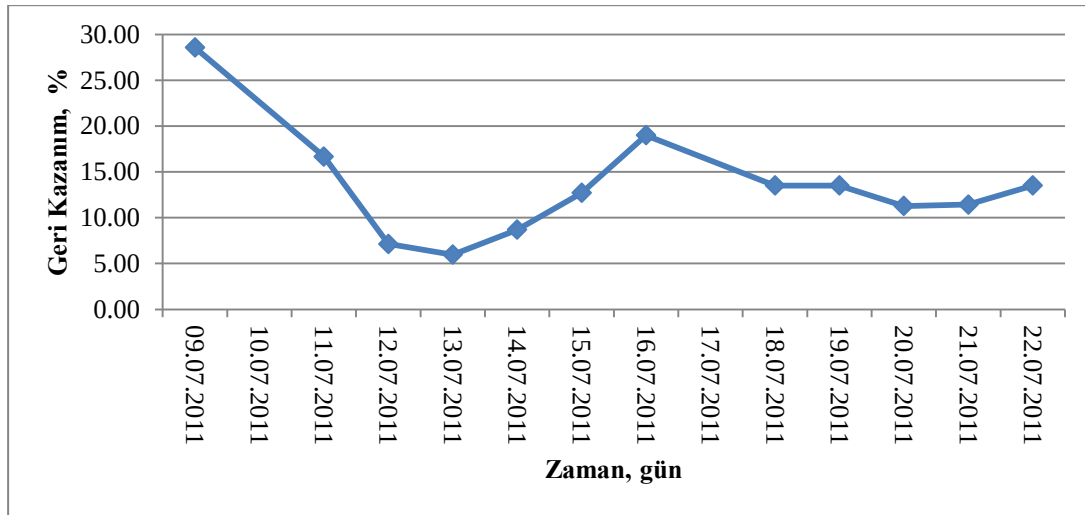
Çalışmanın geri devirli olarak gerçekleştirildiği zamanlarda TO-1 ünitesinden gelen konsantre akımı (TO-2 giriş akımı) parametreleri değişken olduğundan, TO-2 akısında dalgalanmaya sebep olmuştur. Geri devirsiz çalışma da ise giriş suyu akımı parametreleri stabil kalmış bundan dolayı stabil akı değerleri elde edilmiştir. TO-2 ünitesinde deniz suyu ve kuyu suyu membranı çalışma periyodu boyunca ortalama olarak 10 L/m²/st akı değeri elde edilmiştir. Deniz suyu membranı ile kuyu suyu membranı süzüntü akısı arasında fark gözlemlenmemiştir.

Geri kazanım

TO-2 ünitesine ait geri kazanım oranları Şekil 3.116 ve Şekil 3.117’de verilmiştir.



Şekil 3.116 : TO-2 Deniz suyu membranı (TM810) geri kazanım oranı değişimi.



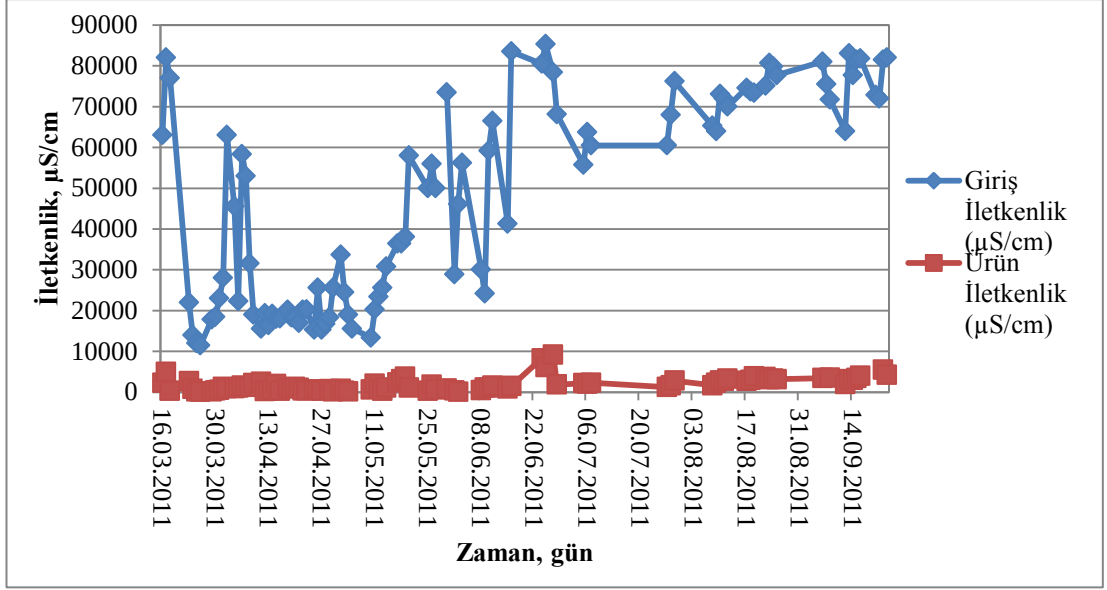
Şekil 3.117 : TO-2 Kuyu suyu membranı (XLE) geri kazanım oranı değişimi.

TO-2 ünitesinde geri kazanım oranları %5-20 arasında değişmektedir. Çalışma boyunca ortalama %10 geri kazanım oranı elde edilmiştir.

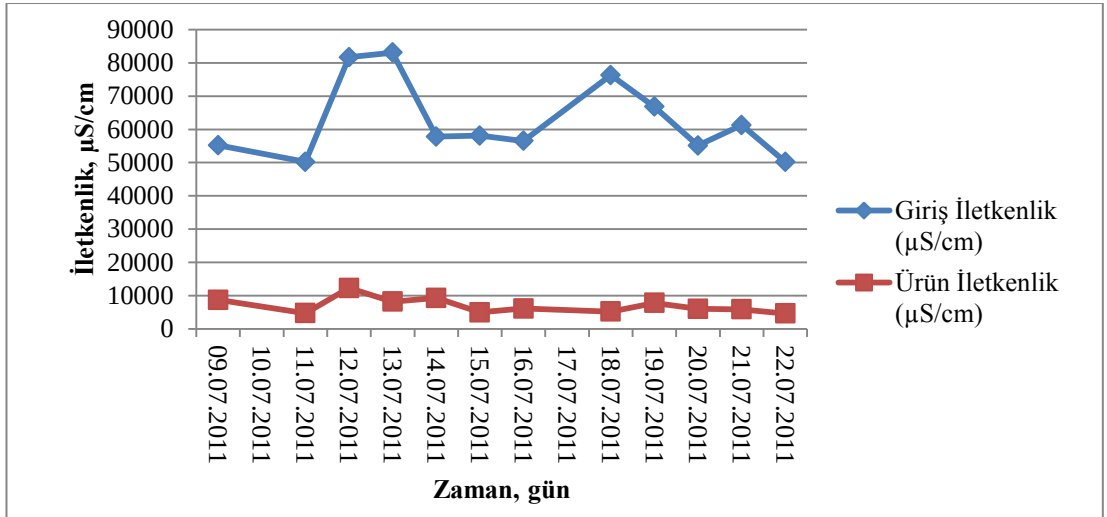
3.4.2.2 Su kalite parametreleri

İletkenlik

İkinci kademe ters osmoz (TO-2) ünitesi giriş ve ürün (süzüntü) suyuna ait iletkenlik ölçümü değerleri Şekil 5.83.'te verilmiştir.



Şekil 3.118 : TO-2 Deniz suyu membranı (TM810) giriş suyu ve süzüntü iletkenlik değişimi.

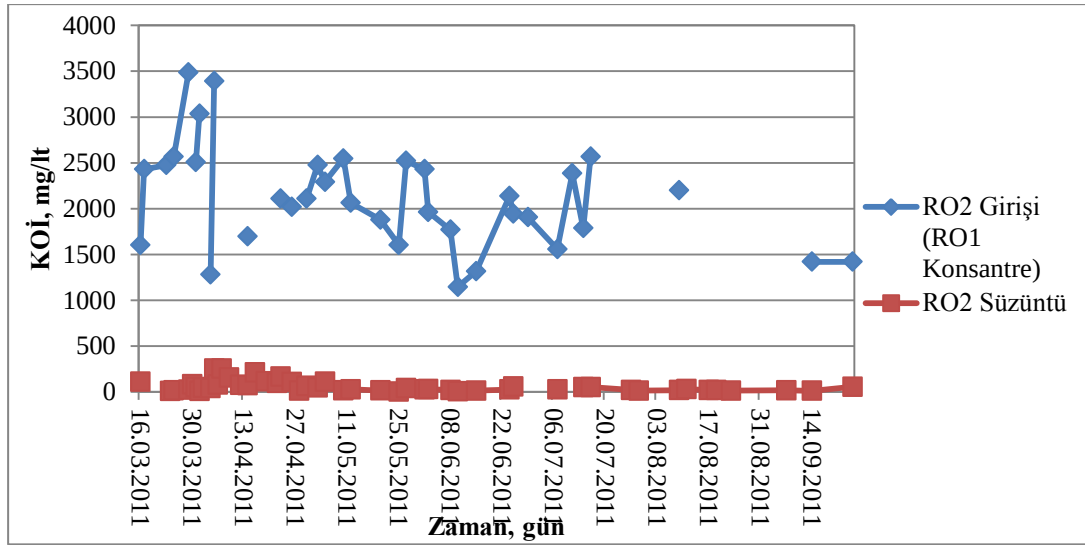


Şekil 3.119 : TO-2 Kuyu suyu membranı (XLE) giriş suyu ve süzüntü iletkenlik değişimi.

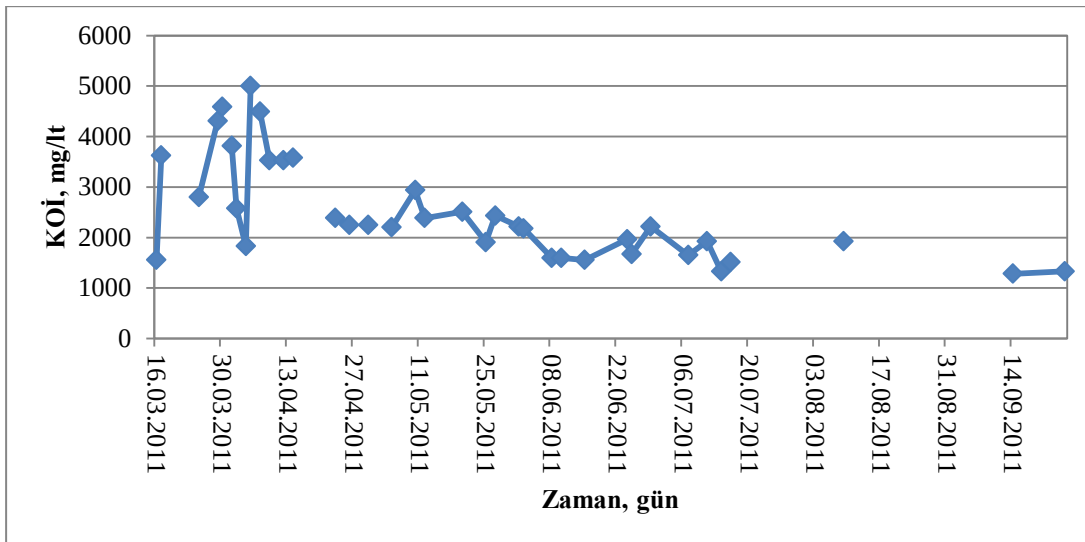
TO-2 ünitesi giriş suyu iletkenlik değeri, sisteme alınan ham atıksuyun iletkenliğin değerlerine bağlı olmak ile beraber TO-1 konsantre akımının TO-2 ünitesi giriş suyu olmasından dolayı bu üniteye giriş iletkenlik değerleri yüksektir. TO-2 deniz suyu membranı ürün (süzüntü) akımında ortalama 1906 µS/cm iletkenlik değeri ölçülmüştür. TO-2 kuyu suyu membranı ürün (süzüntü) akımında ise ortalama 6980 µS/cm iletkenlik değeri ölçülmüştür.

KOİ

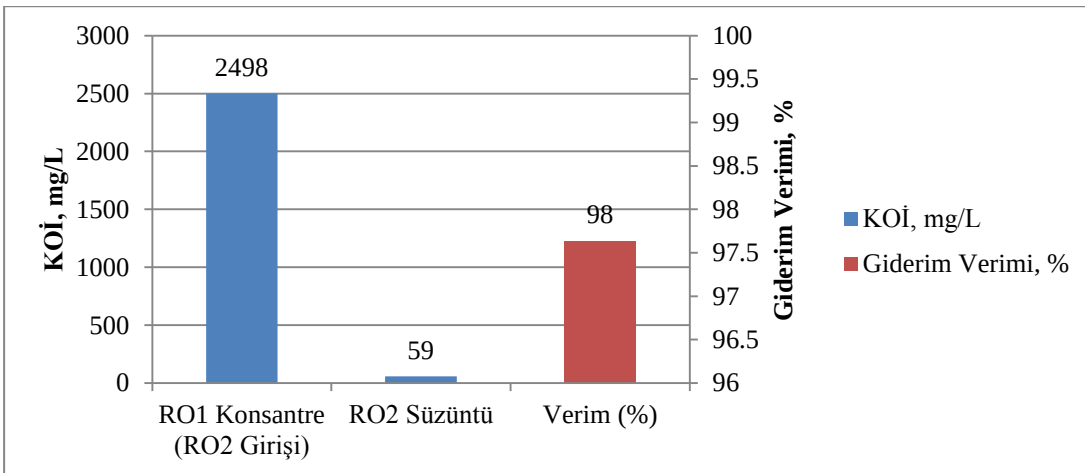
TO-2 ünitesi giriş (TO-1 konsantre), süzüntü ve konsantre akımına ait KOİ değişim ve giderme verimi Şekil 3.120 - Şekil 3.122’de verilmiştir.



Şekil 3.120 : TO-2 ünitesi giriş ve süzüntü akımı KOİ değişimi.



Şekil 3.121 : TO-2 ünitesi konsantre akımı KOİ değişimi.

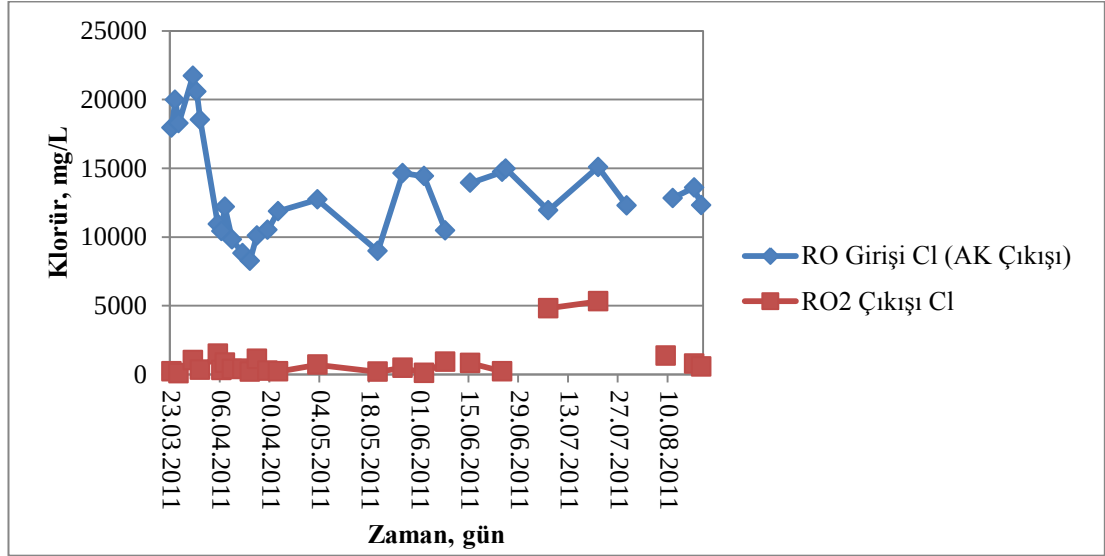


Şekil 3.122 : TO-2 ünitesi giriş ve süzüntü akımında KOİ giderme verimi.

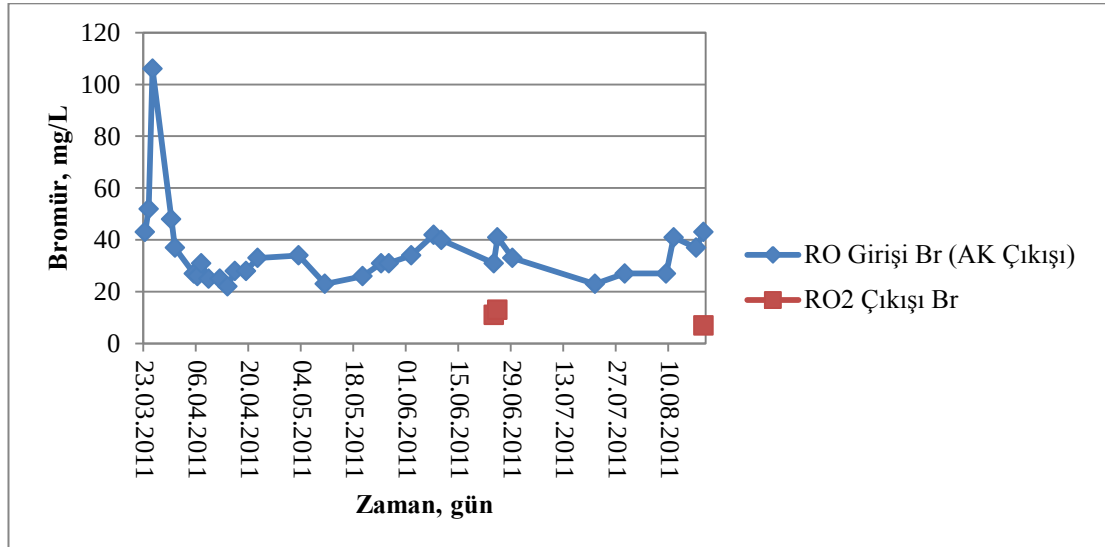
TO-2 ünitesi giriş suyunda, TO-1 ünitesinden gelen konsantre akımı olması sebebiyle KOİ değerleri yüksektir. TO-2 ünitesi yüksek KOİ değerlerine sahip giriş suyuna rağmen yüksek giderme verimine (%98) sahiptir.

