

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

**BURSA ORGANİZE SANAYİ BÖLGESİ (BOSB)
ATIKSU ARITMA TESİSİ ÇIKIŞ SULARININ
GERİ KAZANILABİLİRLİĞİNİN ARAŞTIRILMASI**

Gökhan Ekrem ÜSTÜN

**DOKTORA TEZİ
ÇEVRE MÜHENDİSLİĞİ ANA BİLİM DALI**

BURSA – 2006

T.C.
ULUDAĞ ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

BURSA ORGANİZE SANAYİ BÖLGESİ (BOSB)
ATIKSU ARITMA TESİSİ ÇIKIŞ SULARININ
GERİ KAZANILABİLİRLİĞİNİN ARAŞTIRILMASI

Gökhan Ekrem ÜSTÜN

DOKTORA TEZİ
ÇEVRE MÜHENDİSLİĞİ ANA BİLİM DALI

Bu tez 13.10.2006 tarihinde aşağıdaki jüri tarafından oybirliği/oyçokluğu ile kabul edilmiştir.

Yrd.Doç.Dr. Seval K.A.SOLMAZ Prof. Dr. Hulusi BARLAS Prof.Dr.Kadir KESTİOĞLU
(Danışman)

Doç. Dr. Yücel TAŞDEMİR Yrd.Doç.Dr. Fehiman ÇİNER

ÖZET

Bu çalışmada, 48000 m³/Gün debisindeki boyama ve bitim işlemleri yapan tekstil fabrikalarının ağırlıklı olarak bulunduğu Bursa OSB (BOSB)'de atıksu arıtma tesisi çıkışından değişik zamanlarda atıksu numuneleri alınmış, standart metotlara göre analizlenmiş ve atıksuların 3 farklı arıtma alternatifi vasıtasıyla proses suyu olarak geri kazanılabilirliği araştırılmıştır. BOSB'de mevcut olan atıksu arıtma tesisinden çıkan arıtılmış atıksu, 1. arıtma alternatifi kapsamında fenton prosesi, PAC ile kimyasal koagülasyon ve iyon değişimi yöntemlerine tabi tutulmuştur. 1. arıtma alternatifinde fenton prosesi için optimum işletme parametreleri pH=4, FeSO₄ =20 mg/L, H₂O₂ = 50 mg/L olarak tespit edilmiştir. Fenton Prosesi neticesinde KOİ, AKM ve renk parametresi için (RES 436, RES 525, RES 620) sırasıyla % 29, % 61, %25, %41 ve % 62 giderim verimleri elde edilmiştir. PAC ile kimyasal koagülasyon prosesinde 30 mg/L PAC ve 1 mg/L anyonik polimer optimum dozlar olarak bulunmuş ve fenton prosesi ile birlikte toplam % 93 AKM giderimi sağlanmıştır. RES 436 nm, RES 525 nm ve RES 620 nm'de sırasıyla % 36, % 48 ve % 71 giderim verimleri sağlanarak her üç dalga boyunda EN ISO 7887'de verilen standart değerler sağlanmıştır. Demir konsantrasyonunun da ise optimum PAC dozunda % 93 giderme verimi elde edilmiştir. İyon değiştirme prosesinde Bayer marka kuvvetli katyonik (Lewatit Monoplus S 100) ve anyonik (Lewatit Monoplus M600) iyon değiştirici reçineler kullanılarak 1/1 katyonik/anyonik reçine oranında (20 mL/20 mL), düşük (4,2 m/sa) filtrasyon hızında önerilen proses suyu kalite standartlarında yaklaşık 22 yatak hacmi (440 mL) atıksu reçine kolonlardan geçirilmiştir.

2. arıtma alternatifi kapsamında atıksular kimyasal çöktürme ve iyon değişimi yöntemlerine tabi tutulmuştur. Kimyasal çöktürme prosesinde optimum giderim verimi pH 11'de Ca(OH)₂ kullanılarak sağlanmıştır. Kimyasal çöktürme prosesiyle AKM, KOİ, Fe, RES 436, RES 525 ve RES 620 'de sırasıyla % 96, % 27, % 94, % 75, % 88 ve % 90 giderim verimleri elde edilmiştir. İyon değiştirme prosesinde Bayer marka iyon değiştirici reçineler kullanılarak 1/1 katyonik/anyonik reçine oranında (20 mL/20 mL), düşük (4,2 m/sa) filtrasyon hızında önerilen proses suyu kalite standartlarında yaklaşık 29 yatak hacmi (580 mL) atıksu reçine kolonlardan geçirilmiştir.

3. arıtma alternatifi kapsamında ise atıksular fenton, kimyasal çöktürme ve iyon değişimi yöntemlerine tabi tutulmuştur. 3. Arıtma alternatifinin fenton prosesinde, 1. arıtma alternatifinin fenton prosesi neticesinde elde edilen optimum işletme parametreleri (pH_{opt}= 4, FeSO₄ = 20 mg/L, H₂O₂ =50 mg/L) kullanılarak KOİ, AKM, RES 436, RES 525, RES 620 parametrelerinde sırasıyla % 58, % 65, % 48, % 60 ve % 74 giderim verimleri elde edilmiştir. Ca(OH)₂ ile kimyasal çöktürme işlemi optimum pH değerinde (pH_{opt}=11) gerçekleştirilmiş ve AKM, KOİ, demir iyonu parametrelerinde sırasıyla %80, % 38, %96 giderim verimleri elde edilmiştir. İyon değişimi prosesinde Bayer marka reçinelerle 1/1 katyonik/anyonik reçine oranında (20 mL/20 mL) düşük (4,2 m/sa) filtrasyon hızında önerilen proses suyu kalite standartlarında yaklaşık 24 yatak hacmi (480 mL) atıksu reçine kolonlardan geçirilmiştir.

Bu çalışma kapsamında uygulanan her üç arıtma alternatifinde de kirletici parametreler için oldukça yüksek giderme verimleri elde edilmiştir. Arıtma alternatiflerinin ilk yatırım ve işletme maliyetlerinin de incelendiği bu çalışma neticesinde 2. arıtma alternatifinin en uygun arıtma alternatifi olduğu tespit edilmiştir.

ANAHTAR KELİMELELER

Bursa Organize Sanayi Bölgesi (BOSB), Atıksu, Fenton Prosesi, Kimyasal Çöktürme, Geri Kazanım, İyon Değişimi, Proses Suyu, İşletme Maliyeti, İlk Yatırım Maliyeti.

ABSTRACT

In this study, the reusability of wastewater (originated from Bursa OID (BOID) treatment plant effluent) as process water was investigated. Wastewater samples were taken from BOID where most of industries consisted of textile producers is including mainly manufacturers dyeing and finishing processes using 3 different treatment alternatives.

The effluent of present treatment plant in BOID was treated with fenton process, chemical coagulation with PAC and ion exchange as first treatment alternative. Optimum operational parameters were $\text{pH}=4$, $\text{FeSO}_4=20$ mg/L, $\text{H}_2\text{O}_2=50$ mg/L for Fenton process in 1th treatment alternative. Removal yields for COD, TSS and colour parameters (RES 436, RES 525, RES 620) were 29%, 61%, 25%, 41% and 62%, respectively. In chemical coagulation process with PAC, optimum doses of 30 mg/L PAC and 1 mg/L anionic polymer were obtained and 93 % TSS removal was achieved with fenton process. 36 %, 48 % and 71% removal efficiencies were obtained on RES 436, RES 525 and RES 620 respectively and standard limits given by EN ISO 7887 were achieved. 93 %Fe removal efficiency was obtained with optimum dose of PAC. At low filtration rate (4,2 m/h), 22 bed volumes (440 mL) wastewater was passed through the resin columns at ratio of 1/1 cationic/anionic resin (20mL/20 mL) using Bayer strong cationic (Lewatit Monoplus S 100) and anionic (Lewatit Monoplus M600) ion exchanger resins in ion exchange process.

Wastewater was treated by chemical precipitation and ion exchange methods in scope of 2nd treatment alternative. The optimum removal yield was obtained at $\text{pH}=11$ using $\text{Ca}(\text{OH})_2$ in chemical precipitation process. Removal efficiencies of 96%, 27%, 94%, 75%, 88% and 90% were determined for TSS, COD, Fe, RES 436, RES 525 and RES 620 respectively. At low filtration rate (4,2 m/h), 29 bed volumes (580 mL) wastewater was passed through the resin columns at ratio of 1/1 cationic/anionic resin (20mL/20 mL) using Bayer strong cationic (Lewatit Monoplus S 100) and anionic (Lewatit Monoplus M600) ion exchanger resins in ion exchange process.

Wastewater was treated by fenton, chemical precipitation and ion exchange methods as 3rd treatment alternative. The removal efficiencies of 58%, 65%, 48%, 60% and 74% for COD, TSS, RES 436, RES 525, RES 620 respectively were obtained using the operational parameters ($\text{pH}_{\text{opt}}=4$, $\text{FeSO}_4=20$ mg/L, $\text{H}_2\text{O}_2=50$ mg/L) of 1. alternative of fenton process. Chemical precipitation with $\text{Ca}(\text{OH})_2$ was applied at optimum $\text{pH}=11$ and 80 %, 38 % and 96% removal efficiencies were determined for TSS, COD and Fe ion parameters, respectively. At low filtration rate (4,2 m/h), 24 bed volumes (480 mL) wastewater was passed through the resin columns at ratio of 1/1 cationic/anionic resin (20mL/20 mL) using Bayer strong cationic (Lewatit Monoplus S 100) and anionic (Lewatit Monoplus M600) ion exchanger resins in ion exchange process.

In the scope of this study, quite higher removal efficiencies were determined in each 3 treatment alternatives. As a result of capital and operational costs studies, the second treatment alternative was determined to be the best alternative.

KEYWORDS

Bursa Organized Industrial District (BOID), Wastewater, Fenton Process, Chemical Precipitation, Reuse, Ion Exchange, Process Water, Operational Cost, Capital Cost.

İÇİNDEKİLER DİZİNİ

	<u>Sayfa No</u>
ÖZET	i
ABSTRACT	ii
İÇİNDEKİLER DİZİNİ	iii
SİMGELER DİZİNİ	vi
ŞEKİLLER DİZİNİ	viii
ÇİZELGELER DİZİNİ	ix
1.GİRİŞ	1
1.1. Çalışmanın Anlam ve Önemi	1
1.2. Çalışmanın Amaç ve Kapsamı	2
2.KAYNAK ARAŞTIRMASI	4
2.1.Organize Sanayi Bölgeleri (OSB) Kavramı	4
2.2.Bursa Organize Sanayi Bölgesi (BOSB) Mevcut Durumu	5
2.2.1. BOSB Su Temini Sisteminin Mevcut Durumu	9
2.2.1.1. BOSB Proses Suyu Üretim Tesisi	11
2.2.2. BOSB Atıksu Arıtma Tesisi	16
2.3.Atıksularda Renk Parametresi	20
2.3.1.Renk ve Boyarmadde Tanımı	20
2.3.2.Rengin Önemi	22
2.3.3. Renk Ölçüm Metotları	23
2.3.3.1.Görsel Karşılaştırma Metodu	23
2.3.3.2.Spektrofotometrik Yöntem	24
2.3.3.3.Tristumulus Filtre Metodu	24
2.3.3.4.ADMI Tristumulus Filtre Metodu	25
2.3.3.5.Renklik Sayısı (RES)	25
2.4.Renkli Atıksu Oluşturan Endüstriler	26
2.4.1.Tekstil Endüstrisi Atıksularının Renk Oluşturan Boyarmaddeler ve Yardımcı Kimyasal Maddeler Açısından Değerlendirilmesi	28
2.4.2. BOSB’de Mevcut Tekstil Endüstrisi Boyahanelerinin Çevresel Açından Değerlendirilmesi	31
2.5.Endüstriyel Atıksulardan Renk Giderme Yöntemleri	34
2.5.1.Fiziksel Yöntemler	36
2.5.1.1.Adsorbsiyon	36
2.5.1.2.İyon Değişimi	37
2.5.1.3.Filtrasyon.	37
2.5.1.4.Flötasyon	38
2.5.2.Kimyasal Yöntemler	38
2.5.2.1.Kimyasal Çöktürme ve Yumaklaştırma	38
2.5.2.2.Kimyasal Oksidasyon	39
2.5.3.Biyolojik Yöntemler	44
2.6.Fenton Prosesinin Özellikleri ve Endüstriyel Atıksuların Arıtılmasında Uygulanması	44
2.6.1.Fenton Prosesinin Tanımı	44
2.6.2.Fenton Prosesinin Uygulanması	45
2.6.3.Fenton Prosesinin Kimyası	45

	<u>Sayfa No</u>
2.6.3.1. Redoks Reaksiyonları	46
2.6.3.2. Koagülasyon Reaksiyonları	46
2.6.4.Fenton Proseslerinin Arıtma Verimini Etkileyen Başlıca Faktörler	46
2.6.4.1.pH Etkisi	47
2.6.4.2.Sıcaklık Etkisi	47
2.6.4.3.Başlangıç Fe^{2+} , Fe^{3+} ve H_2O_2 Konsantrasyonlarının Etkisi	47
2.6.4.4.Organik ve İnorganik Bileşenlerin Etkisi	48
2.6.5.Fenton Prosesinin Değerlendirilmesi ve Ekipmanlar	49
2.6.6.Fenton Proseslerinin Endüstriyel Atıksulara Uygulanması	50
2.7.Kimyasal Çöktürme Prosesinin Özellikleri ve Endüstriyel Atıksuların Arıtılmasında Uygulanması	53
2.7.1.PAC ile Kimyasal Çöktürme	53
2.7.2.Ca(OH) ₂ ve NaOH ile Kimyasal Çöktürme	54
2.7.2.1. Hidroksit Çöktürmesi	55
2.7.2.2. Karbonat Çöktürmesi	57
2.7.3.Kimyasal Çöktürme Prosesinin Endüstriyel Atıksulara Uygulanması	57
2.8.İyon Değişimi, İyon Değiştirici Reçineler ve Demineralizasyon	58
2.8.1.İyon Değişimi	58
2.8.2.İyon Değiştirici Maddeler	59
2.8.2.1.Doğal İyon Değiştirici Maddeler	59
2.8.2.2.Sentetik İyon Değiştirici Maddeler	59
2.8.3.İyon Değiştiricilerde Fonksiyonel Gruplar	61
2.8.4.İyon Değiştirici Tipleri	61
2.8.4.1.Kuvvetli Asidik Katyon Değiştiriciler	62
2.8.4.2.Zayıf Asidik Katyon Değiştiriciler	62
2.8.4.3.Kuvvetli Bazik Anyon Değiştiriciler	63
2.8.4.4.Zayıf Bazik Anyon Değiştiriciler	64
2.8.5.İyon Değiştiricilerle Çalışma Yöntemleri	65
2.8.5.1.İyon Değiştirici ile Suyun Karıştırıldığı Yöntem (Kesikli)	65
2.8.5.2.Kesiksiz Yöntem	65
2.8.5.3.Kolon Yöntemi	66
2.8.6.Demineralizasyon	69
2.8.7.İyon Değişimi Prosesi İçeren Kombine Arıtma Proseslerinin Endüstriyel Atıksulara Uygulanması	70
2.9.Arıtılmış Atıksuların Tekrar Kullanımı İle İlgili Sınır Değerleri	72
3. MATERYAL ve METOT	75
3.1.Materyal	75
3.1.1.Deneysel Çalışmalarda Kullanılan Atıksuların Karakterizasyonu	75
3.1.2.Deneysel Çalışmalarda Kullanılan Kimyasal Maddeler	78
3.1.3.Deneysel Çalışmalarda Kullanılan İyon Değiştirici Reçineler	78
3.1.4.Deneysel Çalışmalarda Kullanılan Cihazlar	80
3.2.Metot	80
3.2.1.Arıtma Alternatifleri	80
3.2.2.Deneysel Çalışmalar ve Çalışma Düzenegi	82
3.2.3. Çalışmada Kullanılan Ölçüm Yöntemleri	86
3.2.3.1. KOİ Ölçümleri	86
3.2.3.2. Kalıntı Hidrojen Peroksitin Belirlenmesi	87

	<u>Sayfa No</u>
3.2.3.3. Renklilik Sayısı (RES) Ölçümü	87
3.2.4. Model Çalışma	88
4. BULGULAR ve TARTIŞMA	91
4.1. I. Arıtma Alternatifi Kapsamında Yürütülen Çalışmalar	91
4.1.1. Fenton Prosesi	91
4.1.1.1. Uygun pH Seçimi	91
4.1.1.2. Uygun FeSO ₄ Konsantrasyonu	92
4.1.1.3. Uygun H ₂ O ₂ Konsantrasyonu	93
4.1.2. PAC ile Kimyasal Koagülasyon	94
4.1.3. İyon Değiştirme Prosesi	95
4.2. II. Arıtma Alternatifi Kapsamında Yürütülen Çalışmalar	100
4.2.1. NaOH ile Kimyasal Çöktürme	100
4.2.2. Ca(OH) ₂ ile Kimyasal Çöktürme	101
4.2.3. NaOH ile Kimyasal Çöktürme Uygulanmış Atıksuyun, Rohm and Haas ve Bayer Tipi İyon Değiştirici Reçinelerden Geçirilmesi	102
4.2.4. Ca(OH) ₂ ile Kimyasal Çöktürme Uygulanmış Atıksuyun, Rohm and Haas ve Bayer Tipi İyon Değiştirici Reçinelerden Geçirilmesi.	104
4.3. III. Arıtma Alternatifi Kapsamında Yürütülen Çalışmalar	107
4.3.1. Fenton ve Ca(OH) ₂ ile Kimyasal Çöktürme Uygulanmış Atıksuyun, Bayer Tipi İyon Değiştirici Reçinelerden Geçirilmesi	107
4.4. Arıtma Alternatiflerinin Karşılaştırılması	110
4.5. Optimum Sonuçların Elde Edildiği Arıtma Alternatifinin Değerlendirilmesi	118
4.5.1. Model Çalışması (BDST)	118
4.5.2. Boyutlandırma	121
4.5.3. Birim Atıksu Maliyeti	125
5. SONUÇLAR-ÖNERİLER	126
KAYNAKLAR	139
EKLER	152
Ek 1. Arıtma Alternatifleri Boyutlandırma Hesapları	153
Ek 2. Arıtma Alternatifleri Maliyet Hesapları	202
ÖZGEÇMİŞ	
TEŞEKKÜR	

SİMGELER DİZİNİ

Al(OH)_3	- Alüminyum hidroksit
Ca	- Kalsiyum
Cl^-	- Klorür
CO_3^{-2}	- Karbonat
HCO_3^-	- Bikarbonat
F^-	- Florür
Fe	- Demir
FeSO_4	- Demir sülfat
HCl	-Hidroklorik Asit
H_2O_2	- Hidrojen peroksit
H_2SO_4	- Sülfürik asit
Mg	- Magnezyum
MnO_2	- Mangan dioksit
NaOH	- Sodyum Hidroksit
NaOCl	- Sodyum hipoklorit
$\text{NH}_4\text{-N}$	- Amonyum azotu
NO_3^-	- Nitrat
NO_2^-	- Nitrit
O_3	- Ozon
$\cdot\text{OH}$	- Hidroksil radikali
OH^-	- Hidroksit İyonu
Q	- Debi
P	- Fosfor
PO_4^{-3}	- Fosfat
SO_4^{-2}	- Sülfat
USD (\$)	- Amerikan Doları
T-N	- Toplam Azot
T-P	- Toplam Fosfor

Kısaltmalar

AB	- Avrupa Birliği
AKM	- Askıda Katı Madde
AOX	- Adsorplanabilen organik halojen
BDST	- Bed Depth Service Time (Yatak Derinliği Servis Zamanı)
BOİ ₅	- Biyokimyasal oksijen ihtiyacı
BOSB	- Bursa Organize Sanayi Bölgesi
BUSKİ	-Bursa Su Kanalizasyon İdaresi
BV	-Bed Volume (Yatak Hacmi)
DİE	- Devlet İstatistik Enstitüsü
İOP	- İleri Oksidasyon Prosesleri
KOİ	- Kimyasal oksijen ihtiyacı
OSB	-Organize Sanayi Bölgesi
PAC	- Poli Alüminyum Klorür
RES	-Renklilik Sayısı
SKKY	- Su Kirliliği Kontrol Yönetmeliği
TÇKM	-Toplam Çözünmüş Katı Madde
UV	- Ultraviole

ŞEKİLLER DİZİNİ

	<u>Sayfa No</u>
Şekil 2.1. BOSB Yerleşim Planı	6
Şekil 2.2. BOSB'deki Kuruluşların Endüstriyel Kategorizasyonu	7
Şekil 2.3. BOSB'deki Sanayi Kuruluşlarının Atıksu Debisi Olarak Dağılımı	8
Şekil 2.4. BOSB Su Temini Sisteminin Mevcut Durumu	9
Şekil 2.5. BOSB Su Dağıtım Sistemi ve Kullanım Amaçları	11
Şekil 2.6. BOSB Su Üretme Tesisi Üniteleri	15
Şekil 2.7. BOSB Atıksu Arıtma Tesisi Akım Şeması	18
Şekil 2.8. Fenton Oksidasyonu Akım Şeması	50
Şekil 2.9. Metal Hidroksitlerin Çözünürlüğünde pH'ın Fonksiyonu	56
Şekil 2.10. Kolon Yönteminde İyon Değişimi (İyon Değişimi Olayının Akışı)	66
Şekil 2.11. İyon Değiştirici Kolonunda Seçimliliğe Bağlı Olarak Oluşan Doygunluk Tabakaları	67
Şekil 2.12. Demineralizasyon Sistemi	70
Şekil 3.1. Arıtma Tesisi Çıkış Suyunun İyonik Bazda Bar Diyagramı	77
Şekil 3.2. I. Arıtma Alternatifi	82
Şekil 3.3. II. Arıtma Alternatifi	82
Şekil 3.4. III. Arıtma Alternatifi	82
Şekil 3.5. Jar Testi Düzenegi	83
Şekil 3.6. İyon Değiştirici Düzenegi	84
Şekil 3.7. İyon Değiştirici Reçine Deney Düzeneginin Şematik Görünümü	85
Şekil 4.1. Atıksu İletkenliğinin Farklı Katyonik/Anyonik Reçine Oranlarına Bağlı Olarak Değişimi	97
Şekil 4.2. Atıksu pH'ının Farklı Katyonik/Anyonik Reçine Oranlarına Bağlı Olarak Değişimi	98
Şekil 4.3. Atıksu İletkenliğinin Farklı Filtrasyon Hızlarına Bağlı Olarak Değişimi	99
Şekil 4.4. NaOH Kullanılarak Çöktürülmüş Atıksuların Bayer ve Rohm And Haas Tipi Reçinelerden Geçirilmesiyle Elde Edilen İletkenlik Değerleri	103
Şekil 4.5. NaOH Kullanılarak Çöktürülmüş Atıksuların Bayer ve Rohm And Haas Tipi Reçinelerden Geçirilmesiyle Elde Edilen pH Değerleri	103
Şekil 4.6. Ca(OH) ₂ Kullanılarak Çöktürülmüş Atıksuların Bayer ve Rohm&Haas Tipi Reçinelerden Geçirilmesiyle Elde Edilen İletkenlik Değerleri	104
Şekil 4.7. Ca(OH) ₂ Kullanılarak Çöktürülmüş Atıksuların Bayer ve Rohm&Haas Tipi Reçinelerden Geçirilmesiyle Elde Edilen pH Değerleri	105
Şekil 4.8. Atıksuyun İletkenlik Değerinin Kullanılan Katyon/Anyon Değiştirici Reçine (Bayer) Oranına Bağlı Olarak Değişimi	106
Şekil 4.9. Atıksuyun pH Değerinin Kullanılan Katyon/Anyon Değiştirici Reçine (Bayer) Oranına Bağlı Olarak Değişimi	106
Şekil 4.10. Fenton ve Ca(OH) ₂ Kullanılarak Çöktürülmüş Atıksuların Bayer Tipi Reçinelerden Geçirilmesiyle Elde Edilen İletkenlik Değerleri	108
Şekil 4.11. Fenton ve Ca(OH) ₂ Kullanılarak Çöktürülmüş Atıksuların Bayer Tipi Reçinelerden Geçirilmesiyle Elde Edilen pH Değerleri	108
Şekil 4.12. Atıksuyun İletkenlik Değerinin Kullanılan Katyon/Anyon Değiştirici Reçine Oranına Bağlı Olarak Değişimi	109
Şekil 4.13. Atıksuyun pH Değerinin Kullanılan Katyon/Anyon Değiştirici Reçine Oranına Bağlı Olarak Değişimi	109

	<u>Sayfa No</u>
Şekil 4.14. I. Arıtma Alternatifinde Her Bir Arıtma Kademesindeki Giderim Verimleri ve Atıksu Kalitesinin Değişimi	112
Şekil 4.15. II. Arıtma Alternatifinde Her Bir Arıtma Kademesindeki Giderim Verimleri ve Atıksu Kalitesinin Değişimi	115
Şekil 4.16. III. Arıtma Alternatifinde Her Bir Arıtma Kademesindeki Giderim Verimleri ve Atıksu Kalitesinin Değişimi	117
Şekil 4.17. $Vf_1 = 4,4$ m/sa Filtrasyon Hızında, Farklı Yatak Yüksekliklerindeki Kırılma Eğrisi	119
Şekil 4.18. $Vf_2 = 7,4$ m/sa Filtrasyon Hızında, Farklı Yatak Yüksekliklerindeki Kırılma Eğrisi	119
Şekil 4.19. $Vf_3 = 10,8$ m/sa Filtrasyon Hızında, Farklı Yatak Yüksekliklerindeki Kırılma Eğrisi	119
Şekil 4.20. Farklı Filtrasyon Hızları ve Farklı Yatak Yüksekliklerindeki Kırılma Eğrileri	120
Şekil 4.21. II. Arıtma Alternatifi İyon Değişirme Sistemi Planı	123
Şekil 4.22. II. Arıtma Alternatifi İyon Değişirme Sistemi Boykesiti	124

ÇİZELGELER DİZİNİ

	<u>Sayfa No</u>
Çizelge 2.1. BOSB Bünyesinde Faaliyete Geçecek Olan veya Üretim Değişikliği Yapan Firmaların BOSB Ortak Kanalına Deşarj Kriterleri	8
Çizelge 2.2. Kıtaıçi Su Kaynaklarının Sınıflarına Göre Kalite Kriterleri	10
Çizelge 2.3. BOSB Proses Suyu Üretim Tesisi'nde Çeşitli Kirletici Parametrelerin Tesise Giriş ve Çıkış Değerleri	16
Çizelge 2.4. BOSB'de Atıksu Arıtma Tesisi Çıkış Suyu Kalitesinin 1 Yıllık (07.01.2005-23.12.2005) Mevsimsel Değişiminin Analiz Sonuçlarının Ortalaması, Standart Sapması ve Sınır Değerleri.	19
Çizelge 2.5. Boyaların Kimyasal Yapıları ve Kullanımlarına Göre Sınıflandırılması	29
Çizelge 2.6. Uygulanmalarına Göre Boya Sınıflaması	30
Çizelge 2.7. Boyama Prosesinde En Sık Kullanılan Yardımcı Kimyasallar	31
Çizelge 2.8. BOSB'de Aylık Satılan Boyarmadde Miktarları.	32
Çizelge 2.9. BOSB'de Satılan Yardımcı Kimyasalların Miktarları.	32
Çizelge 2.10. Boyama ve Renklendirme Kurumu Tarafından Müsaade Edilen Farklı Boya Elyaf Kombinasyonu İçin Tahmini Uygulama Derecesi ve Atıksu İçerisindeki Bileşimi	33
Çizelge 2.11. Tekstil Endüstrisi Atıksularının Arıtılması İçin Uygulanan Çeşitli Arıtma Teknolojilerinin Avantaj ve Dezavantajları	35
Çizelge 2.12. Boya Sınıfına Göre Renk Giderme Metotları	36
Çizelge 2.13. Arıtmada Kullanılan Çeşitli Kimyasalların Oksidasyon Potansiyelleri	39
Çizelge 2.14. Oksidasyon Arıtma Prosesinin Verimini Etkileyen Faktörler	49
Çizelge 2.15. Fenton Prosesinin Avantaj ve Dezavantajları	49
Çizelge 2.16. Bazı Metal Tuzlarının Sudaki Çözünürlük Durumu	55
Çizelge 2.17. Tayvan'da Tekstil Endüstrisi Proses Suyu İçin Su Kalite Standartları	73
Çizelge 2.18. BOSB İçin Temin Edilmesi Gereken Proses Suyunun Genel Özellikleri	74
Çizelge 2.19. BOSB Bünyesinde Polymer Micro ve Karışımları Kumaş İmalatı, Boya-Apre İşleri Yapan Bir Firmanın İstedığı Proses Suyu Özellikleri.	74
Çizelge 3.1. Deneysel Çalışmalarda Kullanılan BOSB Atıksu Arıtma Tesisi Çıkışından Alınan Atıksuların Karakterizasyonu.	75
Çizelge 3.2. Deneysel Çalışmalarda Kullanılan BOSB Atıksu Arıtma Tesisi Çıkışından Alınan Atıksuların Karakterizasyonu.	76
Çizelge 3.3. Lewatit Monoplus S100 Kuvvetli Katyon Değişirici Reçinenin Özellikleri.	78
Çizelge 3.4. Lewatit Monoplus M600 Kuvvetli Anyon Değişirici Reçinenin Özellikleri.	79
Çizelge 3.5. Amberlite IR120 Na Kuvvetli Katyon Değişirici Reçinenin Özellikleri	79
Çizelge 3.6. Amberlite IRA410 Cl Kuvvetli Anyon Değişirici Reçinenin Özellikleri	80
Çizelge 4.1. RES ve KOİ Gideriminin Atıksuyun pH Değerine Bağlı Olarak Değişimi (FeSO ₄ =20 mg/L, H ₂ O ₂ =20 mg/L)	92

	<u>Sayfa No</u>
Çizelge 4.2. RES ve KOİ Gideriminin FeSO ₄ Konsantrasyonuna Bağlı Olarak Değişimi (pH= 4, H ₂ O ₂ =100 mg/L)	93
Çizelge 4.3. RES ve KOİ Gideriminin H ₂ O ₂ Konsantrasyonuna Bağlı Olarak Değişimi (pH= 4, FeSO ₄ =20 mg/L)	93
Çizelge 4.4. Optimum Fenton Prosesi Sonrası Elde Edilen Atıksu Özellikleri	94
Çizelge 4.5. Kimyasal Koagülasyon ile RES, KOİ ve Demir Gideriminin PAC Konsantrasyonuna Bağlı Olarak Değişimi (1mg/L polimer)	95
Çizelge 4.6. Optimum PAC ile Kimyasal Koagülasyon Prosesi Sonrası Elde Edilen Atıksu Özellikleri	96
Çizelge 4.7. Optimum İyon Değiştirme Prosesi Sonrası Elde Edilen Atıksu Özellikleri	100
Çizelge 4.8. NaOH ile atıksu pH Değerinin Yükseltilmesiyle Elde Edilen Renk, KOİ Parametrelerindeki Giderme Verimleri ile İletkenliğin Değişimi	101
Çizelge 4.9. Ca(OH) ₂ ile atıksu pH Değerinin Yükseltilmesiyle Elde Edilen Renk, KOİ Parametrelerindeki Giderme Verimleri ile İletkenliğin Değişimi	101
Çizelge 4.10. I arıtma Alternatifinin Her Bir Arıtma Kademesi Çıkışında Atıksu Kalitesinin Değişimi ve Önerilen Proses Suyu Standartları	111
Çizelge 4.11. II. arıtma Alternatifinin Her Bir Arıtma Kademesi Çıkışında Atıksu Kalitesinin Değişimi ve Önerilen Proses Suyu Standartları	114
Çizelge 4.12. III. arıtma Alternatifinin Her Bir Arıtma Kademesi Çıkışında Atıksu Kalitesinin Değişimi ve Önerilen Proses Suyu Standartları	116
Çizelge 4.13. Filtrasyon Hızının BDST Modeline Etkisi	120
Çizelge 4.14. Hızlı Karıştırma Ünitesinin Tasarım Değerleri	121
Çizelge 4.15. Yavaş Karıştırma Ünitesinin Tasarım Değerleri	122
Çizelge 4.16. Ön Çökeltim Tankı Tasarım Değerleri	122
Çizelge 5.1. Arıtma Alternatifleri Giriş-Çıkış Suyu Kalitesi ve BOSB'de Mevcut Proses Suyu Üretme Tesisi Su Kalitesi, BUSKİ Su Kalitesi ve Önerilen Proses Suyu Standartları	132
Çizelge 5.2. Arıtma Alternatiflerinin Ekonomik Portföylerinin ve İşletme Değişkenlerinin Literatürde Yapılan Benzer Çalışma ve Mevcut Proses Suyu Üretme Tesisiyle Karşılaştırılması	134

1. GİRİŞ

1.1. Çalışmanın Anlam ve Önemi

Tüm dünyada sanayileşme ve hızlı nüfus artışının bir sonucu olarak elverişli su kaynakları giderek azalmaktadır. Bu durum, atıksuların arıtıldıktan sonra yeniden kullanımını gündeme getirmiş ve birçok ülkede uygulama alanı bulmuştur. Özellikle endüstriyel kuruluşlarda kullanma suyunun yüksek maliyeti, mevcut su kaynaklarının ileride yetersiz kalabileceği ve kaynak israfının azaltılması konuları göz önüne alındığında arıtılmış atıksuların geri kazanılmasının önemi ortaya çıkmaktadır

Gelişmiş yörelerde yoğun sanayileşmenin meydana getirdiği düzensiz şehirleşmenin, çevre kirliliğinin önlenmesi ve tarım arazilerinin korunması, geri kalmış yörelerde ise sanayinin teşviki bakımından sanayi altyapısının hazırlanması büyük önem taşımaktadır. Bu amaçla, Devlet Planlama Teşkilatı tarafından Organize Sanayi Bölgeleri(OSB), çevre sorunlarına yol açmayacak veya minimum kılacak sanayileşmenin gerçekleştirilmesi ve yatırımların yönlendirilmesi amacıyla kullanılan bir model olarak tarif edilmiştir (Toröz ve ark.1994). Türkiye’de özellikle son yıllarda OSB’lerinin yaygınlaştığı gözlenmektedir. OSB’leri genellikle şehirlerin dışında bulunduğu için atıksularının ayrı olarak arıtılması yaygın bir uygulamadır(Akal Solmaz ve ark. 2004). Ülkemizde OSB atıksu arıtma tesislerinde arıtılmış atıksuyun geri kazanımına yönelik çalışmalar ise yeterli düzeyde olmayıp, mevcut olanlar da işletilebilirlik yönünden yetersiz kalmaktadır.

Bursa’da, yaklaşık 1000 kadar çeşitli tipte ve büyüklükte fabrikayı bünyelerinde barındıran; 1.Demirtaş Organize Sanayi Bölgesi (DOSAB), 2.Bursa Organize Sanayi Bölgesi (BOSB), 3.Organize Küçük Sanayi Bölgesi olmak üzere üç adet organize sanayi bölgesi mevcuttur (Üstün 2001).

Çalışma kapsamında ele alınan BOSB bünyesinde tekstil, otomotiv, metal ve makine, kağıt, kimya, plastik, gıda gibi çok çeşitli dallarda üretim yapan 209 firma bulunmaktadır (Azak ve ark. 2002; Anonim 2006). BOSB’deki sanayi kuruluşlarından kaynaklanan atıksu miktarları değerlendirildiğinde, tekstil endüstrisi % 72’lik bir pay ile en önemli sektörü oluşturduğu ve ortak kanaldaki atıksuyun tekstil endüstrisi atıksuyu karakterine sahip olduğu görülmektedir (Talınlı ve ark. 1995).

Tekstil endüstrisinde yıkama ve durulama prosesleri aşırı seviyede suya ihtiyaç duymaktadır. Su tüketimi tekstil endüstrisi için önemli bir konudur. Örneğin; tekstil endüstrisinde yün esaslı proseslerde 1 ton ürün için 1100 m³, pamuk esaslı proseslerde ise 1 ton ürün için 2750 m³ su tüketilmektedir. Suni ve sentetik esaslı proseslerde bu miktar 1 ton için 1750 m³'tür. Tekstil endüstrisinin farklı kollarındaki farklı üretim yöntemleri ve farklı atıksu karakteristikleri hesaba katıldığında bunların deşarj limitlerinin oluşturulması ve en uygun arıtma yöntemlerinin seçilmesi başlı başına bir sorundur (Yöntem 2000).

Günümüzde var olan su kaynaklarının giderek azalmakta olması, özellikle bu durumun Türkiye'de tekstilin kalbi olarak adlandırılan Bursa ilinde de ortaya çıkması, işletmeleri bir su krizi ile karşı karşıya getirmektedir. Üretim artışına nazaran, su kaynaklarındaki azalmanın endüstrileri, uygun kalitede su temini açısından giderek sıkıntıya düşüreceği kaçınılmazdır. Bu nedenle, arıtma tesislerinden çıkan atıksuların geri kazanımı ve proses suyu olarak tekrar kullanılması konusu özellikle 48000 m³/Gün değerinde atıksu debisine sahip BOSB açısından önem arz etmektedir.

1.2.Çalışmanın Amaç ve Kapsamı

Bu çalışmanın amacı, BOSB atıksu arıtma tesisinden çıkan 48000 m³/Gün debi değerindeki arıtılmış atıksuların fenton, kimyasal koagülasyon, kimyasal çöktürme ve iyon değişimi yöntemleri kullanılarak BOSB'de en önemli sektörü oluşturan tekstil endüstrileri tarafından proses suyu olarak tekrar kullanılabilirliğinin araştırılmasıdır.

Çalışma kapsamında, BOSB bünyesindeki endüstriyel kuruluşlar kategorize edilmiştir. Kategorizasyon çalışması neticesinde, BOSB'nin % 40 oranında tekstil ağırlıklı sektörlerden oluştuğu görülmüştür. Bu nedenle, BOSB'de mevcut olan tekstil endüstrilerinin kullandığı boyaların ve yardımcı kimyasal maddelerin miktar ve özelliklerinin tespitine yönelik bir anket çalışması gerçekleştirilmiştir.

BOSB atıksu arıtma tesisinden çıkan atıksular yaklaşık 49 aylık (17.01.2002-14.02.2006) bir süre zarfında izlenerek son 1 yıla ait atıksu özellikleri ayrıntılı bir şekilde karakterize edilmiştir. Atıksuların tekstil endüstrisinde proses suyu olarak tekrar kullanılabilirliği için literatürde daha önce yapılmış çalışmalardan ve firmaların

oluşturduğu sınır değerlerden istifade edilmiş ve proses suyu standart değerleri oluşturulmuştur.

Bu amaçla BOSB atıksu arıtma tesisinden çıkan atıksuların tekstil endüstrisinde proses suyu olarak geri kazanılmasına engel olan parametreler tespit edilmiş ve bu parametrelerin giderimine yönelik 3 farklı arıtma alternatifi belirlenmiştir. Arıtma alternatifleri fenton, kimyasal koagölasyon ve çöktürme, iyon değişimi yöntemlerinin kombinasyonlarından oluşmaktadır. Arıtma alternatifleri karşılaştırılarak atıksuyun tekstil endüstrisinde proses suyu olarak tekrar kullanılabilirliğine yönelik en uygun yöntem tespit edilmiştir. Ayrıca boyutlandırma aşamasında iyon değişimi ünitesi için BDST (Bed Depth Service Time) modeli uygulanmıştır. Tüm arıtma alternatifleri için her bir ünitenin boyutlandırılması yapılarak ilk yatırım ve işletme maliyetleri ortaya konmuştur.

2. KAYNAK ARAŞTIRMASI

2.1. Organize Sanayi Bölgeleri (OSB) Kavramı

Demografik ve sosyo-ekonomik veriler, bölgeler arasındaki gelişmişlik düzeylerindeki farklılıkların devam ettiğini göstermektedir. Doğal kaynaklardan yeterli ölçüde yararlanılamaması, nüfus hareketleri ile imalat sanayinin belirli bölgelerde yoğunlaşması gibi çeşitli faktörler bu farklılıkların oluşumunda etkili olmaktadır. Ülkemizde sanayinin bölgeler arasında dengeli dağılımını ve gelişmesini sağlamak üzere Organize Sanayi Bölgeleri kurulmuştur (Anonim 1993).

VI. Beş Yıllık Kalkınma Planı çalışmaları kapsamında kabul edilen tanıma göre OSB; ağır sanayi kompleksleri dışında, küçük ve orta ölçekli imalat sanayi türlerinin, belirli bir plan dahilinde yerleştirilmeleri ve geliştirilmeleri için, sınırları tasdikli boş arazi parçalarının gerekli altyapı hizmetleriyle ve ihtiyaca göre tayin edilecek sosyal kurumlara donatıldıktan sonra planlı bir şekilde ve belirli standartlar dahilinde sanayi için tahsis edilebilir ve işletilebilir hale getirilerek organize edilmiş sanayi bölgesidir (Koçer ve ark.1999).

Ülkemizde kurulan ilk OSB'si Bursa ilindedir ve Bursa Organize Sanayi Bölgesi (veya Pilot OSB) adı altında inşaatına 1962 yılında başlanmıştır. 1996 yılı sonuna kadar, 8582 hektar büyüklüğünde toplam 36 adet OSB'si tamamlanarak faaliyete geçirilmiştir (Koçer ve Kaya 1999). OSB'lerin sayısı 2004 yılı itibariyle 18.287 hektar büyüklüğünde 77 adete ulaşmıştır (www.sanayi.gov.tr).

OSB'lerinin sağladığı faydalar nedeniyle kurulmaya başlandığı yıllarda ve daha sonraki 10–15 yıl içinde, OSB'lerinde yaratılan çevre kirliliği, problem olarak görülmemiştir. Fakat 1980'li yıllardan sonra OSB'lerinin yaratabilecekleri çevre sorunlarıyla beraber ele alınması gerektiği daha iyi anlaşılmaya başlanmış ve Devlet Planlama Teşkilatı (DPT) tarafından özellikle çevresel kısıtların belirlenmesi yoluyla OSB'leri uygulamasına getirilebilecek yeni düzenlemelere yönelik çalışmalar başlatılmıştır (Anonim 1996).

Farklı endüstri dallarına ait fabrikaların yoğun bir şekilde toplandığı bölgenin çevre açısından bir tehdit unsuru olabildiği, OSB'lerinde görülen çevre sorunlarının, tekil bir endüstrinin ortaya çıkardığı genel çevre sorunlarından farklı olmadığı, ancak

kirliliğin (sıvı, katı, gaz atıklar) miktar ve çeşitliliği yönünden farklılık gösterdiği söz konusu olabilmektedir. Bu nedenle OSB'lerinin çevre kirliliği açısından ele alınması ve değerlendirilmesi gerekmektedir (Toröz ve ark. 1994).

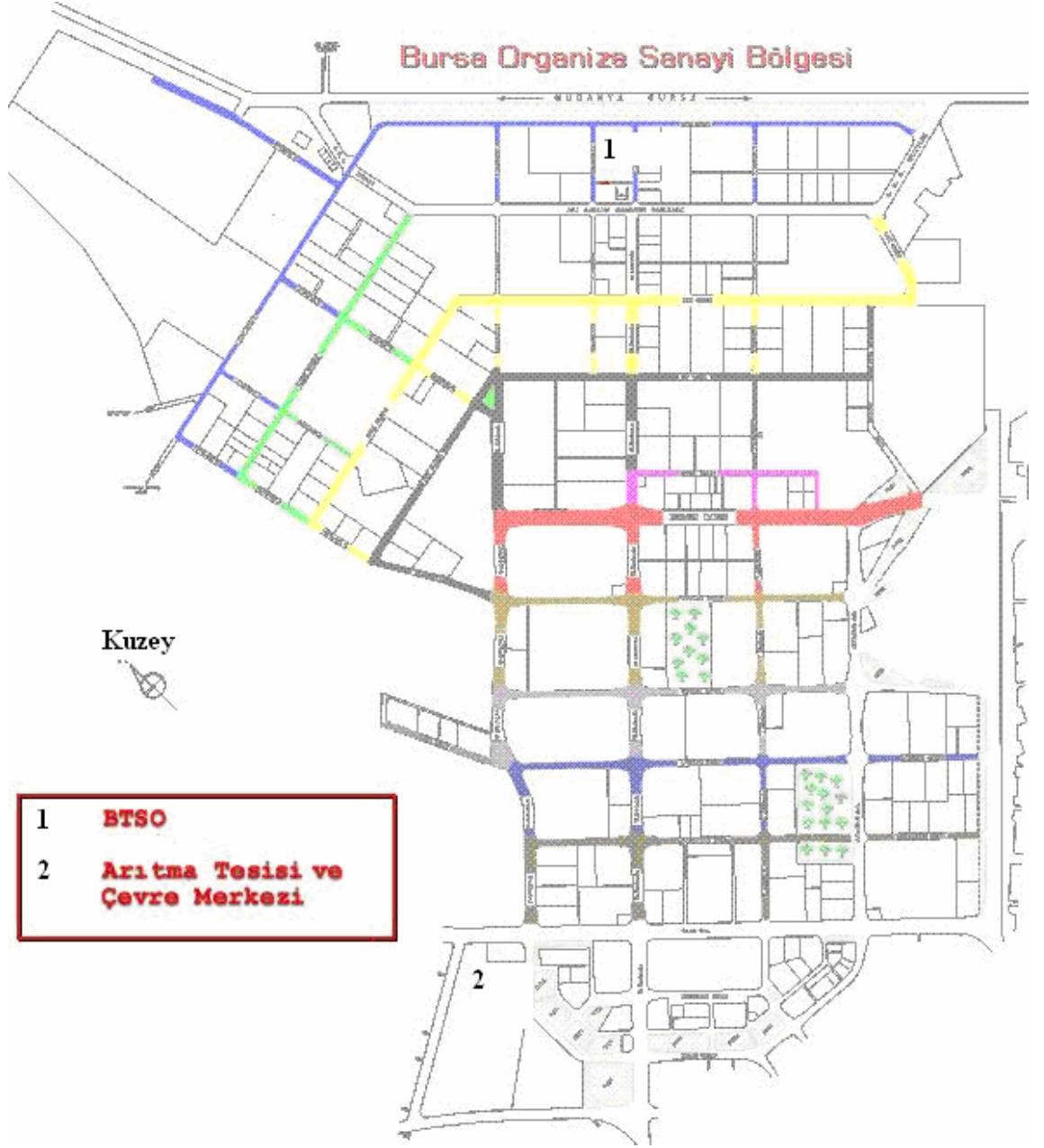
OSB'lerinde ortaya çıkan atıksu kirliliği fabrikalarda çalışan personelin kullanımıyla (banyo, tuvalet, mutfak) ortaya çıkan ve fazla miktarda organik madde(C,N,P) içeren evsel atıksular ile fabrikalardaki prosese bağlı olarak (tekstil, gıda, metal) değişik miktar ve özellikteki (ağır metaller, yağ-gres, evsel atıksulara göre yüksek KOI) endüstriyel atıksulardan oluşmaktadır.

Türkiye'de altyapısını tamamlamış 70 OSB'de 2000–2002 yılları arasında yapılan ankete göre OSB'lerden deşarj edilen atıksu miktarı 2000 yılında 75315 milyon m³ iken, 2002 yılında bu miktar % 42,8'lik bir artışla 107577 milyon m³'e çıkmıştır. Deşarj edilen atıksuların arıtılma oranı % 66 olup, atıksuların geri kazanılabilme imkanları değerlendirilmeden farklı alıcı ortamlara deşarj edilmektedir (Anonim 2005).

2.2.Bursa Organize Sanayi Bölgesi (BOSB) Mevcut Durumu

1962 yılında inşaata başlanan BOSB'de, 1964 yılında yer alan firma sayısı sadece bir iken 1984'de bu sayı 87'ye, 1996'da da 141'e ulaşmıştır (Anonim 1996). 2006 yılı itibariyle 209 firma halen faaliyetine devam etmektedir (Anonim 2006).

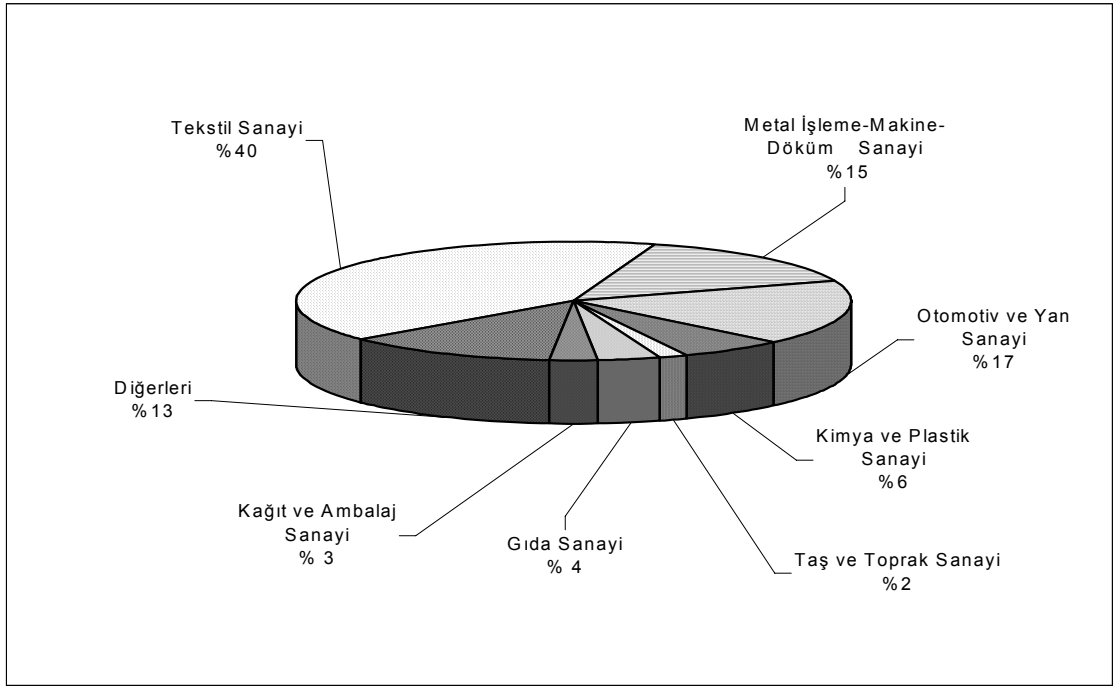
Mudanya yolu üzerinde 12. km'de bulunan BOSB'nin zamanla genişlemiş olan alanı şu anda, 6,8 milyon m²'ye ulaşmıştır. Bunun 2.450.000 m²'si altyapı tesislerinde, 3.850.000 m²'si de sanayi arsası olarak kullanılmaktadır (www.bosb.org.). Bölgede bütün altyapı hizmetleri sağlanmış durumdadır. Bütün bu hizmetlere 1992 yılından itibaren doğalgaz dağıtım şebekesi de eklenmiştir. Bölgenin yerleşim alanı Şekil 2.1'de verilmiştir.



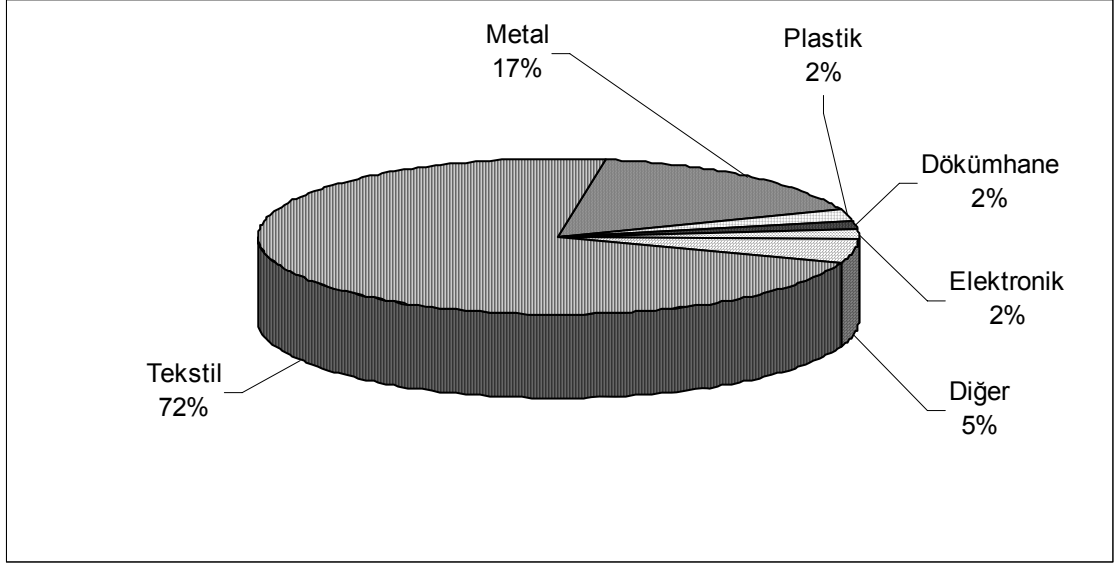
Şekil 2.1. BOSB Yerleşim Planı(www.bosb.org.)

BOSB'deki işletmelerin her birinin münferiden arıtma yapması, yer yokluğu, uygulanabilir olmaması gibi sebeplerle pratik olmayacağı düşüncesiyle toplu arıtma sistemi yapılması BOSB Bölge Müdürlüğü tarafından uygun bulunmuştur. Bu amaçla yapılan yatırım, 1998 yılı içerisinde devreye alınmış ve halen tam kapasiteyle çalıştırılmaktadır. Bu sayede, ortak ve tek bir kanalizasyondan Nilüfer Çayı'na deşarj edilen BOSB atık sularının müşterek sistemde arıtılması imkanı sağlanmıştır (www.bosb.org.).

BOSB'deki kuruluşların sanayi türüne göre sınıflandırılması yapıldığında, en ağırlıklı sanayi sektörünün tekstil sanayi (%40) olduğu görülmüştür. Otomotiv ve yan sanayi ile metal sanayi de önemli oranlara sahip olan endüstriler olup BOSB'ndeki endüstriyel kategorizasyon Şekil 2.2'de verilmiştir. Talınlı ve arkadaşlarının 1995'de yaptığı bir çalışmada, BOSB'ndeki sanayi kuruluşlarının atıksu debisi olarak dağılımı Şekil 2.3'de verilmektedir. Şekil 2.3'de görüldüğü gibi BOSB'de oluşan atıksuyun çok büyük bir yüzdesi (%72) tekstil endüstrisinden kaynaklanmakta ve günümüzde de Şekil 2.3'de mevcut olan oranlar geçerliliğini sürdürmektedir ve ortak kanaldaki atıksuyun karakterizasyonunu tekstil endüstrisi atıksuyu özelliğini taşımaktadır. BOSB bünyesinde faaliyete geçecek olan veya üretim değişikliği yapan firmaların BOSB ortak kanalına deşarj edebilecekleri 2 saatlik kompozit numunede kirletici parametrelerin alabileceği maksimum değerler Çizelge 2.1'de verilmiştir.



Şekil 2.2. BOSB'deki Kuruluşların Endüstriyel Kategorizasyonu (Anonim 2006).



Şekil 2.3.BOSB'deki Sanayi Kuruluşlarının Atıksu Debisi Olarak Dağılımı(Talınlı ve ark. 1995).

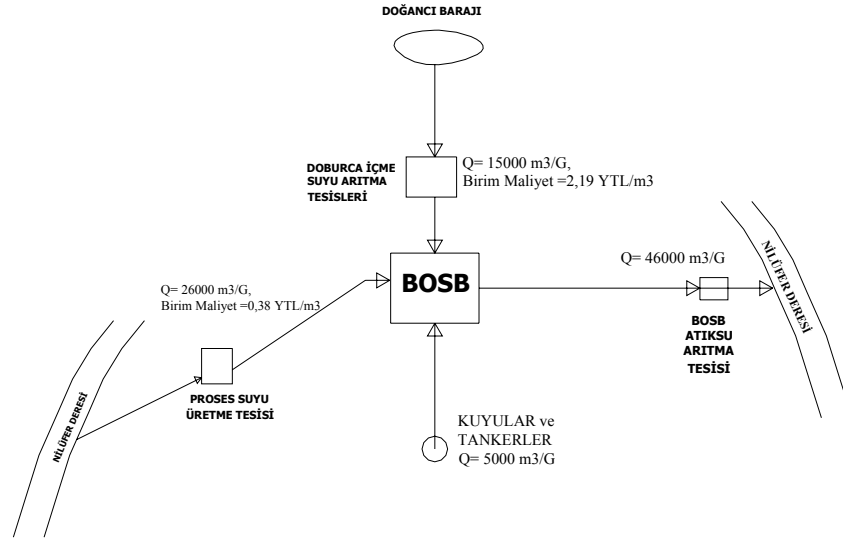
Çizelge 2.1. BOSB Bünyesinde Faaliyete Geçecek Olan veya Üretim Değişikliği Yapan Firmaların BOSB Ortak Kanalına Deşarj Kriterleri (Anonim 2003 a).

Parametre (mg/L, pH hariç)	BOSB Ortak Kanalına Deşarj Değerleri (2 Saatlik Kompozit Numune)
BOİ ₅	350
KOİ	600
AKM	250
Toplam P	2
Yağ ve Gres	50
T. Krom (Cr)	1
Krom VI	0,5
Kurşun (Pb)	1
T.Siyanür	0,5
Kadmiyum	0,1
Demir	10
Florür	15
Bakır (Cu)	3
Çinko (Zn)	5
Civa	-
pH	6-9

Çizelge 2.1 incelendiğinde, zaman içinde BOSB bünyesinde bulunan firmalardaki üretim değişikliğinden ve/veya yeni faaliyete geçecek firmalardan dolayı, BOSB atıksu arıtma tesisine gelecek kirlilik yükünün artmasının önlenmesinin amaçlandığı görülmektedir.

2.2.1. BOSB’de Su Temini Sisteminin Mevcut Durumu

BOSB’de Su Temini sistemi Şekil 2.4’de gösterildiği gibi üç ayrı hat yardımıyla sağlanmaktadır.



Şekil 2.4. BOSB Su Temini Sisteminin Mevcut Durumu

1.Hat: Doğancı Barajı’ndan alınan suyun Doburca İçme Suyu Arıtma Tesisi’nde arıtıldıktan sonra doğrudan BOSB’ne iletildiği ve Çizelge 2.2’de gösterilen 1. Sınıf su kalitesine sahip olan su temini sistemidir. Hattan 2006 yılı itibarıyla alınan günlük ortalama debi 15000 m³/Gün olup, suyun Haziran 2006 itibarıyla m³ fiyatı ortalama 2,19 YTL’dir.

2.Hat: BOSB’ne yakın Nilüfer Çayı’ndan alınan suyun OSB sınırları içerisinde bulunan proses suyu temini amaçlı arıtma ve su üretim tesisinde arıtılarak BOSB’ne iletildiği ve Çizelge 2.2’de gösterilen 2. Sınıf su kalitesine sahip olan su temini

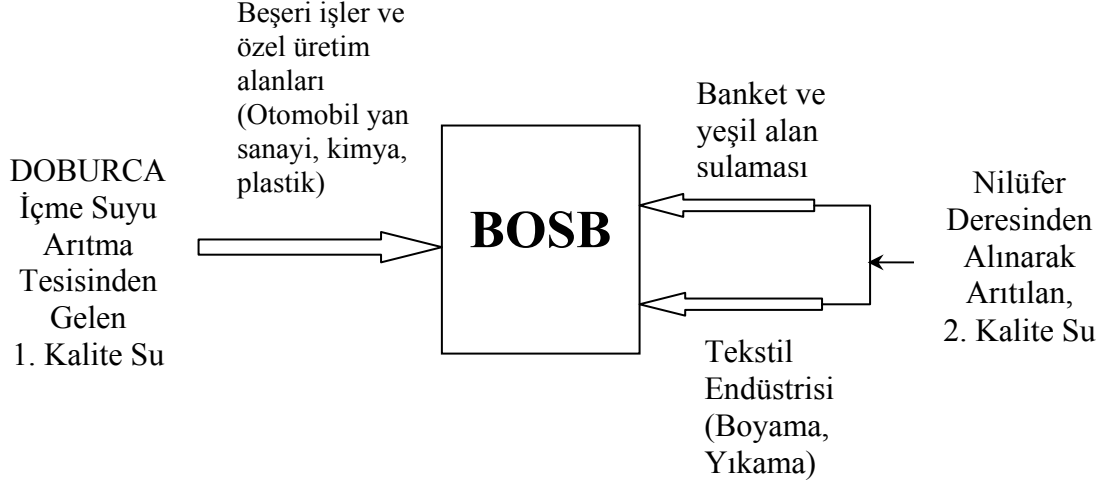
sistemidir. Bu hat yardımıyla alınan günlük ortalama debi 26000 m³/Gün (2006 yılı itibarıyla) olup, suyun Temmuz 2006 itibarıyla m³ fiyatı ortalama 0,38 YTL'dir.

Çizelge 2.2. Kıtaçi Su Kaynaklarının Sınıflarına Göre Kalite Kriterleri (Anonim 2004a)

PARAMETRE	1. Kalite Su Sınıfı Özellikleri	2. Kalite Su Sınıfı Özellikleri
pH	6,5–8,5	6,5–8,5
KOİ (mg/L)	25	50
NH ₄ -N (mg/L)	0,2	1
PO ₄ -P (mg/L)	0,02	0,16
Toplam Çözünmüş Madde (mg/L)	500	1500
Renk (Pt-Co)	5	50
Klorür (mg/L)	25	200
Sülfat (mg/L)	200	200
Demir (mg/L)	0,3	1
Bakır (mg/L)	0,02	0,05

3. Hat: Kuyular ve Tankerler: BOSB bünyesinde yer alan firmaların kendi sınırları içinde bulunan kuyulardan temin ettikleri su ile tankerlerle bölge dışından getirilip firmalar tarafından kullanılan su, diğer bir su temini hattını oluşturmaktadır. Arıtma tesisinde oluşan günlük atıksu (2006-Haziran ayı ortalaması ~46000 m³/Gün) miktarı ve proseslerde meydana gelen su kayıpları (buharlaşma neticesinde) dikkate alındığında kuyular ve tankerler yardımıyla temin edilen su miktarının 5000 m³/Gün civarında olduğu tahmin edilmektedir.

BOSB'ne farklı kaynaklardan temin edilen (Şekil 2.4.) su, Şekil 2.5'de gösterilen su dağıtım sistemi ile dağıtılmaktadır. Su dağıtım sistemi 2 temel şebeke sisteminden oluşmaktadır. Bu şebekeler; 1. kalite su şebeke sistemi ile 2. kalite su şebeke sistemidir. 2. kalite su şebeke sistemi de kendi içerisinde 2 kola ayrılmaktadır. 1. kol banket ve yeşil alanların sulanmasında suyun temin edildiği kol olup, 2. kol ise suyun tekstil endüstrisine iletildiği koldur. İhtiyaç duyulması halinde 2. kalite su şebeke sistemi, kuyular ve tankerler yardımıyla temin edilen su ile takviye edilmektedir.



Şekil 2.5. BOSB Su Dağıtım Sistemi ve Kullanım Amaçları

Her fabrikanın veya parselin iki ayrı kalite için ayrılmış su branşmanı mevcuttur. Koşulsuz olarak, her işletme ihtiyacı olan miktardaki suyu, bu şebekelerden by-pass'lı sayaç sistemleri ile alabilmektedir. 1. kalite su, karakterizasyonu itibariyle beşeri işlerde ve özel üretim alanlarında (Otomobil yan sanayi, kimya, plastik) kullanılmaktadır. 2. kalite su ise yine ayrı bir şebekeden verilmektedir ve ağırlıklı olarak tekstil endüstrisinde (boyama, yıkama) kullanılmaktadır. Yeşil alanlar için de 2. kalite özelliğine sahip su temin edilmekte ve bedelsiz olarak banketler ve toplu yeşil alanlarda kullanılmaktadır. Tüm su temini sisteminde Ø 25 mm ile Ø 700 mm arasında değişen çaplarda, pik, çelik ve polietilen borular bulunmaktadır. Tüm BOSB'de 2004 yılı için 1. ve 2. kalite su şebeke sistemleri yardımıyla yaklaşık 12,4 milyon m³/yıl su kullanılmıştır (www.bosb.org.tr/istatistik.asp).

2.2.1.1. BOSB Proses Suyu Üretim Tesisi

BOSB'deki firmaların proses suyu ihtiyaçlarını karşılamak için inşa edilen tesisin temeli 24 Eylül 2002 yılında atılmış ve 8 ayda tamamlanarak 20 Mayıs 2003 tarihinde faaliyete geçmiştir. İlk yatırım bedeli 4.995.000 YTL ve işletme maliyeti 0,38 YTL/m³ atıksu olan ve 45.000 m³/Gün su üretim kapasitesine sahip tesis yardımıyla, Nilüfer deresinden alınan su fiziksel, biyolojik, kimyasal arıtmadan

geçirildikten sonra kum filtresine tabi tutularak şebekeye iletilmektedir. Proses suyu üretim tesisindeki üniteler sırasıyla; Ön Arıtma Birimleri, -Biyolojik Arıtma Birimleri, - Kimyasal Arıtma Üniteleri olarak ifade edilebilir (Şekil 2.6). Ünitelerin özellikleri aşağıda detaylandırılmıştır (Anonim 2004 b). Şekil 2.6'da gösterilen L, B, H terimleri sırasıyla ünitelerin uzunluklarını, genişliklerini ve su derinliklerini ifade etmektedir.

-Ön Arıtma Birimleri

Su Alma ve Terfi Yapısı

Su alma ve terfi yapısı, arıtma tesisinin ilk birimi olarak inşa edilmiştir. Nilüfer çayından manuel temizlemeli ızgara ve kanal sistemi ile alınan ham su, iki adet üzerinde 30 mm delikler bulunan 1200 mm çaplı çelik krepin ile su alma haznesine alınmakta ve 4 asil 1 yedek dalgıç pompa ile tesise terfi ettirilmektedir.

Havalandırmalı Kum Tutucu

Havalandırmalı kum tutucu iki gözlü olarak inşa edilmiş olup, giriş sürgülü kapaklar ile kontrol edilmektedir. Kum tutucu üzerinde yürür köprü sistem inşa edilmiş olup, bu köprü üzerinde monteli dalgıç kum pompası ile tutulan kumlar köprü ve havuz yanındaki kanallar yardımıyla kum ayırıcıya ulaştırmaktadır. Bu sayede, kum ve su birbirinden ayrılırken, kum arabalarıyla, kum uzaklaştırılmaktadır. Sistemin havalandırılması blower (300m³/sa) ve çubuk difüzör yardımıyla gerçekleştirilmektedir. Havuz üzerinde biriken yağlar, köprü üzerinde monte edilmiş sıyrıcı paletler yardımıyla sıyrılarak havuz kenarında bulunan yağ haznesinde biriktirilerek uzaklaştırılmaktadır.

-Biyolojik Arıtma Birimleri

Havalandırma Havuzu

Havalandırmalı kum tutucu yapısından sonra kanaldan geçen su, sürgülü kapaklar ile havalandırma havuzuna alınmaktadır. Tasarımda, birleşik karbon azot giderimli işletme göz önüne alınmıştır. Havalandırma havuzu giriş suyundaki amonyak azotu önce nitrite sonra nitratlara dönüştürülür. Havalandırma havuzunun anoksik kısmına sürekli % 100 oranında geri devir çamuru devrettirilmektedir. Aerobik bölümdeki bakteriler giriş suyundaki karbon kaynaklarını kullanmaktadır ve

denitrifikasyon işlemi CO₂ ve azot gazlarının oluşması şeklinde sonuçlanmaktadır. Anoksik bölgede çökeltimin önlenmesi amacıyla dalgıç mikserler kullanılmaktadır.

Biyolojik Çökeltim Havuzu

Atıksu biyolojik çökeltim havuzu dağıtım yapısıyla, biyolojik çökeltim havuzuna iletilmektedir. Dip sıyrıcı ile sıyrılan biyokütle 200 mm çaplı çelik borular ile çamur geri devir havuzuna gönderilmektedir. Yüzey sıyrıcı ile sıyrılan köpük, köpük toplama bölgesinden çamur geri devir haznesine alınmaktadır.

-Kimyasal Arıtma Birimleri

Hızlı Karıştırma Havuzu

Hızlı Karıştırma Havuzu, 100 dev/dak ile sabit köprüye monte edilmiş karıştırıcı ile karıştırılır. Kimyasal madde olarak; sodyumhipoklorit, koagülant olarak ise ferrolin ve polialüminyumklorür (PAC) karışımı ve anyonik polimer kullanılmaktadır. Kimyasal maddelerin dozları mevsimsel olarak değişmekte olup Nilüfer Çayı'nın kirli aktığı Haziran-Ekim döneminde yüksek, yağış sularıyla bağlantılı olarak Nilüfer Çayı'nın nispeten daha temiz aktığı Kasım-Mayıs döneminde daha düşük dozlarla tesis işletilmektedir. Kimyasal maddelerin doz aralıkları sodyumhipoklorit için 50-250 mg/L, ferrolin için 6-50 mg/L, PAC için 50-300 mg/L'dir. Bu maddeler kimya binasında bulunan depolama tankları ve dozlama pompaları ile sisteme iletilmektedir. Hızlı karıştırıcı çıkış kanalında flokülasyona yardımcı olmak adına anyonik polielektrolit karıştırılmakta ve karıştırma işleminden sonra atıksu, sürgülü kapak kontrollü savaklardan dağıtılarak 600 mm çaplı çelik borular ile klariflokülatöre iletilmektedir.

Klariflokülatör

Klariflokülatör, yavaş karıştırma ve çökeltimin iç içe aynı yapı içerisinde gerçekleştiği havuzlardır. Hızlı karıştırma dağıtım yapısından gelen atıksu, klariflokülatör havuzunun orta bölmesinden havuza alınmaktadır. Daha sonra giriş yapısıyla 14 m çaplı yavaş karıştırma bölgesine iletilen atıksu düşük devirli karıştırıcılar ile karıştırılarak oluşan flokların irileşmesi sağlanmaktadır. Dip sıyrıcı ile sıyrılan floklar 200 mm çaplı çelik borular ile kimyasal çamur terfi havuzuna gönderilmektedir. Havuzlardan savaklanan arıtılmış su, buradan 600 mm. çaplı çelik boru ile hızlı kum filtresine alınmaktadır.

Hızlı Kum Filtresi

Kimyasal çökeltim havuzunda çökelemeyen ince flokların sudan ayrılması amacıyla hızlı kum filtreleri tasarlanmıştır. Kimyasal çökeltim havuzu savak yapısından gelen hamsu hızlı kum filtreleri giriş kanalına iletilmektedir. Giriş kanalı üzerinde projelendirilmiş olan 0,4x 0,4 m ebatlarındaki deliklerinden geçen su, filtre haznesine alınmakta ve filtre yataklarından geçirilerek süzülen su, filtre haznesi tabanında yer alan toplama borusu ile filtrelenmiş su toplama kanalına ve buradan da su toplama havuzuna iletilmektedir. Hızlı kum filtreleri geri yıkama suları, geri kazanma tankında biriktirilmekte ve çökelen çamur, pompa yardımıyla yoğunlaştırma havuzuna gönderilmektedir.

Çamur Yoğunlaştırma Havuzu

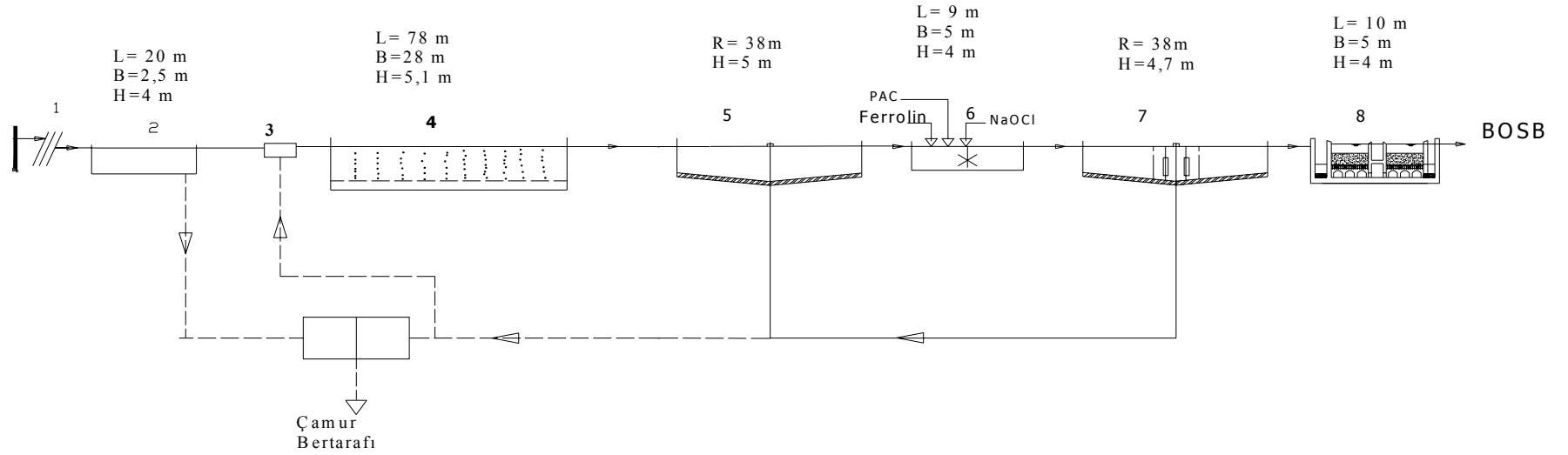
16 m çapındadır. Yoğunlaştırma havuzunda bulunan sıyırıcı, karbon çelik, epoksi yüzey korumalı malzemeden yapılmıştır. Yoğunlaştırma havuzundaki çamur, beltpres pompaları ile beltprese alınmaktadır. Çamur yoğunluğunu arttırmak için polielektrolit ilavesi yapılmaktadır.