Anyonlar

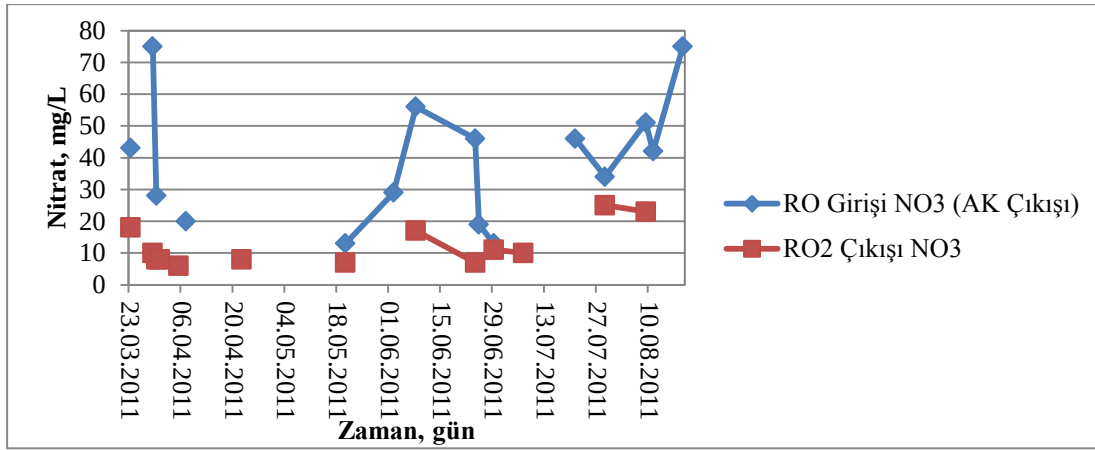
Ters osmoz ünitesi girişi (aktif karbon çıkışı) ve TO-2 ünitesi süzüntü çıkışında ölçülen anyon konsantrasyonları Şekil 3.123 - Şekil 3.127’de verilmiştir.



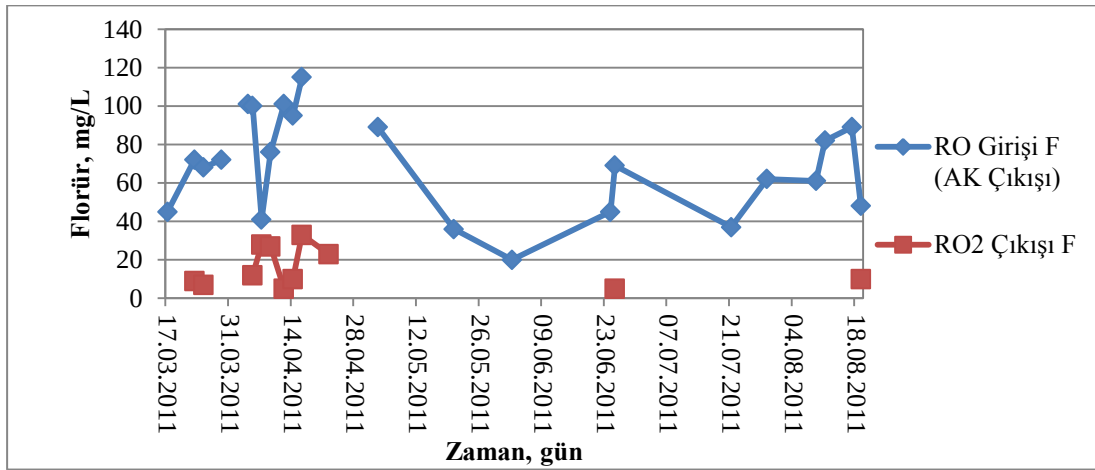
Şekil 3.123 : Ters osmoz ünitesi girişi ve TO-2 ünitesi süzüntü çıkışı Cl konsantrasyonu.



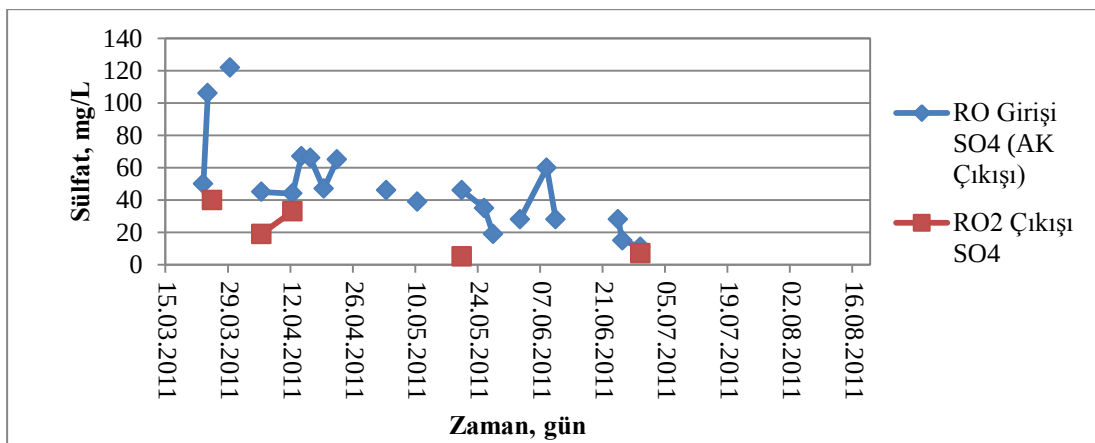
Şekil 3.124 : Ters osmoz ünitesi girişi ve TO-2 ünitesi süzüntü çıkışı Br konsantrasyonu.



Şekil 3.125 : Ters osmoz ünitesi girişi ve TO-2 ünitesi süzüntü çıkışı NO3 konsantrasyonu



Şekil 3.126 : Ters osmoz ünitesi girişi ve TO-2 ünitesi süzüntü çıkışı F konsantrasyonu.

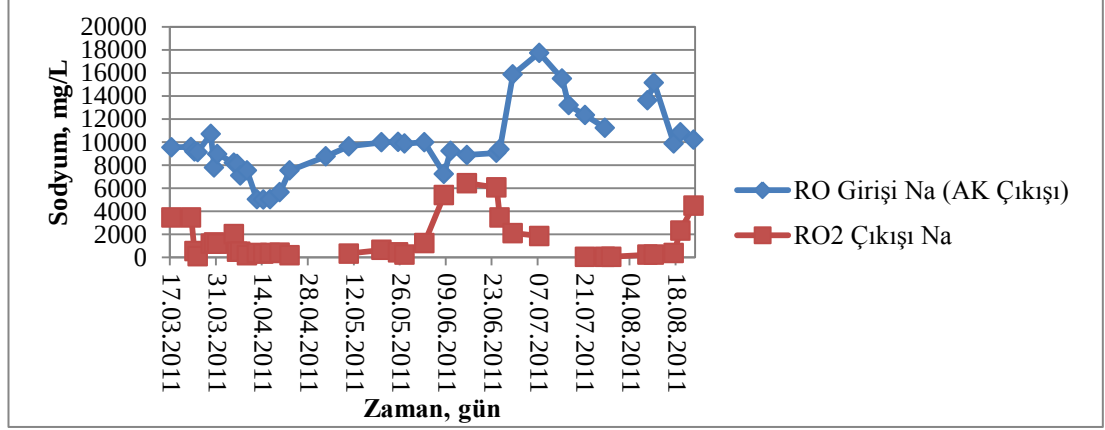


Şekil 3.127 : Ters osmoz ünitesi girişi ve TO-2 ünitesi süzüntü çıkışı SO4 konsantrasyonu.

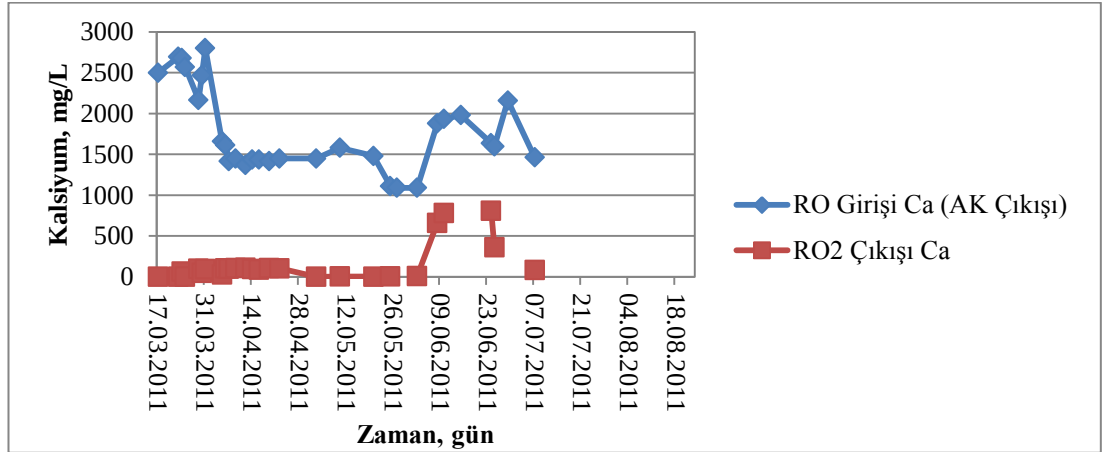
İkinci kademe ters osmoz uygulamasında da yüksek verimde anyon giderimi gözlenmiştir.

Katyonlar

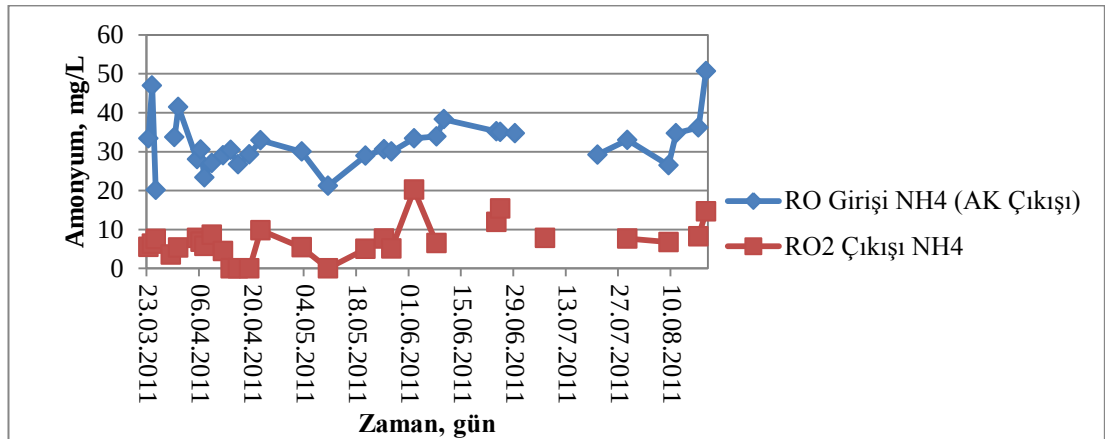
Ters osmoz ünitesi girişi (aktif karbon çıkışı) ve TO-2 ünitesi süzöntü çıkışında ölçülen katyon konsantrasyonları Şekil 3.128 - Şekil 3.131’de verilmiştir.



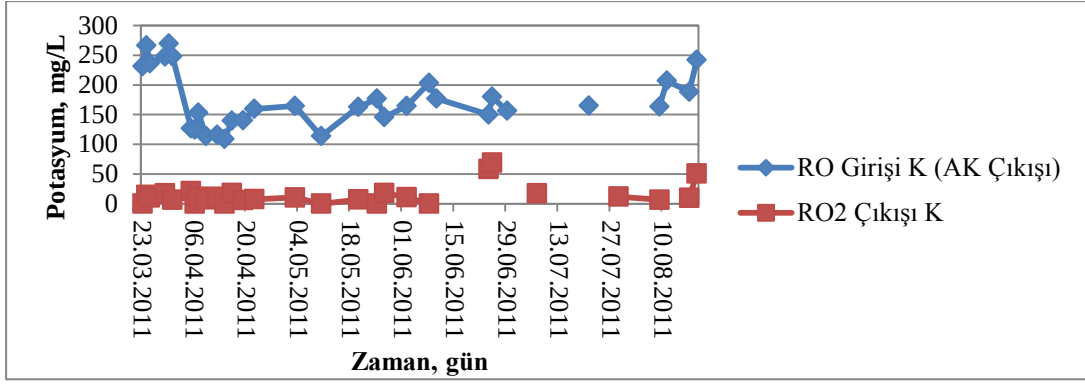
Şekil 3.128 : Ters osmoz ünitesi giriş i ve TO-2 ünitesi süzöntü çıkışında ölçülen Na konsantrasyonu.



Şekil 3.129 : Ters osmoz ünitesi girişi ve TO-2 ünitesi süzöntü çıkışında ölçülen Ca konsantrasyonu.



Şekil 3.130 : Ters osmoz ünitesi girişi ve TO-2 ünitesi süzöntü çıkışında ölçülen NH₄ konsantrasyonu.



Şekil 3.131 : Ters osmoz ünitesi girişi ve TO-2 ünitesi süzüntü çıkışında ölçülen K konsantrasyonu.

Şekil 3.128 - Şekil 3.131'den de görüleceği üzere, anyon gideriminde olduğu gibi ikinci kademe ters osmoz membranının katyon gideriminde de etkin bir şekilde çalıştığı söylenilebilir.

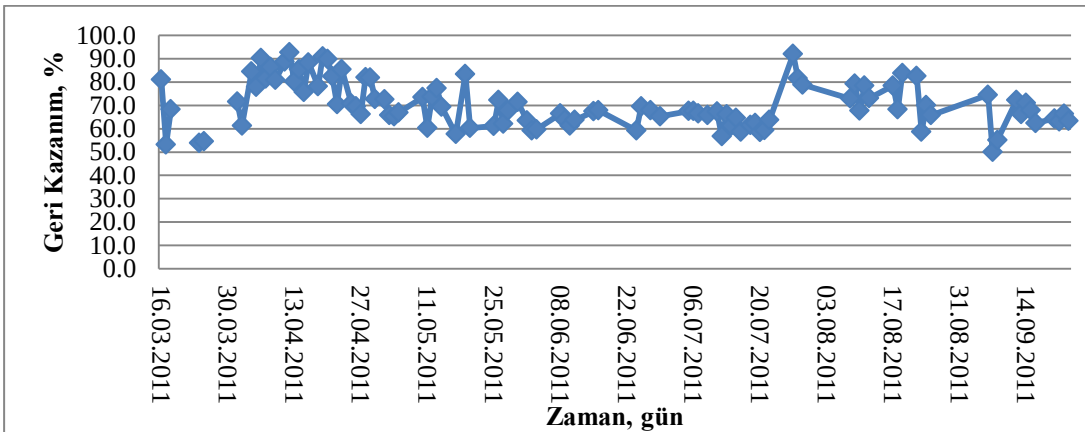
3.5 İleri Arıtma Toplam Süzüntü Çıkışının (TO-1 ve TO-2 karışımı)

Değerlendirilmesi

Bu bölümde, pilot tesisin çıkış akımından alınan numunelerde gerçekleştirilen deney ve analizlerin toplu sonuçları ve istatistiksel değerlendirmeleri verilmiştir. İstatistiksel sonuçlar, ilgili SKKY standartları (SKKY Tablo 11.03.) ile karşılaştırılmıştır.

3.5.1 Tesisin toplam geri kazanımı

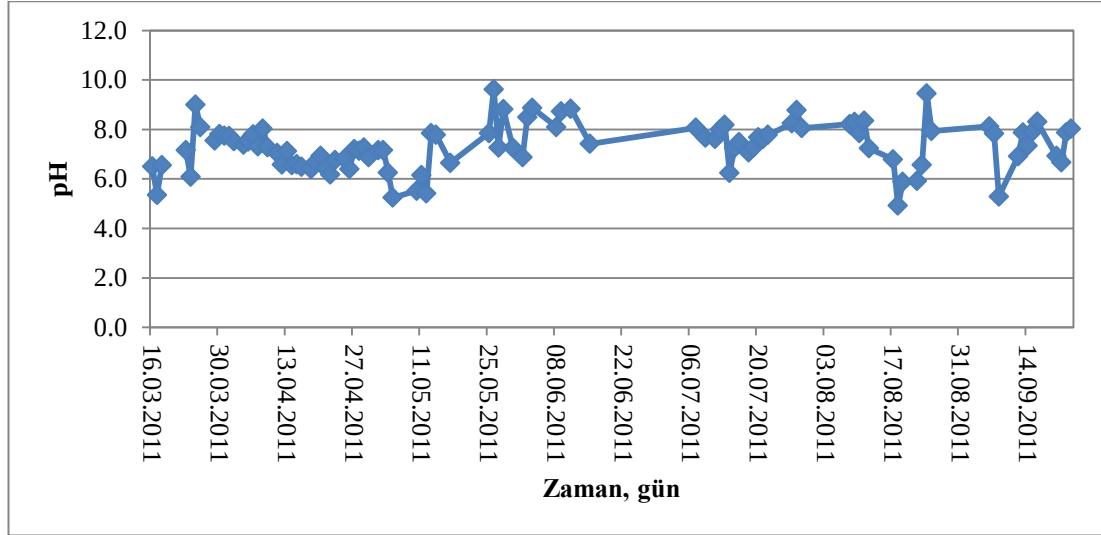
Tesisin toplam su geri kazanım oranı Şekil 3.132'de verilmiştir. Şekil 3.132'de görüldüğü üzere, tesisin toplam su geri kazanım oranları %60-%90 aralığında değişmiştir.



Şekil 3.132 : Toplam su geri kazanım oranları.

3.5.2 pH

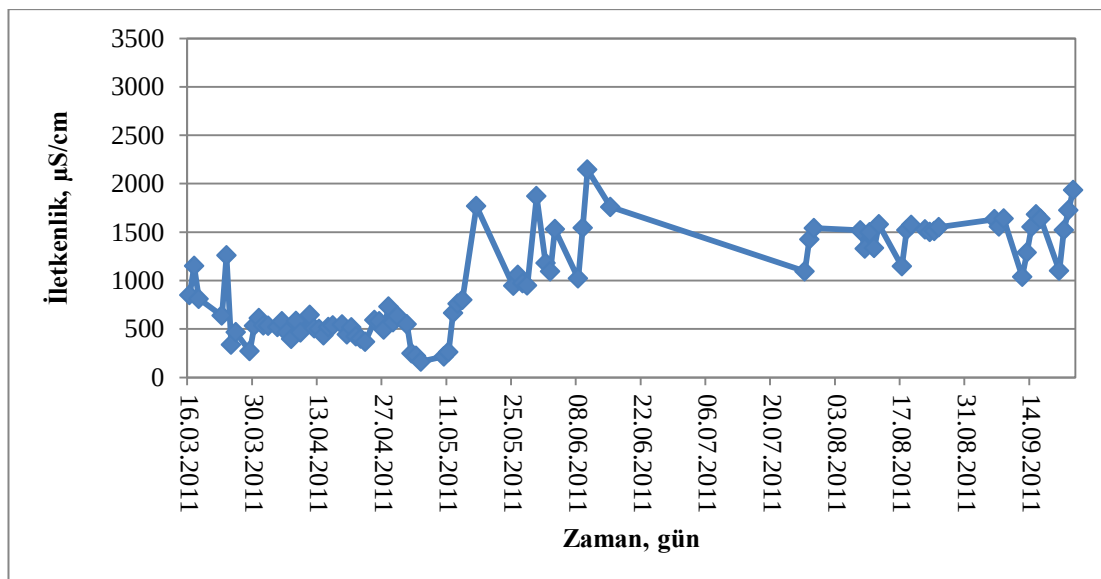
Çıkış suyuna ait pH değişimi Şekil 3.133’de verilmiştir. Şekil 3.133’den de görüldüğü üzere, çıkış suyu pH’ı 6-8,5 değerleri arasındadır. SKKY Tablo 11.03’e göre çıkış akımının pH değeri 6 ile 9 arasında olmalıdır. Çalışma periyodu boyunca, bu kriter sağlanmıştır.