Beltpres

Çamur yoğunlaştırma havuzundan beltpres besleme pompaları yardımıyla alınan çamur, beltprese gönderilmektedir. Beltpresden süzülen sular tesisin girişine gönderilirken çıkan çamur keki ise konveyör bant ile bir konteynırda biriktirilir.

Gaz Klor Tesisi

Klorlama işlemi gaz klor sistemi ile yapılmaktadır. Klor ile suyun temas süresini arttırmak ve son klorlama işleminin verimini yükseltmek amacıyla hızlı karıştırma havuzunda ön klorlama işlemi yapılmaktadır (Anonim 2004 b).



1-Izgaralar 2-Havalandırmalı Kum Tutucu 3-Dağıtım Yapısı 4- Havalandırma (Oksidasyon) Havuzu 5-Çökeltim Havuzu 6- Hızlı Karıştırma 7-Yavaş Karıştırma ve Çökeltim Havuzu (Klariflokülatör) 8- Hızlı Kum Filtresi

Şekil 2.6. BOSB Su Üretim Tesisi Üniteleri

BOSB Proses suyu üretim tesisi giriş ve çıkışından 2005 yılında farklı mevsimlerde alınan aylık numunelerin ortalama değerleri ile Anonim (2004 a)'e göre belirtilen 2. kalite su sınıfı özellikleri Çizelge 2.3'de verilmiştir. Çizelge 2.3. incelendiğinde mevcut su üretme tesisi ile arıtılan suyun kalitesinin ancak 2. kalite su sınıfının sınır değerlerini sağladığı, sertlik, iletkenlik ve alkalinite parametrelerinin ise mevcut tesiste giderilemediği görülmektedir.

Çizelge 2.3. BOSB Proses Suyu Üretim Tesisi'nde Çeşitli Kirlenici Parametrelerin Tesise Giriş ve Çıkış Değerleri

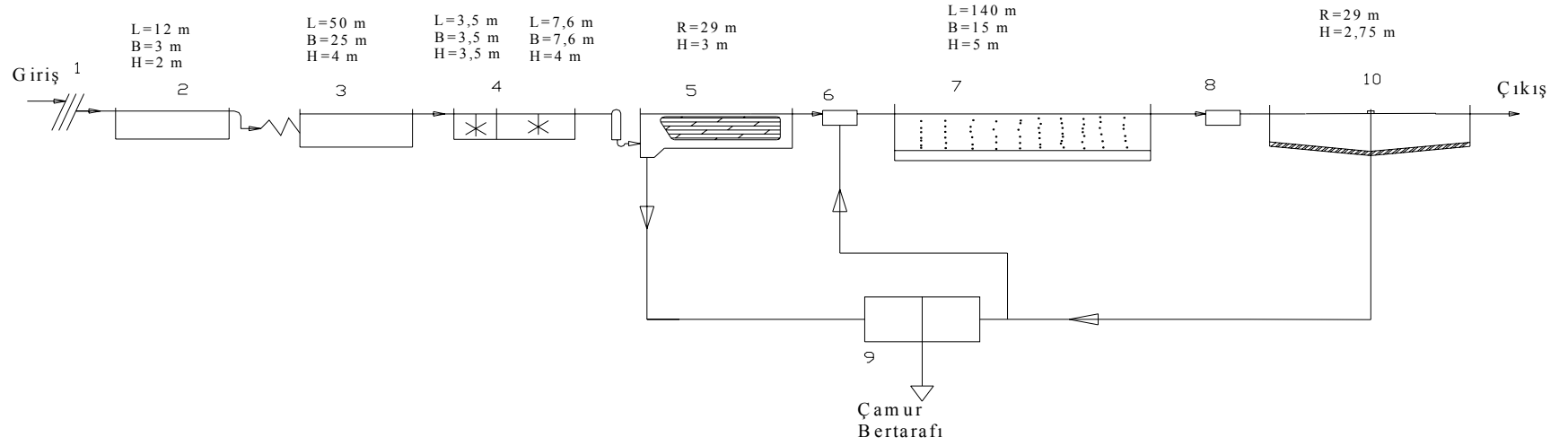
PARAMETRE	Ocak 2005		Nisan 2005		Temmuz 2005		Ekim 2005		2. Kalite Su Sınıfı Özellikleri*
	Giriş	Çıkış	Giriş	Çıkış	Giriş	Çıkış	Giriş	Çıkış	
pH	8,1	7,7	8,1	7,7	8	7,5	8	7,24	6,5–8,5
KOİ (mg/L)	377	27	133	23	337	25	573	35	50
AKM (mg/L)	128	5	136	4,9	134	1,4	187	1,6	
NH ₄ -N (mg/L)	42	1,5	13,9	0,3	31	1	36	0,02	1
PO ₄ -P (mg/L)	8	0,5	2,6	0,4	6	0,6	9	0,13	0,16
İletkenlik (µS/cm)	1904	1943	801	912	1577	1625	2250	2640	
Renk (Pt-Co)	522	3	352	4,6	547	13	550	8	50
Alkalinite (mg/L CaCO ₃)	405	280	207	162	384	259	468	350	
Sertlik (°F)	25	25	15	17	22	21	24	24	
Klorür (mg/L)	284	314	109	126	276	295	384	469	200
Sülfat (mg/L)	127	92	73	43	-	106	-	-	200
Demir (mg/L)	2,31	0	1,57	0,1	-	0	-	-	1
Bakır (mg/L)	1,64	0	1,32	0	-	0	-	-	0,05

* (Anonim 2004 a)

2.2.2. BOSB Atıksu Arıtma Tesisi

BOSB'nde faaliyet gösteren 209 firmanın, ortalama günlük atıksu debisi yaklaşık 40.000 m³/Gün değerindedir. BOSB Atıksu Arıtma Tesisi, BOSB mevcut atıksuyunu arıtmak ve gelecekteki büyüme neticesinde artan atıksu miktarını da karşılayabilmek üzere dizayn edilmiş ve bölgenin 2 km. güneyinde yer alan arazi üzerine kurulmuştur.

Zaman içinde atıksu arıtma tesisine gelecek atıksu miktarının artması ve yağışlı havalarda yağmur sularının oluşturacağı hidrolik yükün artışı ihtimaline karşılık, tesisin hidrolik kapasitesi, mevcut debi değerine % 20'lik bir ekleme yapılarak hesaplanmış ve projelendirilmiştir. Atıksu arıtma tesisi akım şeması, her bir ünitenin ebatlarıyla birlikte Şekil 2.7'de verilmiş olup, Fiziksel Ön Arıtma (mekanik ızgara, kum tutucu, dengeleme ve terfi), Kimyasal Arıtma (koagülasyon, flokülasyon, ön çökeltme), Biyolojik Arıtma(havalandırma (2 adet derin karosel tipi)), Son Çökeltme ve Çamur İşleme (çamur homojenizasyon, mekanik yoğunlaştırma, mekanik susuzlaştırma) üniteleri olarak 4 ana birimden oluşmaktadır (Anonim 1996). Şekil 2.7'de gösterilen L, B, H terimleri sırasıyla ünitelerin uzunluklarını, genişliklerini ve su derinliklerini ifade etmektedir. BOSB atıksu arıtma tesisinden çıkan atıksuların karakterizasyonu yaklaşık 49 aylık (17.01.2002–14.02.2006) bir süre zarfında izlenmiştir. Arıtma tesisi çıkış suyu kalitesinin son 1 yıla ait (07.01.2005–23.12.2005) mevsimsel değişiminin analiz sonuçlarının ortalama ve standart sapma değerleri ile SKKY Tablo 19'a (Anonim 2004a) göre alıcı ortam sınır değerleri Çizelge 2.4'de verilmiştir.



1-Izgaralar 2-Kum Tutucu 3-Dengeleme Havuzu 4-Hızlı-Yavaş Karıştırma 5-Ön Çökeltme 6-Dağıtım Yapısı I
 7-Havalandırma(Oksidasyon) Havuzu 8- Dağıtım Yapısı II 9-Çamur Yoğunlaştırma 10- Son Çökeltme

Şekil 2.7. BOSB Atıksu Arıtma Tesisi Akım Şeması

Çizelge 2.4. BOSB’de Atıksu Arıtma Tesisi Çıkış Suyu Kalitesinin 1 Yıllık (07.01.2005-23.12.2005) Mevsimsel Değişiminin Analiz Sonuçlarının Ortalaması, Standart Sapması ve Sınır Değerleri.

Parametre	Atıksu Arıtma Tesisi Çıkışında Ölçülen Kirlilik Parametrelerinin Aralıkları				SKKY Tablo 19 Sınır Değerleri (Kompozit Numune 2 Saatlik)*	
	(mg/L, pH hariç)					
	Kış	İlkbahar	Yaz	Sonbahar		
pH	7,33±0,28	7,69±0,21	7,77±0,24	7,63±0,29	6-9	
AKM	90±66	105±67	89±46	39±29	200	
KOİ	220±113	213±67	246±64	107±30	400	
PO ₄ -P	1,25±0,70	1,6±0,6	1,70±1,05	0,82±0,41	2	
Bakır (Cu)	0,99±0,77	1,00±0,44	0,90±0,50	0,66±0,40	3	
Florür(F ⁻)	0,28±0,16	0,40±0,19	0,48±0,26	0,33±0,26	15	
Siyanür (CN ⁻)	0,07±0,15	0,03±0,01	0,04±0,02	0,03±0,02	1	
T. Krom (Cr)	0,12±0,06	0,09±0,05	0,12±0,06	0,12±0,03	2	
Krom (Cr ⁺⁶)	0,12±0,10	0,21±0,09	0,17±0,1	0,17±0,1	0,5	
Çinko (Zn)	0,40±0,17	0,37±0,13	0,41±0,16	0,38±0,21	5	
Demir(Fe)	4,54±2,87	3,60±1,62	6,94±3,19	3,27±2,87	10	
Kadmiyum(Cd)	<0,02	<0,02	<0,02	<0,02	0,1	
Yağ ve Gres	<10	<10	<10	<10	20	
Azot (TKN)	13,86±10,31	44±12	42,83±11,38	25,28±10,91	-	
Sülfat	199±21	225±45	276±46	259±47	-	
Kurşun (Pb)	0,19±0,11	0,17±0,08	0,19±0,08	0,17±0,06	2	
Civa(Hg)	<0,02	<0,02	<0,02	<0,02	-	

* (Anonim 2004 a)

Çizelge 2.4.’den görüldüğü üzere BOSB’de mevcut arıtma tesisinin iyi işletilmesi durumunda arıtma tesisinden çıkan arıtılmış atıksular her mevsimde Su

Kirliliği Kontrol Yönetmeliği (SKKY) Tablo 19’da verilen alıcı ortama deşarj standartlarını sağlamaktadır. Ancak Arıtma tesisi çıkış suyunda SKKY’nde (Anonim 2004a) kirletici parametre olarak belirtilmeyen renk parametresinin yoğunluğu çıplak gözle bile rahatlıkla tespit edilebilecek düzeydedir.

Alıcı ortam deşarj standartlarını sağlayan atıksuların proses suyu olarak değerlendirilmesinde atıksu içeriğinde bulunan kirleticiler problem oluşturmaktadır. Örneğin Fe^{+2} , Mn^{+2} metalleri tekstil endüstrisi ağartma proseslerinde kumaşta sarımsı lekelerle neden olmakta ve proses kimyasallarıyla (H_2O_2) tepkimeye girip selulozik liflere zarar vermektedirler. Toplam çözünmüş katı madde (TÇKM) ise tekstil endüstrisinde kullanılan boyalarla ve yardımcı kimyasallarla girişime neden olarak üretim kalitesini düşürmektedir. Sertlik parametresini oluşturan Ca^{+2} ve Mg^{+2} iyonları ise tekstil endüstrisinde kullanılan sabunlarla çözünmeyen çökelekler oluşturmaktadır. Bu çökelekler yapışkan yapılarından dolayı kumaşa yapışarak boyama kalitesini düşürmektedirler. Aynı zamanda Ca^{+2} ve Mg^{+2} iyonları yüzey aktif maddeleri ve bitim işlemlerinde kullanılan bazı kimyasallarla girişim yapmaktadır. Renk parametresinin proses suyundaki varlığı ise özellikle boyama proseslerinde kumaş üzerinde açık veya koyu renkli gölgeye neden olarak ürün kalitesini düşürmektedir (<http://www.p2pays.org/ref/07/06646.pdf>).

2.3. Atıksularda Renk Parametresi

2.3.1. Renk ve Boyarmadde Tanımı

Renk organik bileşiğin yapısında yer alan ve “kromofor grup” adı verilen grupların özelliklerine bağlı olarak görünür ışığın belli dalga boyundaki kısımlarını yutması ve geri kalan dalga boylarını yansıtması sonucunda göz tarafından karakteristik renkte görülmesi şeklinde tanımlanabilir. Kromofor grupların görünür ışığı oluşturan dalga boylarında yuttuğu kısma “absorblanan renk”; yansıttığı kısımlara ise “komplementer renk” adları verilir. Örnek olarak kromofor gruplar sadece sarı-yeşil renge karşı gelen ışınlar için dalga boyunu absorblarsa, diğer renklere karşı gelen dalga boylarını yansıtacağından menekşe renkli olarak görünür. O halde göze çarpan renk (komplementer renk) tayfin absorblanmayan kısımlarının bıraktığı etkidir (Vigo 1994).

Işık absorpsiyonu için molekülde doymamışlık şarttır. Absorpsiyonun tarifi için maddenin belirli bir dalga boyundaki Absorpsiyonun maksimum şiddeti verilir. 2500 – 10000 Å arası seçimli absorpsiyon yapan gruplara da daha önce de belirtildiği gibi “kromofor gruplar” denir. Üzerinde kromofor bir grup taşıyan bileşiğe ise “kromojen” adı verilir. Kromofor grupları, nitro (R.NO₂), nitrozo (-N₂O), azo (-N=N-), karbonil (C=), etilenik çifte bağ (-C=C-), tiyokarbonil (-C=S) gibi çifte bağlı gruplardan oluşur (Sevimli 2000).

Organik bir bileşiğin boyar madde olması için molekülde kromofordan başka oksokrom amino (-NH₂), yer değiştiren amino (NHR₂ - NR₂), hidroksil (-OH), metoksil (-OCH₃), sülfonik (SO₃H) ve karboksil (COOH) gruplarında bulunması gerekir. Asidik boyar maddelerin oksokrom grupları genellikle fenol hidroksili, bazik boyar maddelerin oksokrom grupları ise NH₂ - NR₂ ve NHR gibi bazik gruplardır. Oksokromlar renkli organik bir bileşiğe iki sebeple boyar madde özelliği kazandırır.

1. Oksokrom gruplar elektron kaynağı olup ortaklanmamış elektron çift veya çiftleri içerir. Bu elektron çiftleri hem daha uzun dalga boylarının Absorblanmasını (rengin yoğunluğunun artışı) ve hem de az konsantrasyonla daha çok Absorpsiyon yapmasını (rengin şiddetinin artışı) sağlar.

2. Oksokrom gruplar mordan boyar maddelerin kumaşla birleşmesini sağlar.

Cisimlerin renklendirilmesi boyamak kelimesi ile ifade edilir. Cisim yüzeyinin dış etkilerden korunması yada güzel bir görünüm sağlaması için kullanılan maddelere “boya” denir. Boyalar, anorganik yapılı ve uygulandıkları yüzeyle hiçbir kimyasal etkileşmeye girmeyen maddelerdir.

Kumaş, iplik gibi maddelerin renkli hale getirilmesinde kullanılan maddelere “boyarmadde” denir. Bütün boyarmaddeler organik yapılı ve süspansiyonlar veya çözeltiler halinde bulunurlar. Farklı kimyasal yapılarından dolayı, cisme çeşitli boyama yöntemleriyle uygulanırlar ve cismin yüzeyi ile kimyasal veya fizikokimyasal etkileşime girerler.

Boya ve boyarmaddeleri birbirlerinden ayıran en önemli özellik, boyaların kazıma, silme ve yıkama gibi fiziksel işlemlerle uygulandıkları alandan kolaylıkla giderilebilmesi, bunun yanında boyarmaddelerin fiziksel işlemlerle uygulandıkları alanlardan giderilmesinin mümkün olmamasıdır (Uşak 2003).

2.3.2. Rengin Önemi

Yüzeysel suların hemen hemen hepsi, özellikle de bataklık alanlardan beslenenler renklidir ve bu özelliklerinden dolayı renk giderimi yapılmaksızın evsel ve endüstriyel amaçlarla kullanımları uygun değildir. Ağaçlardan dökülen çeşitli yapraklar, kabuklar ve bitki artıkları, kütük gibi maddelerin su ile teması ve organik madde olarak çürümesi, renkli maddelerin oluşmasına neden olur. Tanin, humik asit ve ligninin parçalanmasından ortaya çıkan tuzlar en önemli renk verici yapılardır. Demirin (+3), humik asit ile oluşturduğu tuzu ve ürünleri renk oluştururlar.

Gerçekte suyun doğal rengini eksi (-) yüklü kolloidal partiküller oluşturur. Bundan dolayı, üç değerlikli bir metal iyonuna sahip tuzların ortama eklenmesi (Al^{3+} , Fe^{3+}) ile yapılan koagülasyon, bu rengin giderilmesini sağlar.

Yüzey suları oldukça renkli görünümde olabilir. Bunun nedeni, renkli askıda katı maddelerdir. Drenaj alanı kırmızı killi toprak olan akarsular, bu havzalardan geçişleri sırasında oldukça renkli olurlar. Doğal bileşiklerden dolayı sularda oluşan renk, suya zararlı veya toksik özellikler vermez. Doğal yapıdaki renkli maddeler suya kahverengi-sarı bir renk verirler. Bu tür suların estetik ve psikolojik nedenlerden dolayı içme suyu olarak kullanılması istenmez. Askıda maddelerin neden olduğu renge “Görünen Renk” denir. Su analizlerinde, görünen ve gerçek renk arasındaki farkı belirlemek önemlidir. Suyun gerçek rengi, askıda katı maddeler tamamı ile giderildikten sonra ölçülmelidir. Renk yoğunluğu genellikle pH'nın yükselmesiyle artar. Bundan dolayı, pH değerlerine göre renk için bir tahminde bulunulabilir.

Yüzey suları, renk derecesi yüksek atıksuların deşarjları ile de renklenebilir. Bu tür atıklar arasında en dikkate değer olanları tekstil endüstrilerinin boya üniteleri ve kağıt endüstrilerinin kağıt hamuru ünitelerinden gelen renkli atıksulardır. Boya endüstrisi atıksuları çok çeşitli olabilir. Kağıt hamuru ünitelerinden çıkanlar ise, içinde lignin türevleri ve çok miktarda çözünmüş madde içeren atıksulardır. Lignin türevleri çok renk verici ve biyolojik faaliyetlere dayanıklıdır. Bu maddelerin çoğu doğal su çevrimi içinde parçalanır (Gönder 2004).

Özellikle tekstil işletmelerinde alıcı ortama deşarj standartlarını sağlama konusunda, arıtma tesisinin iyi işletilmesi durumunda bir güçlükle karşılaşılmamaktadır. Ancak renkli suların alıcı ortama deşarjı, estetik açıdan olumsuz bir görünüşe neden

olduğu gibi güneş ışığının derinlere nüfuz etmesini de engellemektedir. Arıtılmış suların renk dışında geri kullanılabilirliği açısından herhangi bir sorunu bulunmamaktadır. SKKY'ne göre belli bir standardı olmayan renk parametresi, son zamanlarda deşarj izni alacak veya deşarj iznini yenileyecek olan endüstrilerde sıkıntı yaratmaktadır (Pala 2000). Ayrıca renk parametresi Avrupa Birliği'ne (AB) giriş sürecinde, deşarj izni alacak veya deşarj iznini yenileyecek olan endüstriler için de problem oluşturacaktır.

2.3.3. Renk Ölçüm Metotları

Renk ölçümü yapılmadan önce numunenin bulanıklığı giderilmelidir. Bulanıklık giderilirken dikkat edilmesi gereken nokta rengin korunmasıdır. Bulanıklığın giderilmesi için filtrasyon ve santrifüj yöntemleri kullanılmaktadır. Filtrasyon ile bulanıklığın giderilmesi bazı durumlarda gerçek rengin de giderilmesini sağlar. Santrifüj yönteminde ise; santrifüj hızına, numunenin miktarına ve özelliğine bağlı olarak farklı sonuçlar elde edilebilir.

Sularda renk tayini, görsel karşılaştırma metodu ile ve spektrofotometre, kolorimetre gibi renk ölçme cihazları yardımıyla enstrümental olarak gerçekleştirilir. Görsel karşılaştırma metodu içme suyunda renk tayini için uygun bir yöntemdir. Fakat endüstriyel atıksularda bu yöntem kullanılmaz. Endüstriyel atıksularda renk, renk ölçme cihazları yardımıyla tayin edilir (APHA 1998).

2.3.3.1. Görsel Karşılaştırma Metodu

Bu yöntemde renk, bilinen konsantrasyonlardaki renkli standart çözeltilerle numunenin karşılaştırılması vasıtasıyla tespit edilir. Karşılaştırma işlemi özel olarak yapılmış ve uygun bir şekilde kalibre edilmiş renkli cam disklerle yapılır. Platin-Kobalt metodu standart bir metottur. 1 mg/L platin ile üretilen renk, standart renk birimi olarak kabul edilir. Ölçümlerde 500 mg/L platin içeren K_2PtCl_6 'dan stok çözelti hazırlanır. Uygun tonu sağlamak için kobalt klorür eklenir. Stok çözeltinin rengi 500 birimdir. Çalışma standartları bu çözelti seyreltilerek hazırlanır. Standart çözeltiler, "Nessler Tüpleri" olarak adlandırılan camdan yapılmış renk karşılaştırma tüplerine konur. 0'dan 70'e kadar olan tonlarda çalışılır. Eğer numune 70 birimden fazla renge sahipse, ölçüm

numunenin destile su ile seyreltilmesinden sonra yapılır ve sonuçlar seyrelme göz önüne alınarak hesaplanır. Platin-kobalt metodu, içilebilir suların ve doğal maddelerin oluşturduğu rengi içeren sularda yapılan renk ölçümlerinde kullanılır. Aşırı renkli ve endüstriyel atıksular için uygulanabilir değildir (Samsunlu 1999). Bu amaçla RES (Renklilik Sayısı) parametresi önerilmiştir (Barlas 1999).

Çok hafif bir bulanıklık bile, görülen rengin gerçek renkten çok büyük çıkmasına neden olur. Bu nedenle bulanıklık, gerçek rengin ölçümünden önce giderilmelidir. Suyun renk değeri, pH'daki artışa bağlıdır. Renk değerleri kaydedilirken, tespit edilen her renk için pH değeri belirtilmelidir (Samsunlu 1999).

2.3.3.2. Spektrofotometrik Yöntem

Filtre edilmiş numunenin rengi, numuneyi izlerken duyulan hisleri tarif eden terimlerle ifade edilir. Renk (kırmızı, yeşil, sarı vb.) “baskın dalga boyu” terimi ile parlaklık derecesi “luminans” terimi ile doygunluğu ise “saflık” terimi ile ifade edilir. Bu değerler en uygun şekilde, filtre edilmiş numunenin ışık geçirgenliği karakteristiğinden spektrofotometre yardımıyla tespit edilir (APHA 1998). Spektrofotometrik metot içme sularına, yüzeysel sulara, evsel ve endüstriyel atıksulara uygulanabilir

2.3.3.3. Tristumulus Filtre Metodu

Filtre Fotometresi içindeki fotoelektrik pil ve özel ışık kaynağı ile donatılmış 3 adet tristumulus filtresi, genel kontrol amaçlarına uygun renk verileri oluşturmak için kullanılır. Çözeltiden geçen tristumulus ışığının yüzdesi her 3 adet filtre için de belirlenir. Belirlenen transmittans değerleri trikromatik sabitlere ve renk karakteristiği değerlerine dönüştürülür. Bu yöntem içme sularına, yüzeysel sulara, evsel ve endüstriyel atıksulara uygulanabilir. Bazı durumlar dışında spektrofotometrik yöntemle benzer sonuçlar verir (APHA 1998).

2.3.3.4. ADMI Tristumulus Filtre Metodu

Bu metot tristumulus metodunun geliştirilmesiyle elde edilmiştir. Bu yöntemle numunenin rengi renk tonuna bağlı olarak, Adams-Nickerson tarafından bulunmuş olan formül yardımıyla numuneler arasındaki renk farklılıkları hesaplanarak belirlenir. Örneğin iki numunenin rengi görsel olarak birbirinin aynısıysa ADMI renk değerleri de aynı olacaktır. Yöntemin modifikasyonu Amerikan Boya İmalatçıları Enstitüsü tarafından yapılmıştır (APHA 1998).

2.3.3.5. Renklilik Sayısı (RES)

Hazen (Pt-Co) renk ölçüm yöntemi sadece doğal suların renk ölçümünde kullanılabilir. Hekzakloroplatinat standart çözeltisiyle numunenin gözle karşılaştırılmasıyla rengin “mg/L Pt-Birimi” şeklinde belirlendiği bu yöntemde çevre kirlenici metaller kullanıldığı için özellikle Avrupa Birliği ülkelerinde Hazen yöntemi terk edilmektedir. 1994 yılında yayınlanan uluslararası Avrupa Normu EN ISO 7887’ye göre doğal sular ve açık renkli endüstriyel atıksuların rengi optik bir cihaz yardımıyla ölçülmektedir. Burada sözkonusu olan, numunenin 0,45 µm membran filtreden süzülmesinden sonra ölçülen “gerçek renk” tir. Bir su numunesinin renginin şiddeti, en yüksek absorpsiyonlarının görüldüğü dalga boylarındaki ışık absorpsiyonları ile karakterize edilir ve ekstinksiyonun bir spektrofotometre yardımıyla ölçülmesiyle de kantitatif olarak belirlenir. Genel olarak sarı-kahverengi renge çalan suların çoğu ve evsel atıksu arıtma tesislerinin çıkış suları $\lambda=436$ nm boyunda ölçülürler. Endüstriyel atıksu arıtma tesislerinin çıkış suları kesin ve belirli ekstinksiyon maksimumları göstermezler. Bu tip suların renklerini belirleyebilmek için belirli dalga boylarında ölçümler yapılır. Endüstriyel atıksuların rengini yukarıda verilen uluslararası norma göre belirleyebilmek için görünür ışık spektrumu içinde yer alan üç dalga boyu seçilmiştir:

$$\lambda (1) = 436 \text{ nm}$$

$$\lambda (2) = 525 \text{ nm}$$

$$\lambda (3) = 620 \text{ nm}$$

$\lambda = 436 \text{ nm}$ (Hg 436 nm)'de ölçüm zorunludur. λ (2) ve λ (3) dalga boylarında ise belirlenen değerlerde çok az sapmalar olabilir. Karakterizasyonun daha iyi olması için ekstinksiyon maksimumuna yakın değerlerde de ölçüm yapılması faydalı olabilir.

Ölçümden önce çözünmemiş maddelerin girişimini önlemek için su numunesi filtre edilmelidir. Fakat filtrasyonun kendisi de bazı istenmeyen durumlara neden olabilir (örnek: Hava ile temas sonucu oluşabilecek çökelmeler).

Demir ve mangan bileşikleri filtre tarafından tutulabilir veya bu esnada renkli bir oksidasyon basamağına yükseltgenebilirler. Çok ince kolloidlerin varolması durumunda berrak bir süzüntü elde edilemeyebilir. Bu durumda sonuçlar verilirken kolloid partiküllerin varlığından da bahsedilmelidir (Barlas 1999).

2.4. Renkli Atıksu Oluşturan Endüstriler

Suyun kendisi genellikle renksizdir. Fakat bazı durumlarda yüzeysel sular hümik asit, hümatlar, tanin, çürümüş plankton ve akuatik bitkiler gibi doğal renklendirici maddelerle ya da insan üretimine dayana boyalar gibi çeşitli maddelerle renkli hale gelebilmektedir. Tekstil, kağıt, plastik, deri, gıda ve kozmetik sanayi gibi bir çok sanayi dalında boyalar ya da pigmentler ürünleri boyamada kullanılmaktadır. Uygulamadan arta kalan fazla miktardaki boya atıksu içerisine karışmakta ve oradan da su kaynaklarına ulaşmaktadır. Sucul çevre içerisinde bulunan boyaların,

- 1) Boya üreticileri
- 2) Boya kullanıcıları (tekstil, kağıt endüstrisi v.b.)
- 3) Üretilen üründen sızan evsel kökenli deşarjlar.

olmak üzere başlıca üç kaynağı bulunmaktadır (Holme 1984).

Boyaların yoğun olarak kullanıldığı tekstil boyama prosesleri çevresel problemlere neden olup gelişmiş ülkelerde suların boyalarla kirletilmesi oldukça önemli bir problemdir (Georgiou ve ark. 2002). Bazı endüstriler, boyaları ürünlerinin renklendirilmesinde kullanırlar. Bu yüksek boya içeriği atıksularla deşarj edildiğinde oksijen alma kapasitesi azalır ve güneş ışığının engellenmesiyle sucul ortamdaki biyolojik aktivite bozulur (Pala 2000).

Alıcı ortamdaki atıksular düşünülürğünde, evsel kaynaklardan gelen deşarjlar fazla önemli değıldir. Fakat boya üreticileri ve boya kullanıcıları tarafından su ortamına bırakılan boyar maddeler alıcı ortam için oldukça tehlikeli olmaktadır. Ayrıca kağıt, deri, gıda endüstrilerinde ve zeytinyağı üretiminde de renkli atıksular ortaya çıkabilmektedir.

Kağıt ve kağıt hamuru endüstrisinin en önemli üretim prosesi olan kraft (sülfat) prosesi sonucunda, beyazlatma (ağırtma) amacıyla kullanılan biyolojik olarak ayrışması zor olan klorlu bileşikler, atıksuyun renk ve KOİ içeriğine önemli ölçüde katkıda bulunmaktadırlar (Gönder 2004).

Deri endüstrisinde boyama prosesi yağlama işlemi sonrasında uygulanan bir prosestir. Bu proseste çeşitli boyalar ile deriler boyanır. Daha çok sentetik boyalar kullanılır. Boyama ve yağlama prosesleri sonucunda yüksek kirlilik içeren yoğun renkli atıksu oluşur (Alve ve Pinho 2000).

Ekmek mayası endüstrisi atıkları, yüksek biyolojik oksijen ihtiyacı, kimyasal oksijen ihtiyacı ve rengi nedeniyle önemli bir kirlilik kaynağıdır. Bu endüstride kullanılan şeker pancarı melasları yüksek moleküler ağırlıklı melonoidin tipindeki koyu kahverengi renklendiriciler içermektedir. Ekmek mayası fabrikalarında yüksek ve düşük kirlilik yüküne sahip 2 tipte atıksu üretilmektedir. Yüksek kirlilik yüküne sahip olan atıksudaki başlıca kirlilik bileşenleri KOİ ve renktir (Mutlu ve ark. 2002).

Zeytinyağı fabrikası atıksuları zeytinyağı ekstraksiyonu sonrasında oluşan koyu kırmızı (siyaha yakın) renkli atıksulardır. Şeker, tanin, pektin, lipid ve fenolik bileşenlerin sebep olduğu yüksek organik içeriklerinin yanı sıra taninlerin ve düşük moleküler ağırlıklı fenolik bileşiklerin polimerizasyonu sonucu oluşan koyu renkleri ile de karakterize edilirler (Kestioğlu ve ark. 2004).

Bu çalışma kapsamında renkli atıksuyu oluşturan sektör, tekstil ağırlıklı (%72) karışık endüstriyel atıksu özelliğı taşıdığından, tekstil endüstrisi atıksularında renk oluşturan boyarmaddelerin ve yardımcı kimyasal maddelerin değerlendirilmesi Bölüm 2.4.1'de detaylandırılmıştır.

2.4.1. Tekstil Endüstrisi Atıksularının Renk Oluşturan Boyarmaddeler ve Yardımcı Kimyasal Maddeler Açısından Değerlendirilmesi

Tekstil endüstrisinde uygulanan ıslak proseslerde fazla miktarda su ve kimyasal maddeler kullanılmaktadır. Kullanılan kimyasal çözeltiler inorganikler, polimerler ve organik maddeler eklenerek çok çeşitli kimyasal kompozisyona sahip dağılım göstermektedir (Mishra ve Tripathy 1993, Banat ve ark. 1996, Juang ve ark. 1996).

Karışık haldeki ham atıksuların kompozisyonunda yoğun renk(kalıntı boyalar tarafından suya verilmektedir), yüksek sıcaklık (birçok işlemdeki reaksiyonlar yüksek sıcaklık gerektirir), organik maddelerin verdiği kirlilik(genelde evsel atıksuyun içerdiği ortalama kirlilik kadardır), yüksek miktarda kalıntı KOİ konsantrasyonu (yüksek moleküllü sentetik tekstil malzemeleri ve boyalar nedeniyle oluşur), yüksek iletkenlik (kullanılan tuzlar nedeniyle oluşur), yüksek AOX, sülfür ve metal konsantrasyonları (klorlu ağartma maddeleri ve halojenlerden, sülfürlü ve diğer boyalardaki ağır metallere oluşur) bulunmaktadır (Minke ve Rott 1999).

Çok düşük konsantrasyonlarda bulunmalarına rağmen atıksudaki boyalar istenmeyen bir görüntü oluştururlar (Nigam ve ark. 2000). 100.000 den fazla ticari boya maddesi olup yıllık 7×10^5 tonun üzerinde boya maddesi üretilmektedir (Meyer 1981, Zollinger 1987, Robinson ve ark. 2001).

Boyama, diğer tekstil prosesleri olan hazırlama, yıkama ve aprelemeye nazaran oldukça fazla miktarda su ve kimyasal madde tüketen bir prosesdir. Boyama işleminden gelen atıksuların içerisinde önemli miktarda boya banyo kalıntıları ve fiske olmamış boyarmaddeler bulunmaktadır (Grau 1991).

Boylar, üzerlerinde bulundukları kromofor guruplarına göre (nitrozo, nitro, azo, azoik, antrakinin, indigoit vb.) veya uygulama metotlarına göre (asit, bazik, dispers, vat, reaktif, direk vb.) sınıflara ayrılırlar (Correria ve ark. 1994). Çizelge 2.5'de çok kullanılan ve elyafa uygulanışına göre sınıflandırılmış boyaların, karakteristikleri, uygulama metotları ve diğer özellikler verilmiştir. Çizelge 2.6'da ise boyarmaddelerin karakteristikleri ve elyafa uygulanma şekilleri verilmiştir.

Çizelge 2.5. Boyaların Kimyasal Yapıları ve Kullanımlarına Göre Sınıflandırılması (Correia ve ark. 1994).

KİMYASAL SINIF	ELYAF TİPİ/BOYA SINIFI															
	Selülozik					Protein		Selüloz ester	Poliamid			Polyester		Poliakrilik		
	Direk	Sülfür	Naftol	Vat	Reaktif	Asit	Mordan	Dispers	Asit	Dispers	Asit	Dispers	Katyonik	Asit	Dispers	Katyonik
Nitroso						✓	✓	✓	✓	✓		✓		✓	✓	
Nitro						✓	✓	✓	✓	✓		✓		✓	✓	
Azo	✓				✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓
Azoik			✓													
Stilben	✓				✓											
Karotenoid	✓				✓											
Triarilmetan						✓	✓		✓		✓		✓	✓		✓
Ksanten						✓	✓		✓		✓		✓	✓	✓	✓
Akridin		✓									✓		✓			✓
Kinolin	✓					✓		✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓
Metin	✓										✓		✓			✓
Tiazol		✓			✓		✓				✓		✓			✓
Azin		✓				✓			✓		✓		✓	✓		✓
Oksazin	✓	✓					✓				✓		✓			✓
Tiazin		✓		✓							✓		✓			✓
Sülfür		✓		✓												
Antrakinon	✓			✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓
İndigoit				✓		✓			✓					✓		
Fitalokyanin	✓	✓	✓	✓	✓	✓			✓		✓		✓	✓		

Çizelge 2.6. Uygulanmalarına Göre Boya Sınıflaması (Bayduz 1996).