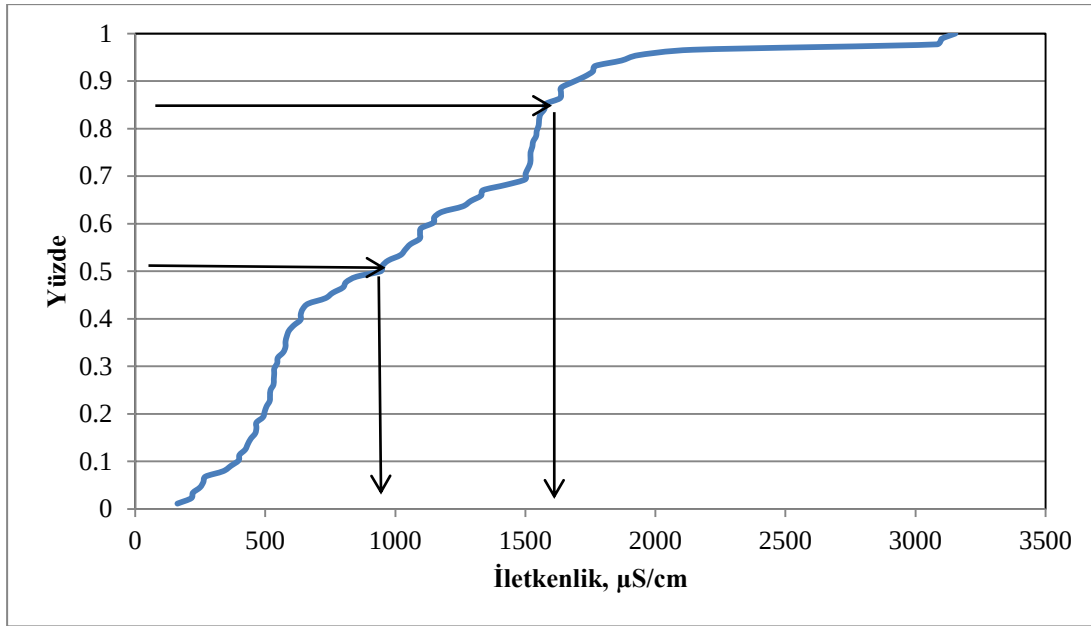
Şekil 3.133 : Çıkış suyuna ait pH değişimi.

3.5.3 İletkenlik

Çıkış suyuna ait iletkenlik değerleri Şekil 3.134’de verilmiştir. Şekil 3.135’e göre, %50 ihtimal ile çıkış iletkenliği 900 $\mu\text{S}/\text{cm}$ değerinde olmaktadır. Çıkış değerlerinin %86’sı ise 1600 $\mu\text{S}/\text{cm}$ ’nin altında bulunmaktadır.



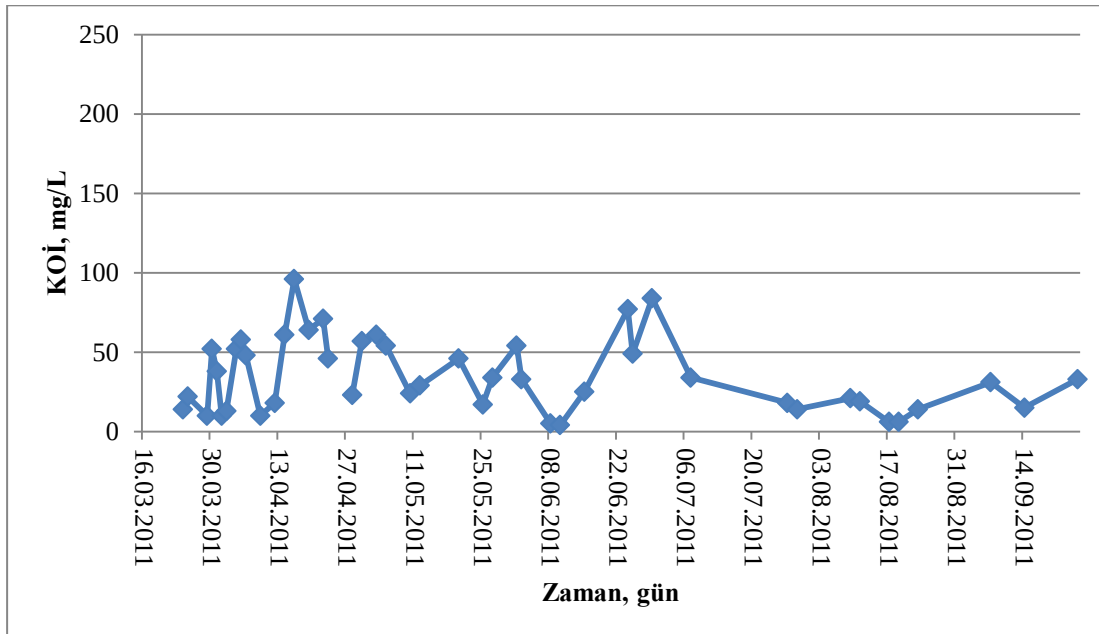
Şekil 3.134 : Çıkış suyuna ait iletkenlik değerleri.



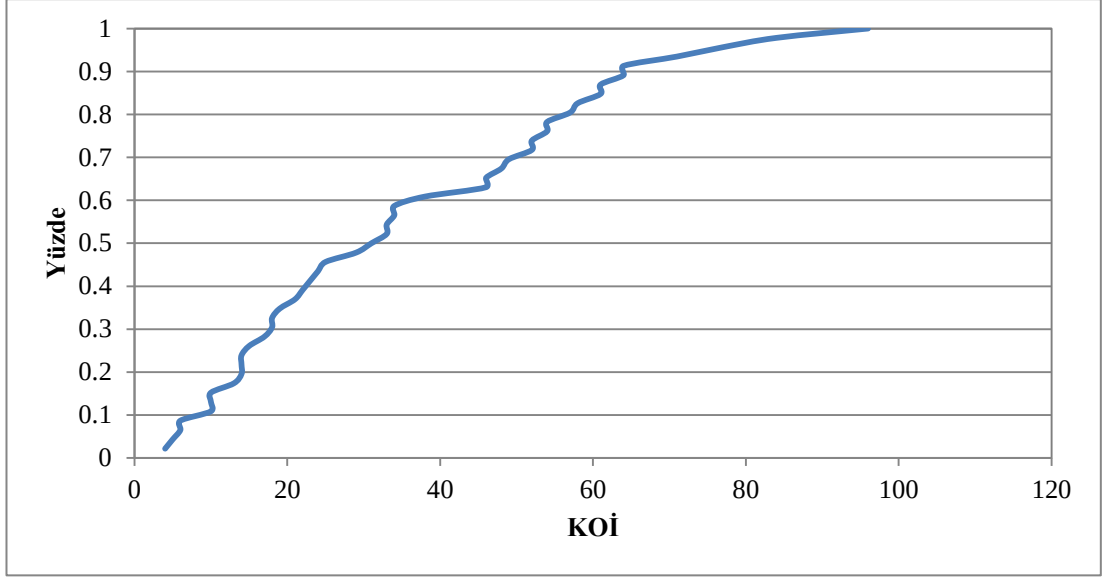
Şekil 3.135 : Çıkış suyuna ait iletkenlik eklenik grafiği.

3.5.4 KOİ

Çıkış suyuna ait KOİ ölçümleri ve eklenik grafiği Şekil 3.136 ve Şekil 3.137’de verilmiştir. Bu sonuçlara göre çıkışdaki KOİ değeri, 100 mg/L’nin altında kalmıştır. Elde edilen numunelerin % 50’si, 35’nin altında; % 86’sı ise 60 mg/L’nin altında elde edilmiştir.



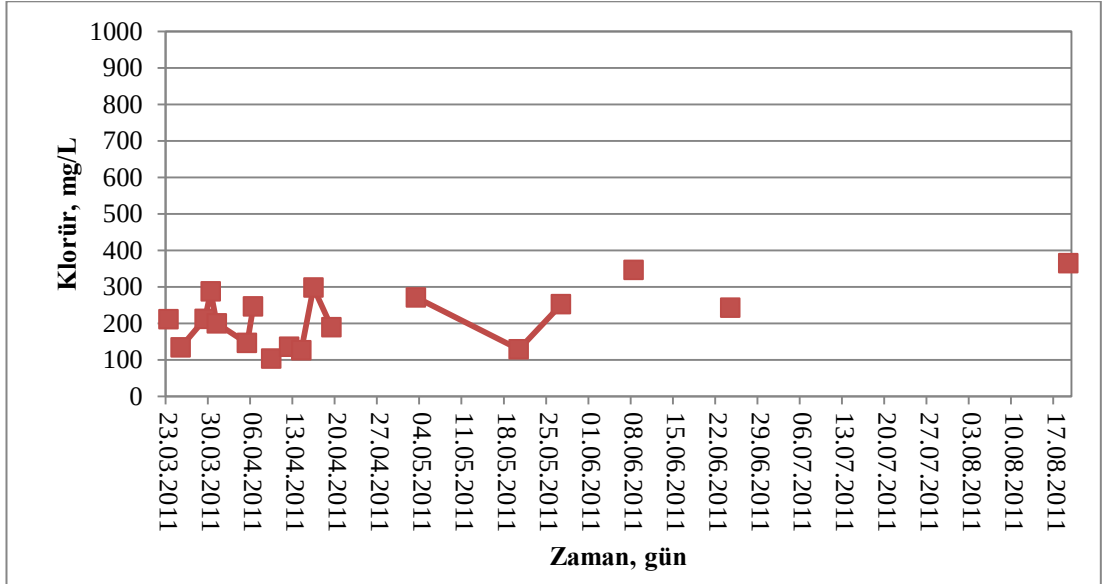
Şekil 3.136 : Çıkış suyuna ait KOİ konsantrasyonları.



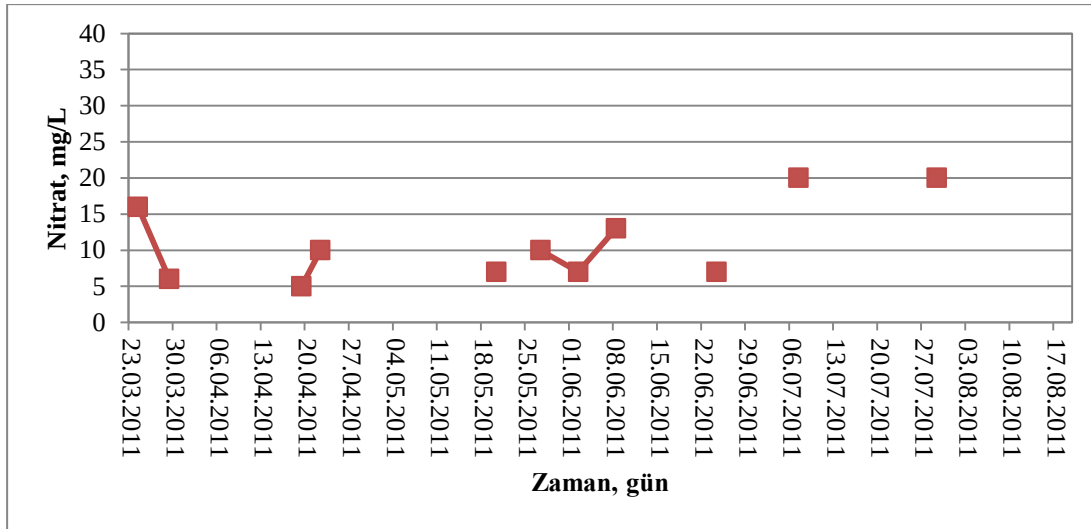
Şekil 3.137 : Çıkış suyuna ait KOİ eklenik grafiği.

3.5.5 Anyonlar

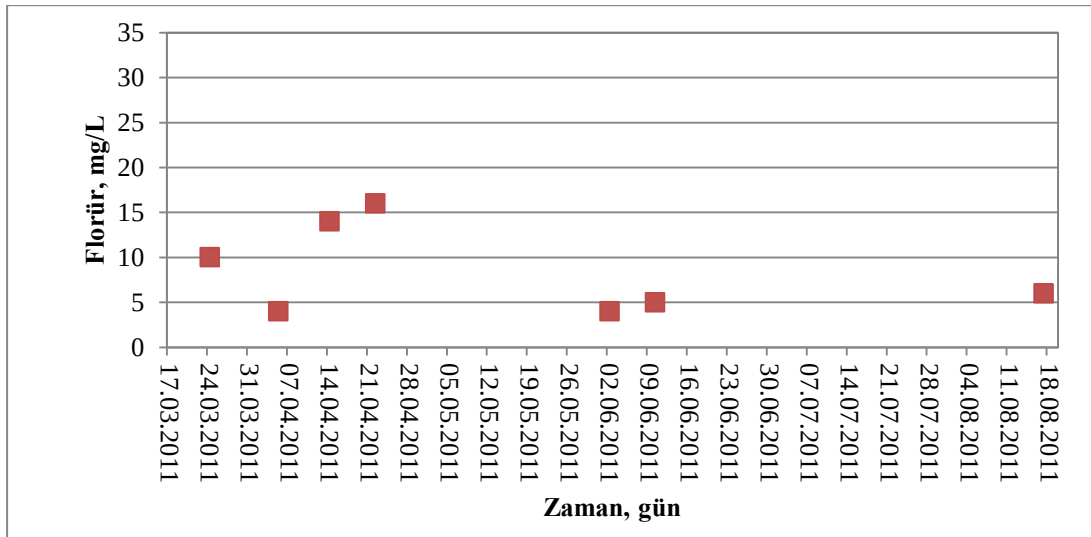
Çıkış suyunda ölçülen anyonların konsantrasyonları Şekil 3.138 - Şekil 3.141’de verilmiştir. Şekil 3.141’de çıkış suyunda sülfat konsantrasyonları 10 ile 40 mg/L arasında değişmektedir. SKKY Tablo 11.03.’e göre, sülfat konsantrasyonu 1700 mg/L’nin altında olmalıdır. Anyonların tümünde standartlar sağlanmaktadır.



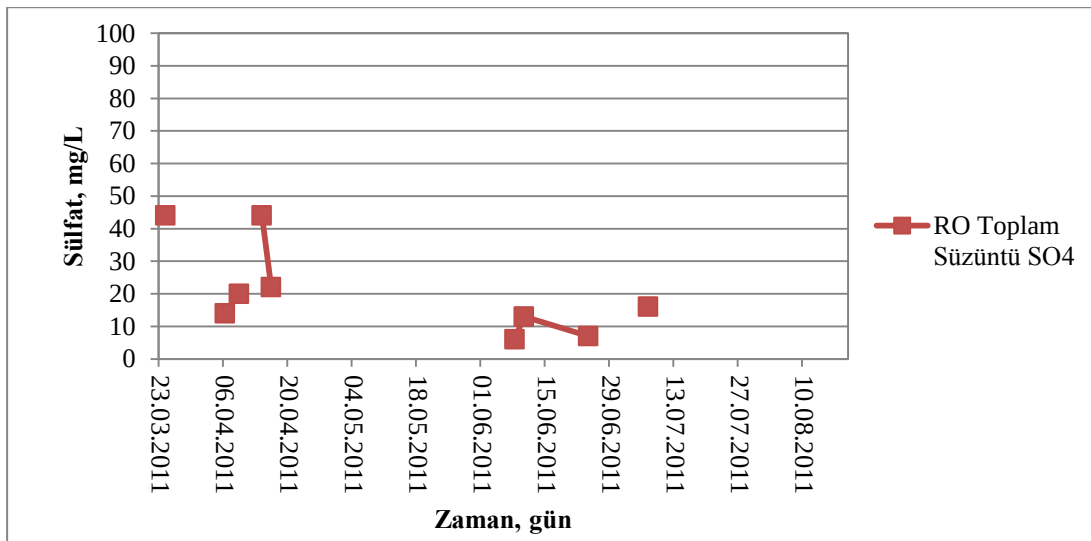
Şekil 3.138 : Çıkış suyunda ölçülen Cl konsantrasyonu.



Şekil 3.139 : Çıkış suyunda ölçülen NO₃ konsantrasyonu.



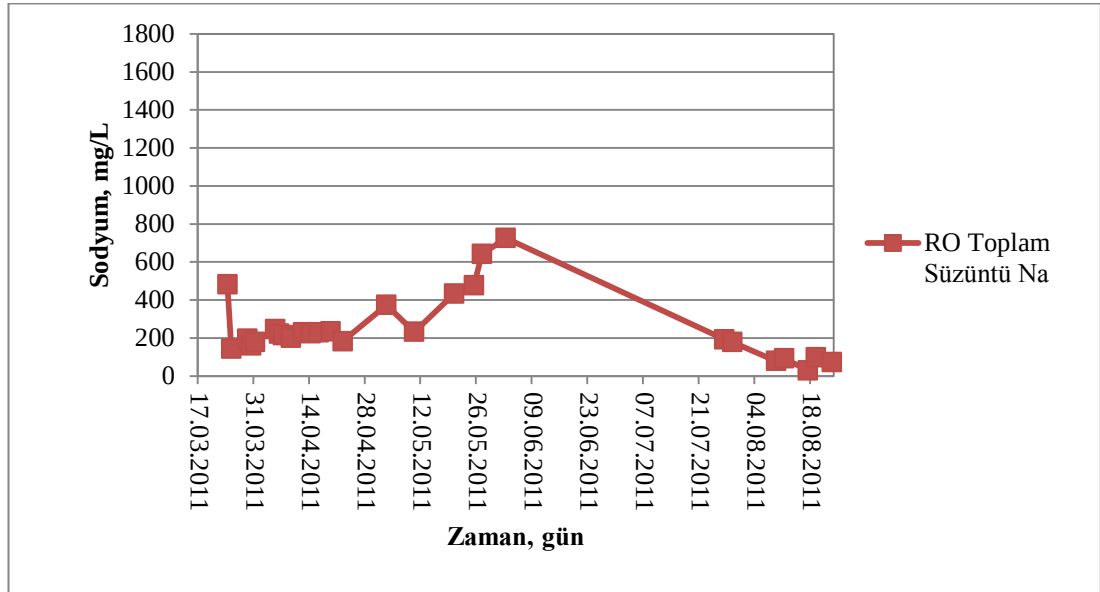
Şekil 3.140 : Çıkış suyunda ölçülen F konsantrasyonu.