Boya Sınıfı	Karakteristikleri	Elyaf Tipi	Boya-Elyaf Tutunma Mekanizması
Asit	Anyonik Suda çözünürlüğü yüksek Yaş haslıkları zayıftır	Naylon Yün	İyonik bağ
Metal kompleks asit boya (boya molekülleri krom ve kobaltla kompleks halde bulunur)	Anyonik Suda çözünürlüğü düşük Yaş haslıkları iyidir	Naylon Yün	İyonik bağ
Direkt	Anyonik Suda çözünürlüğü yüksek Yaş haslıkları zayıftır		İyonik bağ
Bazik veya katyonik	Katyonik Suda çözünürlüğü yüksek	Akrilik	İyonik bağ
Dispers	Kollodial dispersiyon Suda çok düşük çözünürlük Yaş haslıkları iyidir	Polyester Naylon Akrilik Selüloz,asetat	Kollodial impenyasyon adsorpsiyonu
Reaktif	Anyonik Suda çözünürlüğü yüksek Yaş haslıkları iyidir	Pamuk Viskon Yün	Kovalent bağ
Sülfür	İplikle reaksiyonundan sonra Kollodial Suda çözünmez Yaş haslıkları iyidir	Pamuk Viskos	Boya banyoda ipliğe çöktürülür
Vat	Sülfür boya gibi	Pamuk Viskos	Boya banyoda ipliğe çöktürülür
Azoik	Sülfür boya gibi	Pamuk Viskos	Boya banyoda ipliğe çöktürülür
Mordan veya krom	Anyonik Suda çözünür Yaş haslıkları iyidir	Yün	İplik-krom-boya kompleksi

Boyarlar birinci bileşen olarak boyarmaddeleri ve ikinci bileşen olarak bağlayıcıları içerirler. Boyarmadde pigmentleri dekoratif ve koruyucu özelliklere sahiptirler, buna karşılık bağlayıcılar (reçine veya polimerler) pigment taneciklerini birlikte tutmaya ve bunları yüzeye bağlamaya yararlar (Achkar 1989).

Tekstil endüstrisinde boyama işleminde yardımcı olarak kullanılan kimyasal maddeler ise Çizelge 2.7’de verilmiştir.

Çizelge 2.7. Boyama Prosesinde En Sık Kullanılan Yardımcı Kimyasallar (Correia ve ark. 1994).

Kimyasal Madde	Bileşim	Fonksiyon
Tuzlar	Sodyum klorür Sodyum sülfat	Elyafın zeta potansiyelini nötralize edici, yavaşlatıcı
Asitler	Asetik asit Sülfürik asit	pH kontrolü
Bazlar	Sodyum hidroksit Sodyum karbonat	pH kontrolü
Tamponlar	Fosfat	pH kontrolü
Kompleks yapıcılar	EDTA	Kompleks yapma, yavaşlatıcı
Dispers edici/düzenleştirici ve yüzey aktif maddeler	Anyonik, katyonik ve noniyonik	Boyaları dağıtma, boya uygulamasını düzene sokma
Okside edici maddeler	Hidrojen peroksit Sodyum nitrit	Boyaları çözünemez yapma
İndirgeyici maddeler	Sodyum hidrosülfid Sodyum sülfid	Boyaları çözünebilir yapma, reaksiyona girmemiş boyanın uzaklaştırılması
Taşıyıcılar	Fenil, fenoller Klorlu benzenler	Adsorbsiyonun arttırılması

Çizelge 2.5, Çizelge 2.6. ve Çizelge 2.7’den görüldüğü üzere tekstil endüstrisi çok farklı özellikte boyarmadde sınıfları ve yardımcı kimyasal sınıflarından oluşmaktadır.

2.4.2.BOSB’de Mevcut Tekstil Endüstrisi Boyahanelerinin Çevresel Açidan Değerlendirilmesi

BOSB içinde tekstil endüstrisi en büyük sanayi sektörü (%40) olup (Anonim 2006), bu sektörde de polyester ve viskon ağırlıklı sentetik elyafların boyandığı ve işlendiği alt sınıf en önemli kısmı oluşturmaktadır. Dolayısıyla BOSB’deki sentetik tekstil endüstrisinde kullanılan boyar madde ve yardımcı maddelerin özelliklerinin ve miktarının tespit edilmesi, bu boyarmadde ve yardımcı maddeleri yapısında bulunduran atıksuların arıtılması için önem kazanmaktadır. Bu amaca yönelik olarak Mayıs 2003

tarihinde BOSB’nde yapılan bir anket çalışmasında (Uşak 2003) boya ve baskı yapan 15 tekstil firmasının aylık satın aldığı boyarmadde ve yardımcı kimyasalların miktarları belirlenmiştir. Bu boyahanelerin tamamının atıksuyu BOSB atıksu arıtma tesisinde arıtıldığından, anket formlarıyla her bir boyahane için elde edilen boyar madde ve yardımcı kimyasalların miktarı Çizelge 2.8. ve Çizelge 2.9’da verilmiştir.

Çizelge 2.8. BOSB’de Aylık Satılan Boyarmadde Miktarları.

Boyarmadde	Ronjuan Boyama	Dispers	Reaktif	İndigo
Miktar (kg)	1230	330	240	-

Çizelge 2.9. BOSB’de Satılan Yardımcı Kimyasalların Miktarları.

Yardımcı Kimyasal Maddeler	Miktar (kg)
Potasyum Karbonat	1050
Soda	29000
Hidrojen Peroksit	12955
Kostik	550
Hidro Sülfid	2650
Asetik Asit	240
Payet Kostik	2900
Metilen Glikol	60
Sodyum Bikarbonat	3250
Üre	15500

BOSB’nde 27 tane boya ve baskı firması vardır. Bu firmalardan 15 tanesine yapılan aylık boya satış miktarları kg cinsinden verilmiştir. Görüldüğü gibi bu firmalara satılan boyarmaddelerin başında İndigo, Dispers, Reaktif boyarmaddeler gelmektedir.

- Dispers Boyarmadde Örnekleri

Disperon Red 545, Disperon Orange 30, Dianix Gelb E-3g, Disperon Brown S-2bl, Pal. Gelb Brown Rcf, Ultraphor Rn, Dianix Blue Bgf-N, Disperon Violet T26, Dispersol Black Cvs, Dianix Blue 3rt Pal. Rot 3bls, Lev. Orange Pn-Rn

- Ronjuan Boyamada Kullanılan Boyarmadde Örnekleri

İndigo Violet Prn, İnd. Blue Clf(C1 Vat Blue 66) Indanthren Blue Clf Cas Number :32220-82-9, İnd. Blue 4bd, İnd. Rot Lgg, İnd. Brown Rd, İnd. Brown Hrr, İnd. Rosa Rb, İnd. Gold Gelb Rk, İnd. Black G

- Reaktif Boyarmadde Örnekleri

Lev. Yellow Pn-5gn, Lev. Blue Pn-4r, Lev. Navy Pn-G, Lev. Goldgelb Pn-Gr, Lev. Orange Pn-Rn, Procian Blue Px-3r, Lev. Red Pn-Rn, Proc..Black Pxn, Proc. Yellow He-4r, Proc. Gelb He-4r, Proc. Karn İnot Hexl, Proc. Deepred Hexl, Proc. Navy Hexl, Basilen Gold Gelb P2r, Proc. Turkish Px-Gr, Peal. Gelb Brown Rcf.

- İndigo Boyarmadde Örnekleri

İndigo Brown Hrr, İnd. Brown Rd, İnd. Bordo Rr, İnd. Rosa Rb, İnd. Black G

Verilen örneklerde adı geçen Ronjuan Boyamada kullanılan boyarmaddeler "İndigo ve Vat Boyarmaddelerin" alt sınıfıdır. Çalışma kapsamında değerlendirilen BOSB'de de kullanılan boyarmaddelerin, boyama işleminden sonra kumaşa fikse olan yüzdeleri ve atıksudaki bileşimleri Çizelge 2.10'da verilmiş olup kumaşa fikse olmayan boyarmaddeler ve yardımcı kimyasal maddeleri boya banyosuna karışarak atıksuların bünyesine katılmaktadır.

Çizelge 2.10. Boyama ve Renklendirme Kurumu Tarafından Müsaade Edilen Farklı Boya Elyaf Kombinasyonu İçin Tahmini Uygulama Derecesi ve Atıksu İçerisindeki Bileşimi (Easton 1995, Watanabe ve Ushiyama 2000).

Boyarmadde Uygulama Sınıfı	Elyaf	Uygulanma Derecesi (%)	Atıksu İçerisindeki Bileşimi
Direkt	Selüloz	70-95	Boya, mirabilite, tuz, sodyum karbonat, yüzey aktif madde
Dispers	Polyester	90-100	Boya, taşıyıcı (çeşitli), hidrosülfite, yüzey aktif madde
Reaktif	Selüloz	50-90	Boya, sodyum hidroksit, sodyum fosfat, sodyum hidrokarbonat, mirabilite, üre, yüzey aktif madde
Vat	Selüloz	80-95	Boya, sodyum hidroksit, sodyum hidrosülfite, mirabilite, turkey kırmızı yağı

Yüksek konsantrasyonda çözünmüş katı madde içeriği ve yoğun renk, tekstil endüstrisi atıksularının klasik konvansiyonel yöntemlerle arıtılmalarını güçleştirmekte olup (Solozenko ve ark. 1995) Bölüm 2.5’de bu atıksuların arıtılması konusunda yapılan literatür çalışmaları hakkında bilgi verilecektir.

2.5. Endüstriyel Atıksulardan Renk Giderme Yöntemleri

Tekstil endüstrisi boyahanelerinden kaynaklanan atıksuların kimyasal yapıları ve sentetik orijinlerinden dolayı renksizleştirilmesi zordur. Tekstil boyahane atıksuları aerobik evsel atıksu arıtma tesislerinde arıtıldıklarında renk giderilememektedir (Willmott ve ark. 1998).

Tekstil endüstrisi atıksularının kalitesi genelde aktif çamur arıtma sistemleri ile yasalarda belirtilen deşarj limitlerine indirilebilmekte fakat prosesler için gerekli olan tekrar kullanım standartlarını sağlayamamaktadır. Tekstil atıksuları biyolojik olarak arıtılsa bile yapısında önemli miktarda kalıcı kirlilik bulunmaktadır. Bunun nedeni de birçok ticari boyanın yapısının kompleks olması, organik boyaların değişkenliği ve kimyasal yapılarından dolayı biyolojik olarak ayrışamamasıdır (Lin ve Peng 1996, Kim ve ark. 2004, Shen ve ark. 2001). Dolayısıyla boyalı atıksular genellikle fiziksel ve kimyasal metotlar kullanılarak arıtılır (Chang ve ark. 2003).

Atıksuyu üretim döngüsünde (özellikle boyama prosesleri) tekrar kullanabilmek için atıksuyun ileri derecede arıtması gerekmektedir (Ciardelli ve Ranieri 2001).

Çizelge 2.11’de tekstil endüstrisi atıksularının arıtılmasında kullanılan çeşitli arıtma teknolojilerinin avantaj ve dezavantajları verilmiştir.

Çizelge 2.11. Tekstil Endüstrisi Atıksularının Arıtılması İçin Uygulanan Çeşitli Arıtma Teknolojilerinin Avantaj ve Dezavantajları (Robinson ve ark. 2001, Vandevivere ve ark 1998)

Arıtma Yöntemi	Avantajlar	Dezavantajlar
Fenton Reaktif	Hem çözünen hem de çözünmeyen boyalarda etkilidir, düşük maliyet	Çamur Oluşumu
Ozonlama	Hacimde artış olmaz, su geri kazanımı	Yarılanma ömrü kısa (20 dakika), pahalı
Fotokimyasal	Çamur oluşturmaz	Yan ürünler oluşumu
NaOCl	Azo bağlarının kırılmasını başlatır ve hızlandırır	Aromatik amin oluşumu
Elektrokimyasal Bozunma	Bozunma ürünleri tehlikeli değil	Yüksek elektrik maliyeti,
Aktif Karbon	Geniş çeşitlilikteki boyalarda iyi giderim, su geri kazanımı	Çok pahalı
İyon Değiştirici	Rejenerasyonla adsorbent kaybı yok	Tüm boyalarda etkili değil
Membran filtrasyonu	Tüm boya tiplerinin gideriminde etkili su ve kimyasal madde geri kazanımı	Konsantre çamur oluşumu, bertarafı ve arıtımı zor.
Elektrokinetik Koagülasyon	Ekonomik olarak uygun, çok yaygın kullanım, su geri kazanımı	Fazla çamur oluşumu, her zaman etkili değil
Aktif Çamur	Yaygın Kullanım KOİ ve N Giderimi	Yüksek kalıcı KOİ, N, renk ve yüzey aktif maddeler

Ülkemizde halen alıcı ortamlara bir deşarj limiti olmayan, ancak dünyanın gelişmiş birçok ülkesinde denetlenen bir parametre olan rengin ve dolayısıyla boyaların giderilmesi ile ilgili çeşitli arıtma uygulamaları yapılmaktadır. Adsorbsiyon, kimyasal koagülasyon, elektrokimyasal metotlar, membran, iyon değişimi, oksidasyon ve ileri oksidasyon teknikleri (Ozon, fenton, UV, NaOCl vb.) tekstil endüstrisi atıksularından renk giderimine yönelik uygulanan arıtma teknolojileridir. Çizelge 2.12’de tekstil endüstrisinde boya sınıflarına göre yaygın olarak uygulanan renk giderim metotları verilmiştir.

Çizelge 2.12. Boya Sınıfına Göre Renk Giderme Metotları (Correia ve diğ. 1994).

Sınıflama	Boya Türü	Teknoloji
Non-İyonik	Dispers Azoik Vat Sülfür	Koagülasyon Membran Oksidasyon
Anyonik	Asit Reaktif Direkt Mordan Metal Kompleks	Adsorpsiyon İyon Değişimi Membran Oksidasyon
Katyonik	Bazik	Adsorpsiyon İyon Değişimi Membran Oksidasyon

Bu arıtma teknolojileri çalışma kapsamında fiziksel, kimyasal ve biyolojik yöntemler olarak sınıflandırılmış olup her biri kendi içinde detaylandırılmıştır.

2.5.1. Fiziksel Yöntemler

2.5.1.1. Adsorbsiyon

Adsorbsiyon renk giderimi açısından oldukça etkin bir metottur. En yaygın kullanılan adsorban madde aktif karbon olmakla birlikte, aktif kömür, silikajel, boksit, odun, selüloz türevleri, zeolit, bentonit ve odun külü gibi kolay elde edilen ve ucuz olan adsorban maddeler de renk giderimi için uygun malzemelerdir. Ancak ilk yatırım maliyeti yüksek olan adsorbsiyon prosesinde, adsorbanın periyodik olarak yenilenmesi gerekmektedir. Bu da prosesin işletme maliyetinin yükselmesine sebep olmaktadır (Sevimli 2000).

Renk gideriminde doğal kil, mısır koçanı ve pirinç kabuğu gibi maddeler de kullanılabilir. Bu maddeler rejenerasyon gerektirmeyecek kadar ucuzdur (Robinson ve ark. 2001).

2.5.1.2. İyon Değişimi

Boya içeren atıksuların arıtılmasında iyon değiştiricilerin kullanılması henüz yeterince yaygın değildir. Bunun ana nedeni, iyon değiştiricilerle arıtılarak olumlu sonuç alınan boya sınıfının kısıtlı olduğu düşüncesidir. Yöntemde, atıksu, mevcut değişim bölgeleri doygunluğa erişene kadar iyon değiştirici reçineler üzerinden geçer. Bu şekilde, boyar madde içeren atıksulardaki hem katyonik hem de anyonik boyalar uzaklaştırılabilmektedir. Yöntemin avantajları, rejenerasyonla adsorban kaybının bulunmaması, çözücünün kullanıldıktan sonra iyileştirilebilmesi ve çözünebilir boyaların etkin şekilde giderilebilmesidir. En büyük dezavantaj ise kuşkusuz yöntemin maliyetidir. Organik çözücüler oldukça pahalıdır (Robinson ve ark. 2001).

2.5.1.3. Filtrasyon

Bu yöntemle boyanın sürekli olarak arıtılması, konsantre edilmesi ve en önemlisi atıksudan ayrılması mümkün olmaktadır. Diğer yöntemlere göre en önemli üstünlüğü sistemin sıcaklığa, beklenmedik bir kimyasal çevreye ve mikrobiyal aktiviteye karşı dirençli olmasıdır. Ters osmoz membranları çoğu iyonik türler için %90'nın üzerinde verim gösterir ve yüksek kalitede bir permeat eldesi sağlar. Boya banyoları çıkış sularındaki boyalar ve yardımcı kimyasallar tek bir basamakta giderilmiş olur. Ancak yüksek ozmotik basınç farklılığı ters osmoz uygulamalarını sınırlandırmaktadır. Nanofiltrasyon membranları negatif yüzeysel yüklerinden dolayı iyon seçicidirler. Membranların bu karakteristiğine bağlı olarak boyalı atıksularda bulunan bir kısım yardımcı kimyasal membrandan geçebilmektedir (Machenbach 1998). Yapılan çalışmalar, membran filtrasyonu ile, çıkış suyunda düşük konsantrasyonda boyar madde içeren tekstil endüstrilerinde suyun tesise geri kazandırılmasının mümkün olduğunu göstermektedir (Rozzi ve ark. 1999). Ancak yöntem, suyun yeniden kullanımı açısından önemli bir parametre olan çözünmüş katı madde içeriğini düşürmez. Membran teknolojileri, ayırmadan sonra kalan konsantre atığın bertaraf problemlerine neden olması, sermaye giderlerinin yüksek olması, membranın tıkanma olasılığı ve yenilenme gerekliliği gibi dezavantajlara da sahiptir (Robinson ve ark. 2001).

2.5.1.4. Flotasyon

Bu metodun esası atıksudan ayrılması istenen maddelerin tutunabilecekleri köpükleri oluşturmaktır. Köpükler genellikle iyonik yüzey aktif maddeler vasıtasıyla elde edilmektedir. Atıksu ile 50-100 mg/L yüzey aktif madde karıştırıldıktan sonra reaktöre kısa bir süre basınçlı hava verilirse köpüklere adsorbe olan boyalar temas odasının üzerinden uzaklaştırılır. Bazen köpük stabilitesini sağlamak için köpük püskürtücüler de kullanılmaktadır. Bu metotla % 90'lara varan bir renk giderimi ve % 40 civarında KOİ giderimi sağlanabilmektedir (Vandevivere ve ark. 1998).

2.5.2. Kimyasal Yöntemler

Tekstil atıksularının kimyasal yöntemlerle arıtılması uzun yıllardan beri en çok rağbet gören yöntem olmuştur. Bunun en büyük nedeni şüphesiz atıksu kalitesinde meydana gelen değişikliklerin kullanılan kimyasalda veya uygulanan dozda yapılan değişikliklerle kolayca tolere edilebilir olmasıdır (Sochai 1991). Tekstil endüstrisi atıksularının arıtımında en yaygın olarak kullanılan kimyasal yöntemler, kimyasal çöktürme ve yumaklaştırma ile oksidasyon yöntemleri ile arıttırılır.

2.5.2.1. Kimyasal Çöktürme ve Yumaklaştırma

Bu yöntemde floklaşma ve çökeltme kimyasal maddeler yardımıyla sağlanır. Atıksuya katılan kimyasal maddeler yardımıyla meydana gelen floklaşma ile çözünmüş maddeler ve kolloidler giderilirler. En çok kullanılan kimyasallar arasında, $Al_2(SO_4)_3$, $FeCl_3$, $FeSO_4$, Poli alüminyum klorür (PAC), Mg^{+2} tuzlarıdır. Kireç ve çeşitli polielektrolitler yardımcı madde olarak kullanılmaktadır (EPA 1979). Tünay ve arkadaşları (1996) tarafından yapılan çalışmada asit boya içeren bir atıksuda kimyasal çöktürme, kimyasal oksidasyon ve adsorpsiyon yöntemleri denenmiş ve yöntemler renk giderim verimlilikleri açısından incelenmiştir. Kimyasal çöktürme deneylerinde makul kimyasal dozlarıyla orta dereceden yüksek dereceye kadar renk giderimi sağlandığı ve kullanılan kimyasallar içinde alumun nispeten daha etkili olduğu görülmüştür. Kimyasal çöktürme yönteminde inşaat masraflarından ziyade işletme masrafları önem

taşımaktadır. Özellikle floklaşma maddeleri ve meydana gelen çamurun bertaraf edilmesi, giderlerin önemli bir kısmını teşkil etmektedir.

2.5.2.2. Kimyasal Oksidasyon

Oksidasyon kimyasal yöntemler içinde en yaygın olarak kullanılan renk giderme yöntemidir. Bunun en büyük nedeni uygulanmasının basit oluşudur. Kimyasal oksidasyon sonucu boya molekülündeki aromatik halka kırılarak atıksudaki boyar madde giderilir. Kimyasal Oksidasyon (NaOCl, Cl₂ gazı, H₂O₂ ve O₃) günümüzde en yaygın kullanılan yöntemler arasındadır. Oksidasyon prosesleri, yeterli miktarda serbest radikaller oluşturan (başlıca HO₂·, ·OH) ve su ve atıksu arıtımında uygulanan etkin yöntemlerdir (Huang ve ark. 1993). Fenton yöntemi (Fe/H₂O₂) ve benzeri yöntemler oldukça iyi sonuçlar vermektedir. Atıksuda renk ve kirlenici parametrelerin giderimi yanında, yeniden kullanıma imkan veren yöntemler tercih edilmektedir.(Alp ve ark. 2000). Oksidasyon Proseslerinin tüm boya tiplerinde kullanılması mümkündür. Farklı oksidantların oksidasyon potansiyelleri Çizelge 2.13.'de verilmiştir.

Çizelge 2.13. Arıtmada Kullanılan Çeşitli Kimyasalların Oksidasyon Potansiyelleri (Legrini ve ark. 1993).

Oksidan Türü	Oksidasyon Potansiyeli (eV)
Flor (F ₂)	3,03
Hidroksil Radikali (·OH)	2,80
Atomik Oksijen (O·)	2,42
Ozon (O ₃)	2,07
Hidrojen Peroksit (H ₂ O ₂)	1,78
Hidroperoksil Radikali (HO ₂ ·)	1,70
Permanganat (MnO ₄ ⁻)	1,68
Hipobromik Asit (HOBr)	1,59
Klordioksit (ClO ₂)	1,57
Hipoklorik Asit (HOCl)	1,49
Hipido Asit (HOI)	1,45
Klor (Cl ₂)	1,36
Brom (Br ₂)	1,09
İyot (I ₂)	0,54

Boyarmaddelerin oksidasyonla giderilmesi için ozonlama, fenton prosesi, klor, klordioksit, hipoklorit, hidrojen peroksit, ıslak hava oksidasyonu, fotokatalitik oksidasyon ve bunların kombinasyonu (H_2O_2/UV , O_3/UV , O_3/H_2O_2 , $O_3/H_2O_2/UV$) gibi yöntemler kullanılmaktadır (Sevimli 2000).

$-H_2O_2-Fe^{+2}$ Tuzu (Fenton Reaktifi)

Fenton reaktifi ile arıtımın temelini oksidasyon işlemi ve boya moleküllerinin kimyasal koagülasyona tabi tutulması oluşturmaktadır. Asidik ortamda H_2O_2 ve demir iyonlarının varlığında oluşan hidroksil radikali (OH^\cdot), organik bileşik olan RH grubunu (doymamış boya moleküllerini) etkiler ve böylece boyayı renksiz hale getirir. Redoks sonucu elde edilen demir iyonları ise hidroksit iyonlarıyla reaksiyona girer ve demir hidroksit bileşikleri oluşur ki bu çökelti oluşmasını sağlar (Eckenfelder 1989).

Fenton ayırıcı (Fe^{+2} tuzlarıyla aktive edilmiş hidrojen peroksit) biyolojik arıtmayı inhibe edici ya da toksik atıksuların oksidasyonu için çok uygundur. Fenton ayırıcı ile yapılan arıtım ön oksidasyon ve koagülasyon olmak üzere iki adımda gerçekleşir. Yapılan bir çalışmada fenton ayırıcıyla yapılan ön oksidasyon prosesinde renk giderim hızının KOİ giderim hızına göre daha yüksek olduğu ve renk ile KOİ gideriminin büyük bir kısmının ön oksidasyon basamağında gerçekleştiği belirlenmiştir (Kang ve Chang 1997).

-Ozon

Ozon normal şartlarda gazdır. Ozonun sudaki çözünürlüğü ve kararlılığı, ozonun sıcaklığına, pH ve kısmi basıncına bağlıdır. Kararsız bir madde olan ozon havanın oksijeninden elde edilir. Meydana gelen radikal maddeler havanın oksijeni ile reaksiyona girer ve ozon meydana gelir.



Kuvvetli yükseltgen olan ozon, renk gideriminde ya tek başına ya da ultraviyole ışığı ile birlikte kullanılmakta ve yüksek verim elde edilmektedir (Orhon ve ark. 1992).

Ozon uygulamaları 70'li yılların başında başlamıştır. Ozonlama ile dikkate değer boyutlarda renk giderimi sağlanabilmektedir. Ozonlama sonucu elde edilen renk giderimi boyanın cinsine göre farklılık göstermektedir. Strickland ve Perkins (1995) tarafından yapılan çalışmada 30 dakikalık bir zaman süresince ozonlanan azoik, dispers/sülfür ve reaktif boya içeren atıksularda başarılı bir renk giderimi sağlanırken, Vat boyar maddesi içeren atıksu için aynı başarıyı gösterememiş ve renk giderimi % 50 ile sınırlı kalmıştır. Boya banyosu çıkış sularının ozonlandıktan sonra tekrar kullanılabilmesi tesis için kimyasal madde ve su tasarrufu sağlamakta, atıksu arıtma tesisinin yükü azalmaktadır. Yüksek kararsızlığına bağlı olarak oldukça iyi bir yükseltgen olan ozon aynı zamanda tekstil yaş proseslerinden kaynaklanan atıksularda bulunan yüzey aktif maddeler ve taşıyıcılar gibi diğer kirleticilerin giderilmesine de yardımcı olmaktadır. Ozonla oksidasyon, klorlu hidrokarbonların, fenollerin, pestisitlerin ve aromatik hidrokarbonların parçalanmasında da oldukça etkilidir. Boya içeren atıksulara uygulanan dozaj, toplam renge bağlıdır ve giderilecek KOİ bir kalıntı ya da çamur oluşumuna veya toksik ara ürünlerin oluşumuna neden olmaz. Diğer önemli bir avantaj ise ozonun gaz durumunda uygulanabilir olması ve dolayısıyla diğer bazı yöntemlerin aksine atık çamur oluşmamasıdır. Boyalardaki kromofor grupları genellikle konjuge çift bağlı organik bileşiklerdir. Bu bağlar kırılarak daha küçük moleküller oluşturabilir ve renkte azalmaya neden olabilirler. Bu küçük moleküller atıksuyun kanserojenik ya da toksik özelliklerini arttırabilmektedir. Bu durumun önlenmesinde ozonlama ilave bir arıtım metodu olarak da uygulanabilmektedir. Yarı ömrünün kısa oluşu (tipik olarak 20 dakika) ozonlamanın en büyük dezavantajıdır. Alkali şartlarda ozonun bozunması hız kazandığı için atıksuyun pH'ı dikkatle izlenmelidir. Ozonlama yönteminin diğer bir dezavantajı kısa yarı ömrüne bağlı olarak ozonlamanın sürekli olması gerekliliği ve yüksek maliyettir (Robinson ve ark. 2001).

Alkali pH değerlerinde (>11) ozonlama prosesinin boyalı atıksuların arıtımında önemli etkilerde bulunduğu görülmüştür (Arslan ve ark. 2002). Ozon boya molekülünün kromoforik grubunun yüksek çekim gücünden dolayı boya ile hızla reaksiyona girmektedir (Rice ve Browning 1981). Ozonun kendisi de oldukça yüksek oksidasyon

potansiyeline sahiptir. Yüksek pH değerlerinde yüksek giderim verimi sağlamaktadır (Huang ve Shu 1995).

-Fotokimyasal Yöntem

Bu yöntem boya moleküllerini, hidrojen peroksit varlığında UV radyasyonu ile CO₂ ve H₂O'a dönüştürür. Parçalanma yüksek konsantrasyonlardaki hidroksil radikallerinin oluşmasıyla meydana gelir. Yani, UV ışığı hidrojen peroksiti aktive ederek iki hidroksil radikaline parçalanmasını sağlar.



Böylece organik maddenin kimyasal oksidasyonu gerçekleşir. Fotokimyasal yöntemlerde UV radyasyonu genellikle civa ark lambalarıyla sağlanmaktadır. Boyar maddenin giderim hızı, UV radyasyonunun şiddetine, pH'a, boyar maddenin yapısına ve boya banyosunun kompozisyonuna bağlıdır (Robinson ve ark. 2001). Genellikle, pH=7 olduğunda, UV radyasyon şiddeti yüksek olduğunda, farklı boya sınıfları için farklı değerler alan optimum miktarda hidrojen peroksit uygulandığında ve boya banyosu yükseltgenme potansiyeli peroksitten büyük olan oksitleyici maddeler içermediğinde etkili bir renk giderimi söz konusudur (Slokar ve Marechal 1998). Boya içeren atıksuların fotokimyasal yöntemlerle arıtılmasının en önemli avantajı atık çamur oluşmaması ve kötü kokulara neden olan organiklerin önemli derecede azaltılmasıdır.

-Klor

Renkli atıksuların kimyasal oksidasyonu klorlu bileşiklerle de mümkündür. Bu yöntemde klor, boya molekülünün amino grubuna etki eder ve azo bağının kırılmasını sağlar. Klor konsantrasyonu arttıkça renk giderimi de artar (Robinson ve ark. 2001).

Klor inorganik bir maddedir. Hem dezenfektan madde hem de yükseltgendir. Organik maddeleri oksitlediği zaman klorlu organik maddeler oluşur. Klorlu organik maddeler AOX (adsorblanabilen organik halojenler) parametresini meydana getirir. AOX parametresini oluşturan maddeler genellikle kanserojendir. Klorun (Cl₂) belli

başlı bileşikleri, sodyum hipoklorit (NaOCl), hipokloröz asidi (HOCl) ve klordioksittir (ClO₂) (Orhon ve ark. 1992).

Renkli atıksuların kimyasal oksidasyonu klorlu bileşiklerle de mümkündür. Bu metotta, Cl ile boya molekülünün amino grubuna etki eder ve azo bağının kırılmasını sağlar. Klor konsantrasyonundaki artışla birlikte renk giderimi de artar. Sodyum hipoklorit ile renk giderimi asit ve direkt boyalar için tatmin edici sonuçlar vermektedir. Reaktif boyaların arıtımı için ise daha uzun zamana ihtiyaç vardır. Metal-kompleks boya çözeltileri arıtmadan sonra kısmen renkli kalırken dispers boya çözeltilerinde NaOCl ile renk giderimi gerçekleşmez (Slokar ve Marechal 1998).

-Elektrokimyasal Yöntem

Bu yöntem 1990'ların ortalarında geliştirilen yeni bir yöntemdir. Elektrokimyasal bir reaksiyonda yük, elektrod ile iletken sıvı içindeki reaktif türler arasındaki arayüzeyde transfer olur. Elektrokimyasal bir reaktör bir anot, bir katot, bir iletken elektrolit ve güç kaynağından oluşmaktadır. Katotta yük reaksiyona giren türlere geçerek oksidasyon durumunda azalmaya neden olur. Anotta ise yük reaktif türlerden elektroda geçerek oksidasyon durumunu artırır. Oksidasyon durumundaki değişmeler türlerin kimyasal özelliklerinin ve formlarının değişmesine yol açar.

Boya gideriminde etkili bir şekilde kullanılabilirliği açısından yöntem bazı önemli avantajlara sahiptir. Kimyasal madde tüketimi çok azdır veya yoktur ve çamur oluşumu söz konusu değildir. Oldukça etkili ve ekonomik bir boya giderimi sağlar, renk gideriminde ve dirençli kirleticilerin parçalanmasında yüksek verim gösterir. Organik bileşiklerin elektrokimyasal yöntemlerle arıtımında söz konusu bileşikler anot üzerinde su ve karbondioksite okside olmaktadır

Yöntemin en büyük dezavantajı tehlikeli bileşiklerin oluşma olasılığıdır. Naumczyk ve arkadaşları (1996) tarafından yapılan bir çalışmada tekstil atıksularının elektrokimyasal arıtımı sürecinde oluşan kloroorganik bileşik miktarlarının oldukça yüksek olduğu tespit edilmiştir. Yüksek akım hızlarının renk gideriminde doğrudan bir azalmaya neden olması diğer bir dezavantajdır. Kullanılan elektrik maliyeti diğer yöntemlerdeki kimyasal madde giderleriyle kıyaslanabilir niteliktedir.

2.5.3. Biyolojik Yöntemler

Tekstil endüstrisinde kullanılan birçok boya bileşikleri ya biyolojik olarak çok zor indirgenemekte ya da hiç bozunmamaktadır. Atıksuda bazik, direkt ve bazı azo boya(Asit Sarı 151, Asit Kırmızı 337 vb.) atıkları varsa, mikroorganizmalar bunları biyolojik olarak indirgeyememekte, ancak bir kısmını adsorbe ederek ortamdan uzaklaştırmaktadır (Bhattacharya 1992).

Krull ve arkadaşları (1998) konsantre boya atıklarının anoksik/biyolojik olarak kesikli sistemlerde arıtılabileceğini ve yeterli seviyede renk giderimini sağlanabileceğini ifade etmişlerdir.

Boyarmadde içeren atıksuların arıtımı için genellikle biyolojik arıtma sistemlerinden uzun havalandırmalı aktif çamur prosesleri kullanılmaktadır. Fakat alışlagelmiş biyolojik arıtma sistemleri istenilen ölçüde renk gideriminde başarılı olamamaktadır (Dean ve Sarıoğlu 1998). Ancak boyarmaddeleri parçalayabilen aerobik ve anaerobik bakteri türlerinin izole edilmesiyle biyolojik yöntemler tekrar önem kazanmaktadır. Özellikle beyaz çürükçül mantarlarla yapılan renk giderimi çalışmalarından yüksek renk giderim verimleri elde edilmektedir (Kapdan ve Kargı 2000).

2.6. Fenton Prosesinin Özellikleri ve Endüstriyel Atıksuların Arıtılmasında Uygulanması

2.6.1. Fenton Prosesinin Tanımı

Fenton prosesinde, asidik pH koşullarında Fe^{+2} iyonları ve hidrojen peroksit (H_2O_2) kullanılır. (2.4.) numaralı denklemde görüldüğü gibi kuvvetli oksitleyici hidroksil radikalleri oluşur ve Fe^{+2} iyonları Fe^{+3} iyonlarına okside olurlar (Fenton 1894, Walling ve Kato 1971). Fe^{+3} ve Fe^{+2} iyonlarının ikisi de koagülant olduğundan, Fenton prosesi arıtım prosesinde oksidasyon ve koagülasyon gibi çift fonksiyona sahiptir. Fenton prosesi son yıllarda tekstil endüstrisi atık sularında renk giderimi amacıyla en çok kullanılan yöntemlerden biridir. Bu proses, oksidasyon ve koagülasyon proseslerinin avantajlarını aynı anda içermektedir (Lin ve Peng 1996).

Fenton oksidasyon prosesi 4 evrede meydana gelir. Bunlar pH ayarlama, oksidasyon reaksiyonu, nötralizasyon ve koagülasyon ve çöktürmedir (Kuo 1992). Demir fazla miktardadır ve toksik olmayan bir elementtir, hidrojen peroksidin kullanımı kolaydır ve çevreye zarar vermez, bu yüzden atıksu arıtımı için etkili bir oksidatif sistemdir. Tek bir reaksiyonun temelinde, sistemin işleyişinin tam olarak anlatılamayacağı belirtilmelidir (Denklem 2.4). Uygun pH (2,7–2,8) değerinin seçimiyle Fe^{+3} , Fe^{+2} 'ye fark edilir bir hızla indirgenir. Bu koşullarda demir, gerçek bir katalizör olarak düşünülebilir (Andreozzi ve ark. 1999).