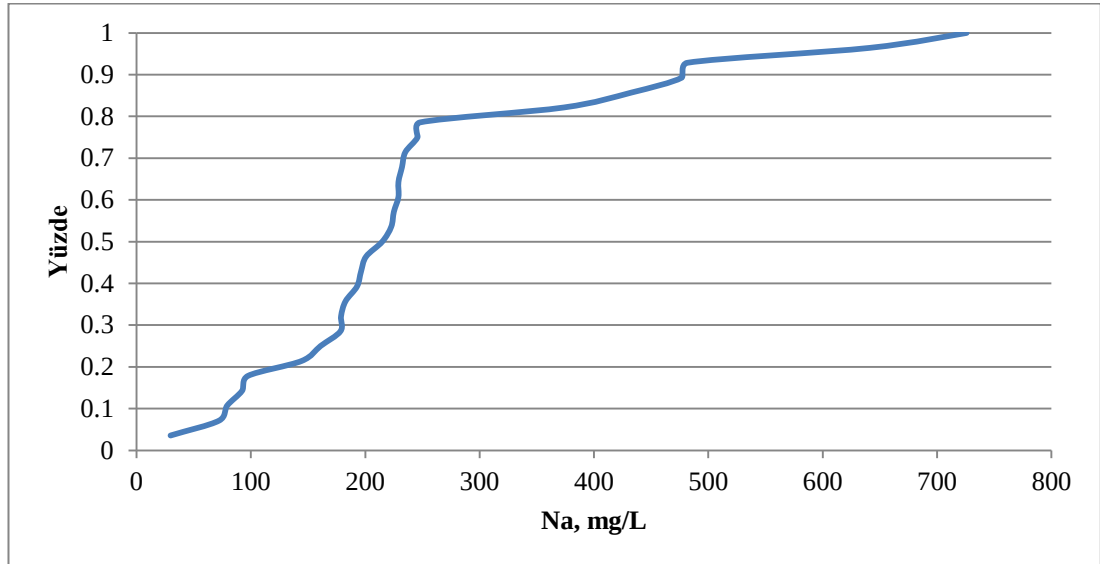
Şekil 3.141 : Çıkış suyunda ölçülen SO₄ konsantrasyonu.

3.5.6 Katyonlar

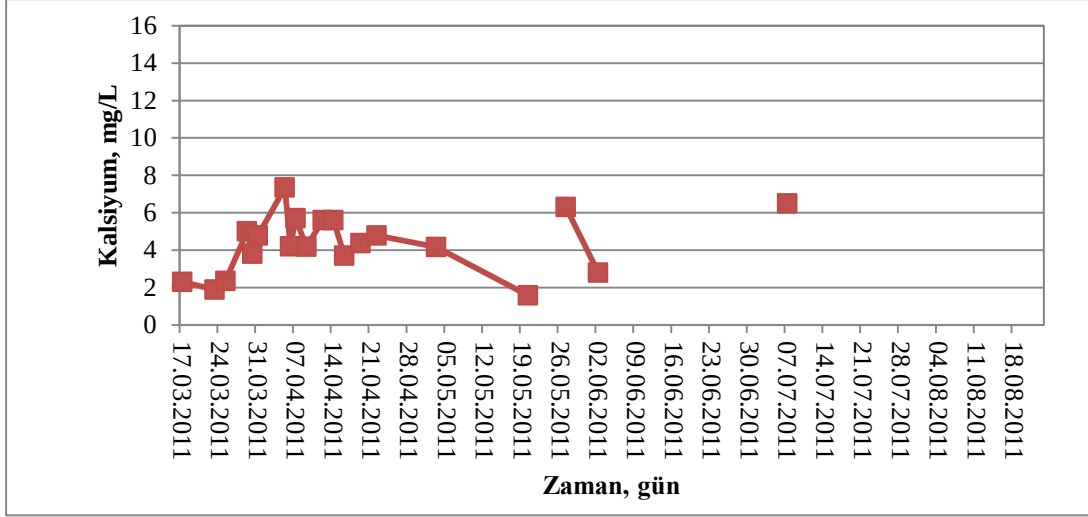
Çıkış suyunda ölçülen katyonların konsantrasyonları ve Na eklenik grafiği Şekil 3.142 - Şekil 3.146'da verilmiştir. SKKY Tablo 11.03.'e göre çıkış suyunda sodyum konsantrasyonu 250 mg/L'nin altında olmalıdır. İstatistiksel sonuçlara bakılır ise, tüm işletme periyodu boyunca elde edilen çıkış akımının değerlerininin %80'i 250 mg/L'nin altında seyretmiştir.



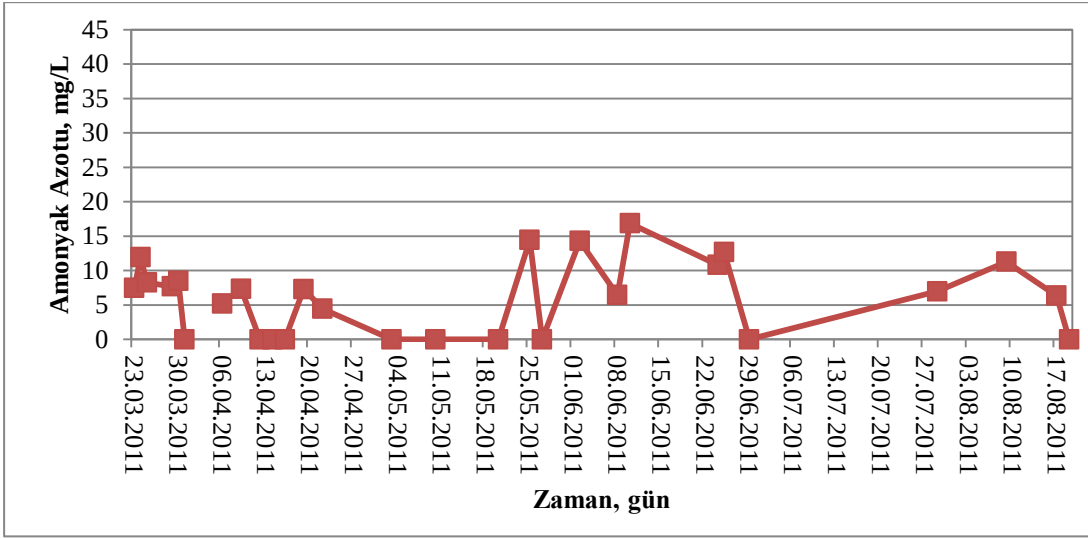
Şekil 3.142 : Çıkış suyunda ölçülen Na konsantrasyonu.



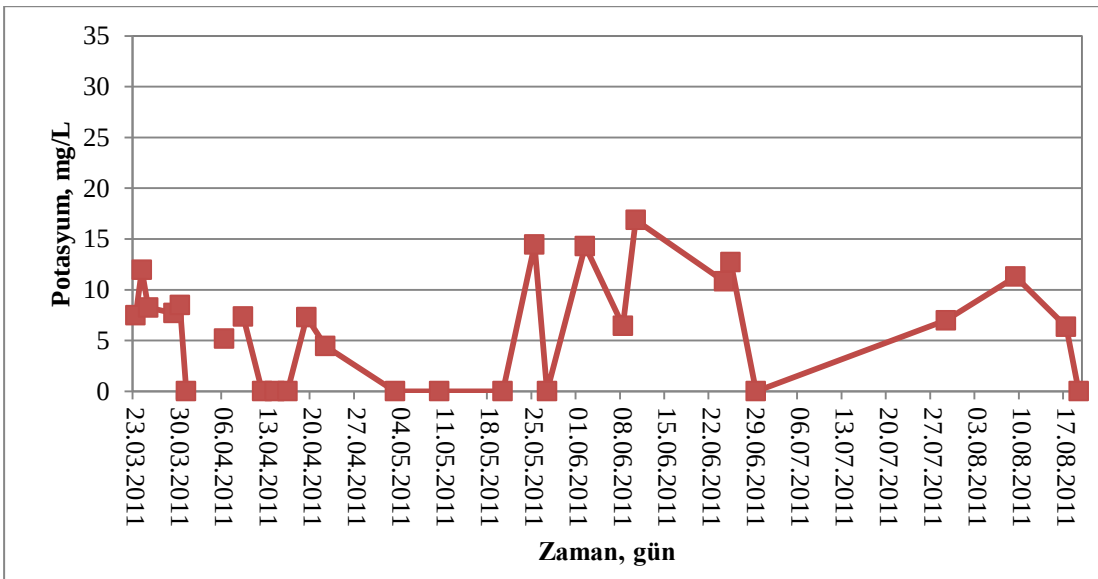
Şekil 3.143 : Çıkış suyuna ait Na eklenik grafiği.



Şekil 3.144 : Çıkış suyunda ölçülen Ca konsantrasyonu.



Şekil 3.145 : Çıkış suyunda ölçülen NH₄ konsantrasyonu.



Şekil 3.146 : Çıkış suyunda ölçülen K konsantrasyonu.

3.5.7 Ağır metaller

Pilot tesis çıkışında ölçülen ağır metaller, Çizelge 3.4’de verilmiştir. Buna göre, bütün değerler SKKY’de verilen standart değerlerin altında kalmıştır.

Çizelge 3.4 : Pilot tesis çıkışında elde edilen ağır metal konsantrasyonları.

Ölçülen Ağır Metaller	Birim	Analiz Sonuçları	
		Ortalama	Standart Sapma
S	mg/L	<0,05	-
Sr	mg/L	<0,01	-
Hg	mg/L	<0,0007	-
Pb	mg/L	<0,02	-
Cd	mg/L	<0,0001	-
Zn	mg/L	<0,02	-
Ni	mg/L	<0,008	-
Cu	mg/L	<0,01	-
Cr	mg/L	<0,0004	-
Fe	mg/L	<0,003	-

Çizelge 3.5’de çıkış suyunda ölçülen parametrelerin değişik zamanlardaki çeşitli giriş şartları için çıkış konsantrasyonlarının ortalamaları ve standart sapmaları toplu olarak verilmiştir. Buna göre, pilot tesisin geri devirli çalışıldığı dönemlerde, çıkış akımındaki sodyum konsantrasyonu bir miktar yüksek olmuştur. Ancak, geri devirli olarak çalışılmadığı dönemde ise 250 mg/L’nin çok altında sodyum konsantrasyonları elde edilmiştir. Bundan dolayı değerlendirme, son dönemde elde edilen sodyum konsantrasyonları ile yapılmıştır. Tablo 5.43’te ise SKKY Tablo 11.03.’te verilen parametrelerin, pilot tesis çıkışındaki ortalama ve standart sapma değerleri ile bunların yönetmelik ile karşılaştırılması verilmiştir. Çizelge 3.6’te de görüleceği üzere, deniz suyu ters osmoz membranı ile yapılan çalışmalarda, standart değerlerin altında kalınmıştır.

Çizelge 3.5 : Çıkış suyuna ait analiz parametrelerinin ortalamaları ve standart sapmaları.

Çalışma süresi	Analiz parametreleri										
	pH	İletkenlik (µS/cm)	KOl (mg/L)	TKN (mg/L)	TP (mg/L)	Na (mg/L)	Ca (mg/L)	K (mg/L)	NO ₃ (mg/L)	F (mg/L)	SO ₄ (mg/L)
Mart ayı	7,2±1,1	661±327	64±67	0,6	0,08	232±141	8±12	12±7	11±7	10	44
01-08 Nisan	7,6±0,3	516±65	36±23	0,83	0,08	228±16	6±2	-	-	-	14
09-19 Nisan	6,8±0,3	510±64		0,97	0,09	224±13	5±1	6±2	5	4	17±4
20 Nisan-09 Mayıs	6,7±0,6	463±167	50±36	1,1	0,03	278±135	4	11	10	14	44
10-20 Mayıs	6,6±0,9	540±279	59±25	0,7	0,07	332±142	2	3±4	25±28	21	-
21 Mayıs-07 Haziran	8,1±1,0*	1120±331*	33±12	0,9	0,05	615±127*	10±9	8	10	16	-
08 Haziran-03 Temmuz	8,3±0,7*	1441±380*	41±35	3,8	-	725*	-	-	7	-	-
4 Temmuz-16 Ağustos	7,5±0,5	1416±158	21±7	-	-	158±71	6	24±20	12±7	-	9±4
17 Ağustos-23 Eylül	7,2±1,1	1507±222	18±12	-	-	66±34	-	-	-	-	-

*Bu değerler bir membranın hasar görmesinden dolayı elde edilmiştir.

Çizelge 3.6 : Deniz suyu ve kuyu suyu membranları çıkış sularına ait analiz parametreleri ortalamaları, standart sapmaları ve SKKY standartları ile karşılaştırılması.

Analiz Parametreleri	Elde edilen sonuçların SKKY Tablo 11.03 ile karşılaştırılması					
	Deniz Suyu Membranı (TM810)			Kuyu Suyu Membranı (XLE)		
	Ortalama	Standart Sapma	SKKY Standardı	Ortalama	Standart Sapma	SKKY Standardı
pH	7,4	1	6 - 9	7,5	0,5	6 – 9
İletkenlik ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	1015	607	-	11996	1637	-
KOI (mg/L)	41	35	300	108	38	300
Sodyum (Na) (mg/L)	106	59	250	3505	3318	250
Serbest Klor (Cl) (mg/L)	-	-	0,3	-	-	0,3
SO ₄ (mg/L)	16		2000	-	-	2000
Demir (mg/L)	<0,03	-	10	<0,03	-	10
Fenoller (mg/L)	-	-	2	-	-	2
Toplam Siyanür (CN ⁻) (mg/L)	-	-	1	-	-	1
Sülfür (S ²⁻) (mg/L)	<0,05	-	2	<0,05	-	2
Civa (Hg) (mg/L)	< 0,0007	-	0,05	< 0,0007	-	0,05
Kadmiyum (Cd) (mg/L)	< 0,001	-	0,15	< 0,001	-	0,15
Çinko (Zn) (mg/L)	< 0,02	-	1	< 0,02	-	1
Kurşun (Pb) (mg/L)	< 0,02	-	1	< 0,02	-	1
Krom (Cr ⁺⁶) (mg/L)	< 0,004	-	0,5	< 0,004	-	0,5
Bakır (Cu) (mg/L)	< 0,01	-	1	< 0,01	-	1
Hidrokarbonlar (mg/L)	-	-	15	-	-	15

3.6 Pilot Arıtma Tesisi İşletme Maliyetinin Belirlenmesi

Pilot arıtma tesisinin işletme maliyeti, aşağıdaki işletme kalemlerinden oluşmaktadır:

- Elektrik enerjisi
- Kimyasal sarfıyatı
- Membran değişimi
- İşçilik

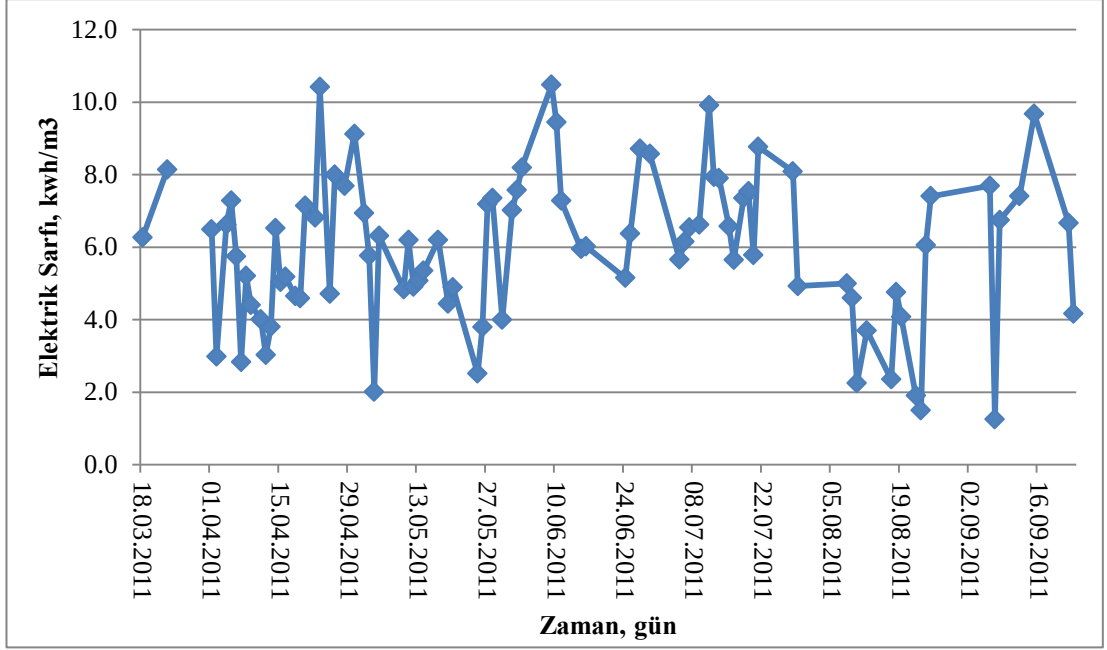
Bu işletme maliyeti kalemleri aşağıda daha detaylı olarak açıklanmıştır. Bu dört harcama kalemine ek olarak, bakım ve onarım giderleri ile bilinmeyen giderler de toplam işletme maliyetinin hesabında göz önüne alınmıştır. Bu hesaplamalarda arıtma tesisinin kapasitesinin üretim atıksuyu debisinin iki katı olduğundan yola çıkılarak;

$$Q=145 \text{ m}^3/\text{gün} *2=290 \text{ m}^3/\text{gün} \approx 300 \text{ m}^3/\text{gün}$$

kapasiteli bir sistem için çalışma yapılmıştır.

3.6.1 Elektrik enerjisi

Pilot ölçekli sistemdeki enerji maliyeti; ön arıtma, ön filtrasyon ve ters osmoz sistemlerinde kullanılan enerjiden kaynaklanmaktadır. 8 aylık çalışma boyunca harcanan elektrik enerjisinin birim m^3 arıtılmış suya göre değişimi, Şekil 3.147’de verilmiştir. Buna göre, tesisin sekiz aylık ortalama elektrik enerjisi sarfıyatı $5,7 \text{ kwh}/\text{m}^3$ olmuştur. Bu toplam sarfıyatın $1 \text{ kwh}/\text{m}^3$ ‘lük kısmı ön arıtmadan (ham su pompaları, ön filtrasyon pompaları) gelmektedir. Bu durumda, ters osmoz kısmının harcadığı enerji yaklaşık olarak $4,7 \text{ kwh}/\text{m}^3$ olmaktadır. Yüksek basınçlı ters osmoz sistemlerinde enerji geri kazanım ünitesi olmaktadır. Bu çalışma pilot ölçekli olduğu için enerji geri kazanım ünitesi yerleştirilmemiştir.



Şekil 3.147 : Arıtılmış birim m³ su başına sarfedilen elektrik miktarındaki değişim.