Oksidasyon ürünleri genellikle kolay biyolojik parçalanabilir düşük moleküler ağırlıklı oksijenlendirilmiş bileşik (Beltran- Heredia ve ark. 2001) veya bazı örneklerde karbondioksit ve su üreten organik bileşiklerdir (Dutta ve ark. 2001).

Yüksek verim, kirliliğin artımındaki kolaylık ve kalıntı bırakmaması, birçok maddeyi arıtmadaki denge, özel ekipman gerekmemesi gibi yönler Fenton prosesinin diğer oksidasyon yöntemlerine göre avantajlarından bazılarıdır (Arnold ve ark. 1995).

2.6.2. Fenton Prosesinin Uygulaması

Fenton Prosesi aşağıda verilen prosedür sırasına göre uygulanmaktadır (Kuo 1992).

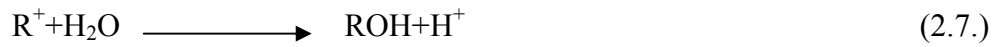
- pH değerinin asitle 3 civarına ayarlanması,
- Demir (II) tuzunun eklenmesi,
- Hidrojen peroksidin yavaşça eklenmesi,
- Reaksiyon (20°C, 30 dakika) ,
- Kostik soda solüsyonu veya kireç sütü ile nötralizasyon,
- Gerekliyse katıların ayrılması işlemi.

2.6.3. Fenton Prosesinin Kimyası

Fenton reaksiyonu iki prosese ayrılabilir. İlk proses düşük pH değerinde (pH=3-4) başlangıç reaksiyonudur. İkinci proses yüksek pH değerinde (7-8) gerçekleşen koagülasyondur.

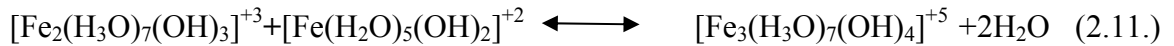
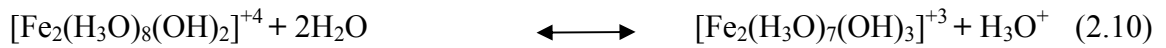
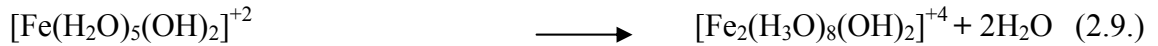
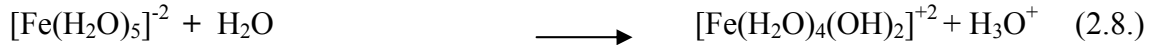
2.6.3.1. Redoks Reaksiyonları

Hidrojen peroksit ve demir iyonları genellikle kuvvetli asit için daha karardır. Ama eğer hidrojen peroksit organik substrat ve fazlaca Fe^{+2} iyonu içeren kuvvetli asidik bir sıvı sisteme eklendiğinde, aşağıda belirtilen 4 kompleks redoks reaksiyonu meydana gelir.



2.6.3.2. Koagölasyon Reaksiyonları

Yukarıda oluşan demir iyonları hidroksil iyonları ile birlikte $pH=3,5-7$ aralığında denklem 2.7. ve denklem 2.8.'de görölen demir hidroksil iyonlarını meydana getirir.



Böylece koagölasyon büyük olasılıkla bulunacaktır. Atık sudaki kalıntı dekolorize boya molekülleri koagüle edilebilir ve çöktürülebilir. Bu nedenle proses KOİ gideriminde oksidasyon metodunun dezavantajı için hazırlanabilir ve ayrıca arıtma sonrası çamur miktarını azaltarak koagölasyon etkisini arttırabilir (Kuo 1992).

2.6.4. Fenton Proseslerinin Arıtma Verimini Etkileyen Başlıca Faktörler

Fenton proseslerinin verimliliğine etki eden başlıca faktörler: atıksuyun pH 'ı, reaksiyon sıcaklığı, başlangıç Fe^{2+} , Fe^{3+} ve H_2O_2 konsantrasyonları, iğerdiği organik ve inorganik bileşenlerin türleri ve miktarlarıdır (Gürses 2004).

2.6.4.1. pH Etkisi

Fe^{2+} ve H_2O_2 'in redoks reaksiyonları asidik koşullarda daha karardır ve $\bullet OH$ radikalleri en verimli biçimde asidik pH'ta üretilir. Fenton prosesleri, demirin düşük pH ortamında suda daha iyi çözünmesi nedeniyle asidik pH değerlerinde etkilidir ve $Fe^{2+}/Fe^{3+}/H_2O_2$ sistemi pH = 2,8-3,0 arasında maksimum katalitik aktiviteye sahiptir (Pignatello 1992).

Fenton prosesi ile yürütölen çalışmalarda ise büyük çoğunlukla işletme pH değerinin 3 civarında olduğu belirtilmiştir (Benitez ve ark. 2001, Gürses 2004, Azbar ve ark. 2004). Çözeltinin pH değerinde meydana gelen ani düşüşler veya yükselişler demirin katalitik aktivitesini düşürür. Yüksek pH'larda Fe^{3+} kararsızdır ve $Fe(OH)_3$ şeklinde çökelir, H_2O_2 'in oksitleme gücü azaldığından kararsızdır. Düşük pH değerleri Fe^{3+} iyonunun H_2O_2 ile kompleks oluşturmasını inhibe eder (Pulgarin ve Kiwi 1996).

2.6.4.2 Sıcaklık Etkisi

Sıcaklık H_2O_2 'in dönüşüm süresinde etkilidir. Reaksiyonda sıcaklık arttıkça reaksiyon süresi azalır.

2.6.4.3 Başlangıç Fe^{2+} , Fe^{3+} ve H_2O_2 Konsantrasyonlarının Etkisi

Fenton reaksiyonlarında kullanılan Fe^{2+} , Fe^{3+} ve H_2O_2 reaktanlarının başlangıç konsantrasyonları çok önemlidir. Aşırı demir dozlarında demir radikal tutucu olarak davranır, ayrıca arıtma sonrasında oluşan çamurun tekrar arıtmaya tabi tutulması gerekmektedir. H_2O_2 yüksek konsantrasyonlarda iyi bir arıtma sağlar fakat H_2O_2 'in aşırısı radikal tutucu olarak davrandığından arıtma verimini düşürür. Bundan dolayı arıtma proseslerinin başlangıcında optimum konsantrasyonlarının belirlenmesi gerekmektedir (Pignatello 1992, Rodriguez ve ark. 2002). Ayrıca arıtılmış sudaki kalıntı H_2O_2 girişim yaparak KOİ değerinin artmasına neden olmaktadır.

2.6.4.4 Organik ve İnorganik Bileşenlerin Etkisi

Fenton reaktifi asidik koşullar altında ($3 < \text{pH} < 6$) oldukça efektif olup, güçlü alkali koşullarda ve CO_3^{-2} , HCO_3^- varlığında etkisi azalmaktadır (kolloidal Fe^{+3} katalizinin dekompoze olmasıyla, hidroksil radikaline dönüşmeden oksijen ve suya dönüşmektedir). Ayrıca proses fosfatlar, EDTA, formaldehit ve sitrik/okzalik asit gibi şelatlarla (Fe) inhibe olmaktadır (www.h2o2.com).

Arıtılan suda karbonat bulunması, bazı çalışmalarda gösterildiği gibi kirleticilerin giderim veriminde önemli bir azalmayla sonuçlanır. CO_3^- , OH^- dan daha az reaktif olduğundan karbonat, radikal toplayıcı gibi davranır (Denklem 2.12 ve 2.13.) (Andreozzi ve ark. 1999).



Suda sıkça bulunan bazı bileşikler Fenton prosesiyle oluşan reaktif türlerle reaksiyona girer, sistemdeki reaktifler için ilave gereksinimlerde kullanılır. Bu bileşikler veya iyonlar hedeflenen kirleticiyi dikkate almadan reaktif türleri (OH^\bullet) alacak şekilde reaksiyona girerek sistemin performansını etkileyebilirler (scavenger). Karbonat ve bikarbonat iyonları, doğal sular ve atık sularda sıkça bulunan OH^\bullet engelleyicilere örnek olarak verilebilir. Bu yüzden alkalinite önemli sistem işletim parametresidir. Eğer alkalinite yüksekse, giriş suyu pH değerinin karbonat-bikarbonat dengesinin karbonattan (scavenger) karbonik asite (antiscavenger) değişimine uyumlu olması gerekir (EPA 2001). Lipczynska-Kochany ve arkadaşlarına (1995) göre, fosfat, sülfat ve klorür gibi yüzey ve yeraltı sularında bulunan bazı anyonlar, Fenton prosesinin verimliliğine etki edebilirler. Özellikle, (1) fosfat OH^\bullet alıcı gibi davranır, (2) iyon çifti (FeSO_4) oluşturmak için Fe(II) ile reaksiyona giren sülfat, OH^\bullet oluşumunu inhibe eder; ve (3) iyon çifti (FeCl^+ veya FeCl_2) oluşturmak için Fe(II) ile reaksiyona girenlerden klorür hem OH^\bullet oluşumunu inhibe eder hem de OH^\bullet sürükleyici, alıcı gibi hareket eder. Bununla birlikte, OH^\bullet 'ın fosfat ve sülfatla reaksiyonu üzerine oluşan radikaller organik kirleticilerle oldukça reaktiftir. Arıtma verimini azaltan organik ve inorganik bileşenler ve ilgili konsantrasyonları Çizelge 2.14'de gösterilmiştir.

Çizelge 2.14. Oksidasyon Arıtma Prosesinin Verimini Etkileyen Faktörler (AOT Handbook 1996).

Arıtmayı Etkileyen Faktörler	İlgili Konsantrasyonlar (mg/L)
Hidroksil Radikali Tutucular:	
Klorür İyonu (Cl ⁻)	> 1000
Nitrit (NO ₂ ⁻)	> 10
Karbonatlar (HCO ₃ ⁻ /CO ₃ ⁻²)	> 300
Sülfit (SO ₃ ⁻²)	> hedef kirleticiler
Sülfür (S ⁻²)	> hedef kirleticiler
Çökelekler:	
Kalsiyum (Ca ⁺)	> 50
(Fe ³⁺)	> 50
(Mg ⁺²)	> 1000

2.6.5. Fenton Prosesinin Değerlendirilmesi ve Ekipmanlar

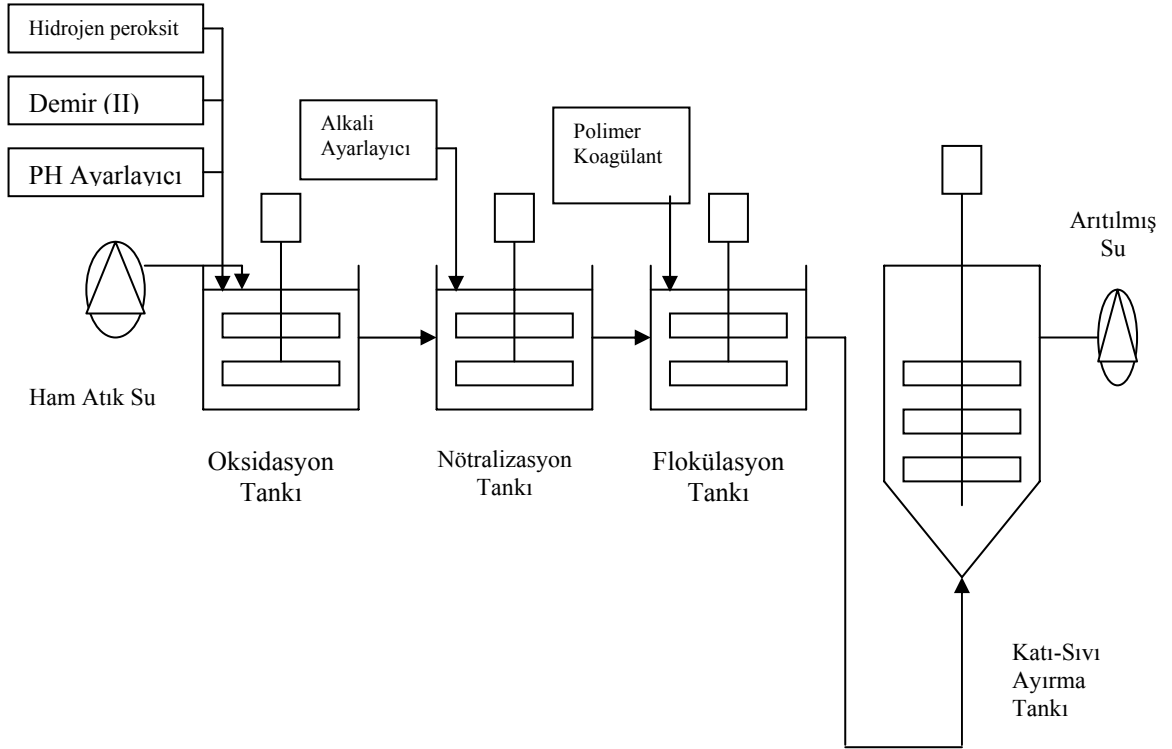
Fenton prosesinin başlıca avantaj ve dezavantajları Çizelge 2.15’de gösterilmektedir

Çizelge 2.15. Fenton Prosesinin Avantaj ve Dezavantajları (Robinson ve ark. 2001)

Avantajları	Dezavantajları
İlk yatırım ihtiyacı az	İlave kimyasal harcama
Biyolojik arıtma için zehirliliğin indirgenmesi	Çamur oluşumu ve bunun uzaklaştırılması masrafı
KOİ azaltılması	Tuz oluşumu
Kısmi oksitlenme toksik ve erimeyen bileşiklerin tamamıyla etkisizleşmesi	Uygun kimyasal reaksiyon ortamlarının sürdürülmesinin güçlüğü
Uygulanması kolay olan proses	Köpüklenme
Hidrolik bekleme süresi az	Demir katalizörler hidroksil lekeleri meydana getirirler.

Fenton oksidasyonunda kullanılan ekipmanlar ve akım şeması ise Şekil 2.8’de görülmektedir. Hidrojen peroksit, demir (II) klorür ve sülfürik asit, ve pH düzenleyici maddeler atık su içerisine ilave edilmektedir. Bunlar oksidasyon yolu ile renk içeriğini ve KOİ’ yi dekompose etmektedirler. Sonra nötralizasyon tankı içerisinde sodyum hidroksit gibi alkali maddeler pH düzenleyici olarak ilave edilmektedir. Artan demir (II) klorür oksidasyonla demir (III) klorürü meydana getirir. Daha sonra polimer koagülant

ilavesi ile floklar flokülasyon tankı içerisinde kolayca çökebilecek partikül haline getirilir ve floklar sıvı katı ayırma tankı içerisinde arıtılmış sudan ayrılır.



Şekil 2.8. Fenton Oksidasyonu Akım Şeması
(www.apec-vc.or.jp/co-op/senisensyoku/colored/index.htm)

2.6.6. Fenton Proseslerinin Endüstriyel Atıksulara Uygulanması

Kuo (1992), reaktif, dispers, asit, direkt ve bazik boyarmaddelerden kaynaklanan rengin Fenton Prosesi ile giderilmesi konusunda çalışmalar yapmıştır. Bu çalışmaların sonucunda, KOİ giderme verimini %88 civarında bulmuştur. Fakat $\text{pH} > 4$ olduğu zaman dikkate değer bir renksizleştirme işleminin olmadığı gözlemlenmiştir. $\text{pH}=5-7$ civarında KOİ değerinde bir artış olduğunu ve bunun durumunda atıksu içerisindeki hidrojen peroksitten kaynaklandığını gözlemlemiştir. Disperse boyarmaddeler için $\text{pH} > 9$ olduğu zaman renk gideriminde artış olmasının demir iyonları tarafından oluşturulan koagülasyondan kaynaklandığını göstermiştir. 300 mg/L atıksu numunesi için, etkili hidrojen peroksit miktarını reaktif boyalar için 584 mg/L, asit boyalar için 875 mg/L ve diğerleri için 292 mg/L olarak bulmuştur. Atıksuyun renginin giderilmesi esnasında

verimin pH değerinden aşırı derecede etkilendiğini ve etkili pH aralığının 3-3,5 olduğunu ve renk giderme veriminin de ortalama olarak %97 civarında bulunduğu belirtilmiştir.

Solozenko ve arkadaşları (1995), Fenton reaksiyonu ile Azo boyarmaddelerinde renk giderimini çalışmışlardır. Azo boyar maddelerinin renginin gideriminde Fenton reaksiyonunun pH'dan etkilendiğini, sıcaklığın artmasıyla ve güneş ışığı altında reaksiyonların hızlandığını belirtmişlerdir.

Kang ve arkadaşları (1997), sentetik ve geręek numunelere demir sülfat ilave ederek kimyasal koagölasyon işlemi ile Fenton prosesini uygulamışlar, renk ve KOİ giderim verimlerini karşılaştırmak için deneyler yapmışlardır. Demir sülfat için en uygun pH değerini 8-10 arasında olduğunu ve bu aralıklarda renk ve KOİ giderme verimlerinin sırasıyla %83-86 ve %30-33 olduğunu belirlemişlerdir. Koagölasyon işleminde renk giderme veriminin iyi olduğunu fakat KOİ giderme veriminin kötü olduğunu göstermişlerdir. KOİ'nin daha iyi giderilmesi için Fenton prosesini bir alternatif olarak uygulamışlardır. Fenton prosesi için 3 ve 4 pH değerlerinde renk giderme veriminin iyi sonuçlar verdiğini bulmuşlardır.

Lin ve Liu (1997), Fenton prosesini 0,2 g/L olarak hazırlanan polivinil alkol (PVA) ve direkt boya ya da polivinil alkol reaktif boya sentetik tekstil numunelerine uygulamışlar, iki basamaklı Fenton prosesinin tek basamaklı Fenton prosesine oranla KOİ ve renk gideriminde daha başarılı olduğunu görmüşlerdir. Bu çalışmada optimum pH=3, optimum sıcaklık 30 °C olarak gözlenmiştir. FeSO₄/H₂O₂ oranının konsantrasyon bazında 400/1000 mg/L olması halinde % 86'lık bir KOİ giderimi elde edilmiştir.

Renk giderimi konusu ile ilgili olarak, bu metot farklı boya sınıfları için değişiklik göstermektedir. Reaktif, direkt, metal-kompleks, pigment, dispers ve vat boyalar bu yöntemle iyi bir dekolorizasyon örneği gösterirler. Fakat C.I. Vat kırmızı (%50) ve C.I: Dispers mavi (% 0,5) de giderim oranları diğer boyalara nazaran daha düşüktür (Slokar ve Marechal 1998).

Park ve arkadaşları (1999) tarafından (1) biyolojik olarak indirgenmeyen organiklerin ve rengin Fenton prosesi ile uzaklaştırılması (2) Fenton prosesinin ön arıtma veya pigment atıksularında aktif çamur prosesi sonrası ve üçüncü arıtma olarak kullanılmasının uygulanabilirliğinin değerlendirilmesi için bir çalışma yapılmıştır. pH, H₂O₂ dozajı, Fe⁺² / H₂O₂ oranının optimum değerleri belirlenmiştir. Kırmızı ve Sarı

atıksu ile uzun havalandırmadan çıkan sudaki KOİ giderme verimi sırasıyla %54, %53 ve %59, renk giderme verimi sırasıyla %91, %18 ve %46 olarak gözlenmiştir. Fenton prosesinin pigment atıksularının ön arıtılması veya üçüncü arıtılması için oldukça verimli bir metot olduğu sonucuna varmışlardır.

Külünk (2000) tarafından yapılan çalışmada, tekstil endüstrisinde kullanılan asit boyarmaddelerinden kaynaklanan rengin gideriminde Fenton prosesinin kullanılabilirliği araştırılmıştır. pH = 3'te optimum 500 mg/L FeSO₄ ve 600 mg/L H₂O₂ konsantrasyonlarında % 91 renk giderimi elde edilirken, 800 mg/L FeSO₄ ve 300 mg/L H₂O₂ konsantrasyonlarında % 81 KOİ giderimi elde edilmiştir. Bulunan sonuçlar, Fenton prosesinin renk ve KOİ gideriminde oldukça etkili ve uygulanabilir bir yöntem olduğunu göstermiştir.

Arıcı (2000) tarafından yapılan çalışmada, reaktif boyarmaddelerden kaynaklanan rengin giderilmesinde Fenton prosesinin etkinliği araştırılmıştır. Uygun konsantrasyonlarda (FeSO₄=175 mg/L, H₂O₂=400 mg/L) % 99,6 renk giderimi sağlanmıştır. Karıştırma süresi tayininde yapılan deneyler sonucunda en yüksek giderme verimi t = 20 dak. sonunda elde edilmiştir.

Meriç ve arkadaşları (2004) Reactive Black 5 ile hazırladıkları sentetik atıksu numunesinde (100 mg/L boya), fenton prosesiyile pH=3'de, 40 °C'de, 100 mg/L FeSO₄ ve 400 mg/L H₂O₂ konsantrasyonlarında % 71 KOİ ve % 99 renk giderilebildiğini belirtmişlerdir.

Hsueh ve arkadaşları (2005) ticari azo boyaların (Red MX-5B, Reactive Black 5 ve Orange G.) fenton ve fenton-like prosesleriyle düşük demir konsantrasyonlarında (≤ 10 mg/L) oksidasyonunu incelemişler her üç boyada da pH =2,5-3 değerinde renk parametresinin giderilebildiğini (100mg/L H₂O₂) ve düşük demir konsantrasyonlarının düşük miktarda fenton çamurunu minimize ettiğini belirtmişlerdir.

Akal Solmaz ve arkadaşları (2006) biyolojik olarak arıtılmış tekstil endüstrisi atıksularında fenton prosesiyile 400 mg/L FeSO₄ ve 200 mg/L H₂O₂ dozlarında pH= 3'de % 78 KOİ ve % 95 renk giderimi elde etmişlerdir. Ayrıca fenton-like, ozonlama ve kimyasal koagülasyon prosesleriyle kıyaslandığında KOİ ve renk giderimi için Fenton prosesinin en ekonomik yöntem olduğunu belirtmişlerdir.

Üstün ve Akal Solmaz (2006) yaptıkları bir çalışmada karışık tekstil endüstrisi ağırlıklı bir OSB atıksu arıtma tesisi çıkışından alınan atıksu numunesi üzerinde fenton prosesini uygulayarak renk ve KOİ giderim verimlerini incelemişlerdir. Fenton uygulaması için optimum pH değeri = 4 olarak bulunmuş, Fe^{2+}/H_2O_2 için 1/5 molar oranında optimum renk ve KOİ giderim verimi elde edilmiştir. Optimum Fe^{2+}/H_2O_2 oranında farklı konsantrasyonlarda yapılan denemelerde düşük konsantrasyonlarda bile (80 mg/L $FeSO_4/50$ mg/L H_2O_2) renk için verilen EN ISO 7887 limitleri sağlanmış ve % 50 civarı KOİ giderim verimi elde edilmiştir.

2.7. Kimyasal Çöktürme Prosesinin Özellikleri ve Endüstriyel Atıksuların Arıtılmasında Uygulanması

2.7.1. PAC ile Kimyasal Çöktürme

Son zamanlarda metal koagülantların bazı olumsuz etkileri nedeniyle polialüminyumklorür (PAC) kullanımı giderek artmaktadır. PAC ampirik formülü $Al_2(OH)_xCl_y$ olan ve suda çözünen bir maddedir. Burada $x+y=6$ 'dır. PAC suyun alkalinitesini, dolayısıyla pH derecesini alum veya demir(III) klorür kadar düşürmez. Çünkü yapısındaki klorür oranı çok düşüktür. Ayrıca PAC özellikle soğuk kış günlerinde daha etkilidir. PAC'in faydaları aşağıdaki gibi özetlenebilir;

- PAC aluma nazaran üç defa daha fazla suda çözünebilir alüminyum oksit içerir. Aynı görev için daha az PAC kullanılacağından, bu depolamada ve nakliyatta önemli tasarruf sağlar.
- PAC ile muamele edilen sular alumla muamele edilen sulara nazaran daha az artık alüminyum içerir.
- PAC alumdan daha az korroziftir.
- PAC ile çok etkili bir flokülasyon sağlanır ve özellikle soğuk sularda koagüle edilmiş katıların çökmesi çok hızlı olur.
- PAC aluma nazarandaha geniş bir pH aralığında kullanılabilir.
- PAC muamele edilen suyun tuz içeriğini alumla nazaran daha az arttırır.
- PAC sistemin sülfat içeriğini arttırmaz.

- PAC tuz içeriği son derece fazla olan atıkların muamelesinde çok daha etkilidir (Anonim 2002).

PAC'ın pH üzerine çok az etkisi olması ve daha geniş pH aralığında kullanılması nedeniyle hem evsel hem de endüstriyel atıksu uygulamalarında seçilen bir koagülanttır. PAC hidroksil iyonları içerdiğinden pH'ı fazla düşürmez (Karabaş ve ark. 2000).

Çözünmüş iyonların (metallerin) gideriminde kullanılan yöntemler kimyasal çöktürme, koagülasyon-flokülasyon, flotasyon, iyon değiştiriciler ve ters osmoz membranlarıdır (Toze 2006, Kurniawan ve ark. 2006). Çalışma kapsamında kimyasal çöktürme ve iyon değiştirme prosesleri ayrıntılı olarak incelenecektir.

2.7.2. Ca(OH)₂ ve NaOH ile Kimyasal Çöktürme

Kimyasal çöktürme işlemi atıksuda çözünmüş halde bulunan iyonların pH ayarlaması ile az çözünür veya çözünmez forma dönüştürülmesi işlemi olarak tanımlanır. Bu proses atıksuda bulunan arsenik, baryum, kadmiyum, gümüş, çinko gibi toksik metallerin arıtımında kullanılır. Ayrıca atıksudaki fosfat, sülfat, karbonat gibi iyonların sönmüş kireç Ca(OH)₂ kullanılarak giderildiği hidroksit çöktürmesi yaygın kullanım alanına sahiptir. Atıksu içindeki metallerin gideriminde oluşturdukları tuzların çözünür veya çözünmez yapıda olması önemlidir. Bu bağlamda Çizelge 2.16'da bazı metal tuzlarının sudaki çözünürlük durumu verilmiştir. 100 g suda 1 g'dan az çözünebilir tuzlar çözünmez olarak kabul edilmiştir (Anderson 1994).

Çizelge 2.16. Bazı Metal Tuzlarının Sudaki Çözünürlük Durumu.

	Br ⁻	CO ₃ ⁻²	Cl ⁻	CrO ₄ ⁻²	OH ⁻	I ⁻	PO ₄ ⁻³	SO ₄ ⁻²	S ⁻²
Ba ⁺²	S	I	S	I	S	S	I	I	D
Co ⁺²	S	I	S	I	I	S	I	S	I
Cu ⁺²	S	I	S	I	I	I	I	S	I
Fe ⁺³	S	I	S	-	I	-	I	S	I
Pb ⁺²	I	I	I	I	I	I	I	I	I
Mg ⁺²	S	I	S	S	I	S	I	S	D
Ag ⁺	I	I	I	I	-	I	I	I	I
Zn ⁺²	S	S	S	I	I	S	I	S	I

S: Suda Çözünür

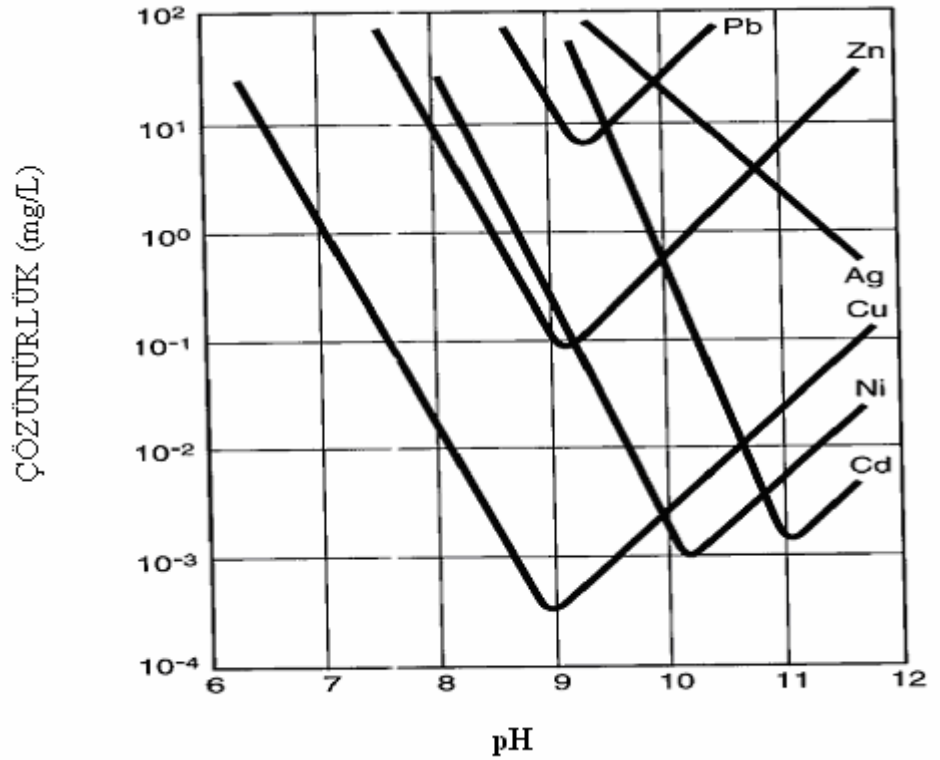
I: Suda Çözünmez (Sudaki Çözünürlüğü 1g/100 g sudan Az)

D: Suda Dekompoze olur.

Kimyasal çöktürme işlemi hidroksit çöktürmesi, karbonat çöktürmesi, sülfid çöktürmesi ve sodyum borhidrit çöktürmesi olarak farklı sınıflara ayrılmakla birlikte hidroksit ve karbonat çöktürmesi, çalışmada pH'ı yükseltmek için kullanılan Ca(OH)₂ ve NaOH'dan dolayı ayrıntılı olarak incelenmiştir.

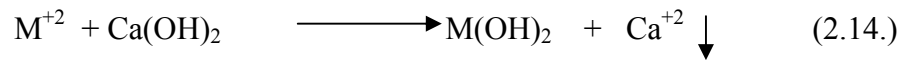
2.7.2.1. Hidroksit Çöktürmesi

Çizelge 2.16. incelendiğinde metallerin hidroksitlerle oluşturdukları tuzların büyük bir kısmı çözünmez formdadır. Hidroksit çöktürmesinde atıksuyun yapısındaki metal hidroksitlerin çözünürlüğü pH'a bağlı olarak değişmektedir. Şekil 2.9'da çeşitli metal hidroksitlerin suda çözünmesinde pH'ın fonksiyonu görülmektedir.



Şekil 2.9. Metal Hidroksitlerin Çözünürlüğünde pH'ın Fonksiyonu

Şekil 2.9 incelendiğinde pH'ın artmasıyla beraber metal hidroksitlerin çözünürlüğünün azalıp 0,001 mg/L'ye kadar düştüğü pH=11'de birçok metalde çözünürlüğün 1 mg/L değerine ulaşamadığı görülmektedir. 2 değerlikli bir katyonun hidroksit çöktürmesi sönmüş Ca(OH)₂ ve NaOH kullanılarak yapıldığında;



reaksiyonları gerçekleşmekte ve metal iyonu hidroksit formunda çöktürülerek atıksudan uzaklaştırılabilmektedir (Guyer 1998).

Atıksuların Ca(OH)₂ ile yüksek pH'ta çöktürülmesinde ortama eklenen Ca(OH)₂ alkalinite ile reaksiyona girerek kalsiyum giderimi sağlamaktadır. Mg iyonu da benzer şekilde pH>10,5'da hidroksit ile reaksiyona girerek Mg(OH)₂ olarak çökelmekte ve atıksuyun sertliği azalmaktadır. Atıksuların Ca(OH)₂ ile yüksek pH'ta arıtılması temelde içme sularının yumuşatılması ile benzeşmekle beraber, amaçlar oldukça farklıdır.

Atıksuların arıtılmasında yumuşatma ile beraber fosforda çöktürülür. Diğer önemli reaksiyon ise Denklem 2.16'da verilen magnezyum çökmesidir.



Denklemde verilen reaksiyon pH=11'den önce tamamlanmamaktadır. Magnezyum hidroksit atıksudan kolloid gidermede yardımcı jelatimsi bir maddedir. (Anonim 2004 c)

Atıksularda Mg(OH)₂ çöktürmesi pH=11–11,5 tamamlanmaktadır (Merril ve Jordan 1975, Dziubek ve Kowal 1984). Dolayısıyla arıtma proseslerinde NaOH ve Ca(OH)₂ kullanılarak gerçekleştirilen çöktürme işlemlerinde ham atıksu pH'ı 11-11,5'a kadar yükseltilmelidir

2.7.2.2. Karbonat Çöktürmesi

Kurşun, kadmiyum gibi bazı metallerin karbonat çöktürmesiyle etkili bir şekilde giderimi mümkün olabilmektedir. Hidroksit çöktürmesi için pH> 10 değeri gerekirken, karbonat çöktürmesi için 7,5-8,5 pH değeri yeterli olabilmektedir. Çizelge 2.16. incelendiğinde metallerin karbonatlarla oluşturdukları tuzların büyük bir kısmı çözünmez formdadır. +2 değerlikli bir metal karbonatla,



denkleme gereği çöktürülerek giderilebilmektedir (Guyer 1998).

2.7.3. Kimyasal Çöktürme Prosesinin Endüstriyel Atıksulara Uygulanması

Tekstik endüstrisi boyahane atıksularına uygulanan fenton oksidasyonu sırasında oluşan küçük ve çöktürülemeyen flokların çöktürülmesi için ortama PAC ilave edilmesi etkili olmaktadır (Lin ve Lo 1997).

Kimyasal çöktürme prosesinde pH ayarlaması atıksudaki çözülmüş halde bulunan metallerin, az çözünür veya çözünmez forma dönüştürülmesi sağlanmaktadır. Kısa reaksiyon süreleri ve düşük işletme maliyetleri yöntemin avantajları olup, hidroksit çöktürmesiyle askıda katı madde (AKM), renk, kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ) ve birçok metalin hidroksit formunda çöktürülerek giderilmesi sağlanabilmektedir (Guyer 1998, Semerjian ve Ayoub 2003, Mirbagheri ve Hosseini 2004).

Charerntanyarak'ın (1999) kimyasal çöktürme prosesiyle ağır metal iyonlarının giderimine yönelik yaptığı bir çalışmada ise Ca(OH)_2 ile pH=11'de % 90'ın üzerinde giderim verimi elde edilmiştir.

Ca(OH)_2 kullanılarak uygulanan hidroksit çöktürmesi metal içeren endüstriyel atıksuların arıtılmasında oldukça sık kullanılan bir yöntemdir. Düşük maliyeti, arıtmadaki etkinliği ve pompalanabilir olmasından dolayı, Ca(OH)_2 yaygın olarak kullanılmaktadır. Büyük miktarda oluşan Ca(OH)_2 çamuru sistemin başlıca dezavantajı olarak ortaya çıkmaktadır. NaOH kullanılarak uygulanan hidroksit çöktürmesi ise Ca(OH)_2 ile çöktürmeye göre daha pahalı olup, oluşan çamurun bertarafı daha kolaydır (EPA 1987).

2.8. İyon Değişimi, İyon Değiştirici Reçineler ve Demineralizasyon

2.8.1. İyon Değişimi

Bir katı maddenin etrafındaki sıvıdan belirli iyonları alıp, buna karşılık ekivalent miktarda diğer iyonları sıvıya vermesi esasına dayanan fizikokimyasal olaya “ iyon değişimi ” denir. Bu değişim, ekivalent miktardaki iyonlar arasında çoğunlukla geri dönüşlü (reversible) olarak gerçekleşir. Böylece uygulanan reaksiyonun tam tersi gerçekleştirilerek bağlanan iyonlar tekrar çözeltilmeye alınırlar. İyon değişimi olayı, kütlelerin etkimesi kanununa uygun olarak yürüyen bir denge reaksiyonudur. Bu olayın hızı, iyonların porlar içine difüzyonuna bağlı olarak değişir (Barlas 1996).

2.8.2. İyon Değiştirici Maddeler

2.8.2.1. Doğal İyon Değiştirici Maddeler

Bazı doğal organik maddeler iyon değiştirme özelliğine sahiptirler. Hayvan, bitki dokuları ve toprak gibi maddelerin birçoğu iyon değiştirme özelliği gösterirler. Bu doğal maddelerden bazıları un, saman, odun, kağıt, patates nişastası ve topraktaki humustur. Doğal maddelerin çoğu arıttıkları suya renk vermekte ve arıtım işleminin izlenmesi zor olmaktadır. Ayrıca rejenere edilmeleri de son derece güçtür. Zeolitler, kristal alüminyum silikatlarıdır ve katyon değiştirici özellik gösterirler. Zeolitler yumuşak maddelerdir ve kimyasal olarak dayanıklı değildirler. Porlarındaki karşı iyonlar fazla hareketli değildir.

Birçok kömür doğal iyon değiştirici özellik gösterir. Bu maddeler kullanılmadan önce stabil hale getirilmelidir. Bu amaç doğrultusunda, sülfürik asit ile sülfanasyon sonucu sülfone edilmiş kömür oluşturulur. Ayrıca bitümlü kömür ve antrasit sülfanasyon ile kuvvetli katyon değiştiricilere dönüştürülmektedir (Kaya ve ark. 2002).

2.8.2.2. Sentetik İyon Değiştirici Maddeler

İyon değiştirici maddeler yapılarında asidik veya bazik fonksiyonel gruplar bulunan çözünmez granüler maddelerdir. Çapları 0,04-1,5 mm arasında olan iyon değiştirici küreciklerini tek tek ele aldığımızda, her bir küreciği oldukça küçültülmüş bir sünger olarak düşünebiliriz. Sünger iskeleti (matriks) dev bir moleküldür ve içinde çok sayıda yük taşıyıcı gruplar bulunur. Yani kürecik elektriksel olarak nötraldir (Barlas 1996).

Heterodispers ve monodispers olmak üzere iki tip iyon değiştirici kategorisi vardır. İyon değiştiriciler fiziksel görünümüne göre jel (mikroporöz) ve makroporöz olmak üzere iki gruba ayrılırlar. İyon değiştiricinin jel veya makroporöz yapıda olması polimerizasyon basamağından ileri gelir. Jel tipindeki reçineler, homojen yapıda çapraz bağlanmış polimerlerdir. Görünümleri şeffaftır. Polimerizasyon basamağından kaynaklanan doğal bir poroziteye sahiptirler. Yaygın olarak kullanılmaktadırlar. Jel

yapıdaki iyon değiştirici reçineler, bütün taneciklere düzenli olarak dağılmış değiştirme noktalarına sahiptirler. Por apları 10–30 A^o’dır. Makroporz reçineler iyon değişiminin taneciğin içindeki gruplarda da gerçekleşmesini sağlayan daha geniş porlara sahiptir (minimum ap 100 A^o). Bu reçineler makroretkler ya da sabit porlu reçineler olarak da bilinirler. Mat bir görünüme sahiptirler. Makroporz reçinelerde çapraz bağ oluşturan divinilbenzen (DVB) miktarı, jel yapıdaki reçinelere göre daha fazladır. Bu durum reçinenin daha az değiştirme noktalarına sahip olmasına neden olduğundan makroporöz reçinelerin kapasiteleri jel yapıdaki reçinelere daha düşüktür. Jel yapıdaki iyon değiştiricilerin işletme verimleri daha yüksektir ve fiyatları daha düşüktür (Kaya ve ark. 2002).

Makroporz reçineler sünger yapılarından dolayı daha iyi fiziksel dayanıklılık gösterirler. Ozmotik kuvvetlerden fazla etkilenmezler. Makroporz anyonik reçineler daha fazla yüzey alanına sahip olduklarından organik kirlenmelere karşı mikroporz reçinelerden daha dayanıklıdırlar (Desilva 1999).

Monodispers iyon değiştiriciler özel bir yönteme göre üretilen hemen hemen aynı büyüklükteki jel veya makroporöz yapıda, stiren-divinilbenzen kopolimerizatlarıdırlar. Taneciklerin % 90’dan fazlası belirlenen tanecik çapından en fazla $\pm 0,05$ mm sapma gösterir. Monodispers reçinelerle çalışılırken düşük basınç kaybı ve daha az reçine yatağı genişlemesi olur. Monodispers reçinelerde ters yıkama esnasında yatak genişlemesi standart reçinelere oranla daha düşüktür. Monodispers reçinelerin içinde ince tanecikler bulunmadığı için yatak ve üzerinde bulunan sıvı arasında net bir sınır oluşur. Bu sayede kirliliklerin yıkanıp atılması kolaylaşır ve yıkama sırasında reçine kaybı, standart heterodispers iyon değiştirici kolonundaki basınç kaybı ile karşılaştırılmayacak kadar düşüktür. Monodispers iyon değiştiriciler daha küçük kolonlar ile çalışmaya olanak verir. Böylece yeni girişimlerde yatırım bedeli düşer, mevcut tesislerin iyon değiştirici kolonlarına monodispers reçinelerin doldurulması durumunda da kolona daha fazla reçine konabilir. Monodispers reçinelerin başka bir avantajı ise iyon değiştirici kolon içindeki nozullar ve kollektörlerin ince taneciklerle tıkanma riskinin tamamıyla ortadan kalkmasıdır (Kaya ve ark. 2002).

2.8.3. İyon Değişiricilerde Fonksiyonel Gruplar

Günümüzde kullanılmakta olan iyon değiştiricilerin çoğu divinilbenzen ile çapraz bağlı stirenin polimer kimyasına göre değişmektedir. Birçok uygulama için çeşitli şekilde elde edilen kopolimerler ve bunların fonksiyonel grup bağlanmış ürünleri bulunmaktadır. Bu polimer sistemi şimdiye kadar ticari amaçlı kullanılanlar arasında fiziksel ve kimyasal olarak en dayanıklısıdır. İyon değiştiriciler fonksiyonel gruplara göre katyon değiştiriciler ve anyon değiştiriciler olmak üzere iki ana kategoriye ayrılırlar (Anonim 1998).

- **Katyon Değiştiriciler** :SO₃H veya COOH gruplarını içeren, anorganik veya organik katyonları tutarak onları hidrojen iyonları (H⁺ iyonları) ile değiştiren iyon değiştiriciler.
- **Anyon Değiştiriciler:** Bazık grupları (örneğin NH₂ tipi amin fonksiyonları) içeren, anorganik veya organik anyonları tutarak onları hidroksil iyonları ile değiştiren iyon değiştiriciler.

2.8.4. İyon Değiştirici Tipleri

Katyon ve anyon değiştiricideki iyon taşıyıcı grubun cinsi iyon değişimi olayında çok önemlidir. İyon taşıyıcı grupların asitlik ve bazlık derecesine göre kuvvetli ve zayıf asidik iyon değiştiricilerden veya kuvvetli ve zayıf bazık iyon değiştiricilerden söz edilir (Khym 1974).

Kuvvetli Asidik İyon Değiştirici : Sulfonik Asit Grupları

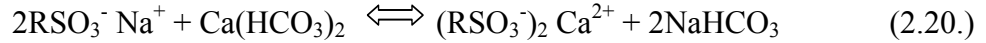
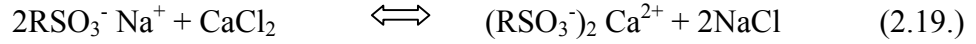
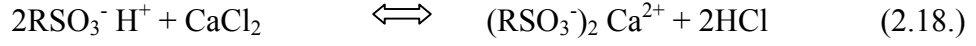
Zayıf Asidik İyon Değiştirici : Karboksil Grupları

Kuvvetli Bazık İyon Değiştirici : Kuvarterner Amonyum Bileşikleri

Zayıf Bazık İyon Değiştirici : Primer, Sekonder ve Tersiyer Amonyum Bileşikleri

2.8.4.1. Kuvvetli Asidik Katyon Değiştiriciler

Kuvvetli asidik katyon değiştiriciler, sülfonik asit fonksiyonel gruplarına sahiptirler. Bu tip katyon değiştiriciler her pH'da işletilirler, bütün tuzları değiştirirler ve rejenerasyon maddesinin büyük miktarlarına ihtiyaç duyarlar. Bu tip reçineler, iki yataklı demineralize sisteminde birinci ünite olarak ya da karışık bir yatakta katyon bileşeni olarak hemen hemen bütün yumuşatma uygulamalarında kullanılırlar. Kuvvetli asidik katyon değiştiriciler Na^+ formunda iken yumuşatma amaçlı, H^+ formunda yumuşatma, dealkalizasyon ve demineralizasyon amaçlı kullanılırlar. Aşağıdaki eşitlikler de üç tipik kuvvetli katyon değiştirici reaksiyonu gösterilmektedir;



Bu reaksiyonlar geri dönüşlüdür. Tükenmiş reçine asit rejenerasyonu ile hidrojen ya da sodyum formuna dönüştürülebilir.

2.8.4.2. Zayıf Asidik Katyon Değiştiriciler

Zayıf asidik katyon değiştiriciler değiştirme noktaları olarak karboksilik gruplara sahiptirler. Sadece bikarbonatlara bağlanmış olan katyonları (Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ vb.) tutabilirler, kuvvetli anyonlarla (SO_4^{2-} , Cl^- , NO_3^-) denge halindeki katyonları değiştiremezler. Zayıf asidik reçineler esas olarak yumuşatma ve dealkalizasyon amaçlı kullanılırlar.

Zayıf katyonik reçineler rejenerasyon maddesinin stokiyometrik miktarı ile rejener edilirler. Kuvvetli katyonik iyon değiştiricilerin rejener edilmeleri için ise rejenerasyon maddesinin stokiyometrik miktarının 2-3 katı gerekmektedir. Zayıf asidik katyon değiştiriciler, kuvvetli katyonik reçinelerden daha kolay rejener edilebilirler (Dorfner 1972).

Bu tip reçineler hidrojen formundaki kuvvetli asidik katyon değiştiricilerle ayrı yatak veya karışık yatak şeklinde kullanılırlar. Her iki durumda da alkalilik oluşturan iyonlar ilk olarak zayıf asidik katyon değiştiricide giderilir. Kalan iyonlar kuvvetli katyon değiştirici ile giderilir. Zayıf asidik katyon değiştiriciler kuvvetli asidik katyon değiştirici ünitesinden gelen asit ile rejenere edilebilirler. Böylece iyon değiştiricilerde daha az su kirliliği oluşur.

H^+ formunda ki zayıf asidik katyon değiştiriciler, suda mevcut alkaliniteye eşdeğer miktarda katyonları ve daha çok alkalinite ile birlikte olan sertliği giderebilirler. Çıkış suyu zayıf asidiktir ($pH = 4$ civarında). Denklemleri aşağıda gösterilmektedir;



Bu reaksiyonlar geri dñuřlüdür. Reçine tükendiğinde asit ile rejenerasyon yapılarak hidrojen formuna dñuřtürölür.

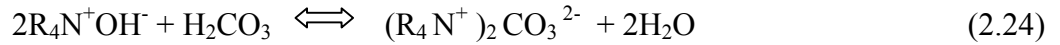
2.8.4.3. Kuvvetli Bazik Anyon Değiştiriciler

Kuvvetli bazik anyon değiştiricilerin değiştirme noktalarını kuvarterner amin grupları oluşturur. Bu anyon değiştiriciler, kimyasal aktivasyon prosesinde kullanılan amin çeşidine bağlı olarak Tip I ve Tip II olmak üzere iki ana gruba ayrılırlar. Tip I, üç metil grubuna sahipken, Tip II' de bu metil gruplarının birinin yerine bir etanol grubu vardır. Tip I reçineler sulardan anyon giderimi için uygundur. Tip I reçineler yüksek sıcaklıklılara karşı dayanıklıdırlar ve yüksek alkalinite ile yüksek silika gideriminin tercih edildiği sularda kullanılabilirler. Rejenere edilmeleri Tip II'den daha zordur. Tip I reçineler ayrıca klorür formunda hidroksil formuna geğerken Tip II'den daha çok şişerler (Korkish 1989).

Tip II reçineler bütün anyonları giderebilirler. Silika ve karbondioksit, buldukları sularda toplam anyonların %30'undan fazla ise bu tip reçineler bu

anyonları gidermede daha az etkili olabilir. Tip II reçineler kirlenmeye daha az maruz kalırlar ve işletme masrafları Tip I'e göre daha azdır.

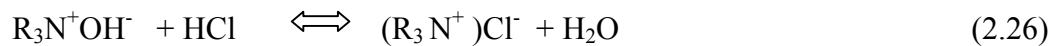
OH formundaki kuvvetli bazik anyon değiştiriciler anorganik asitleri şu şekilde giderirler;



Reaksiyonlar geri dñnüşlü olduklarından, tñkenmiř iyon değiştirici reçine NaOH (kostik soda) rejenerasyonu ile hidroksil formuna dñnüştürölür.

2.8.4.4. Zayıf Bazik Anyon Değiştiriciler

Zayıf bazik anyon değiştiriciler, fonksiyonel özelliklerini birincil (R – NH), ikincil (R – NHR₁), üçüncül (R– N – R₁R₂) ve bazen de kuvarterner amonyum gruplarından alırlar. Kapasiteleri kuvvetli bazik reçinelerin iki katıdır. Zayıf bazik anyon değiştiriciler kuvvetli bazik anyon değiştiricilerden önce kullanıldıklarında organik kirlenmeye karşı maksimum korunma sağlandığı gibi rejenerasyon maliyeti de azalır (Kaya ve ark. 2002). Zayıf bazik anyon değiştiriciler, düşük alkaliniteye sahip ve silika gideriminin gerek olmadığı ya da kuvvetli asitlerin anyonlarının (Cl⁻, SO₄²⁻, NO₃⁻) bulunduğu sularda kullanılabilirler. Zayıf bazik anyon reçineler kuvvetli asitler ile şu şekilde reaksiyon verirler;



Zayıf bazik reçineler NaOH, Na₂CO₃ ve NH₃ ile rejenere edilebilirler (Anonim 1998, Desilva 1999, Awwa 1990).

2.8.5. İyon Değiştiricilerle alışma Yöntemleri

İyon değişiminin gerçekleşmesi için esas olarak üç yöntem kullanılmaktadır;

1. İyon Değiştirici ile Suyun Karıştırıldığı Yöntem (Kesikli)
2. Kesiksiz Yöntem
3. Kolon Yöntemi

2.8.5.1. İyon Değiştirici ile Suyun Karıştırıldığı Yöntem (Kesikli)

Bu, en basit iyon değişimi yöntemidir. Arıtılacak su hacminin içine bir miktar iyon değiştirici reçine ilave edilir. Dengenin belirgin bir şekilde değişime uğrayan iyonlardan yana olduğu iyon değişimi olaylarında uygulanır. Denge sağlandığında iyon değişimi işlemi tamamlanır. Bu yöntem giderilecek iyonların seçiciliği çok yüksekse bir avantaj sağlayabilir. Yani oldukça sınırlı bir uygulaması vardır (Barlas 1996, Dorfner 1972).

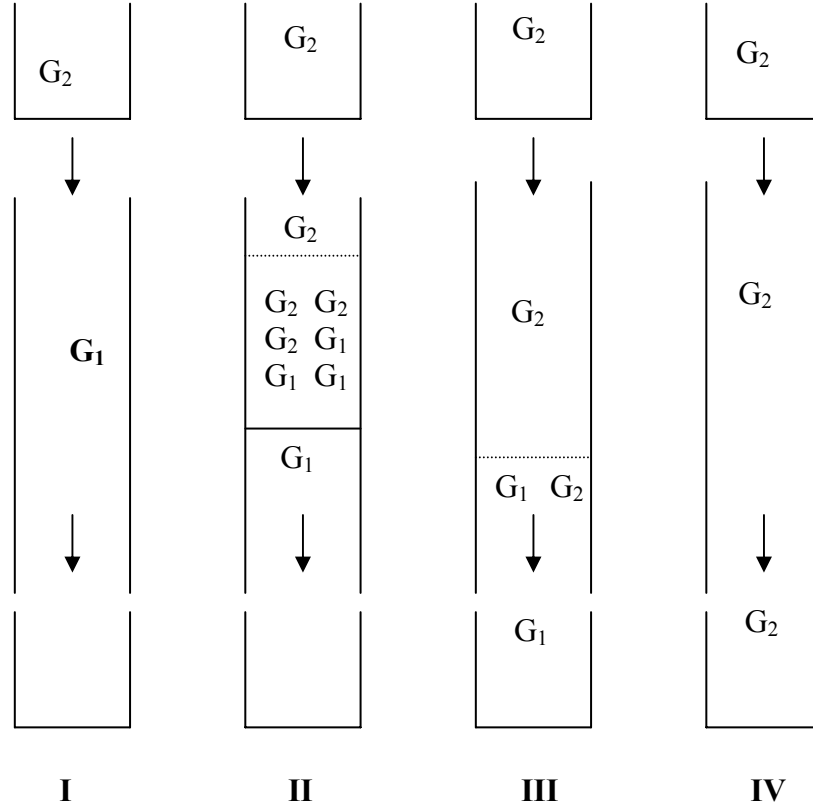
2.8.5.2. Kesiksiz Yöntem

Kesiksiz yöntemlerde iyon değiştirici ve sıvı, kolonlar içinde birbirine doğru (oğunlukla ters akım prensibine göre) hareket halindedirler. Ham suyun geçirilişi ve rejenerasyon aynı zamanda gerçekleştirilir. Bunun için doğunluğa ulaşmış iyon değiştirici kısmı küçük porsiyonlar halinde kolondan (filtreden) alınır. Rejenere edilir, daha sonra yıkanır ve kolona tekrar verilir.

İyon değiştirici reçinenin yoğunluğu suya göre çok az bir fazlalık gösterdiği için böyle bir tesisin işletilmesi oldukça zordur. Yukarıya doğru akmakta olan su karşısında gerekli olan çökmeye son derece güç ulaşılabilmektedir. Teknik olarak çok masraflı bir yöntemdir.

2.8.5.3. Kolon Yöntemi

Kolon yöntemi, en önemli ve laboratuarlarda en çok kullanılan yöntemdir. İyon değiştirici, bir cam veya plastik kolon içine doldurulur. Bu şekilde elde edilen sistem ile istenilen bütün işlemler gerçekleştirilir. İyon değiştiricinin yüzmesini engellemek için akış yönü yukarıdan aşağı doğrudur. İyon değiştirici bünyesindeki G_1 karşı iyonunu, kolon içine akan sıvı içinde bulunan G_2 iyonları ile değiştirmek istersek, değişim olayının akışı aşağıdaki şekilde gerçekleşir;



Şekil 2.10. Kolon Yönteminde İyon Değişimi (İyon Değişimi Olayının Akışı)

Sıvı kolon içinde yol aldıkça, değişmekte olan iyonlar durmadan yeni iyon değiştirici ile temasa gelirler. Bu şekilde denge, her an daha çok istenilen yöne doğru kayma gösterir. Buradaki iyon değişimi, iyon değiştiricinin sıvıyla basitçe karıştırıldığı yöntemlere göre, tam anlamıyla gerçekleşir. Kolon yönteminin uygulanması sırasında, iyon değiştiricinin seçimliliğine bağlı olarak, kolon içinde yukarıdan aşağıya doğru

belirli doygunluk tabakaları oluşur. Aşağıdaki şekilde bu doygunluk tabakaları gösterilmektedir (Barlas 1996).

Kuvvetli Asidik	↓	Kuvvetli Bazik
Katyon Değişirici		Anyon Değişirici
Ca ²⁺		SO ₄ ²⁻
Mg ²⁺		Cl ⁻
Na ⁺		HCO ₃ ⁻
		HSiO ₃ ⁻

Şekil 2.11. İyon Değişirici Kolonunda Seçimliliğe Bağlı Olarak Oluşan Doygunluk Tabakaları

İyon değişirici kolonlarının işletilmesinde şu sıra izlenir: Yükleme, geri yıkama, rejenerasyon ve yıkama.

Yükleme: Arıtılacak suyun iyon değişirici kolonuna verilmesi işlemidir. Bir iyon değişiricinin işletme çevrimi, yatağın değiştirme kapasitesine göre belirlenir. Bu da değişebilir iyon kütlesine ve sonuç olarak iki rejenerasyon arasında arıtılan suyun hacmine bağlıdır. Pratikte iyon değişiriciler çıkış suyu konsantrasyonu giriş suyu konsantrasyonuna eşit olana kadar işletilmezler. İyon değişiricilerin son doygunluk değerine kadar çalıştırılması kapasitenin verimli kullanılmasını da engeller.

Ekonomik ve uygun optimum kolon kapasitesi toplam kapasitenin % 50-75'i civarındadır. Kırılma noktasına (breakthrough point) ulaşıldığında kolon durdurulur. Kırılma noktası kolon çalışmalarında önemli bir parametredir (Kaya ve ark. 2002, Dorfner 1972).

Geri Yıkama: İyon değişirici kolonları yukarıdan aşağıya doğru yüklenmesi sırasında oluşabilecek kanallaşmayı, yatak üzerinde çöken kirlilikleri ve gaz kabarcıklarını gidermek amacıyla rejenerasyon öncesi hamsuyun giriş yönüne ters yönde geri yıkama yapılır.

Rejenerasyon: Bu işlem yükleme ile aynı yönde (doğru akım) veya ters yönde (ters akım) yapılabilir. Rejenerasyon adımıyla iyon değiştirici reçinenin tipi, rejenerant maddesinin tipi, rejenerasyon çöztisinin konsantrasyonu, akış hızı, sıcaklık, rejenerasyon çöztisinin saflık derecesi ve temas süresi dikkate alınmalıdır (Dorfner 1972).

Doğru akım rejenerasyonunun iki önemli olumsuz yönü vardır: İyon kaçaklarının oluşması ve kimyasal madde kullanımının yüksek olması. İyon kaçağı, rejenerasyona rağmen son iyon değişimi işlemi sırasında kolonun alt kısmında kalmayı başarmış iyonlardır. Bu durum şu şekilde açıklanabilir: Normal olarak yukarıdan aşağıya doğru yapılan rejenerasyon sırasında, henüz taze durumdaki (değişime uğramamış) asit/baz önce üst kısımlardaki iyon değiştirici tabakalarını rejenerer ve ancak daha sonra konsantrasyonu azalmış ve tuzlarla karışmış olarak alt iyon değiştirici tabakalarına ulaşır. Bu duruma rağmen daha iyi rejenerasyon sonuçları istenirse, o zaman teorik miktarının 2–4 misli kadar daha fazla kimyasal madde kullanılması gerekmektedir.

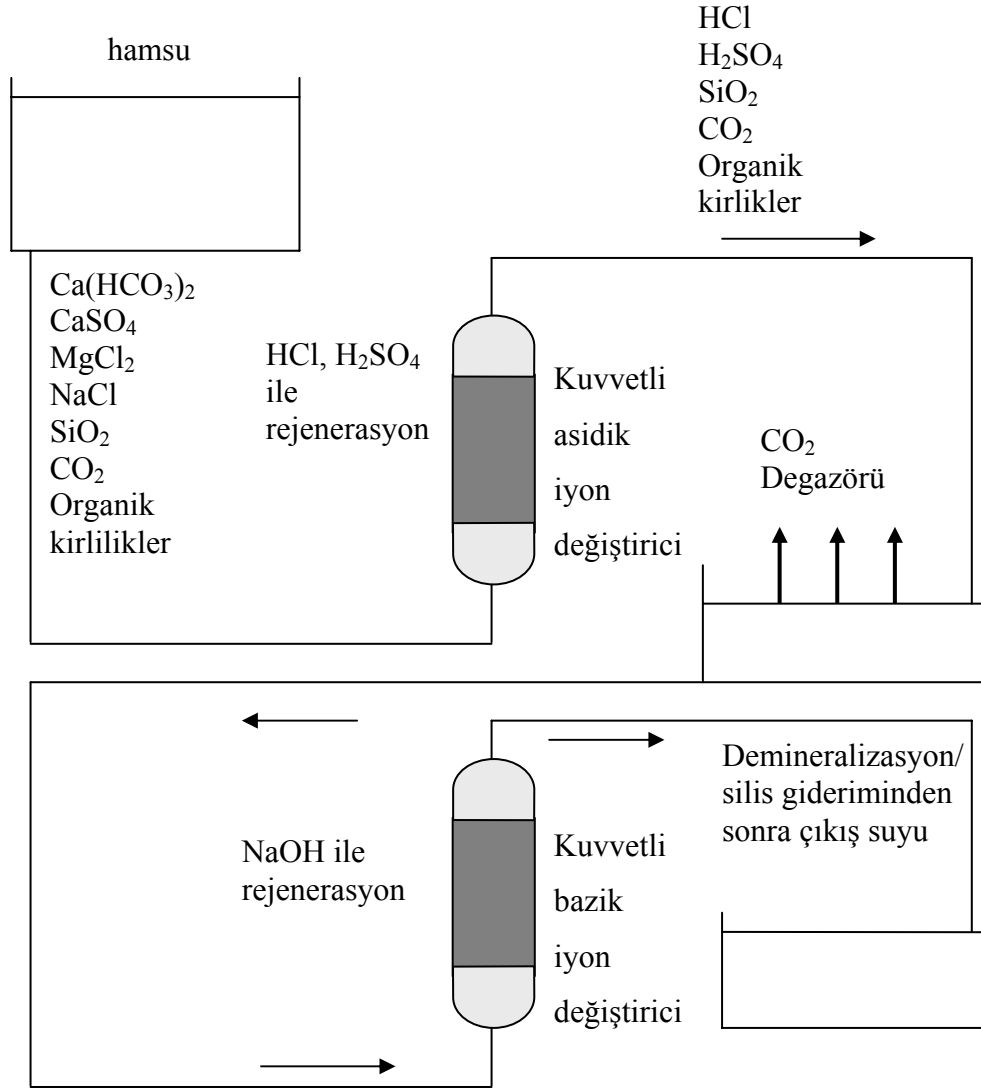
Doğru akım rejenerasyonu sonucu ortaya çıkan bu iki sakınca ters akım rejenerasyonu ile giderilmektedir. Ters akım prensibinde ortaya çıkabilecek tek problem, rejenerasyon maddesinin aşağıdan yukarıya hareketi esnasında iyon değiştiricide karışmalar olmasıdır. Düz akımdaki tabakalar burada görülmezler. Dengeleme suyu kullanılarak veya karşı basınç uygulanarak bu karışımın önüne geçilir (Barlas 1996).

Yıkama: Rejenerasyondan sonra rejenerasyon çöztisinin fazlasının iyon değiştirici kolonundan uzaklaştırılması işlemidir. Yıkama suyunun hızı rejenerasyon çöztisinin hızına ve yükleme hızına bağlıdır. Bu iki hız birbirine çok yakınsa yıkama tek kademe ve normal yükleme hızında yapılır. Rejenerasyon hızı yükleme hızından farklıysa yıkama iki kademe yapılır. Birinci kademe yavaş yıkamadır. Hız rejenerasyon çöztisi ile aynı değerde ve yönde alınır. Rejenerasyon çöztisi kolondan tamamen uzaklaşıncaya kadar bu işlem sürer. İkinci kademe hızlı yıkamadır. Uygun çıkış sağlanıncaya kadar kolondan yükleme hızıyla aynı değerde ve aynı yönde su geçirilir (Gölhan ve Aksoğan 1970, Benefield ve ark. 1982).

2.8.6. Demineralizasyon

Demineralizasyon, suda çözülmüş bütün tuzların giderilmesi işlemidir. Elde edilmek istenen su kalitesine, arıtılacak suyun bileşimine ve rejenerasyon kimyasallarına bağlı olarak çeşitli demineralizasyon uygulamaları vardır. Arka arkaya yerleştirilmiş bir kuvvetli asidik katyonik değiştiriciden ve bir kuvvetli bazik anyon değiştiriciden geçirilen su demineralize edilir. Bu demineralizasyon sistemi düşük alkaliniteli sulardan düşük silis çıkışlı su üretilmek istenildiğinde kullanılır. Kuvvetli asidik katyon değiştiriciden geçen sudaki tuzların bütün katyonları hidrojen iyonlarıyla değiştirilirler. Bu esnada serbest mineral asitleri ve karbonik asitler ortaya çıkar. Bu işlem dekatyonizasyon olarak tanımlanır. Katyon değiştirici asit çıkışı demineralizasyonun ikinci basamağı olan kuvvetli bazik anyon değiştiriciye verilir. Buradaki iyon değişimi reaksiyonları sonucunda su ortaya çıkar. Çünkü katyonlar ve anyonlar iyon değişimi esnasında H^+ ve OH^- iyonlarıyla yer değiştirmişlerdir, yani katyonlar ve anyonlar ilgili iyon değiştiriciler tarafından tutulurken, bunların yerine ortama H^+ ve OH^- iyonları verilmektedir. Aynı sistemde zayıf asidik ve zayıf bazik iyon değiştiricilerin CO_2 degazörü ile birlikte kullanılmasıyla büyük ölçüde kimyasal madde tasarrufu sağlanır ve iyon değiştiriciden yararlanma derecesi yükseltilir. Zayıf asitlerin (örn: SiO_2) giderimi de istendiğinde zayıf bazik iyon değiştirici yerine kuvvetli bazik iyon değiştirici de kullanılabilir (Şekil 2.12).

Demineralizasyon tek bir kolon içinde, bir karışık yatak filtrede (mischbett/mixbett) gerçekleştirilebilir. Bu ancak toplam iyon miktarı çok düşük olduğunda ve çok az su miktarları için mümkündür. Kuvvetli asidik katyon değiştirici ve kuvvetli bazik anyon değiştiricinin filtre içinde karışık olması sayesinde karışık yatak iyon değiştirici sistemi ile iyi bir demineralizasyon sağlanır. Çünkü burada pH değerinde ortamı olumsuz etkileyecek herhangi bir değişiklik söz konusu değildir. Rejenerasyon için katyonlar ve anyonlar birbirinden ayrılır ve ayrı rejenere edilirler. Şekil 2.12'deki sistem, çıkışta düşük silis seviyelerinin istendiği, içinde önemli ölçüde bikarbonat ve kuvvetli asitlerin anyonları bulunan düşük debideki sular için uygundur. CO_2 degazörü anyon değiştirici için gerekli olan kimyasal madde miktarını azaltır, tasarruf sağlar (Kaya ve ark. 2002).



Şekil 2.12. Demineralizasyon Sistemi

2.8.7. İyon Değişimi Prosesi İçeren Kombine Arıtma Proseslerinin Endüstriyel Atıksulara Uygulanması

Lin ve Chen (1997) tekstil endüstrisi boyama prosesi atıksularının Fenton oksidasyonu, kimyasal koagülasyon ve iyon değişirme prosesinden oluşan kombine arıtma sistemiyle arıtılması konusunda çalışmalar yapmıştır. Arıtma metodunda atıksu numunesi önce Fenton reaktörüne gönderilmiştir. Fenton Prosesinde $\text{pH} = 3$ 'de $\text{FeSO}_4/\text{H}_2\text{O}_2$ oranı $3/4$ olduğunda en yüksek KOİ ve renk giderim verimini elde etmişlerdir. Kimyasal koagülasyon aşamasında 50 mg/L PAC ve 1 mg/L polimer kullanarak atıksudaki flokları gidermişlerdir. İyon değiştirici denemelerini beherlerde

yapmışlar ve farklı katyon/anyon reçine oranlarını denemişler ve optimum katyon/anyon reçine oranlarını 2 bulmuşlardır. Uyguladıkları arıtım prosesi sonucunda elde edilen arıtılmış atıksuyun tekstil endüstrisinde tekrar kullanım standartlarını sağladığını belirtmişlerdir.

Kimyasal çöktürme prosesiyle birçok metalde istenen giderme verimlerinin sağlanmasının yanında pH ayarlamasında kullanılan NaOH ve $\text{Ca}(\text{OH})_2$ atıksuyun tuzluluğunu arttırmaktadır. Tuzluluğun giderimi içinse buharlaştırma, ters osmoz, elektrodializ ve iyon değişimi prosesleri kullanılmaktadır. İyon değişimi prosesiyle atıksu yapısındaki çözünmüş tuzların, kalıntı inorganiklerin ve metal iyonlarının, sudan ayrılması mümkün olmaktadır (Feng ve ark. 2000).

Lin ve arkadaşları (2000) çalışmalarında kimyasal koagülasyon, fenton prosesi ve iyon değiştiriciden oluşan bir proses uygulayarak sanayi bölgesi atıksularının tarımda sulama suyu olarak kullanılmasını araştırmışlardır. 100 mg/L PAC ve 1 mg/L polimer ilavesi ile gerçekleştirilen kimyasal koagülasyon aşamasında %50' nin üzerinde renk ve KOİ giderimi sağlamışlardır. Fenton prosesinde optimum FeSO_4 ve H_2O_2 miktarını 100 mg/L olarak belirlemişlerdir. İyon değiştirici denemelerinde kolon sistemini kullanmışlar ve farklı oranlarda reçine miktarları ile denemeler yaparak optimum reçine miktarını tespit etmişlerdir. Çalışmada kullanılan atıksu bu ön basamaklarda arıtıldıktan sonra iyon değiştirici sistemden geçirilmiştir. Buna göre 10 g katyon değiştirici ve 20 g anyon değiştirici reçine ile sulama suyu için gerekli olan standartlar sağlanmış ve sistemden 70–80 yatak hacmi atıksu geçirilebildiği rapor edilmiştir.

Boya içeren atıksuların arıtılmasında iyon değiştiricilerin kullanılması henüz yeterince yaygın değildir. Bunun ana nedeni, iyon değiştiricilerle arıtılarak olumlu sonuç alınan boya sınıfının kısıtlı olduğu düşüncesidir. Yöntemde, atıksu, mevcut değişim bölgeleri doygunluğa erişene kadar iyon değiştirici reçineler üzerinden geçer. Bu şekilde, boyar madde içeren atıksulardaki hem katyonik hem de anyonik boyalar uzaklaştırılabilmektedir. Yöntemin avantajları, rejenerasyonla adsorban kaybının bulunmaması, çözücünün kullanıldıktan sonra iyileştirilebilmesi ve çözünebilir boyaların etkin şekilde giderilebilmesidir. En büyük dezavantaj ise kuşkusuz yöntemin maliyetidir. Organik çözücüler oldukça pahalıdır. Ayrıca iyon değişimi metodu dispers boyalar için pek etkili değildir (Robinson ve ark. 2001).

Abulnour ve arkadaşları (2002) orta derecede tuzluluk içeren yüzeysel sular ve tarımsal drenaj sularının membran, iyon değişimi, aktif karbon, ters osmoz, filtrasyon gibi geri kazanım yöntemlerinin kombinasyonlarıyla tarımsal amaçlar için tekrar kullanılabilirliğinin mümkün olduğunu ilk yatırım ve işletme maliyetlerinin sistem seçiminde önemli olduğunu belirtmişlerdir.

Gönder (2004)'in yaptığı bir çalışmada, tekil tekstil endüstrisi biyolojik arıtma çıkışı suyuna fenton, PAC, adsorpsiyon polimeri ve iyon değiştiriciler uygulayarak suyun tarımsal amaçlı sulama suyu olarak geri kazanılmasını hedeflemiştir. Reçinelere girmeden önce 5870 $\mu\text{S}/\text{cm}$ iletkenlik ve 42 mg/L KOİ değerlerine sahip olan arıtılmış atıksuyun demineralize edilebilmesi için farklı katyon değiştirici/anyon değiştirici oranları denenmiştir. Demineralize sistem çıkışındaki suyun kalitesi iletkenlik ve pH parametreleri ile kontrol edilmiştir. 5/10, 20/20 ve 10/5 mL katyon değiştirici/mL anyon değiştirici oranlarında 4–8 yatak hacmi (Bed Volume) atıksu geçmesi durumunda bile tarımsal amaçlı sulama suyu olarak verilen standartların (pH = 9 ve iletkenlik 750 $\mu\text{S}/\text{cm}$) üzerine çıkmıştır.

2.9. Arıtılmış Atıksuların Çeşitli Amaçlar İçin Tekrar Kullanımları

Arıtılmış atıksuların arıtılma derecelerine bağlı olarak çeşitli alanlarda kullanımları sözkonusudur. Ülkemizde sadece SKKY Teknik Usuller Tebliği (1991) içinde arıtılmış atıksuların sulamada kullanılmasında aranan sulama kriterleri mevcuttur. Bu tebliğe göre, atıksuların araziye verilmeye veya sulamaya uygun olup olmadığını belirlemek için incelenmesi gereken en önemli parametreler şunlardır;

- Suyun içindeki çözülmüş maddelerin toplam konsantrasyonu ve elektriksel iletkenlik değerleri,
- Sodyum iyonu konsantrasyonu ve sodyum iyonu konsantrasyonunun diğer katyonlara oranı,
- Bor, ağır metal ve toksik olabilecek diğer maddelerin konsantrasyonu,
- Bazı şartlarda Ca^{2+} , Mg^{2+} iyonlarının toplam konsantrasyonu,
- Toplam katı madde, organik madde yükü ve yağ gres gibi yüzen maddelerin miktarı
- Patojen organizmaların miktarı.