Enerji geri kazanım ünitesi de olması durumunda, yaklaşık olarak %50’lik enerji geri kazanımı ile ters osmoz sisteminin elektrik sarfıyatı;

$$=4,7 \text{ kwh/m}^3 /2=2,35 \text{ kwh/m}^3$$

olacaktır. Bu durumda birim arıtılmış su başına toplam enerji sarfıyatı;

$$= 2,35 \text{ kwh/m}^3 + 1 \text{ kwh/m}^3 = 3,35 \text{ kwh/m}^3$$

olarak hesaplanmaktadır. Enerji maliyetinin sanayi için daha düşük olduğu ve TPAO’nun düşük maliyetli enerji tüketiminden yola çıkarak birim enerji tüketim maliyeti 10 kuruş/kwh kabul edilmiştir. Buna göre birim elektrik enerjisi maliyeti;

$$= 0,1 \text{ TL/kwh} * 3,35 \text{ kwh/m}^3 = 0,335 \text{ TL/m}^3$$

olmaktadır. 300 m³/gün kapasiteli bir tesisin yıllık enerji sarfıyatı ise;

$$=300 \text{ m}^3/\text{gün} * 365 \text{ gün/yıl} * 0,335 \text{ TL/m}^3 = 37000 \text{ TL/yıl} \text{ olmaktadır.}$$

3.6.2 Kimyasal madde maliyeti

Pilot sistemde kimyasal madde kullanılan yerler, ön çöktürme girişinde pH arttırımı için baz (NaOH), polielektrolit, sonrasında pH ayarlamak için asit (HCl), ters osmoz sistemi öncesinde antiskalanttır. Bütün bu kullanımların maliyeti aşağıda açıklanmıştır.

3.6.2.1 Antiskalant kullanımı

Çalışma boyunca 6 mg/L konsantrasyonda olacak şekilde antiskalant uygulanması yapılmıştır.

$Q=300 \text{ m}^3/\text{gün}$ için günlük uygulanan miktar;

$$=6 \text{ mg/L} * 300000 \text{ L/gün} * 10^{-3} \text{ m}^3/\text{L} * 10^{-6} \text{ kg/mg} = 1,8 \text{ kg/gün}$$

olarak hesaplanmaktadır. Antiskalant fiyatı 3 TL/kg olduğundan yola çıkılarak yıllık antiskalant maliyeti;

$$=3\text{TL/kg} * 1,8\text{kg/gün} * 365 \text{ gün/yıl} \approx 2000\text{TL/yıl}$$
 olmaktadır.

3.6.2.2 Membran yıkama kimyasal maliyeti

Membranların kimyasal olarak yıkanmasında, 25 gr/L olacak şekilde ayrı ayrı asit ve bazik kimyasal yıkama kimyasalları kullanılmıştır. Yılda 4 defa (her 3 ayda bir) membranların kimyasal olarak yıkanacağı kabul edilmiştir. Her yıkamada 5 m³'lük kimyasal yıkama çözeltisi hazırlanacaktır. Buna göre her yıkamada kullanılan kimyasal madde miktarı;

$$=25 \text{ gr/L} * 5\text{m}^3 * 10^{-3} \text{ L/m}^3 = 125 \text{ kg/1 yıkama}$$

kimyasal madde kullanılmaktadır. Yılda 4 kez, asit ve baz için ayrı ayrı yıkama yapılır ise, yıllık kimyasal yıkama maliyeti;

$$=125 \text{ kg/yıkama} * 4 \text{ yıkama/yıl} * 2(\text{Asit ve Baz için}) * 10 \text{ TL/kg} = 10000 \text{ TL/yıl}$$

olmaktadır.

3.6.2.3 Asit, baz ve polielektrolit toplam maliyet

Pilot sistemi ile yapılan çalışma sırasında asit, baz ve polielektrolit için toplam olarak 0,8 TL/m³ olacak şekilde bir kimyasal sarf malzeme harcaması olmuştur. Bunun yüksek olmasının nedeni pH'nın kimyasal çöktürme girişinde 9,5-10 aralığına yükseltilmesi, burada polielektrolit ilave edilmesi ve sonrasında pH'ın tekrardan düşürülmesi için asit ilave edilmesidir. Daha büyük sistemlerde bu birim maliyet daha da aşağıya düşecektir. Yaklaşık olarak %30 civarında bir azalma olacağından yola çıkılır ise yıllık asit, baz ve polielektrolit maliyeti;

$$= 0,8 \text{ TL/m}^3 * 300 \text{ m}^3/\text{gün} * 365 \text{ gün/yıl} * 0,70 \approx 61000 \text{ TL/yıl}$$

olarak hesaplanmaktadır.

3.6.2.4 Aktif karbon yenileme maliyeti

Aktif karbon maliyeti 2,5€/2kg (veya 2,5€/L)'dir. 300 m³/gün'lük debi için yaklaşık olarak 500 litrelik hacmi kaplayacak aktif karbon ihtiyacı söz konusudur. 500 litrelik aktif karbon maliyeti ise 1250€'dur. Aktif karbonun yılda bir kez değiştirildiği kabul edilir ise yıllık aktif karbon maliyeti

$$=1250 \text{ €/yıl}=3125 \text{ TL/yıl}$$

olmaktadır.

3.6.2.5 Toplam kimyasal maliyeti

Yukarıda belirtilen kimyasal maddelerin 300 m³/gün debili bir sistem için yıllık maliyeti;

$$=2000+10000+61000+3125=76000 \text{ TL/yıl}$$

olarak bulunmaktadır.

3.6.3 Membran değişim maliyeti

Sistemde kullanılan tüm membranların 2 yılda bir değiştirildiği kabul edilmiştir. Ters osmoz membranlarının maliyeti 75 \$/3m² (1 adet 8" modül)'dir.

Gerekli membran alanı $Q=300 \text{ m}^3/\text{gün}$ 'lük bir debi için (Akı deneysel çalışma sonuçlarına göre $J=12 \text{ L/m}^2.\text{st}$ kabul edilirse) gerekli membran alanı;

$$=12500 \text{ L/st} / 12 \text{ L/m}^2.\text{st} \approx 1040 \text{ m}^2$$

olarak hesaplanmaktadır. 34 m²'lik membran alanına sahip 8 inç'lik modül sayısı ise

$$=1040/34=31$$

olarak bulunmaktadır. Buna göre membran maliyeti ise;

$$=31 \text{ modül} * 750 \text{ \$/modül} * 1,9 \text{ TL/\$}=44000 \text{ TL/2yıl}$$

Yıllık Toplam Membran Maliyeti ise

$$=44000 \text{ TL/2}=22000 \text{ TL/yıl}$$

olmaktadır.

3.6.4 İşçilik maliyeti

Tesis, bir mühendis tarafından kontrol edilmektedir. Aylık maliyeti (sigorta dahil) 4000 TL olarak düşünülürse yıllık işçilik maliyeti;

$$=4000 \text{ TL/ay} \times 12 \text{ ay} = 48000 \text{ TL/yıl}$$

olmaktadır.

3.6.5 Bakım ve onarım maliyetleri

Toplam işletme maliyetinin %10'u kabul edilmiştir. Buna göre toplam yıllık bakım & onarım maliyeti;

$$=(37000+76000+22000+48000) \text{ TL/yıl} \times 0,10 \approx 18000 \text{ TL/yıl}$$

olmaktadır.

3.6.6 Bilinmeyen giderler

Toplam işletme maliyetinin %10'u olarak kabul edilmiştir. Bu kalem de yaklaşık olarak 18000 TL/yıl olarak hesaplanabilir.

3.6.7 Toplam işletme maliyeti

Yukarıda yapılmış olan hesaplara göre yıllık toplam İşletme maliyeti;

$$=(37000+76000+22000+48000+18000+18000) \text{ TL/yıl}$$

$$\approx 219000 \text{ TL/yıl}$$

$$\approx 125000 \text{ \$/yıl} \quad (1 \text{ USD}=1.75 \text{ TL (Ocak 2012)})$$

olmaktadır. Buna göre birim arıtma maliyeti;

$$\approx 1.14 \text{ \$/m}^3$$

olarak elde edilmektedir.

4. PETROL VE DOĞAL GAZ ÜRETİM ATIKSUYU YÖNETİM MODELİ

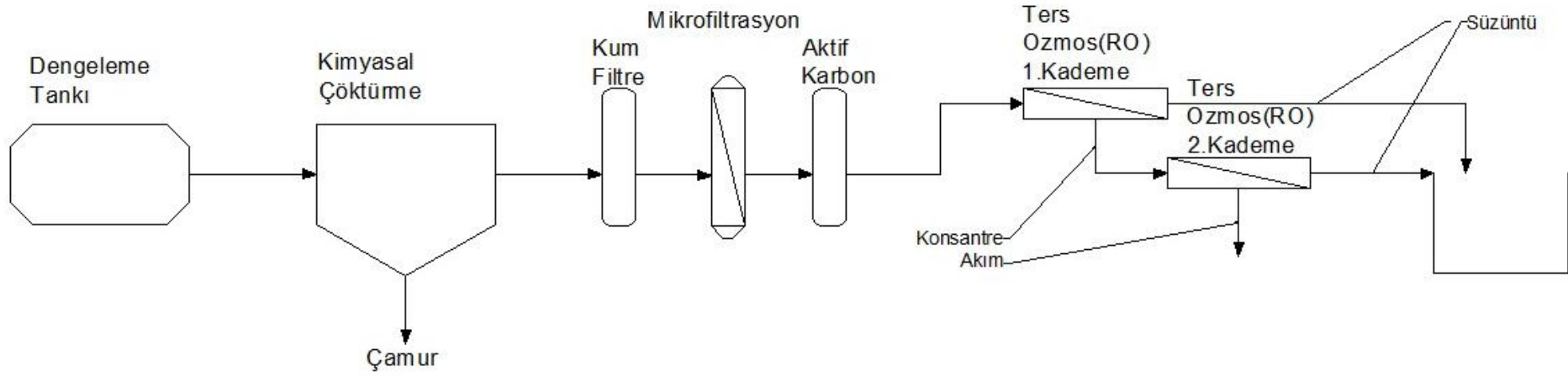
Bu çalışmada, laboratuvar ölçekli ve pilot ölçekli arıtılabilirlik deneyleri sonuçlarına göre, petrol ve doğal gaz üretim sahalarında oluşan üretim atıksularının arıtılıp, Su Kirlenmesi Kontrolü Yönetmeliği Tablo 11.03.'teki limit değerleri sağlayacak şekilde alıcı ortama deşarjı için en uygun atıksu yönetim modelinin ortaya konulması hedeflenmiştir.

Laboratuvar ve pilot ölçekli olarak yapılan deneysel çalışmalar sonucunda elde edilen en uygun üretim atıksuyu arıtma tesisi akım şeması, Şekil 4.1.'de verilmiştir. Buna göre, polielektrolit ile yüksek pH (pH=9.5-10)'da kimyasal çöktürme ile ön arıtma sonrasında, ön filtrasyon (kum filtre + 0.2 µm mikروفiltrasyon + aktif karbon) aşamalarından geçen üretim atıksuyu, nihai arıtma olarak ters osmoz membranları ile arıtılmaktadır. Ters osmoz ile arıtma sonrasında, Su Kirlenmesi Kontrolü Yönetmeliği Tablo 11.03.'teki limit değerleri sağlayacak kalitede arıtılmış su elde edilmektedir.

4.1 Atıksu Yönetimi

TPAO'nun Trakya Bölge Müdürlüğünde 100'ün üzerinde petrol ve doğal gaz üretim kuyusu bulunmaktadır. Bunlardan, Vakıflar sahasındaki kuyular petrol + doğal gaz üretimi, Deveçatak ve K. Osmancık kuyularında sadece petrol, diğer kuyularda ise sadece doğal gaz üretimi yapılmaktadır.

Bu kuyular çok geniş bir alana yayılmış olmakla birlikte, genel itibari ile dört ana alanda toplanabilir. Bunlar, Devreçatağı, K. Osmancık ve yakın formasyonlar (1. Bölge), Hamitabat ve yakın çevresindeki formasyonlar (2. Bölge), Vakıflar ve yakın çevresindeki formasyonlar (3. Bölge) ve son olarak Karaçalı ve yakın bölgesindeki formasyonlar (4. Bölge)'dir. Bu dört ana bölgedeki atıksuların arıtılıp alıcı ortama deşarj edilmesi gerekmektedir (Çizelge 4.1).



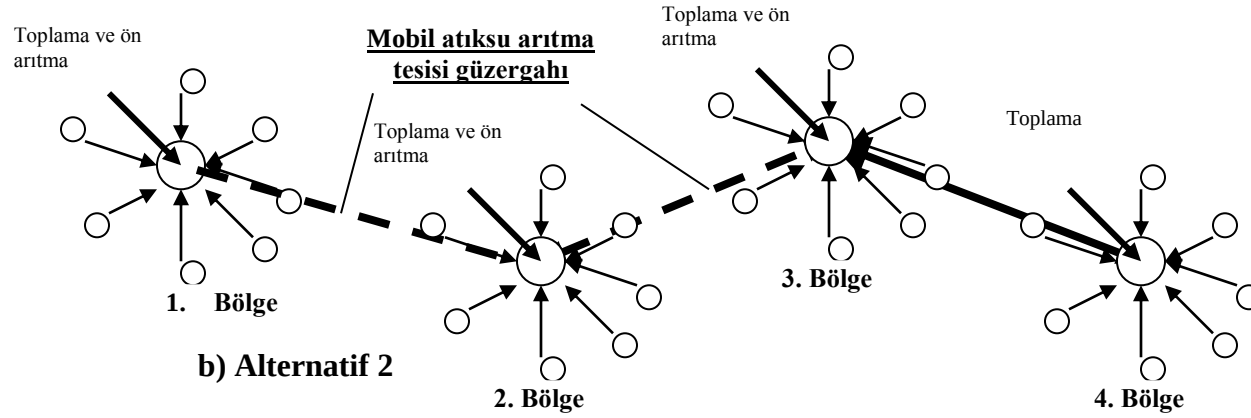
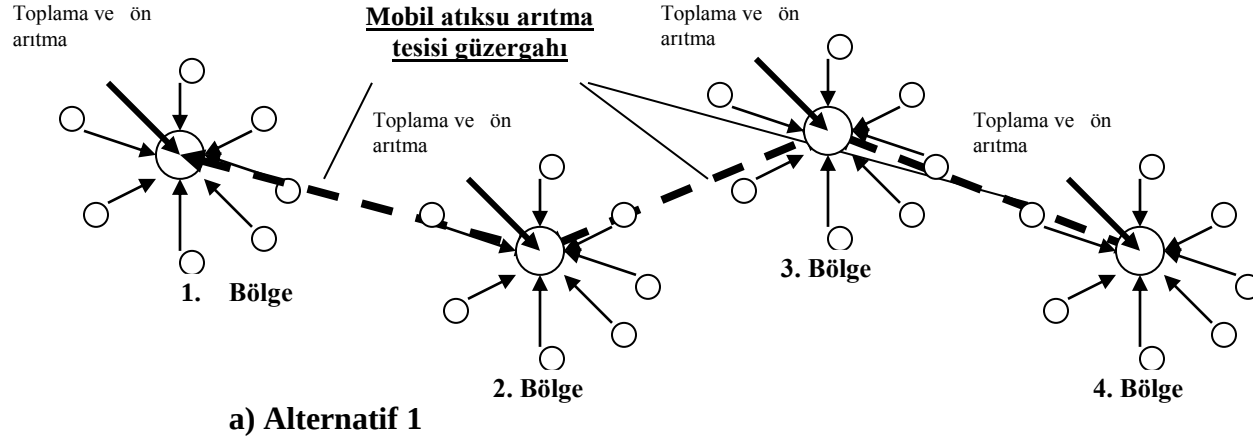
Şekil 4.1 : Petrol ve doğal gaz üretim atıksuyu arıtma tesisi akış diyagramı.

Çizelge 4.1 : Ana toplama sahaları ve debileri

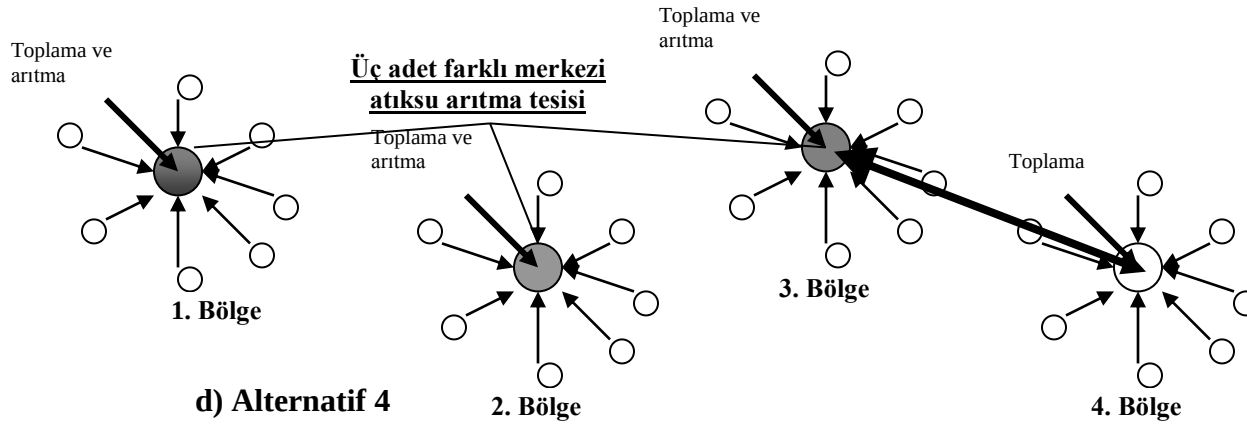
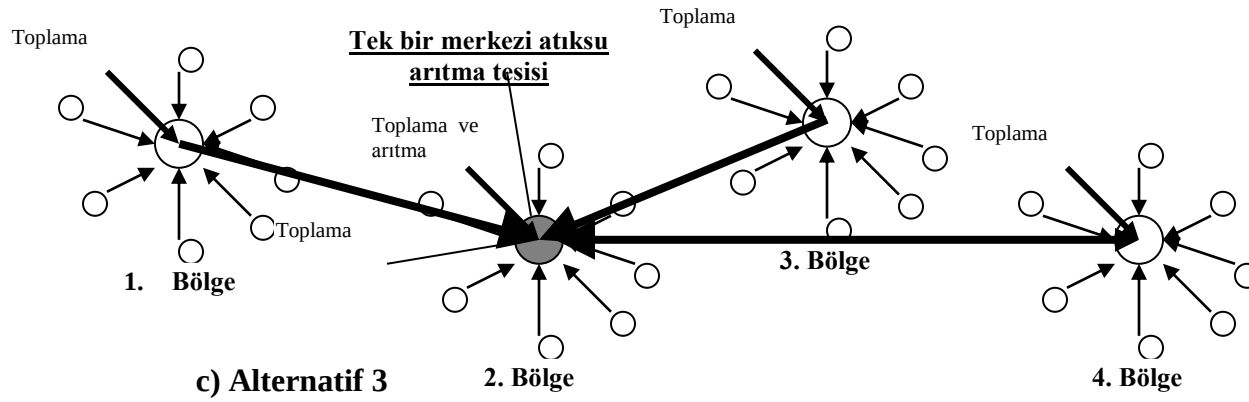
Bölge no	Sahalar	Ana toplama kuyusu	Ana toplam kuyusuna ulaşacak toplam debi (m ³ /gün)
1	Deveçatağı + K. Osmancık	K. Osmancık	80
2	Kumrular + Hamitabat + Umurca	Hamitabat	50
3	Vakıflar + Sevindik	Vakıflar	10
4	Karacalı + G. Karaçalı + Değirmenköy	G. Karaçalı	5
Toplam			145

Bu dört bölge için Şekil 4.2’de verilen dört değişik atıksu yönetim modeli ortaya konmuştur. Alternatif 1’e göre, bir adet mobil bir atıksu arıtma sistemi olup, dört ana bölge arasında hareket ederek, yakın kuyulardan ana bölgelere taşınmış olan üretim atıksuyunun, ana bölgelerde mobil arıtma tesisi ile arıtılması ön görülmektedir (Şekil 4.2a).

Alternatif 2’de, bir adet mobil atıksu arıtma sistemi olup, mobil arıtma tesisi üç ana bölge arasında (1., 2. ve 3. ana bölgeler arasında) hareket etmekte ve bu bölgelerdeki atıksuyu arıtmakta, G. Karaçalı ve yakın çevresindeki (4. Bölge) üretim atıksuları, Vakıflar (3. Bölge) bölgesine tankerler ile taşınmaktadır (Şekil 4.2b). Alternatif 3’de mobil bir arıtma tesisi olmayıp, bir adet merkezi atıksu arıtma sistemi olup, 1., 3. ve 4. ana bölgelerdeki atıksular tankerler ile 2. ana bölgede (Hamitabat bölgesi) yerleştirilmiş merkezi bir atıksu arıtma tesisine taşınmakta ve burada bütün atıksular toplu bir biçimde arıtılmaktadır (Şekil 4.2c).



Şekil 4.2 : Petrol ve doğal gaz üretim atıksuyu yönetim modelleri.



Şekil 4.2 : Petrol ve doğal gaz üretim atıksuyu yönetim modelleri.(Devam).

Alternatif 4’de mobil bir arıtma tesisi olmayıp, üç adet merkezi atıksu arıtma sistemi olup, K. Osmancık (1. Bölge), Hamitabat (2. Bölge) ve Vakıflar (3. Bölge) kuyularına yerleştirilecek merkezi atıksu arıtma tesisi ile üretim atıksuları yerinde arıtılacak, G. Karaçalı ve yakın çevresindeki (4. Bölge) üretim atıksuları, Vakıflar (3. Bölge) bölgesine tankerler ile taşınmaktadır (Şekil 4.2.d.).

4.1.1 Alternatif 1: Üretim atıksularının küçük debili olanlarının dört ana noktada toplanması ve mobil atıksu arıtma tesisi ile arıtımı

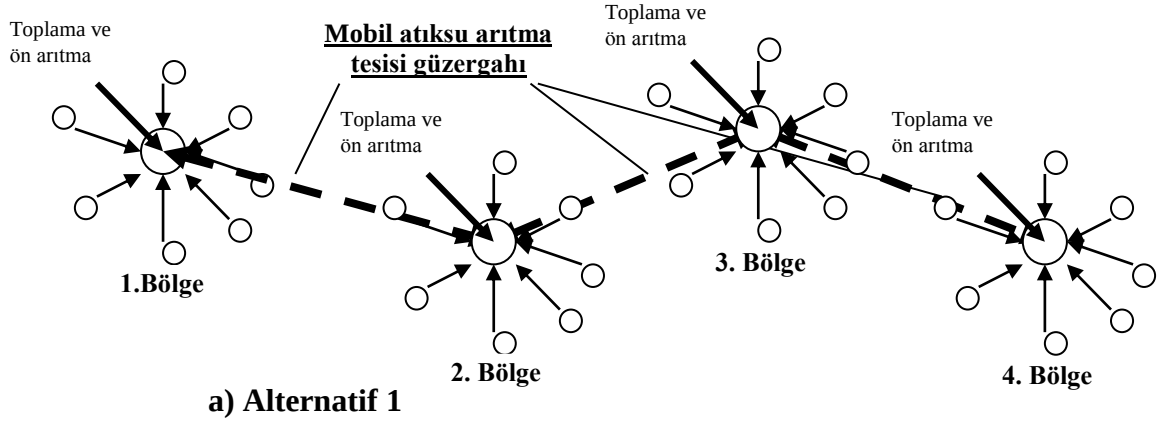
Üretim kuyularının büyük bir alana yayıldığı görülmektedir. Yukarıda Deveçatağı ve K. Osmancık bölgesi vardır. Onun altında, Kumrular, Hamitabat ve Umurca bölgeleri gelmektedir. Daha da altta ise Vakıflar ve Sevindik kuyuları vardır. En altta ise Karaçalı, G. Karaçalı ve Değirmenköy kuyuları bulunmaktadır. Atıksuların toplanacağı ana bölgeleri, kuyuların birbirlerine olan mesafelerine göre 4 değişik yerde toplamak mümkündür. Buna göre atıksuların toplanacağı ana bölgeler Çizelge 4.2.’de verilmiştir. Ana toplama bölgesine ulaşacak toplam debi, o bölge içerisindeki kuyuların atıksu debilerinin toplamından oluşmaktadır.

Çizelge 4.2 : Alternatif 1 için üretim atıksuyu ana toplama bölgeleri

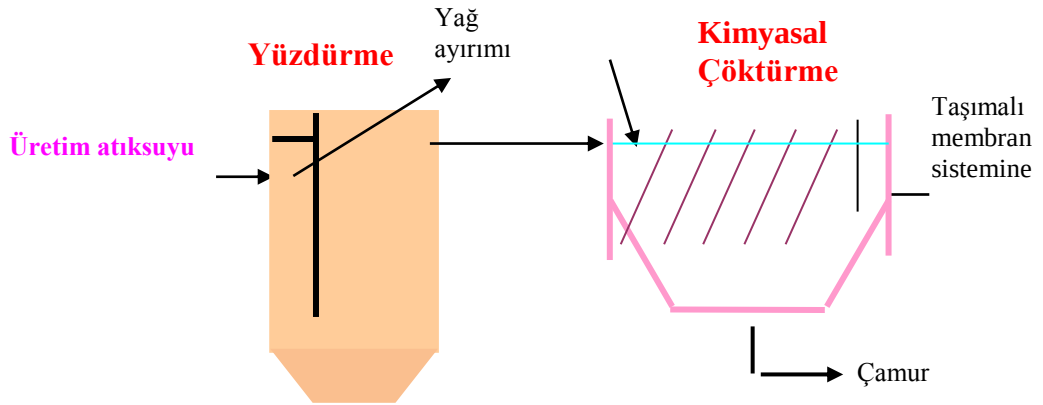
Bölge no	Sahalar	Ana toplama kuyusu	Ana toplam kuyusuna ulaşacak toplam debi (m ³ /gün)
1	Deveçatağı + K. Osmancık	K. Osmancık	80
2	Kumrular + Hamitabat + Umurca	Hamitabat	50
3	Vakıflar + Sevindik	Vakıflar	10
4	Karacalı + G. Karaçalı + Değirmenköy	G. Karaçalı	5

Çizelge 4.1.’den de görüleceği üzere, günlük en büyük debi 80 m³/gün ile 1 nolu K. Osmancık ana toplama bölgesinden oluşmaktadır. Bu dört ayrı bölgede toplanacak atıksular, yerinde bir ön arıtmadan sonra (Kimyasal ön çöktürme), Kum filtre + MF + aktif karbon + TO sisteminden oluşan seyyar bir arıtma sistemi ile arıtılacaktır (Şekil 4.3). Ayrıca, atıksular küçük debilerden oluştuğu için her bir kuyu başında, atıksuyun toplandığı bir tank olacaktır. Belli sürelerde bu tanklarda toplanan atıksular, ana toplama bölgelerine taşınacaktır. Her bir ana bölgede bulunması gereken ön arıtma birimleri, yüksek pH (pH=9.5-10)’da arıtım gerçekleştirecek polielektrolit ilaveli kimyasal çöktürmedir. Deveçatak ve K. Osmancık kuyularında,

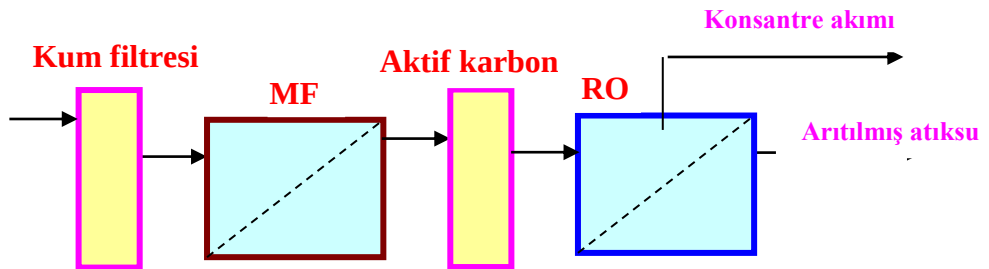
petrol üretimi de yapıldığı için ön arıtma birimine yağ sıyırma birimi de ilave edilmiştir. Mobil arıtma sisteminin akış diyagramı ise Şekil 4.4. ve 4.5.'te verilmiştir.



Şekil 4.3 : Alternatif 1'e ait atıksu yönetim modeli.



Şekil 4.4 : Ana toplama bölgesinde bulunacak ön arıtma tesisi akış diyagramı.



Şekil 4.5 : Mobil arıtma tesisi akış diyagramı.

Atıksuların dört bölgede toplandığı alternatif 1'e göre yapılan arıtma tesisi tahmini ilk yatırım ve işletme maliyetleri Çizelge 4.3. ve Çizelge 4.4.'te verilmiştir. Buna göre, yapılacak bütün ünitelerin toplam ilk yatırım bedeli, 313000 \$ ve yıllık işletme

bedeli ise 115000 \$ olarak karşımıza çıkmaktadır. Birim işletme maliyeti, ulaşım masrafları dahil olmadan 1.05 \$/m³ civarında olmaktadır.

Çizelge 4.3 : Alternatif 1 için tahmini ilk yatırım maliyeti.

Birimler	İlk yatırım maliyeti (US \$)
Kuyularda teşkil edilecek tanklar (konik tabanlı)*	25000
Ana toplama bölgelerindeki ön arıtma birimleri - 4 adet*	23000
Taşımalı arıtma sistemi**	Ön arıtma (Kum filtre + MF + aktif karbon)
	TO**
	TOPLAM

*Tanklar paslanmaz çelikten imal edilmesi halinde

**Taşıma kamyonu maliyete ilave edilmemiştir. Her bir kuyuya üç günde bir geleceği kabülünden yola çıkılarak, üç gün sonunda en büyük debinin toplanacağı K. Osmancık'da yaklaşık olarak 240 m³/gün atıksu birikecektir. Bu debinin bir günde arıtılacağı kabul edilmiştir. TO sistemi 300 m³/gün için fiyatlandırılmıştır.

Çizelge 4.4 : Alternatif 1 için tahmini işletme maliyeti.

Birimler	İşletme maliyeti (US \$ / yıl)*
Kuyulardan atıksuyu ana toplama bölgelerine taşıyan tankerlerinin yakıt ihtiyacı**	-
Ana toplama bölgelerindeki ön arıtma birimleri (yüzdürme için)	
Taşımalı arıtma sistemi	Ön arıtma (Kum filtre + MF + aktif karbon)
	TO
	TOPLAM

*1 US \$, 1.9 TL kabul edilmiştir.

**Taşıma maliyeti dahil edilmemiştir.

***Hesap detayları Bölüm 5'de verilmiştir.

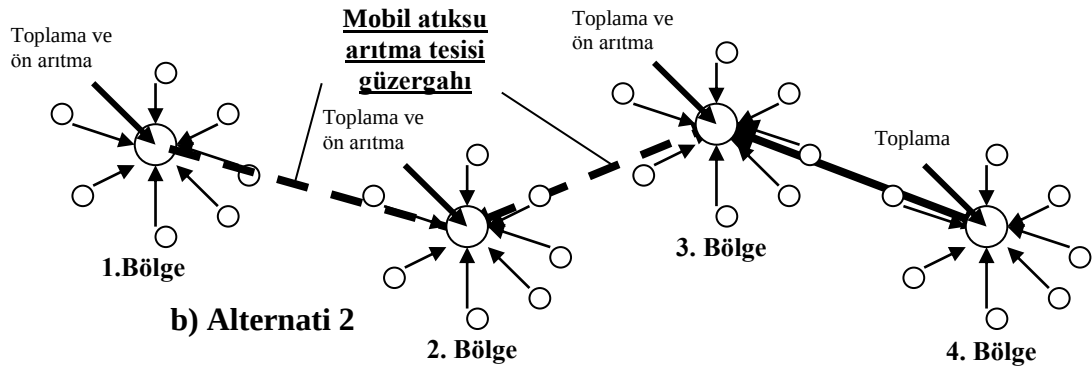
4.1.2 Alternatif 2: Üretim atıksularının küçük debili olanlarının üç ana noktada toplanması ve mobil atıksu arıtma tesisi ile arıtımı

Üretim atıksularının üç ana noktada toplanması alternatifinde, K. Osmancık, Hamitabat, Vakıfları kuyuları ana kuyular olarak seçilmiştir. Buna göre atıksuların toplanacağı ana bölgeler Çizelge 4.5.'te ve ana toplama bölgeleri Şekil 4.6.'da verilmiştir.

Çizelge 4.5 : Üretim atıksuyu ana toplama bölgeleri

Bölge no	Sahalar	Ana toplama kuyusu	Ana toplam kuyusuna ulaşacak toplam debi (m ³ /gün)
1	Deveçatak + K. Osmancık	K. Osmancık	80
2	Kumrular + Hamitabat + Umurca	Hamitabat	50
3	Vakıflar + Sevindik + Karaçalı	Vakıflar	15

Burada üç ayrı bölge seçilmesinin nedeni, Alternatif 1'deki 3. ve 4. bölgelerin atıksuların debilerinin düşük ve yerleşim olarak da birbirine yakın olmasıdır. Karaçalı bölgesindeki debi çok düşük olduğu için, toplanacak toplam debisinin (10 m³/gün) hepsine yüzdürme + kimyasal çöktürme yapılması ilave bir maliyet getirecektir. Buna göre, 1, 2 ve 3 nolu bölgelerde yüzdürme+kimyasal çöktürme (Şekil 4.6.) ön arıtma birimleri bulunacaktır. Bu üç ayrı bölgede toplanacak atıksular, yerinde bir ön arıtmadan sonra, kum filtre + MF + aktif karbon + TO sisteminden oluşan mobil bir arıtma sistemi ile arıtılabilecektir.



Şekil 4.6 : Alternatif 2'ye ait atıksu yönetim modeli.

Atıksuların üç bölgede toplandığı alternatif 2'ye göre yapılan arıtma tesisi tahmini ilk yatırım ve işletme maliyetleri Çizelge 4.6. ve Çizelge 4.7.'de verilmiştir. Buna göre, yapılacak bütün ünitelerin toplam ilk yatırım bedeli, 310000 \$ ve yıllık işletme bedeli ise 115000 \$ olarak karşımıza çıkmaktadır. Birim işletme maliyeti, ulaşım masrafları dahil olmadan 1.05 \$/m³ civarında olmaktadır.

Çizelge 4.6 : Alternatif 2 için tahmini ilk yatırım maliyeti.

Birimler		İlk yatırım maliyeti (US \$)
Kuyularda teşkil edilecek tanklar (konik tabanlı)*		25000
Ana toplama bölgelerindeki ön arıtma birimleri - 3 adet *		20000
Taşımalı arıtma sistemi**	Ön arıtma (Kum filtre + MF + aktif karbon)	40000
	RO**	225000
TOPLAM		310000

*Tanklar paslanmaz çelikten imal edilmesi halinde

**Taşıma kamyonu maliyete ilave edilmemiştir. Her bir kuyuya üç günde bir geleceği kabülünden yola çıkılarak, üç gün sonunda en büyük debinin toplanacağı K. Osmancık'da yaklaşık olarak 240 m³/gün atıksu birikecektir. Bu debinin bir günde arıtılacağı kabul edilmiştir. RO sistemi 300 m³/gün için fiyatlandırılmıştır.

Çizelge 4.7 : Alternatif 2 için tahmini işletme maliyeti.

Birimler		İşletme maliyeti (US \$ / yıl)*
Kuyulardan atıksuyu ana toplama bölgelerine taşıyan tankerlerinin yakıt ihtiyacı**		-
Ana toplama bölgelerindeki ön arıtma birimleri (yüzdürme için)		
Taşımalı arıtma sistemi	Ön arıtma (Kum filtre + MF + aktif karbon)	115000***
	RO	
TOPLAM		115000

*1 US \$, 1.9 TL kabul edilmiştir.

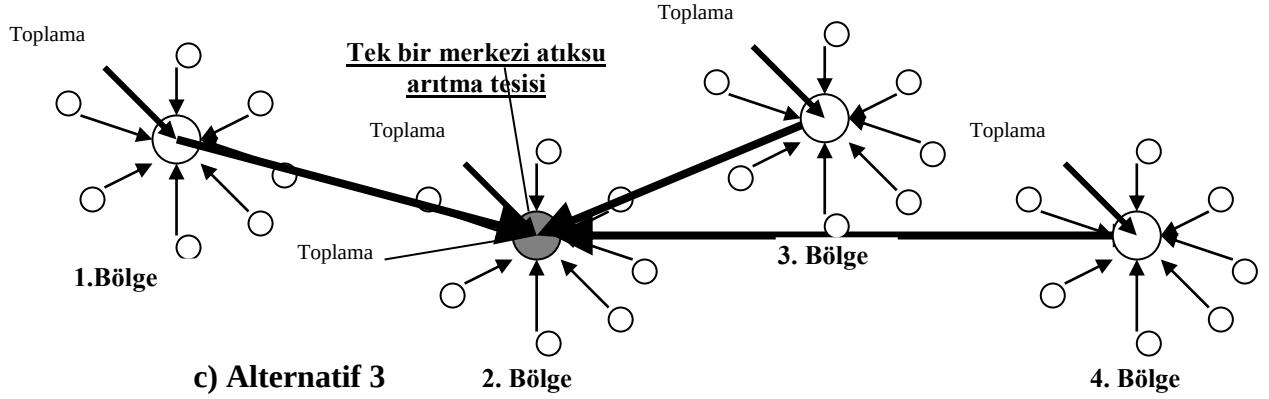
**Taşıma maliyeti dahil edilmemiştir.

***Hesap detayları Bölüm 5'de verilmiştir.

4.1.3 Alternatif 3: Üretim atıksularının hepsinin tek bir bölgede toplanması

Üretim atıksularının hepsinin Hamitabat ana toplama merkezinde toplanması, üçüncü alternatif olarak sunulmuştur. Bu durumda, mobil membran sistemi yerine, Hamitabat'ta sabit bir arıtma sistemi kurulacaktır. TPAO yetkililerinin de görüşü doğrultusunda, daha çok üretim atıksuyu debisi üretildiği için arıtma tesisi yeri olarak K. Osmancık'da belirlenebilir. Bu alternatife göre ana toplama bölgeleri, Şekil 4.7.'de verilmiştir.