Sulama sularındaki çözülmüş tuzların toplam konsantrasyonu, elektriksel iletkenlik değeri yardımıyla kolaylıkla belirlenebilir. Toplam tuz konsantrasyonu ile elektriksel iletkenlik arasındaki oran katsayısı, deneysel çalışmalar sonucunda bir kere belirlendikten sonra sürekli kullanılabilir. Bu katsayı 25°C’ deki iletkenlikler (μmho) ve tuz konsantrasyonları (mg/L) ile ifade edildiğinde 0.6-0.7 arasında bir değer alır (Gönder 2004).

Atıksuların tekstil endüstrisinde tekrar kullanımına yönelik örnek olabilecek, Tayvan’da uygulanan proses suyu standartları ise Çizelge 2.17’de verilmiştir (Lin ve Chen 1997).

Çizelge 2.17. Tayvan’da Tekstil Endüstrisi Proses Suyu İçin Su Kalite Standartları.

Parametre	Birim	Tekstil Endüstrisi Tekrar Kullanım Standardı
AKM	mg/L	0
KOİ	mg/L	10
Bulanıklık	NTU	1
İletkenlik	$\mu\text{mho/cm}$	100
Sertlik	mg/L CaCO ₃	10
Alkalinite	mg/L CaCO ₃	50
Toplam Demir	mg/L	0,1
Toplam Çözülmüş Katı Madde(TÇKM)	mg/L	50

BOSB’de mevcut olan sektörler tarafından talep edilen ve Bursa Ticaret ve Sanayi Odası Organize Sanayi Bölgesi Müdürlüğü, Elektrik, Su, Doğalgaz Satış ve Atıksu Arıtma Sözleşmesinde (Anonim 2003 a) belirtilen proses suyunun genel özellikleri Çizelge 2.18’de verilmiştir.

Çizelge 2.18. BOSB İçin Temin Edilmesi Gereken Proses Suyunun Genel Özellikleri (Anonim 2003 a).

Parametre	Proses Suyu Standardı
	(mg/L, pH hariç)
AKM	10
KOİ	50
pH	7-8
BOİ ₅	10
Toplam P	<1
Renk (Pt-Co)	50

BOSB bünyesinde proses suyu standartlarının firmalar bazında da farklılıklar oluşturduğu ve özellikle boyahanelerin proses sularında, anyonların konsantrasyonlarında ve alkalinite de önemli sınırlamalar getirildiği gözlenmiştir. Polymer Micro ve karışımları kumaş imalatı, boya-apre işleri yapan bir firmanın istediği proses suyu özellikleri Çizelge 2.19’da verilmiştir.

Çizelge 2.19. BOSB Bünyesinde Polymer Micro ve Karışımları Kumaş İmalatı, Boya-Apre İşleri Yapan Bir Firmanın İsteddiği Proses Suyu Özellikleri.

Parametre (mg/L- pH hariç)	Firmanın İsteddiği Sınır Değerler
AKM	<1
KOİ	<20
pH	6-8
Alkalinite (CaCO ₃)	<100
Bikarbonat	150-300
Nitrit	<5
Mangan	<0,02
Sülfat	<250
Klorür	<150

3. MATERYAL ve METOT

3.1 Materyal

3.1.1 Deneysel Çalışmalarda Kullanılan Atıksuların Karakterizasyonu

Deneysel çalışmalarda BOSB mevcut atıksu arıtma tesisi çıkışından alınan atıksular kullanılmıştır. Atıksular 3 farklı zamanda, 2 saatlik kompozit numune olarak alınmıştır.

Arıtılabilirlik çalışmaları kapsamında Bölüm 3.2.1’de verilen arıtma alternatifleri oluşturulmuştur. I. ve II. arıtma alternatifi ile ilgili deneylerde Çizelge 3.1’de verilen atıksu, III. arıtma alternatifi ile ilgili deneylerin gerçekleştirilebilmesi için ise Çizelge 3.2’de verilen atıksu kullanılmıştır. Çizelge 3.1. ve Çizelge 3.2’de verilen tüm atıksu numuneleri için her bir kirletici parametrenin konsantrasyon değerlerinin değişimi ortalama ve standart sapma değerleri ile birlikte verilmiştir.

Çizelge 3.1. Deneysel Çalışmalarda Kullanılan BOSB Atıksu Arıtma Tesisi Çıkışından Alınan Atıksuların Karakterizasyonu.

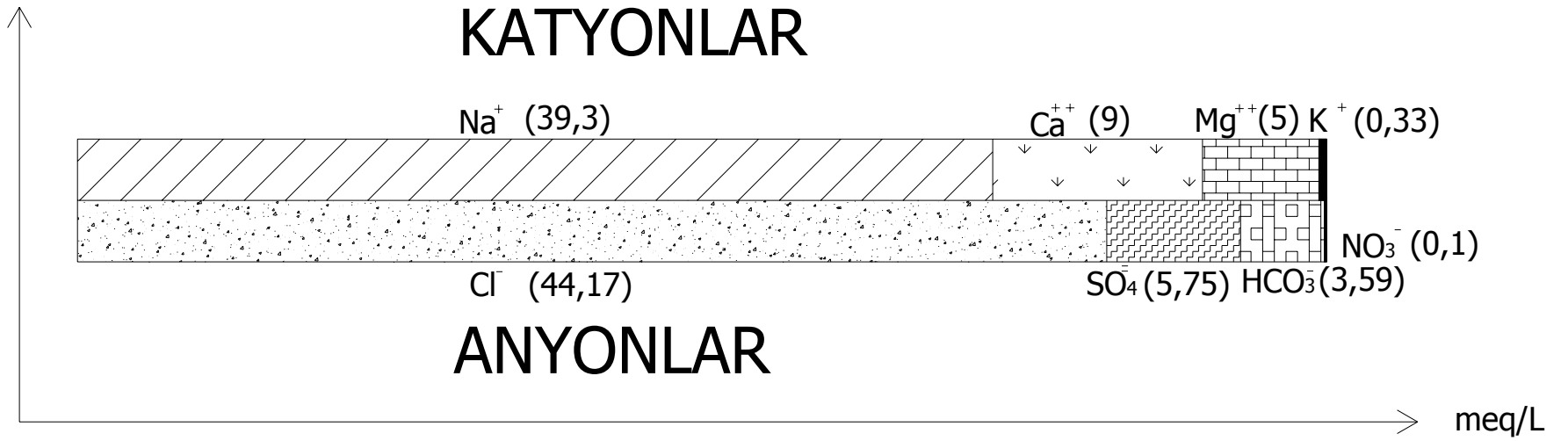
Parametre	Birim	Konsantrasyon	
pH		7,5±0,3	
KOİ	(mg/L)	131 ±18	
AKM	(mg/L)	75 ±13	
Toplam Demir	(mg/L)	3,5 ±0,3	
Toplam Çözünmüş Katı Madde (TÇKM)	(mg/L)	1885 ±80	
Alkalinite	(mg/L CaCO ₃)	513±35	
Sertlik	(mg/L CaCO ₃)	293±93	
Sülfat	(mg/L)	244 ±45	
Klorür	(mg/L)	1282 ±190	
İletkenlik	(µS/cm)	3803 ±273	
RES	436 nm	(m ⁻¹)	9,6 ±3,3
	525 nm	(m ⁻¹)	8,3 ±2,9
	620 nm	(m ⁻¹)	4,2 ±1,3

Çizelge 3.2. Deneysel Çalışmalarda Kullanılan BOSB Atıksu Arıtma Tesisi Çıkışından Alınan Atıksuların Karakterizasyonu.

Parametre	Birim	Konsantrasyon	
pH		7,15±0,2	
KOİ	(mg/L)	154±22	
AKM	(mg/L)	57±15	
Toplam Demir	(mg/L)	2,95±0,22	
Toplam Çözünmüş Katı Madde (TÇKM)	(mg/L)	1968±91	
Alkalinite	(mg/L CaCO ₃)	540±42	
Sertlik	(mg/L CaCO ₃)	450±65	
Sülfat	(mg/L)	276±28	
Klorür	(mg/L)	1568±211	
İletkenlik	(µS/cm)	3440±242	
RES	436 nm	(m ⁻¹)	12,6±3,7
	525 nm	(m ⁻¹)	10,7±3,1
	620 nm	(m ⁻¹)	6,5±1,7

BOSB’de mevcut atıksu arıtma tesisi çıkışından alınan numunelerdeki iletkenlik parametresinin kaynağı olan iyonların tespitine yönelik iyonik bazda bar diyagramı oluşturulmuş ve Şekil 3.1’de verilmiştir.

Deneysel çalışmalarda kullanılan tüm kimyasallar distile deiyonize su ile hazırlanmış ve uygun pH değerleri 0,1 N NaOH ve 0,1 N H₂SO₄ kullanılarak temin edilmiştir. Deneysel çalışmaların tümü oda sıcaklığında (20±3 °C) gerçekleştirilmiş ve tüm deneysel çalışmaların birer tekrarı yapılmıştır.



Şekil 3.1. Arıtma Tesisi Çıkış Suyunun İyonik Bazda Bar Diyagramı

3.1.2 Deneysel Çalışmalarda Kullanılan Kimyasal Maddeler

Deneysel çalışmalar için Fenton prosesinde kullanılan kimyasallar Merck marka olup, H₂O₂ stok çözeltisi (%35 w/w) ve demir sülfat (FeSO₄) tuzu deiyonize su ile %10'luk stok olarak kullanılmıştır. Fenton prosesini takiben koagülasyon prosesinde PAC (Polialüminyum Klorür) (Ak-Kim Kimya Sanayi) tuzu deiyonize su ile %10'luk, Stackhausen marka anyonik polimer ise ‰ 1 stok olarak kullanılmıştır. Kimyasal Çöktürme prosesinde kullanılan Ca(OH)₂ ve NaOH, deiyonize su ile % 5'lik stok olarak kullanılmıştır.

3.1.3. Deneysel Çalışmalarda Kullanılan İyon Değiştirici Reçineler

Çalışmada 2 farklı tip reçine kullanılmış olup, 1. tip kation değiştirici reçine (Lewatit Monoplus S 100) ve 1.tip anyon değiştirici reçine (Lewatit Monoplus M600) Bayer AG Leverkusen'den temin edilmiştir. 2. tip kation değiştirici reçine (Amberlite IR120 Na) ve 2.tip anyon değiştirici reçine (Amberlite IRA410 Cl) Rohm and Haas'dan temin edilmiştir ve iki farklı tip reçinenin teknik özellikleri sırasıyla Çizelge 3.3; 3.4; 3.5 ve 3.6'da verilmektedir.

Çizelge 3.3. Lewatit Monoplus S100 Kuvvetli Kation Değiştirici Reçinenin Özellikleri

Satışa Sunulduğu Form	Na ⁺
Fonksiyonel Grubu	Sulfonik asit
Matrisi	Çapraz bağlı polistiren
Yapısı	Jel
Fiziksel Görünümü	Kahverengi, şeffaf
Etkin Tanecik Büyüklüğü (mm)	0,58 (+ /-0,05)
Nem Oranı (%)	42-48
Toplam Kapasite (min. eq/L)	2,0
İşletme Sıcaklığı (maks. °C)	120
pH Çalışma Aralığı	0-14
Yükleme(maks. m/sa)	60
Rejenerasyon (yak. m/sa)	5
Yıkama (yak. m/sa)	5
Rejenerant	HCl
Rejenerant Miktarı (gr/L)	100
Rejenerant Yüzdesi (%)	6-10
Yıkama Suyu Miktarı (yak. BV*)	6

*BV: Yatak Hacmi (Bed Volume)

Çizelge 3.4. Lewatit Monoplus M600 Kuvvetli Anyon Değişirici Reçinenin Özellikleri

Satışa Sunulduğu Form	Cl ⁻
Fonksiyonel Grubu	Kuvarterner Amin, TipII
Matrisi	Çapraz bağlı polistiren
Yapısı	Jel
Fiziksel Görünümü	Açık sarı, şeffaf
Etkin Tanecik Büyüklüğü (mm)	0,60 (+ /-0,05)
Nem Oranı (%)	45-60
Toplam Kapasite (min. eq/L)	1,25
İşletme Sıcaklığı (maks. °C)	30
pH Çalışma Aralığı	0-11
Yükleme (maks. m/sa)	60
Rejenerasyon (yak. m/sa)	5
Yıkama (yak. m/sa)	5
Rejenerant	NaOH
Rejenerant Miktarı (gr/L)	100
Rejenerant Yüzdesi (%)	3-5
Yıkama Suyu Miktarı(Yak. BV*)	10

*BV: Yatak Hacmi (Bed Volume)

Çizelge 3.5. Amberlite IR120 Na Kuvvetli Katyon Değişirici Reçinenin Özellikleri

Satışa Sunulduğu Form	Na ⁺
Fonksiyonel Grubu	Sulfonik asit
Matrisi	Styrene divinylnbenzene copolymer
Yapısı	Jel
Fiziksel Görünümü	Kehribar
Etkin Tanecik Büyüklüğü (mm)	>0,43
Toplam Kapasite (min. eq/L)	>2,0
Yükleme (BV/sa)*	5-40
Rejenerasyon (BV/sa)	4-8
Rejenerant	HCl
Rejenerant Yüzdesi (%)	5-8
Mimimum Temas Süresi (dk.)	30

* BV/sa : Yatak Hacmi/saat

Çizelge 3.6. Amberlite IRA410 Cl Kuvvetli Anyon Değişirici Reçinenin Özellikleri

Satışa Sunulduğu Form	Cl ⁻
Fonksiyonel Grubu	-N ⁺ (CH ₃) ₂ C ₂ H ₄ OH
Matrisi	Styrene divinylbenzene copolymer
Yapısı	Jel
Fiziksel Görünümü	Soluk Sarı, yarısaydam
Etkin Tanecik Büyüklüğü (mm)	>0,40
Toplam Kapasite (min. eq/L)	>1,3
Yükleme (BV/sa)*	5-40
Rejenerasyon (BV/sa)	2-8
Rejenerant	NaOH
Rejenerant Miktarı (gr/L)	40-100
Rejenerant Yüzdesi (%)	2-4
Mimumum Temas Süresi (dk.)	30

* BV/sa: Yatak Hacmi/saat

3.1.4. Deneysel Çalışmalarda Kullanılan Cihazlar

Sartorius Marka PB-11 Model pH metre

Sartorius Marka 0,45 µm Filtre Kağıdı

Vakum Filtre

Jenway Marka Model 6105 UV Vis. Spektrofotometre

KOİ Seti

WTW 315 İ Marka İletkenlik Ölçer

VELP-Scientifica marka FC6S Model Jar Test Cihazı

Etüv

Desikatör

Heidolph Marka Pumpdrive-5006 Tip Peristaltik Pompa

3.2. Metot

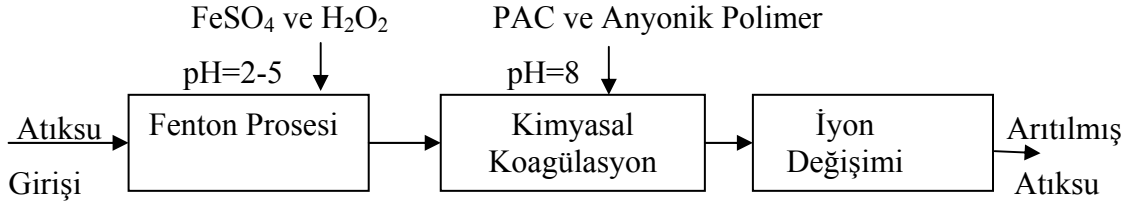
3.2.1. Arıtma Alternatifleri

Deneysel çalışmalarda 3 farklı arıtma alternatifi kullanılmıştır. I. arıtma alternatifi fenton prosesi, PAC ve anyonik polimer ile kimyasal koagülasyon ve iyon değişimi ünitelerinden (Şekil 3.2) oluşmaktadır. Fenton prosesiyle öncelikli olarak renk ve KOİ

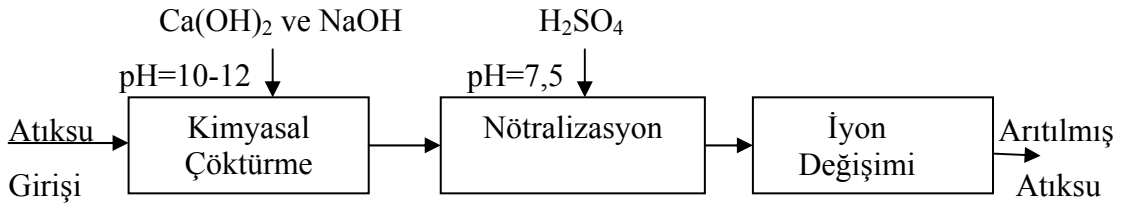
kirleticilerinin giderilmesi amaçlanmıştır (Kang ve Chang 1997, Lin ve Lo, 1997, Park ve ark. 1999, Üstün ve Solmaz 2006, Akal Solmaz ve ark. 2006). PAC ve anyonik polimer kullanılarak gerçekleştirilen kimyasal koagülasyon ile fenton prosesinden çıkan atık su içerisinde bulunan çözünmüş ve askıda katı maddeler ile, birçok organik ve inorganik bileşiğin giderimi (Lin ve Chen 1997, Lin ve Lo 1997) hedeflenmektedir. Fenton prosesi ve kimyasal koagülasyon prosesleri uygulanarak elde edilen çıkış suyundaki KOİ, Toplam Sertlik, Alkalinite, Toplam Çözünmüş Katı Madde, iletkenlik ve renk parametreleri ile toplam Fe, SO_4^{-2} , Cl^- iyonlarının konsantrasyonlarının azaltılmasına yönelik demineralizasyon prosesi (Gönder 2004, Lin ve Chen 1997, Gönder ve Barlas 2005) gerçekleştirilmiştir.

II. arıtma alternatifi ise $Ca(OH)_2$ veya NaOH ile kimyasal çöktürme ve iyon değişimi ünitelerinden oluşmaktadır (Şekil 3.3). $Ca(OH)_2$ veya NaOH kullanılarak gerçekleştirilen kimyasal çöktürme prosesiyle, AKM, renk, KOİ ve birçok metalin hidroksit formunda çöktürülerek giderilmesi sağlanabilecektir (Guyer 1998, Semerjian ve Ayoub 2003, Mirbagheri ve Hosseini 2004). Kimyasal çöktürme prosesinden çıkan atıksular, iyon değişimi prosesine alınmadan önce 0,1 N H_2SO_4 ile nötralize edilerek pH=7,5 değerine düşürülecektir. İyon değişimi prosesiyle de atıksu yapısındaki çözünmüş iyonların, kalıntı inorganiklerin ve metal iyonlarının, sudan ayrılması (Feng ve ark. 2000) hedeflenmektedir.

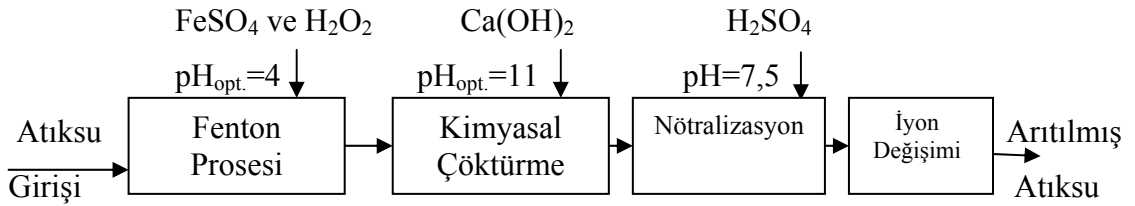
III. arıtma alternatifi fenton prosesi, $Ca(OH)_2$ ile kimyasal çöktürme ve iyon değişimi ünitelerinden oluşmaktadır (Şekil 3.4). III. arıtma alternatifinde; I. arıtma alternatifi fenton prosesiyle elde edilmesi düşünülen optimum giderim verimlerini sağlayan işletme parametreleri ($pH_{opt.}$, $FeSO_4$ ve H_2O_2 dozları) ve benzer şekilde II. alternatifin kimyasal çöktürme prosesiyle elde edilmesi düşünülen optimum giderim verimlerini sağlayan işletme parametreleri ($Ca(OH)_2$ ve $pH_{opt.}$) göz önüne alınarak kirletici parametrelerin giderim verimleri araştırılmıştır. Arıtma alternatifleri üzerinde deneysel çalışmalar gerçekleştirildikten sonra ilave olarak optimum sonuçların elde edildiği arıtma seçeneği üzerinde model çalışması uygulanmıştır.



Şekil 3.2. I. Arıtma Alternatifi



Şekil 3.3. II. Arıtma Alternatifi



Şekil 3.4. III. Arıtma Alternatifi

3.2.2. Deneysel Çalışmalar ve Çalışma Düzenegi

Fenton ve Kimyasal Çöktürme prosesi Şekil 3.5'de verilen Jar testi düzenegi kullanılarak gerçekleştirilmiş ve izlenen yöntemler aşağıda ayrıntılı olarak verilmiştir.



Şekil 3.5. Jar Testi Düzenegi

Fenton prosesi Kuo'nun (1992) kullandığı metodun modifikasyonu olup 500 mL ham atıksu numunesinin pH değeri 3-5 aralığına 0,1 N H₂SO₄ kullanılarak getirilmiştir. Jar testi düzeneğinde FeSO₄ ve H₂O₂ atıksu numunesine eklendikten sonra numune 2 dakika 100 dev/dakika hızlı ve 20 dakika 30 dev/dakika yavaş karıştırılmıştır. Daha sonra 0,1 N NaOH kullanılarak atıksu pH'ı 8'e yükseltilip numune 2 saat çökeltmeye bırakılmıştır. 2 saat sonunda üst fazdan alınan yaklaşık 50 mL numune 0,45 µm'lik filtre kağıdından süzülerek Çizelge 3.1'de gösterilen her bir parametrenin konsantrasyonları belirlenmiştir.

Kimyasal Koagülasyon prosesinde 1'er litrelik beherlere fenton prosesi ile arıtılan atıksudan alınarak 10-100 mg/L konsantrasyon aralığında polialüminyum klorür (PAC) eklenmiştir. PAC eklenmesini takiben 2 dakika süreyle 100 dev./dakikada hızlı karıştırma, 20 dakika süreyle 20 dev./dakikada yavaş karıştırma uygulanmıştır. Karıştırma sonucunda oluşan flokların çökmesi için 1,5 saat sonunda üst fazdan alınan yaklaşık 50 mL numune 0,45 µm'lik filtre kağıdından süzülerek Çizelge 3.1'de gösterilen her bir parametrenin konsantrasyonları belirlenmiştir.

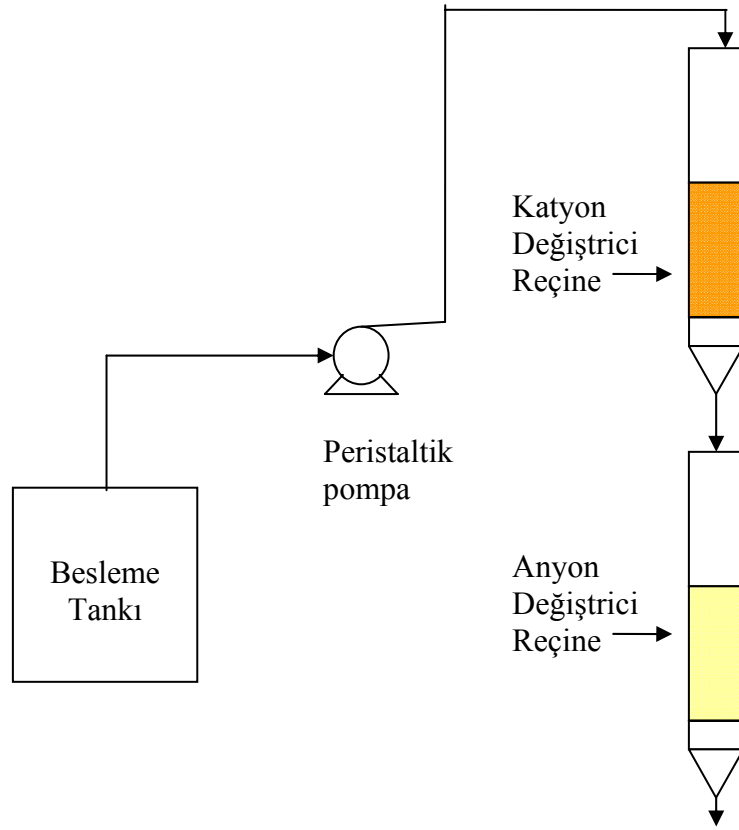
Kimyasal Çöktürme prosesi Jar testi düzeneği kullanılarak gerçekleştirilmiş olup 1'er litrelik atıksu numunelerinin pH değeri, % 5'lik Ca(OH)₂ veya NaOH çözeltileri kullanılarak pH=11'e çıkartılmıştır. Jar testi düzeneğinde atıksu numunelerine Ca(OH)₂ veya NaOH eklenmesini takiben 2 dakika 100 dev/dakika hızlı ve 20 dakika 20

dev/dakika yavaş karıştırma uygulanmıştır. Karıştırma sonucunda oluşan flokların çökmesi için 1,5 saat beklenmiştir. 1,5 saat sonunda üst duru faz boş bir behere alınıp 1 N H₂SO₄ ile nötralize edilmiş ve pH= 7,4–7,6 aralığına getirilmiştir. Beherden yaklaşık 50 mL numune alınmış, 0,45 µm membran filtreden geçirilmiş ve Çizelge 3.1’de gösterilen her bir parametrenin konsantrasyonları belirlenmiştir.

Katyon ve anyon değiştirici reçineler ile gerçekteştirilen deneysel çalışmalar Şekil 3.6 ve Şekil 3.7’de verilen düzeneğ yardımıyla gerçekteştirilmiş olup deneysel çalışmada izlenen yöntem aşağıda ayrıntılı olarak verilmiştir.



Şekil 3.6. İyon Değiştirici Düzeneği



Şekil 3.7. İyon Değiştirici Reçine Deney Düzenekinin Şematik Görünümü

Sistem içerisinde 2 cm çapında ve 45 cm yüksekliğinde cam malzemenen yapılmış 2 adet kolon yer almaktadır. Kolon çıkışları ağızlarına hortum takılarak sifon yapacak şekilde yukarı alınmış ve bir T parçası oluşturacak biçimde yerleştirilmiştir. Fenton ve Kimyasal çöktürme işlemlerinden çıkan atıksu, iyon değiştirici kolonlarına Heidolph marka Pumpdrive-5006 tip 2 adet peristaltik pompa ile beslenmiştir. Çalışmalarda iki farklı tip kation ve anyon değiştirici reçine kullanılmıştır. Kation değiştirici ve anyon değiştirici reçineler yapılarında bulunabilecek yabancı maddelerin uzaklaştırılması amacıyla saf su içerisinde bir gece boyunca bekletilmiş ve sonra birinci kolona kation değiştirici reçine, ikinci kolona anyon değiştirici reçine doldurulmuştur. Reçineler kullanılmadan önce teknik özelliklerinde verilen bilgiler yardımıyla kationik reçineler HCl ile anyonik reçineler NaOH ile rejenere edilmiş rejenere sonrası reçineler Çizelge 3.2’de verilen (yak. 5 m/sa) yıkama hızı dikkate alınarak $V_f = 4,2$ m/sa’de, saf su ile iyice yıkanmıştır. Saf su ile yıkama yapılarak iyon değiştirici reçinelerin düzgün bir yatak oluşturması sağlanmıştır. Filtre yatağının üzerinde yaklaşık 2 cm’lik bir su yüksekliği bırakılmıştır. Kimyasal Çöktürme işleminden çıkan atıksular,

4,2 m/sa'lik akış hızıyla önce katyon değiştirici reğineden ve ardından anyon değiştirici reğineden geğirilmiştir. İyon değiştirici reğinelerle yapılan deneylerde en iyi arıtma sonuçlarının elde edilmesi için farklı tipteki kuvvetli katyonik ve anyonik reğineler 20/20, 20/10 ve 10/20 (mL katyonik/mL anyonik) gibi değişik oranlarda kullanılmıştır. Ayrıca filtrasyon hızının, çıkış suyu iletkenlik değerine etkisini belirleyebilmek için dūřuk ($V_f = 4,2$ m/sa) ve yūsek ($V_f = 20$ m/sa) filtrasyon hızlarında da çalışılmıştır.

ıkış suyu kalitesinin, reğinelere uygulanan farklı işletme şartlarında kıyaslanabilmesi için reğine tipi, filtrasyon hızı denemelerinde 500 ml, reğine oranı denemelerinde ise 275 mL'lik kompozit numuneler alınarak anyon değiştirici reğine çıkışında pH ve iletkenlik değerleri olūlmūřtur. 500 mL'lik kompozit çıkış numunelerinde en iyi iletkenliğin ve proses suyu için verilen $\text{pH}=6-9$ aralığının sağlandığı numunede izelge 3.1'de gōsterilen her bir parametrenin konsantrasyonları belirlenmiştir.

3.2.3. Çalışmada Kullanılan Őlim Yōntemleri

Toplam sertlik, askıda katı madde, toplam ōzūnmūř katı madde, alkalinite, sūlfat, klorūr olūmleri Standart Metotlar'da (APHA 1998) tanımlanan yōntemlere gōre yapılmıřtır. Demir olūmleri Dr. Lange Kitleri kullanılarak (0,05–2 mg/L ve 0,2–6 mg/L aralıklarında) Spektrofotometrede analiz edilmiřtir. Renk olūmleri spektrofotometrede gerçekleřtirilmiřtir.

3.2.3.1. KOİ Őlūmleri

KOİ olūmlerinde Fenton prosesi sırasında ilave edilen hidrojen peroksitin KOİ denemeleri üzerindeki olumsuz etkisinin giderimi için Merck marka MnO_2 kullanılmıştır (Balcıoğlu ve Arslan 1997). KOİ olūmlerinde Standart Metotlar'da (APHA 1998) tanımlanan Kapalı Geri Akışlı, Titrimetrik Metot kullanılmıştır.

3.2.2.2. Kalıntı Hidrojen Peroksitin Belirlenmesi

KOİ denemelerinden önce numunelerin hidrojen peroksitin kalıntısının gözlenmesi için Merck Merckoquant Peroxide Test stripleri kullanılmıştır. MnO₂ ile muamelenin ardından stripler üzerinde herhangi bir değişim gözlenmedikten sonra KOİ ölçümleri yapılmıştır.

3.2.3.3. Renklilik Sayısı (RES) Ölçümü

Renk parametresinin ölçümünde kullanılan yöntemlerden Hazen (Pt-Co) yönteminin (Standart Metotlar, 1998) sadece doğal suların renklerinin ölçümünde kullanılması, Standart Metotlarda verilen Spektrofotometrik yöntemle (2120C) belirlenen renk değerlerinin standart bir değerle kıyaslanamamasından dolayı Barlas (1999) tarafından önerilen renklilik sayısı (RES) kullanılarak renk parametresi belirlenmiştir. RES ölçümlerinde Spektrofotometre işletmeye alınır. Su numunesi ölçümden önce 0,45 µm membran filtreden süzülür. Su numunesi, spektrofotometre küvetine konur. Karşılaştırma küvetine de, optikçe saf su (0,1 mm por büyüklüğüne sahip bir bakteriyolojik filtre destile veya deiyonize su içinde yaklaşık 1 saat tutulur. Yaklaşık 1 litre destile veya deiyonize su bu filtreden geçirilir. İlk 50 mL atılır. Taze destile edilmiş veya deiyonize edilmiş, belirli bir ekstinksiyon göstermeyen su varsa, yukarıdaki işlemlere gerek yoktur) konur. Doğal sular, 436 nm'de optikçe saf suya karşı ölçülürler. Doğal sular gerektiğinde, endüstriyel atıksular ise mutlaka 525 nm ve 620 nm'de de ölçülürler. Avrupa Normuna göre belirlenen limitler, 436 nm için 7 m⁻¹, 525 nm için 5m⁻¹, 620 nm için 3 m⁻¹'dir (Barlas 1999).

Değerlendirme

Spektral Absorpsiyon değeri $\alpha (\lambda)$, aşağıdaki şekilde hesaplanır (EN ISO 7887):

$$\alpha = \frac{A}{d} \cdot f \quad (3.1)$$

A: λ dalga boyunda su numunesinin ekstinksiyonu

d: Numunenin kalınlığı (küvet genişliği, mm)

f: Spektral Absorpsiyon değerini m^{-1} biriminde elde etmek için faktör ($f=1000$),
Yukarıdaki ifadelerden bir renk parametresi olan RES elde edilmiştir:

$$RES=100.(E_{\lambda}/d) \quad (3.2)$$

E_{λ} : Ekstinksiyon (belirli dalga boyunda)

d: Su numunesi kalınlığı (cm)

Bu durumda RES birimi m^{-1} olmaktadır. Tüm bu ifadelerde Lambert-Beer Kanunu geçerlidir (Barlas 1999).

3.2.4. Model Çalışma

Model çalışma kapsamında optimum sonuçların elde edildiği arıtma alternatifinde iyon değiştirici ünitesindeki tasarım parametrelerinin belirlenebilmesi amacıyla BDST (Bed Depth Service Time) modeli uygulanmıştır.

Yatak derinliği servis zamanı modeli (BDST), Bohart ve Adams (1920) tarafından ortaya konmuş daha sonra Hutchins (1973) tarafından lineerize edilmiş, McKay ve Bino (1990) tarafından da adsorplayıcı veya iyon değiştirici performansının belirlenmesine basit bir yaklaşım getirilmiştir. Bohart ve Adams (1920) servis zamanı (t) ve yatak derinliği (h) arasındaki ilişkiyi inceleyerek aşağıdaki denklemi oluşturmuştur:

$$t = \frac{N_o}{C_o V} Z - \frac{1}{k_a C_o} \ln \left(\frac{C_o}{C_t} - 1 \right) \quad (3.3.)$$

Bu denklem Hutchins tarafından doğrusal hale getirilerek;

$$t = mZ - C \quad (3.4.)$$

$$m = \frac{N_o}{C_o V} \quad (3.5)$$

$$C = \frac{1}{k_a C_o} \ln \left(\frac{C_o}{C_t} - 1 \right) \quad (3.6.)$$

şeklini almıştır. (3.3) nolu denklemde;

C_o = Giriş konsantrasyonu (mg/dm³)

C_t = Çıkış konsantrasyonu (mg/dm³)

N_o = Adsorpsiyon veya değiştirme kapasitesi (mg/dm³)

Z = Yatak derinliği (cm)

V = Lineer akım hızı (cm/dk)

k_a = Adsorpsiyon veya değiştirme oran sabiti (dm³/mg.dk)

BDST modelinde farklı akım hızları ve yatak derinlikleri işletme değişkenleri olarak belirlenmektedir. Farklı yatak derinliklerine karşılık servis zamanı ile farklı akım hızlarına karşılık servis zamanı grafikleri çizilerek Denklem 3.3'de belirtilen k_a ve N_o değişkenleri tespit edilebilmektedir.

BDST modeli kapsamında daha önce yapılmış olan literatür çalışmaları incelenmiş (Bohart ve Adams 1920, Hutchins 1973, McKay ve Bino 1990, Magdy ve ark. 1998, Tran ve Roddic 1999, Ko ve ark. 2000, Zulfadhly ve ark 2001, Walker ve Weatherly 2001, Bouzaida ve Rammah 2002, Ku ve ark. 2002, Ghorai ve Pant 2005, Santhy ve Selvapathy 2005, Singh ve Pant 2005, Kumar ve ark. 2005) ve çalışmaların genellikle adsorpsiyon kapasitesinin belirlenmesine yönelik olduğu görülmüştür. İyon değişimi kapasitesinin belirlenmesine yönelik çalışmalarda (Ku ve ark. 2002) ise genellikle tek bir kirlenici üzerinde ve tek tip reçine (katyon veya anyon) ile çalışılarak değişim kapasitesi belirlenmeye çalışılmıştır.