Atıksuların tek bir bölgede toplandığı alternatif 3'e göre yapılan arıtma tesisi tahmini ilk yatırım ve işletme maliyetleri Çizelge 4.8. ve Çizelge 4.9.'da verilmiştir. Buna göre, yapılacak bütün ünitelerin toplam ilk yatırım bedeli, 290000 \$ ve yıllık işletme bedeli ise 115000 \$ olarak karşımıza çıkmaktadır. Birim işletme maliyeti, ulaşım masrafları dahil olmadan 1.05 \$/m³ civarında olmaktadır.



Şekil 4.7 : Alternatif 3'e ait atıksu yönetim modeli.

Çizelge 4.8 : Alternatif 3 için tahmini ilk yatırım maliyeti

Birimler		İlk yatırım maliyeti (US \$)
Kuyularda teşkil edilecek tanklar (konik tabanlı)*		25000
Sabit arıtma sistemi**	Ön arıtma (Kum filtre + MF + aktif karbon)	40000
	TO**	225000
TOPLAM		290000

*Tanklar paslanmaz çelikten imal edilmesi halinde

**Taşıma kamyonu maliyete ilave edilmemiştir. Toplam günlük debi değeri 145 m³/gün dür. Bu debinin bir gün içerisinde 12 saatte arıtılacağı ve 12 saat sistemin bekletileceğinden yola çıkılarak RO sistemi, 300 m³/gün için fiyatlandırılmıştır.

Çizelge 4.9 : Alternatif 3 için tahmini işletme maliyeti

Birimler		İşletme maliyeti (US \$ / yıl)*
Kuyulardan atıksuyu ana toplama bölgelerine taşıyan tankerlerinin yakıt ihtiyacı**		-
Ana toplama bölgelerindeki ön arıtma birimleri (yüzdürme için)		
Taşımalı arıtma sistemi	Ön arıtma (Kum filtre + MF + aktif karbon)	115000***
	RO	
TOPLAM		115000

*1 US \$, 1.9 TL kabul edilmiştir.

**Taşıma maliyeti dahil edilmemiştir.

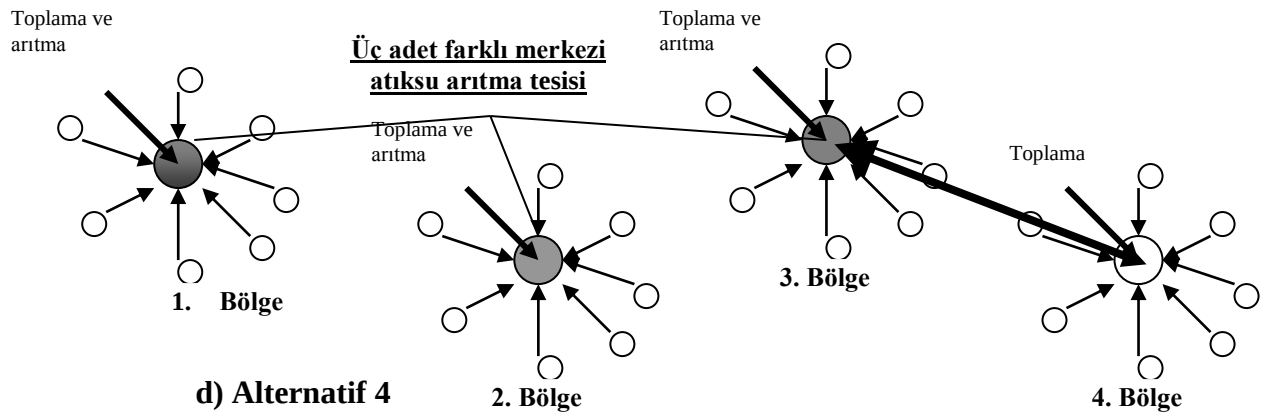
***Hesap detayları Bölüm 5'de verilmiştir.

4.1.4 Alternatif 4: Üretim atıksularının küçük debili olanlarının üç ana noktada toplanması ve üç farklı membran sistemi ile yerinde arıtımı

Üretim atıksularının üç ana noktada toplanması alternatifinde, K. Osmancık, Hamitabat, Vakıflar kuyuları ana kuyular olarak seçilmiştir. Alternatif 2 ile aynıdır. Ancak, alternatif 4'e göre her bir ana bölgeye daha küçük kapasiteli küçük membranlı arıtma sistemleri yerleştirilecektir. Bu şekilde mobil bir membran arıtma sistemi bulunmayacaktır. Buna göre atıksuların toplanacağı ana bölgeler ve membran sistemlerinin boyutlandırılacağı debiler Çizelge 4.10.'da, bu alternatife göre ana toplama bölgeleri, Şekil 4.8.'de verilmiştir.

Çizelge 4.10 : Üretim atıksuyu ana toplama bölgeleri.

Bölge no	Sahalar	Ana toplama kuyusu	Ana toplam kuyusuna ulaşacak toplam debi (m ³ /gün)
1	Deveçatağı ve K. Osmancık	K. Osmancık	80
2	Kumrular + Hamitabat + Umurca	Hamitabat	50
3	Vakıflar + Sevindik + Karaçalı	Karaçalı	15



Şekil 4.8 : Alternatif 4'e ait atıksu yönetim modeli.

Atıksuların üç bölgede toplandığı ve yerinde membran sistemi ile arıtıldığı alternatif'e göre yapılan arıtma tesisi tahmini ilk yatırım ve işletme maliyetleri Çizelge 4.11. ve Çizelge 4.12.'de verilmiştir. Buna göre, yapılacak bütün ünitelerin toplam ilk yatırım bedeli, 461000 \$ ve yıllık işletme bedeli ise 160000 \$ olarak karşımıza çıkmaktadır. Birim işletme maliyeti, ulaşım masrafları dahil olmadan 1.51 \$/m³ civarında olmaktadır.

Çizelge 4.11 : Alternatif 4 için tahmini ilk yatırım maliyeti.

Birimler		İlk yatırım maliyeti (US \$)
Kuyularda teşkil edilecek tanklar (konik tabanlı)*		25000
Ana toplama bölgelerindeki ön arıtma birimleri - 3 adet*		20000
Sabit arıtma sistemi**	Ön arıtma (Kum filtre + MF + aktif karbon)	70000
	TO**	346000
TOPLAM		461000

*Tanklar paslanmaz çelikten imal edilmesi halinde

** 80, 50 ve 15 m³/gün lük debilerin bir gün içerisinde 12 saatte arıtılacağı ve 12 saat sistemin bekletileceğinden yola çıkılarak TO sistemleri, 160, 100 ve 30 m³/gün debileri için 3 ayrı sistem olarak boyutlandırılmıştır.

Çizelge 4.12 : Alternatif 4 için tahmini işletme maliyeti.

Birimler		İşletme maliyeti (US \$ / yıl)*
Kuyulardan atıksuyu ana toplama bölgelerine taşıyan tankerlerinin yakıt ihtiyacı**		-
Ana toplama bölgelerindeki ön arıtma birimleri (yüzdürme için)		
Taşımalı arıtma sistemi	Ön arıtma (Kum filtre + MF + aktif karbon)	160000***
	TO	
TOPLAM		160000

*1 US \$, 1.9 TL kabul edilmiştir.

**Taşıma maliyeti dahil edilmemiştir.

***Hesap detayları Bölüm 5’de verilen birim maliyetleri üzerinden, 160, 100 ve 30 m³/gün debileri için 3 ayrı TO sistemi için boyutlandırılmıştır.

4.1.5 Alternatiflerin karşılaştırılması

Önerilen atıksu yönetimi alternatifleri ve maliyet durumu Çizelge 4.13.’te özetlenmiştir. Buna göre birim maliyet açısından en ucuz alternatif olarak, 1, 2 ve 3. alternatifler karşımıza çıkmaktadır. 4. alternatif’de, TO sistemi 3 değişik kapasitede boyutlandırıldığı için maliyeti bir miktar yüksek olmuştur.

Çizelge 4.13 : Önerilen alternatiflerin özeti.

	Alternatifler	İlk yatırım maliyeti (\$)	İşletme maliyeti (\$/yıl)	Toplam birim işletme maliyeti (\$/m ³)
1	Üretim atıksularının küçük debili olanlarının dört ana bölgede toplanması ve mobil sistem ile arıtımı	313000	115000	1.05
2	Üretim atıksularının küçük debili olanlarının üç ana bölgede toplanması ve mobil sistem ile arıtımı	310000	115000	1.05
3	Üretim atıksularının hepsinin bir bölgede toplanması ve yerinde arıtımı	290000	115000	1.05
4	Üretim atıksularının küçük debili olanlarının üç ana bölgede toplanması ve üç farklı arıtma sistemi ile yerinde arıtımı	461000	160000	1.51

4. alternatifin, 3. alternatife göre bir üstünlüğü, mobil olmasa bile küçük membran sistemleri taşınabilir özelliktedir ve gerektiğinde bir noktadan diğer bir noktaya konteyner içerisinde veya bir kamyonet arkasında taşınabilmektedir. Birden fazla membran sisteminin olması hareket kolaylığı da sağlayacaktır.

Sonuç olarak, atıksuların hepsinin Hamitabat'da toplanarak yerinde arıtılması alternatifi uygun alternatif olarak seçilmiştir. Bu alternatifin en üstün yönlerinden birisi, atıksuların arıtma tesisi girişindeki dengeleme havuzunda birleştirilmesi ile yüksek tuzluluktaki atıksular için bir seyreltme etkisinin olacak olmasıdır.

4.2 Önerilen Üretim Atıksuyu Arıtma Tesisi Birimlerin Tanıtımı ve Teknik Özellikleri

Daha önceki bölümde de belirtildiği üzere, alternatif 3'de belirtilen, atıksuyun tek bir merkezde toplanması ve arıtılması alternatifi önerilen üretim atıksuyu yönetim modelidir. Yönetim modeli akış şeması Şekil 4.9.'da verilmiştir. Kurulması önerilen ön arıtma ve nihai arıtma sistemlerinin teknik özellikleri aşağıda verilmiştir.

4.2.1 Atıksuların kuyudan çıktıktan sonra bekletildiği tanklar

Üretim atıksuları çok değişik debilerde oluşmaktadır. Kuyudan kuyuya ve zamana bağlı olarak değişmektedir. Çok farklı kapasitelerde üretim yapan kuyuların her biri

için kapasitelerine göre farklı büyüklüklerde tank yapılması fizibil görülmemektedir. Standart büyüklükte ve paslanmaz çelikten yapılması uygundur. Hacmi, 30 m³ civarında (Gen.xEnxYük.=5x2x3 m) olabilir (Çizelge 4.14.). Atıksular, 3-7 gün aralığında değişen bekletme sürelerinde tank içerisinde bekleyip, belli aralıklarla ana toplama merkezlerine taşınacaktır.

Tanklarda oluşacak partikül çökelmelerin tahliye edilmesi için tankların taban kısımları konik şekilde olacak ve burada çamur tahliye vanaları olacaktır. Dolayısıyla, taban kısımlarında, çamur bekletme için ilave bir hacim bırakılacaktır. Bu şekilde, ilk basit çökeltme işlemi buralarda gerçekleşecektir. Bu tanklardaki atıksuyun ana toplama merkezlerine taşınması için her iki bölgeye en az bir tanker olmak üzere 30 m³ hacimli en az iki atıksu taşıma tankinin tahsis edilmesi gerekmektedir.

Çizelge 4.14 : Atıksuların kuyudan çıktıktan sonra bekletildiği tanklar.

Adet	Her bir kuyuya bir adet
V, m ³	30
Gen.xEnxYük., m	5x2x3

4.2.2 Ana toplama bölgelerindeki tanklar

Her bir kuyudan ana toplama bölgelerine (3 adet) getirilen atıksular, burada daha büyük hacimli (150 m³ civarında, Gen.xEnxYük.=10x5x3 m) tanklarda toplanacak (Çizelge 4.15.) (gerekli durumlarda bireysel kuyulardan direkt olarak arıtma tesisine de taşınabilir.) ve buradan daha büyük taşıma kapasitesi sahip tankerler ile merkezi atıksu arıtma tesisine taşınacaktır.

Çizelge 4.15 : Ana toplama bölgelerindeki tanklar.

Adet	3 adet (K. Osmancık, Hamitabat ve Vakıflar kuyularında)
V, m ³	150
Gen.xEnxYük., m.	10x5x3

4.2.3 Merkezi atıksu arıtma tesisi

Hamitabat veya TPAO yetkililerinin öngördüğü diğer bir başka bölgede (K. Osmancık olabilir.) kurulacak merkezi atıksu arıtma tesisi aşağıdaki birimlerden oluşmaktadır:

4.2.3.1 Dengeleme havuzu

Diğer bölgelerden gelen ve merkezi atıksu arıtma tesisinin bulunduğu bölgede oluşan atıksular, ilk olarak bir dengeleme havuzunda toplanacaktır. Bekletme süresinin 1 gün civarında olacağı bu havuzun hacmi, $Q=300 \text{ m}^3/\text{gün}$ debi için, $V= 300 \text{ m}^3$ civarında ($\text{Gen.xEnxYük.}=10 \times 10 \times 3 \text{ m}$) olacaktır (Çizelge 4.15.). Dengeleme havuzunun yüzeyinde biriken yağların alındığı bir sistemin kurulması, yüzeyde birikmeleri önleyecektir. Dengeleme havuzunun büyük olması, farklı karakterde gelen atıksuların dengelenmesini ve homojen karakterde bir debinin arıtma sistemine girmesini sağlayacaktır.

Çizelge 4.16 : Dengeleme tankı.

Adet	1 adet
V, m ³	300
Gen.xEnxYük, m.	10x10x3

4.2.3.2 Yağ ayırma ve kimyasal çöktürme havuzu

Dengeleme havuzundan çıkan üretim atıksuyu içerisindeki yağların yüzeyden sıyrılması ve kolloidal ve partiküler haldeki maddelerin çökeltilmesi için kullanılacaktır. Girişte yağ tutulması için ayrı bir yağ tutucu bölme olacaktır.

Kimyasal çöktürme havuzu öncesinde boru hattına, pH'yı 9.5-10 aralığına getirecek seviyede baz (NaOH) dozlaması ve 10 mg/l dozajında anyonik polimer dozlaması yapılacaktır. Kimyasal çöktürme tankının bekletme süresi, $t= 12$ saat olacaktır (Pilot sistemde daha düşük bekletme süresindeki verim düşük olmuştur.) 12 saatlik bekletme süresi ile verim yükselmiştir.) (Çizelge 6.17.).

Çizelge 4.17 : Kimyasal çöktürme havuzu.

Adet	1 adet
Bekletme süresi (t), saat	12

4.2.3.3 Kum filtre

Çökeltme kısımlarında alınamamış askıda maddelerin tutulması içindir. Filtre hızı, 20 m/saat alınacaktır (Çizelge 4.18.).

Çizelge 4.18 : Kum filtre.

Adet	1 adet
Filtre hızı, m/saat	20

4.2.3.4 0.2 µm MF (Mikrofiltrasyon)

0.2 µm'den büyük partiküllerin tutulması için kullanılacaktır. Ters osmoz membranlarının tıkanmasının önlenmesi için ön arıtma olarak kullanılacaktır. Ayrıca, dik akışlı (dead end) olarak çalıştırılacaktır. 0.1-0.2 bar basınçlarda çalıştırılması yeterli olacaktır (Çizelge 4.19.).

Çizelge 4.19 : Mikrofiltrasyon.

Adet	Debiye bağlı değişken
Tasarım akı değeri, litre/m ² .saat	100

4.2.3.5 Aktif karbon

0.2 µm MF'den geçen çözünmüş formdaki yağların tutulması için kurulacaktır. Bu şekilde bir sonraki ünite olan ters osmoz membranlarının kısa sürede tıkanmasının önüne geçilecektir. Granüler aktif karbon kullanılacaktır (Çizelge 4.20.).

Çizelge 4.20 : Aktif Karbon.

Adet	1 adet
Filtre hızı, m/saat	20

4.2.3.6 Ters osmoz:

Arıtılmış su çıkışında, deşarj standartlarında istenen standartların sağlanabilmesi açısından, ilk kademede 55 bar ikinci kademede ise 60 barda çalıştırılan deniz suyu membranlarının kullanıldığı iki kademeli ters osmoz sistemi kurulacaktır. Ters osmoz sisteminin tasarım akısı, 12 litre/m².saat olacaktır. Geri kazanım oranının ise % 75 olması gerekmektedir (Çizelge 4.21.).

Çizelge 4.21 : Ters Osmoz.

Kademe	2 kademeli
Tasarım akısı, litre/m ² .saat	12
Basınç, bar	İlk kademede 55 bar İkinci kademede 60 bar
Geri kazanım oranı, %	75

4.3 Konsantre Akım ve Oluşan Çamurun Bertarafı için Öneriler

Günümüzde NF ve RO konsantre akımın uzaklaştırılması ile ilgili uygulanan en yaygın yöntemler şu şekilde sıralanabilir:

- Yüzeysel sulara deşarj,
- Kanalizasyona deşarj,
- Derin kuyu enjeksiyonu,
- Hızlı infiltrasyon sistemler,
- Evaporasyon havuzları,
- Araziye uygulama,
- Geri çevrim,
- Tekrar kullanım,
- Membran distilasyonu,

Tüm bu yöntemler birbiriyle karşılaştırıldığı zaman yüzeysel sulara deşarjın uygulanan en yaygın yöntem olduğu bilinmektedir. Bu yöntemi takiben kanalizasyona deşarj ve derin kuyu enjeksiyonu gelmektedir. İlk membran uygulamalarında konsantre atığın uzaklaştırılması oldukça basitti. Çünkü desalinasyon için kurulan tüm tesisler kıyı kenarında kuruluyor ve konsantre atık direk olarak denize veya kanala deşarj ediliyordu. Ancak deniz kıyısından uzakta kurulan tesisler için yüzeysel sulara deşarj hem ekonomik açıdan hem de yasal mevzuat açısından sıkıntı yaratabilmektedir. Konsantre akımın araziye uygulamaları içinse yeraltı suyunu, halk sağlığını ve bitkileri koruyan özel yasalar çıkarılmalıdır. Ayrıca konsantre akımın değerlendirilmesi için toksik atıkların uygun arıtma yöntemleriyle giderilmesi gerekmektedir.

Dünya genelinde özellikle ABD’de desalinasyon kaynaklı membran konsantre akımın uzaklaştırılması için Clean Water Act (CWA; PL 92–500), Underground Injection Control (UIC) Program, Resource Recovery and Conservation Act (RCRA) gibi bir çok program geliştirilmekte ve uygulanmaktadır. Membran teknolojileri konusunda son yıllarda önemli gelişmeler kaydeden ülkemizin de konsantre akım yönetimi ile ilgili programlar ve yasal mevzuatlar hazırlaması konusunda çalışmalar yapılması planlanmaktadır.

Petrol ve doğal gaz üretim faaliyetleri sonucu oluşan atıksuların membran prosesler ile arıtılması sırasında meydana gelen konsantre akımın uzaklaştırılması için öne çıkan en uygun yöntemler membran distilasyonu, derin kuyu enjeksiyonu ve evaporasyon havuzlarıdır.

Evaporasyon havuzları enerji açısından fizibil görünmemesine rağmen güneş enerjisi, rüzgar enerjisi, jeotermal enerji, atık ısı enerjisi gibi alternatif enerji kaynaklarının kullanılması ile ekonomik hale getirilebilir.

Membran distilasyonu ise bu tip konsantre akımların yönetimi için yeni ve umut vaat eden teknolojilerin başında gelmektedir. Diğer proseslerle karşılaştırıldığı zaman membran distilasyon prosesi oldukça önemli avantajlara sahiptir. Bunların başında pratik uygulamalarda çözülmüş uçucu olmayan türlerin tam rejeksiyonu ve daha düşük işletim basıncı gelmektedir. Beslemenin düşük işletim sıcaklığı (genellikle kaynama noktası altında) atık ısının bir enerji kaynağı olarak kullanılmasını sağlamaktadır. Ayrıca güneş, rüzgar veya jeotermal enerji gibi alternatif enerji kaynaklarının bu prosesler de kullanılması oldukça caziptir.

Sonuç olarak, petrol ve doğal gaz üretim atıksularının arıtılması sonucu oluşan konsantre akımını uzaklaştırılması için önerilen yöntemler, derin kuyu enjeksiyonu ve alternatif enerji kaynağı ile çalışan membran distilasyonudur. Oluşan konsantre akımı, kullanımı tamamlanmış petrol ve doğal gaz kuyularına verilebilir. Ayrıca aynı anda, membran distilasyonu ünitesi aynı anda kurulabilir. Bu şekilde hem derin kuyu enjeksiyonu hem de alternatif enerji kaynağı ile çalışan membran distilasyonunun bulunduğu dinamik bir konsantre uzaklaştırma modeli geliştirilebilir.

Oluşan atık çamur ise arıtılan atıksu miktarına karşılık çok küçük bir miktardadır.

Ortalama 1000L arıtılan atıksu başına 50L atık çamur elde edilmiştir. Bu atık çamur tehlikeli atık sınıfında değerlendirilerek kurutulduktan sonra TPAO’nun tehlikeli atık

yakma tesislerinde yakılabilir ya da bu işlemi gerçekleştiren firmalara gönderilerilebilir.

5. SONUÇ VE ÖNERİLER

Pilot ölçekli tesis 8 ay boyunca işletilmiş ve her ünitenin çıkış akımından alınan numunelerde günlük olarak deney ve analizler gerçekleştirilmiştir. Bu deney ve analizlerin sonuçlarına dayanarak, sistemin işletme şartları optimize edilmiş ve çalışmanın sonucunda yönetim modeli oluşturulmuştur. Bunlara ek olarak, gerçek boyutta inşa edilip işletilecek bir üretim atıksuyu arıtma tesisi ile ilgili maliyetler hesaplanmış ve konsantre akımın bertarafı ile ilgili önerilerde bulunulmuştur.

Yapılan çalışmalar sonucunda, tesisin toplam su geri kazanım oranının %60-90 aralığında değiştiği gözlenmiştir.

Çalışma periyodu boyunca, ön filtrasyon ve ters osmoz ünitelerinin akı değerleri izlenmiştir. Bunun sonucunda, ön filtrasyon ünitesinde; mikrofiltrasyon ile yürütülen çalışmalarda ortalama akı değerinin 100 L/m²/st, ultrafiltrasyon ile yürütülen çalışmalarda ise ortalama akı değerinin 20 L/m²/st olduğu gözlemlenmiştir. Ters osmoz ünitesinde, deniz suyu ve kuyu suyu membranları ile yürütülen çalışmalar sonucunda bu membranların akı değerlerinin birbirine yakın olduğu görülmüştür. Ters osmoz ünitesinde ortalama akı değeri 12 L/m²/st (deniz suyu RO membranının birinci aşamasında 15 L/m²/st, ikinci aşamasında ise 10 L/m²/st) olarak elde edilmiştir.

Gerçekleştirilen deneyler sonucunda, pH değerlerinin giriş atıksuyunda nötr değerlerde iken, kimyasal çöktürme amaçlı yapılan kimyasal dozlama sonrasında 9-11 değerlerine yükseldiği gözlenmiştir. Ters osmoz ünitesine giriş akımında membranların optimum şekilde çalışabilmesi için gerekli pH ayarları yapılarak pH tekrardan yeniden nötral değerlere düşürülmüştür. Çıkış suyunda da gerekli standartları sağlayabildiği görülmüştür.

Çalışma periyodunun Nisan ve Mayıs aylarında düşük iletkenlik değerlerine (15000-20000 µS/cm) sahip ham atıksu ile çalışmalar yürütülmüştür. Takip eden aylarda (Haziran, Temmuz, Ağustos, Eylül) iletkenlik değeri yüksek üretim atıksuyu (ham atıksu) ile çalışılmıştır. Ön arıtma ve ön filtrasyon ünitelerinde, beklenildiği üzere

herhangi bir iletkenlik giderimi söz konusu olmamıştır. Ters osmoz ünitesinde, atıksuyun iletkenlik değeri yaklaşık olarak 1000 $\mu\text{S}/\text{cm}$ değerine başarılı bir şekilde düşürülebilmektedir.

KOI değerleri incelendiğinde, ön arıtma, ön filtrasyon ve ters osmoz ünitelerinde KOI giderimlerinde kademeli bir artış olduğu görülebilmektedir. Çıkış KOI değeri ortalama olarak 41 mg/L olarak elde edilmiştir. SKKY Tablo 11.03'deki değeri çok rahat bir biçimde sağlamaktadır.

Anyon ve katyon analizleri sonuçları incelendiğinde, ters osmoz ünitesinde etkin bir biçimde iyon ve ağır metal gideriminin olduğu görülmektedir. SKKY Tablo 11.03'te yer alan ve analizi gerçekleştirilen, sodyum, sülfat, demir, sülfür, civa, kadmiyum, çinko, kurşun, krom ve bakır iyon ve elementlerinin standartları sağlayabildiği görülmüştür.

İşletme maliyetleri ilgili hesaplamalar, tesisin birim işletilme maliyetinin 1 $\$/\text{m}^3$ seviyesinde olduğunu göstermektedir. Sadece tuz arıtımı gerçekleştiren ve deniz suyunu arıtan ters osmoz membranlarının birim arıtma maliyeti 0.5-1.5 $\$/\text{m}^3$ aralığında değişmektedir. Dolayısıyla, bu sistemler ile karşılaştırıldığında uygun bir birim arıtma maliyeti elde edilmiştir.

Önerilen yönetim modeline göre, bir adet merkezi atıksu arıtma sistemi olup, bütün bölgelerdeki atıksular bu arıtma tesisine taşınacak yerinde arıtılması alternatifini uygun alternatif olarak seçilmiştir. Bu alternatifin en üstün yönlerinden birisi, atıksuların arıtma tesisi girişindeki dengeleme havuzunda birleştirilmesi ile yüksek tuzluluktaki atıksular için bir seyreltme etkisinin olacak olmasıdır.

Petrol ve doğal gaz üretim atıksularının arıtılması sonucu oluşan konsantre akımını uzaklaştırılması için önerilen yöntemler, derin kuyu enjeksiyonu ve alternatif enerji kaynağı ile çalışan membran distilasyonudur. Oluşan konsantre akımı, kullanımı tamamlanmış petrol ve doğal gaz kuyularına verilebilir. Ayrıca aynı anda, membran distilasyonu ünitesi kurulabilir. Bu şekilde hem derin kuyu enjeksiyonu hem de alternatif enerji kaynağı ile çalışan membran distilasyonunun bulunduğu dinamik bir konsantre uzaklaştırma modeli geliştirilebilir.

KAYNAKLAR

- API**, (1997) Oil and Gas Waste Management – Preliminary Results from API Survey, American Petroleum Institute.
- Arnold, R., Burnett, D. B., Elphick, J., Feeley, T. J., Galbrun, M., Hightower, M., Jiang, Z., Khan, M., Lavery, M., Luffey, F., Verbeek, P.**,(2004) Managing Water - from Waste to Resource, Oilfield Review.
- Bessa, E., Anna, G.L., Dezotti, M.**, (2001) Photocatalytic/H₂O₂ Treatment of Oil Field Produced Waters Applied Catalysis B: Environmental 29, 125–134.
- Bilsad, T., Espedal, E.**,(1996) Membrane Separation of Produced Water, University of Stavanger, P.O. Box 2557, 4004 Stavanger, Norway. Norwet a.s., Vingveinen 2, 4050 Sola, Norway.
- Brendehaug, J., S. Johnsen, K.H. Bryne, A.L. Gjose, and T.H. Eide**, (1992). Toxicity Testing and Chemical Characterization of Produced Water – A Preliminary Study, in Produced Water, J.P. Ray and F.R. Englehart (eds.), Plenum Press, New York.
- Brookes, A., Jefferson, B., Guglielmi, G. and Judd, S. J.**, (2006) Sustainable Flux Fouling in a Membrane Bioreactor: Impact of Flux and MLSS, Separation Science and Technology, 41:7, 1279 – 1291.
- Burnett, D., W.E. Fox, and G.L. Theodori**, (2002) Overview of Texas A&M's Program for the Beneficial Use of Oil Field Produced Water, Ground Water Protection Council Produced Water Conference, Colorado Springs, CO, Oct. 16-17, 2002.
- Campos J.C., Borges R.M.H., Filho A.M.O., Nobrega R., Sant'Anna Jr. G.L.**, (2002): Oilfield wastewater treatment by combined microfiltration and biological processes. Water Research. Vol. 36. pp. 95 – 104.
- Cline, J.T.**, (1998). Treatment and Discharge of Produced Water for Deep Offshore Disposal, API Produced Water Management Technical Forum and Exhibition, Lafayette, LA, Nov. 17-18, 1998
- Davis, L.R.**, (1999). Fundamental of Environmental Discharge Modeling. CRC Press LLC, Washington, USA, 1999
- Fisher, J.C., Bidwell, J.R.**, (2006). Toxicity And Effects of Produced Water Intrusion Into A Reservoir Benthos Presented at the NABS Annual meeting, Anchorage, Alaska, 2006 in Ecotoxicology.
- Funston R, Ganesh R, Leong L.**, (2002) Evaluation of Technical and Economic Feasibility of Treating Oilfield Produced Water to Create a “New” Water Resource, Ground Water Protection Council Produced Water Conference, Colorado Springs, CO, October, 16-17, 2002.

- Ganesh, R., Leong, L. Y.C., Liske, R. A.,** (2006) Evaluation Of Potential Beneficial Reuse Of San Ardo Produced Water, Weftec® 2006 Proceedings Dallas Convention Center Dallas, Tx, Usa October 21-25, 2006.
- Gulde, C. M.,** (2003) Performance of a Hybrid reverse Osmosis-Constructed Wetland Treatment System for Brakish Oil Field Produced Water, *Water Research* 37, 705-713.
- Hawboldt, K., Adams, S.,** (2005) A comparison of PAHs in produced water discharges and flared gas emissions to the ocean. *OCEANS05*, Washington, USA, September 2005.
- Hayes, T., Arthur, D.,**(2004). Overview of Emerging Produced Water Treatment Technologies, The 11th Annual International Petroleum Environmental Conference Albuquerque Hilton Hotel Albuquerque, NM October 12-15, 2004.
- IOGCC,** (2005) Produced Water Management Promoting Efficient, Cost Effective and Environmentally Sound Practices, Interstate Oil and Gas Compact Commission, ALL Consulting, September, 2005.
- Jacobs, R.P.W.M., Grant, R.O.H., Kwant, J., Marqueine, J.M., Mentzer, E.,** (1992). The Composition of Produced Water from Shell Operated Oil and Gas Production in the North Sea, Produced Water, J.P. Ray and F.R. Englehart (eds.), Plenum Press, New York.
- Jane Kucera** (2010). Reverse Osmosis Design, Process and Application for Engineers.
- Kajitvichyanukul, P., Hung, Y. T., Wang L. K.,**(2006) Oil Water Separation. In Advanced physicochemical Treatment Processes, Edited by Wang, L. K., Hung, Y. T., Shammas, N. K., Humana Pres, New Jersey, USA
- Khatib, Z., Verbeek, P.,** (2003). Water to Value – Produced Water Management for Sustainable Field Development of Mature and Green Fields,” *Journal of Petroleum Technology*, Jan., pp. 26-28.
- Lee, J.M., SPE, Frankiewicz, T., SPE, Natco Group, Inc.,**(2005) Treatment of Produced Water with an Ultrafiltration (UF) Membrane – A Field Trial, SPE Annual Technical Conference and Exhibition held in Dallas, Texas, U.S.A.
- Liu, N., Li, L., McPherson, B., Lee, R.,** (2008) Removal of Organics From Produced Water by Reverse Osmosis Using MFI-Type Zeolite Membranes, *Journal of Membrane Science*, **325**, 357–361.
- MMS,**(1998) Gulf of Mexico OCS Oil and Gas Lease Sales 171, 174, 177, and 180 (Western Planning Area) - Final Environmental Impact Statement.
- Ma H., Wang B.,** (2005) Electrochemical Pilot-Scale Plant for Oil Field Produced Wastewater by M/C/Fe Electrodes for Injection, *Journal of Hazardous Materials*, 132, 237-243.
- Mondal, S., Wickramasinghe, S. R.,** (2008) Produced Water Treatment by Nanofiltration and Reverse Osmosis Membranes, *Journal of Membrane Science*, 322, 162-170.

- Nicolaisen B.**, (2002) Developments in Membrane Technology for Water Treatment, *Desalination* 153, 355-360.
- Qiao, X., Zhang, Z., Yu, J., Ye, X.**, (2008). Performance Characteristics of A Hybrid Membrane Pilot-Scale Plant for Oilfield-Produced Wastewater, *Desalination* 225, 113–122.
- Patel, C.**, (2004). Management of produced water in oil and gas operations. MSc Thesis, Texas A&M University, USA, 2004.
- Patin, S.**, (1999) Environmental Impact of the Offshore Oil and Gas Industry. Ecomonitor Publishing, 1999.
- Reynolds, R.R., Kiker, R.D.**,(2003) Produced Water and Associated Issues – A Manual for the Independent Operator, Oklahoma Geological Survey Open File Report 6-2003, prepared for the South Midcontinent Region of the Petroleum Technology Transfer Council.
- Sadiq, R., Veitch, B., Williams, C., Pennell, V., Niu, H., Worakanok, B., Hawboldt, K., Husain, T., Bose, N., Mukhtasor, Coles, C.**, (2002). An integrated approach to environmental decision-making for offshore oil and gas operations, Canada-Brazil Oil&Gas HSE Seminar and Workshop, March 11-12, 2002.
- Sirivedhin T., McCue, J., Dallbauman, L.**, (2004) Reclaiming Produced Water for Beneficial Use: Salt Removal by Electrodialysis. *J. Membr. Sci.*, 243, 335.
- SKKY**, (2004) Su Kirliliği Kontrol Yönetmeliği. Resmi Gazete, Tarih: 31.12.2004, No: 25687.
- Tabakin, R., B., Trattner, R., Cheremisinoff, P.N.**,(1978) Oil/Water Separation: the options available. Part 1 and 2. *Water Sew, Works*, 74-77
- Tellez, G.T.**, (1991). Bioreclamation of New Mexico Oilfield Produced Wastewaters: Characterization and Feasibility Study. New Mexico State University, Masters Thesis, May 1991.
- Tellez G. T., Nirmalakhandan N., Gardea-Torresdey J. L.**, (2002): Performance Evaluation of an Activated Sludge System for Removing Petroleum Hydrocarbons from Oilfield Produced Water. *Advances in Environmental Research*. pp. 455 – 470.
- Tellez G. T., Nirmalakhandan N. and Gardea-Torresdey J. L.**, (1995): Evaluation of biokinetic coefficients in degradation of oilfield produced water under varying salt concentrations. *Wat. Res.*, 29 (7) 1711-1718.
- TPAO Araştırma Merkezi Eğitim Yayınları No:23**, (1993) *Petrol Jeologları için Organik Jeokimya*, Editörler: Volkan Ş Ediger, Cengiz Soylu, Nisan,1993.
- Url-1** <http://www.petrol.itu.edu.tr/question/faq_t.html>, alındığı tarih 09.08.2008
- Url-2** <<http://www.pigm.gov.tr/olusumu.php>>, alındığı tarih 26.02.2010
- Url-3**
<http://www.pmo.org.tr/index.php?option=com_content&view=article&id=15:petrol-nedir&catid=22:bilimsel&Itemid=18>, alındığı tarih 26.02.2010

Url-4 <<http://www.bykfrm.com/ekonomi-finans-borsa/220810-komsularda-var-da-bizde-yok-mu.html>>, alındığı tarih 26.02.2010

Url-5 <<http://www.enerjikaynaklari.net>>

Url-6 <www.wikipedia.org>

Veil, J. A., (2006). Why are produced water discharge standards different throughout the world?, 13th IPEC, San Antonio, TX , October 19, 2006.

Wang, Y., Yang, M., Zhang, J., Zhang, Y., Gao, M., (2004). Improvement of Biodegradability of Oil Field Drilling Wastewater Using Ozone, *Ozone: Science and Engineering*, 26, 309–315..

Wu C., Li A., Li L., Zhang L., Wang H., Qi X., Zhang Q., (2008) Treatment of Oily Water by A Poly(vinyl alcohol) Ultrafiltration Membrane, *Desalination*, 225, 312–321.

[1] **Tellez G.T., vd.,** (2005) Comparison of Purge and Trap GC/MS and Spectrophotometry for Monitoring Petroleum Hydrocarbon Degradation in Oilfield Produced Waters, *Microchemical Journal* 81 (2005) 12-18

[2] **Siriverdin T., Dallbauman L.,** (2004) Organic Matrix in Produced in Produced Water From the Osage-Skiatook Petroleum Environmental Research Site, Osage County, Oklahoma, *Chemosphere* 57 (2004) 463-469

[3] **Lu J.,vd.,**(2006) Analysis of chemical compositions contributable tochemical oxygen demand (COD) of oilfield produced water, *Chemosphere* 62 (2006) 322-331.

ÖZGEÇMİŞ



Ad Soyad: Recep Kaya

Doğum Yeri ve Tarihi: İstanbul Bakırköy 01/05/1987

E-Posta: recepkaya01@gmail.com

Lisans: Sakarya Üniversitesi

Mesleki Deneyim ve Ödüller:

Petrol ve doğal gaz üretim faaliyetleri sonucu oluşan atıksuların yönetimi projesi pilot ölçekli arıtma tesisinin kurulumu ve işletilmesi. (13 ay)