BDST modeli yardımıyla, katyonik ve anyonik reçinelerin iyon değiştirme kapasiteleri (N_o) ile iyon değiştirme oran sabitlerinin (k_a) tespit edilebilmesi için değişik akım hızlarında ve farklı yatak yüksekliklerinde deneysel çalışmalar yapılarak reçinelerin (Katyonik-MonoPlus S100, Anyonik-MonoPlus M600) kirlenici (İyon) tutma kapasiteleri tespit edilmiştir. Bu amaçla proje kapsamında, kirlenici katyon ve anyonların çeşitliliğinden dolayı iyon değiştirici reçinelerin kapasitelerinin iyonlar için tek tek belirlenmesi yerine atıksudaki çözünmüş iyonların göstergesi olan iletkenlik

parametresi kirletici indikatörü olarak kabul edilmiş ve modeldeki katsayılar bu doğrultuda tespit edilmiştir. Kolon çalışmalarında proses suyu iletkenlik sınır değeri 100 $\mu\text{S}/\text{cm}$ olarak verildiğinden, çıkış kirletici iletkenliği 100 $\mu\text{S}/\text{cm}$ alınarak servis (işletme) zamanları belirlenmiştir. BDST modeli çalışmalarında 4,4 m/sa; 7,4 m/sa ve 10,8 m/sa olmak üzere üç farklı akım hızı ve 3 cm, 6 cm ve 12 cm'lik 3 farklı yatak yüksekliği denenmiştir.

4. BULGULAR ve TARTIŞMA

Bu çalışmada, BOSB’de mevcut atıksu arıtma tesisinden çıkan atıksuların proses suyu olarak geri kazanılmasına yönelik Bölüm 3.2.1’de verilen arıtma alternatifleri kapsamında arıtılabilirlik çalışmaları yürütülmüştür. Deneysel çalışmalarda karakterizasyonu, Çizelge 3.1. ve Çizelge 3.2’de verilen atıksular kullanılmıştır.

4.1. I. Arıtma Alternatifi Kapsamında Yürütülen Çalışmalar

I. arıtma alternatifi fenton prosesi, PAC ile kimyasal koagülasyon ve iyon değişimi ünitelerinden oluşmaktadır (Şekil 3.2). Her bir proses için yapılan deneysel çalışmaların sonuçları, alt başlıklar halinde detaylandırılmıştır.

4.1.1. Fenton Prosesi

Fenton prosesine ait deneysel çalışmalarda proses veriminin büyük ölçüde bağlı olduğu parametreler, çözeltinin pH’ı, ilave edilen hidrojen peroksit ve FeSO_4 ’ın konsantrasyonudur (Szyrkowicz ve ark. 2001). Deneysel çalışmalarda fenton prosesini etkileyen bu parametreler optimize edilmeye çalışılmıştır.

4.1.1.1. Uygun pH Seçimi

Fenton prosesinde öncelikli olarak arıtma verimini etkileyen parametrelerden pH değeri tespit edilmiştir. Optimum pH değeri belirlenirken daha önce yapılan çalışmalar (Kang ve Chang 1997, Lin ve Lo 1997, Lin ve ark. 2000) göz önüne alınarak ham atıksuyun pH değeri 2, 3, 4 ve 5’e düşürülmüştür. Atıksu numunelerinde farklı pH değerlerinde elde edilen RES ve KOİ giderim verimlerinin ortalaması Çizelge 4.1’de verilmiştir.

Çizelge 4.1. RES ve KOİ Gideriminin Atıksuyun pH Değerine Bağlı Olarak Değişimi
(FeSO₄=20 mg/L, H₂O₂=20 mg/L)

pH	RES Giderme Verimi (%)			KOİ Giderme Verimi (%)
	436 nm	525 nm	620 nm	
2	26	30	60	6
3	25	31	59	13
4	21	28	55	21
5	13	16	29	15

RES ve KOİ giderim verimleri göz önüne alındığında işletme için optimum pH değerinin 4 olduğu Çizelge 4.1'den görülmektedir. RES giderim verimleri pH'ın artmasıyla azalmakta pH= 5'de ise 3 dalga boyunda da ani bir düşüş göstermektedir.

Bunun sebebi pH < 4 iken demir iyonlarının ve hidrojen peroksitin daha kararlı olmasıdır. Diğer taraftan pH > 4 iken kararsız halde bulunan Fe⁺² iyonları kolaylıkla Fe⁺³ iyonlarına dönüşebilirler (Kuo 1992, Lin ve Chen 1997, Swaminathan ve ark. 2003). KOİ giderim verimlerinde de pH= 4 değerine kadar artış görülmekte daha sonra giderim verimi düşmektedir.

4.1.1.2. Uygun FeSO₄ Konsantrasyonu

Optimum pH belirlendikten sonra H₂O₂ konsantrasyonu 100 mg/L değerinde sabit tutularak 5-100 mg/L arasında değişen miktarlarda FeSO₄ ilave edilmiş ve optimum FeSO₄ miktarı belirlenmiştir. 100 mg/L'ye ayarlanmış H₂O₂ konsantrasyonu için değişken FeSO₄ konsantrasyonlarında KOİ ve RES giderim ilişkisi Çizelge 4.2'de görülmektedir.

Çizelge 4.2. RES ve KOİ Gideriminin FeSO₄ Konsantrasyonuna Bağlı Olarak Değişimi (pH= 4, H₂O₂=100 mg/L)

FeSO ₄ (mg/L)	RES Giderme Verimi (%)			KOİ Giderme Verimi (%)
	436 nm	525 nm	620 nm	
5	30	42	60	24
10	32	45	62	26
20	40	56	73	35
30	44	59	72	38
50	46	63	75	44
100	61	76	85	46

RES giderimi FeSO₄ konsantrasyonunun artışıyla düzenli olarak artmaktadır. KOİ giderimi de FeSO₄'ın 20 mg/L'ye artması ile artmakta daha yüksek dozlarda ise giderim verimi çok fazla değişmemektedir. FeSO₄ konsantrasyonunun artışı renk giderim veriminde artışa neden olmakla birlikte kombine arıtma yönteminin katyonik reçine kısmında ilave çözünmüş demir iyonlarıyla kapasite azalmasına neden olacaktır. Bu yüzden optimum FeSO₄ konsantrasyonu 20 mg/L olarak kabul edilmiştir.

4.1.1.3. Uygun H₂O₂ Konsantrasyonu

Fenton prosesinde uygun H₂O₂ miktarının belirlenmesi için FeSO₄ miktarı optimize edilen 20 mg/L değerinde sabit tutularak, H₂O₂ artan konsantrasyonlarda ilave edilmiştir. Sabit FeSO₄ konsantrasyonunda (20 mg/L), değişken H₂O₂ konsantrasyonları için KOİ ve RES giderim ilişkisi Çizelge 4.3'de görülmektedir.

Çizelge 4.3. RES ve KOİ Gideriminin H₂O₂ Konsantrasyonuna Bağlı Olarak Değişimi (pH= 4, FeSO₄=20 mg/L)

H ₂ O ₂ (mg/L)	RES Giderme Verimi (%)			KOİ Giderme Verimi (%)
	436 nm	525 nm	620 nm	
20	27	42	59	18
50	35	49	67	29
70	35	50	69	32
80	37	53	70	34
90	40	55	73	34
100	42	58	74	37

Çizelge 4.3'de de görüldüğü üzere RES giderimi H₂O₂ konsantrasyonunun artışıyla düzenli olarak artmaktadır. KOİ giderimi, H₂O₂'nin 70 mg/L'ye artmasına kadar

artmakta daha yüksek dozlarda ise giderim verimi çok fazla değişmemektedir. RES ve KOİ giderim veriminin H₂O₂'nin 50 mg/L dozundan daha yüksek dozlarda çok fazla değişmemesi nedeniyle optimum H₂O₂ konsantrasyonu 50 mg/L olarak kabul edilmiştir.

4.1.2. PAC ile Kimyasal Koagülasyon

Optimize edilmiş şartlarda uygulanan Fenton prosesi sonrası elde edilen ve Kimyasal koagülasyon işleminde kullanılacak atıksu özellikleri Çizelge 4.4'de verilmiştir.

Çizelge 4.4. Optimum Fenton Prosesi Sonrası Elde Edilen Atıksu Özellikleri

Parametre		Birim	Konsantrasyon
pH			8 ±0,1
KOİ		(mg/L)	93 ± 24
AKM		(mg/L)	29 ±6
Toplam Demir		(mg/L)	4,3 ± 0,5
Toplam Çözünmüş Katı Madde (TÇKM)		(mg/L)	1947±581
Alkalinite		(mg/L CaCO ₃)	-
Sertlik		(mg/L CaCO ₃)	-
Sülfat		(mg/L)	-
Klorür		(mg/L)	-
İletkenlik		(µS/cm)	4480± 350
RES	436 nm	(m ⁻¹)	7,2 ±2,7
	525 nm	(m ⁻¹)	4,9 ±2,0
	620 nm	(m ⁻¹)	1,6 ±1,0

Fenton arıtımı süresince, küçük flokların büyük miktarda atık su içerisinde buldukları gözlenmiştir. Bu floklar hidroksit ve demir iyonlarının kompleks zincir reaksiyonları ile oluşan demir hidroksil kompleksleri halindeki floklardır. Bu flokların boyutlarının küçük olmasından dolayı atık su içerisinde çökeltmeleri oldukça zordur. Bu flokların hızlı bir şekilde giderilmesi ile kimyasal koagülasyon işleminin daha etkili olacağı belirtilmiştir (Lin ve Chen 1997, Lin ve Lo 1997). Ek olarak bu proses, Fenton Prosesinden sonra atık su içerisinde bulunan çözünmüş ve askıda katılarla, bir çok organik ve inorganik bileşiğin gideriminde kullanılan yararlı bir prosestir. Kimyasal koagülasyonda çökeltme zamanını kısaltmak ve çökeltme yardımcı olması amacıyla polimer kullanılmıştır. Kullanılan Polialüminyum Klorür (PAC) konsantrasyonuna bağlı

olarak kimyasal koagülasyon sonrasında elde edilen RES, KOİ ve Demir iyonları giderim verimleri Çizelge 4.5’de görülmektedir.

Çizelge 4.5. Kimyasal Koagülasyon ile RES, KOİ ve Demir Gideriminin PAC Konsantrasyonuna Bağlı Olarak Değişimi (1mg/L polimer)

PAC (mg/L)	RES Giderme Verimi (%)			KOİ Giderme Verimi (%)	Demir Giderme Verimi (%)
	436 nm	525 nm	620 nm		
10	22	29	51	16	80
20	26	33	51	16	86
30	32	36	58	18	93
50	28	34	56	18	93
75	29	30	43	18	94
100	33	34	51	24	95

Çizelge 4.5’den de görüldüğü üzere RES giderim verimleri PAC dozundaki artışla 30 mg/L dozuna kadar artmakta daha yüksek dozlarda çok fazla değişmemektedir. KOİ giderim verimi de 30 mg/L PAC dozuna kadar artmakta daha yüksek dozlarda çok fazla değişmemektedir. Demir konsantrasyonundaki giderme verimi de uygulanan dozlarda yüksek olup 20 mg/L dozundan sonraki giderim verimleri birbirine oldukça yakın değerlerdir. Arıtma maliyetleri, giderim verimleri ve iyon değiştirici reçineler göz önüne alınarak çalışmanın tümünde 30 mg/L PAC ve 1 mg/L polimer birleşiminden oluşan doz miktarı optimum olarak kabul edilmiştir.

4.1.3. İyon Değiştirme Prosesi

Optimize edilmiş şartlarda uygulanan PAC ile kimyasal koagülasyon prosesi sonrası elde edilen ve iyon değiştirme işleminde kullanılacak atıksu özellikleri Çizelge 4.6.’da verilmiştir.

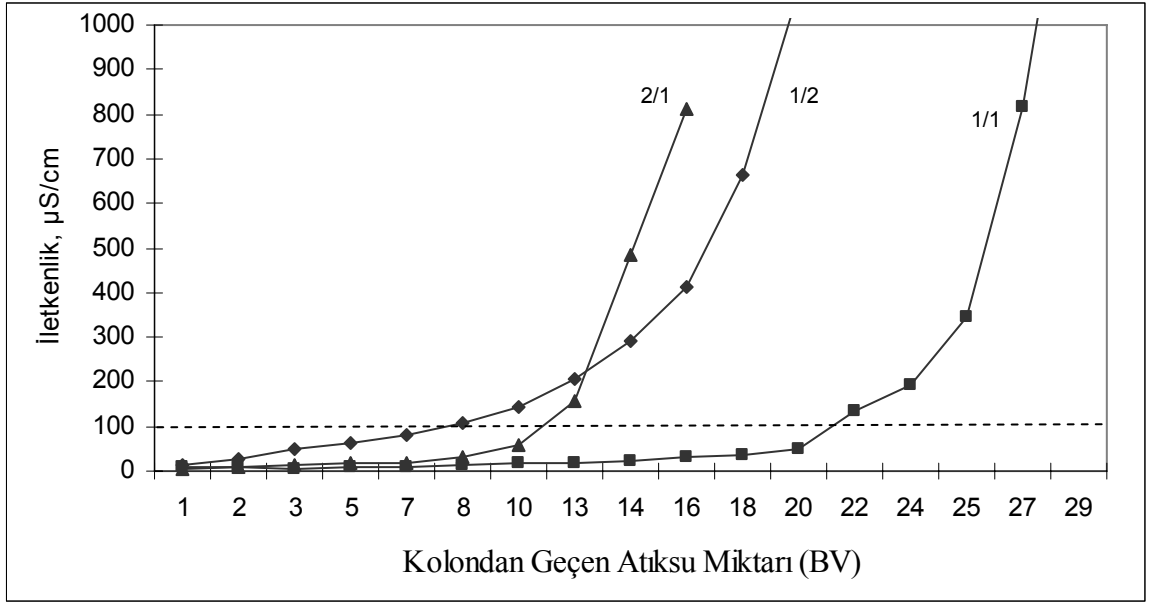
Çizelge 4.6. Optimum PAC ile Kimyasal Koagülasyon Prosesi Sonrası Elde Edilen Atıksu Özellikleri

Parametre		Birim	Konsantrasyon
pH			8,0 ±0,1
KOİ		(mg/L)	85 ± 24
AKM		(mg/L)	5 ± 2,5
Toplam Demir		(mg/L)	0,3 ± 0,2
Toplam Çözünmüş Katı Madde (TÇKM)		(mg/L)	2282 ± 341
Alkalinite		(mg/L CaCO ₃)	330±23
Sertlik		(mg/L CaCO ₃)	240±46
Sülfat		(mg/L)	420 ± 80
Klorür		(mg/L)	1270 ± 180
İletkenlik		(µS/cm)	4535±330
RES	436 nm	(m ⁻¹)	6,1 ±2,5
	525 nm	(m ⁻¹)	4,3 ±1,9
	620 nm	(m ⁻¹)	1,2 ±0,8

Fenton ve kimyasal koagülasyon işlemlerinden sonra atık suyun iletkenliği yaklaşık 4500 µS/cm'dir ki bu değer tekstil endüstrisi için proses suyu standartlarında 100 µS/cm olarak belirtilen sınır değerinden oldukça üstündür. Atık suyun yüksek iletkenlik değerine sahip olması atıksuyun yapısında önemli miktarda çözünmüş iyonların varlığını gösterir. İyonların ve diğer kirletici parametrelerin giderimi kuvvetli katyonik (Lewatit Monoplus S 100) ve anyonik (Lewatit Monoplus M600) iyon değiştirici reçineler kullanılarak gerçekleştirilir. İyon değişimi deneyleri kolon sisteminde gerçekleştirilmiş olup, atık suda Fe iyonu, KOİ konsantrasyonu ve düşük iletkenlik açısından en iyi sonuçların elde edilebilmesi için iyon değiştirici reçinelerin miktarlarının belirlenmesi oldukça önemlidir.

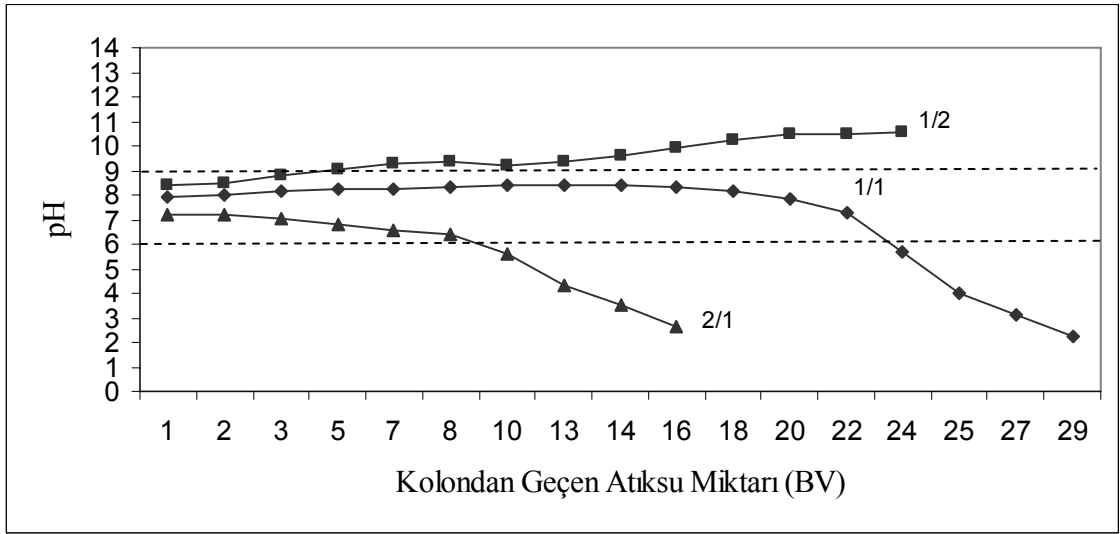
Reçine oranları tespit edilirken 1/1 katyonik/anyonik reçine oranı(20 mL / 20 mL), 1/2 katyonik/anyonik reçine oranı(10 mL / 20 mL) ve 2/1 katyonik/anyonik reçine oranı(20 mL /10 mL) denenmiştir. İletkenlik değerlerinin değişiminin verildiği şekillerde (Şekil 4.1; Şekil 4.3; Şekil 4.4; Şekil 4.6; Şekil 4.8; Şekil 4.10; Şekil 4.12) yatay yöndeki kesikli çizgi tekstil endüstrisi için iletkenlik parametresinde proses suyu standardına tekabül etmektedir (100 µS/cm). pH'ın değişiminin verildiği şekillerde de (Şekil 4.2; Şekil 4.5; Şekil 4.7; Şekil 4.9; Şekil 4.11; Şekil 4.13) yatay kesikli çizgiler tekstil endüstrisi için proses suyu standardında uygun pH aralığına tekabül etmektedir(pH 6-9).

Farklı katyonik/anyonik reçine oranlarında, 4,2 m/sa sabit filtrasyon hızında elde edilen iletkenlik ve pH değerleri sırasıyla Şekil 4.1. ve Şekil 4.2’de verilmiştir.



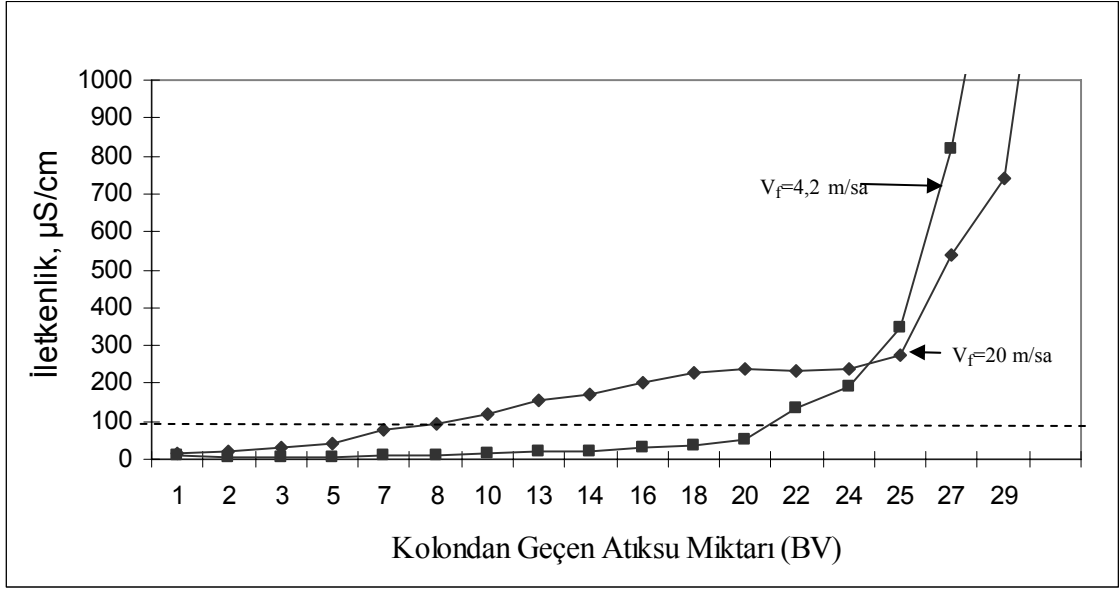
Şekil 4.1. Atıksu İletkenliğinin Farklı Katyonik/Anyonik Reçine Oranlarına Bağlı Olarak Değişimi

Şekil 4.1’den de görülebileceği üzere katyonik ve anyonik reçinelerin eşit olarak kullanıldığı denemelerde (20 mL katyonik/20 mL anyonik reçine oranı) kesikli çizgiyle gösterilen tekrar kullanım standardı için yaklaşık 20-22 yatak hacmi atıksu geçirilebilmiştir. Diğer reçine oranlarında standartlara uygun geçirilebilen atıksu miktarı ise yaklaşık 10 yatak hacmi kadardır.



Şekil 4.2. Atıksu pH'nın Farklı Katyonik/Anyonik Reçine Oranlarına Bağlı Olarak Değişimi

Benzer şekilde tekrar kullanım standardı 1/1 katyonik/anyonik reçine oranında Şekil 4.2'de kesikli çizgilerle gösterilen pH=6-9 aralığında yaklaşık 22-24 yatak hacmi atıksu kolonlardan geçirilebilmiştir. 1/2 katyonik/anyonik reçine oranında ise pH=6-9 aralığında yaklaşık 8 yatak hacmi, 2/1 katyonik/anyonik reçine oranındaysa yaklaşık 10 yatak hacmi atıksu kolonlardan geçirilebilmiştir. İyon değiştirici reçinelerle yapılan deneylerde en iyi arıtma sonuçları için optimum reçine oranı 1/1 katyonik/anyonik reçine oranı(20 mL/20 mL) olarak tespit edildikten sonra reçinelerin düşük (4,2 m/sa) ve yüksek (20 m/sa) filtrasyon hızlarında işletilmesi denenmiş ve elde edilen iletkenlik değerleri Şekil 4.3'de verilmiştir.



Şekil 4.3. Atıksu İletkenliğinin Farklı Filtrasyon Hızlarına Bağlı Olarak Değişimi

Şekil 4.3'den de görüldüğü gibi yüksek filtrasyon hızında ($V_f = 20 \text{ m/sa}$) atıksu iletkenliği 8 yatak hacminde sınır değer olarak verilen $100 \mu\text{S/cm}$ değeri aşılmakta ve düşük filtrasyon hızına ($V_f = 4,2 \text{ m/sa}$) oranla istenen özellikte daha az miktarda atıksu kolonlardan geçirilebilmektedir. İyon değiştirme prosesinde optimum reçine oranı 1/1 katyonik/anyonik reçine oranı (20mL/20mL) ve optimum filtrasyon hızı 4,2 m/sa olarak tespit edilmiş ve optimum işletme şartlarında elde edilen atıksu kalitesi Çizelge 4.7'de verilmiştir.

Çizelge 4.7. Optimum İyon Değişirme Prosesi Sonrası Elde Edilen Atıksu Özellikleri

Parametre		Birim	Konsantrasyon
pH			8,1 ±0,4
KOİ		(mg/L)	41 ±6
AKM		(mg/L)	0
Toplam Demir		(mg/L)	0,05
Toplam Çözünmüş Katı Madde (TÇKM)		(mg/L)	48±7
Alkalinite		(mg/L CaCO ₃)	0
Sertlik		(mg/L CaCO ₃)	3 ±1
Sülfat		(mg/L)	75 ±9
Klorür		(mg/L)	90 ± 17
İletkenlik		(µS/cm)	49±8
RES	436 nm	(m ⁻¹)	0,2 ±0,1
	525 nm	(m ⁻¹)	0,1 ±0,1
	620 nm	(m ⁻¹)	0,1

4.2. II. Arıtma Alternatifi Kapsamında Yürütülen Çalışmalar

II arıtma alternatifi Ca(OH)₂ ve NaOH kullanılarak kimyasal çöktürme ve iyon değişimi prosesinden oluşmaktadır. Kimyasal çöktürme prosesinde pH değerlerinin belirlenebilmesi için ham atıksu numunelerinin pH değeri NaOH ve Ca(OH)₂ kullanılarak sırasıyla, pH=10; pH=10,5; pH=11; pH=11,5 ve pH=12 değerlerine yükseltilmiştir.

4.2.1. NaOH ile Kimyasal Çöktürme

Atıksuya farklı pH değerlerinde (pH=10-12), % 5'lik NaOH ile kimyasal çöktürme prosesinin uygulanması neticesinde elde edilen KOİ ve RES giderim verimi değerleri ile iletkenlik değerlerinin ortalaması Çizelge 4.8'de verilmiştir.

Çizelge 4.8. NaOH ile atıksu pH Değerinin Yükseltilmesiyle Elde Edilen Renk, KOİ Parametrelerindeki Giderme Verimleri ile İletkenliğin Değişimi

pH	RES Giderme Verimi (%)			KOİ Giderme Verimi (%)	İletkenlik (µS/cm)
	436 nm	525 nm	620 nm		
10	11	16	23	14	4057
10.5	30	33	47	20	4320
11	51	52	71	30	4713
11.5	63	62	84	31	5960
12	66	64	86	36	13483

NaOH ile gerçekleştirilen kimyasal çöktürme deneylerinde de pH değerinin yükselmesiyle birlikte her üç dalga boyunda da RES giderim verimlerinde artış tespit edilmiş ve pH 12’de % 80–90 civarı RES giderim verimlerine ulaşılmıştır.

4.2.2. Ca(OH)₂ ile Kimyasal Çöktürme

Atıksuya farklı pH değerlerinde (pH=10-12), % 5’lik Ca(OH)₂ ile kimyasal çöktürme prosesi uygulanması neticesinde elde edilen KOİ ve RES giderim verimi değerleri ile iletkenlik değerlerinin ortalaması Çizelge 4.9’da verilmiştir.

Çizelge 4.9. Ca(OH)₂ ile atıksu pH Değerinin Yükseltilmesiyle Elde Edilen Renk, KOİ Parametrelerindeki Giderme Verimleri ile İletkenliğin Değişimi

pH	RES Giderme Verimi (%)			KOİ Giderme Verimi (%)	İletkenlik (µS/cm)
	436 nm	525 nm	620 nm		
10	26	29	41	14	3515
10,5	43	43	63	26	3599
11	62	59	77	31	3847
11,5	68	65	85	34	4468
12	72	67	87	39	8873

Çizelge 4.9’dan görüldüğü üzere pH değerinin yükselmesiyle birlikte her üç dalga boyunda da RES giderim verimlerinde artış tespit edilmiş ve pH=12’de % 80–90 civarı RES giderim verimlerine ulaşılmıştır. KOİ giderim verimleri de RES’de olduğu gibi pH değerinin yükselmesiyle birlikte artış göstererek % 14’den % 39’a kadar yükselmiştir. Bununla birlikte atıksuya ilave edilen Ca(OH)₂ miktarı atıksuyun 3500 µS/cm civarında olan iletkenliğini pH=12’de 8873 µS/cm’e kadar yükseltmiştir. Ca(OH)₂ ile ulaşılan

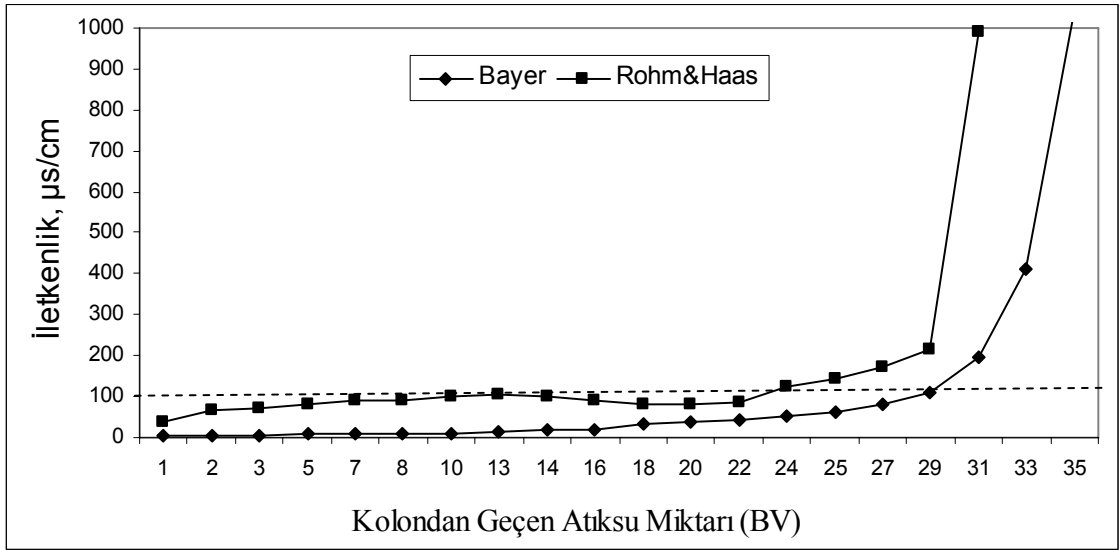
RES giderme verimleri NaOH ile elde edilenlere göre daha iyidir. KOİ giderim verimleri de pH değerinin yükselmesiyle birlikte artmış ve %14 değerinden %36 değerine ulaşmıştır. Bununla birlikte atıksuya ilave edilen Ca(OH)_2 miktarı atıksuyun 4000 $\mu\text{S/cm}$ civarında olan iletkenliğinin pH=12’de 13483 $\mu\text{S/cm}$ ’e kadar yükselmesine neden olmuştur.

Çizelge 4.8. ve Çizelge 4.9. incelendiğinde Ca(OH)_2 kullanıldığında RES ve KOİ giderim verimlerinin NaOH kullanımına nazaran daha iyi olduğu ve atıksuyun iletkenliğindeki artışın Ca(OH)_2 uygulamasında pH’ın artmasıyla NaOH uygulanmasına nazaran daha yavaş olduğu belirlenmiştir.

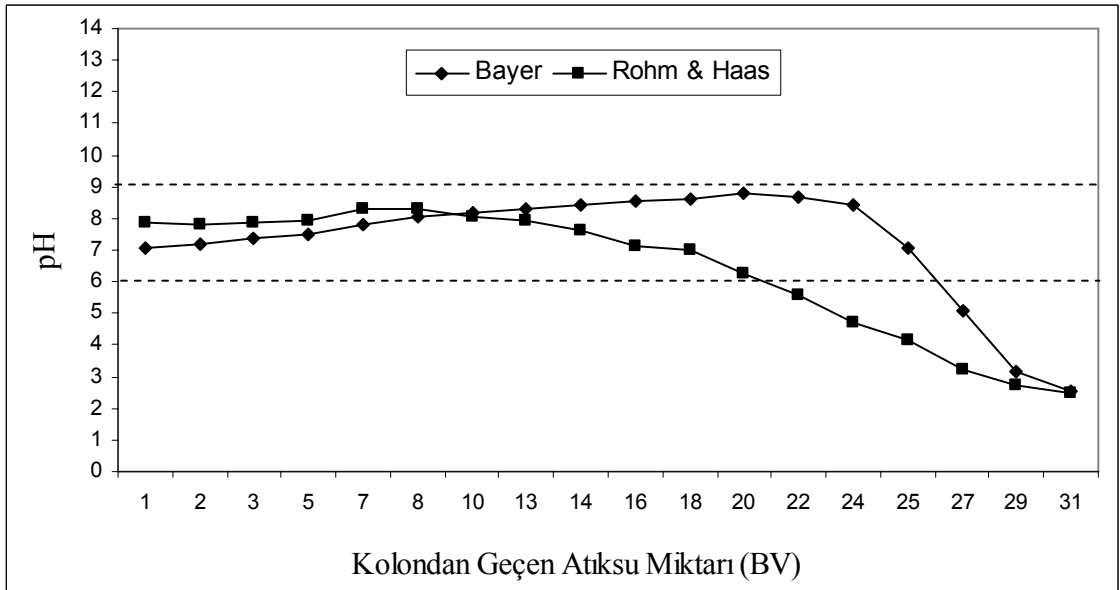
Kimyasal çöktürme uygulanmış atıksuda, EN ISO 7887 standartlarının her üç numunede de sağlanabilmesi, KOİ giderim verimi ve reçine kolonlarına verilen atıksuyun iletkenlik değerleri göz önüne alındığında çöktürme işleminde pH=11 değeri optimum değer olarak tespit edilmiştir. Kimyasal çöktürme işleminden sonra nötralize edilen atıksuların içeriğindeki TÇKM, iletkenlik ve inorganik iyonlar giderilerek proses suyu standartlarının sağlanabilmesi amacıyla reçinelerin bulunduğu kolonlardan geçirilmiştir.

4.2.3. NaOH ile Kimyasal Çöktürme Uygulanmış Atıksuyun, Rohm and Haas ve Bayer Tipi İyon Değiştirici Reçinelerden Geçirilmesi

NaOH kullanılarak çöktürülmüş atıksu, Bayer ve Rohm&Haas tipi reçinelerde katyon değiştirici/anyon değiştirici oranı 20 mL/20 mL seçilerek, 4,2 m/sa sabit filtrasyon hızında kolondan geçirilmiş ve kolondan geçen 3 numunenin ortalama değerleri alınarak kolondan geçen atıksuya karşılık iletkenlik değerlerinin değişimi Şekil 4.4’de, pH değerinin değişimi ise Şekil 4.5’de verilmiştir.



Şekil 4.4. NaOH Kullanılarak Çöktürülmüş Atıksuların Bayer ve Rohm And Haas Tipi Reçinelerden Geçirilmesiyle Elde Edilen İletkenlik Değerleri



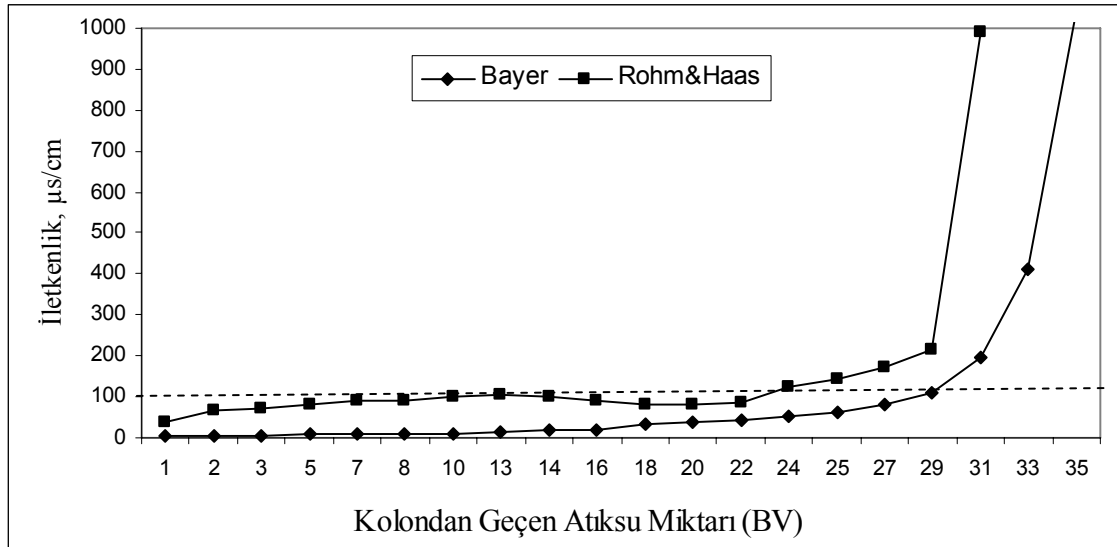
Şekil 4.5. NaOH Kullanılarak Çöktürülmüş Atıksuların Bayer ve Rohm And Haas Tipi Reçinelerden Geçirilmesiyle Elde Edilen pH Değerleri

Şekil 4.4.'den görüldüğü gibi Bayer tipi reçinelerle iletkenlik için verilen 100 µs/cm sınırında yaklaşık 24 yatak hacmi (480 mL) atıksu kolonlardan geçirilebilirken Rohm & Haas tipi reçinelerde bu miktar yaklaşık 4-5 yatak hacmi mertebesinde kalmaktadır. Benzer şekilde pH için verilen 6-9 aralığı da numunelerde Bayer reçineler

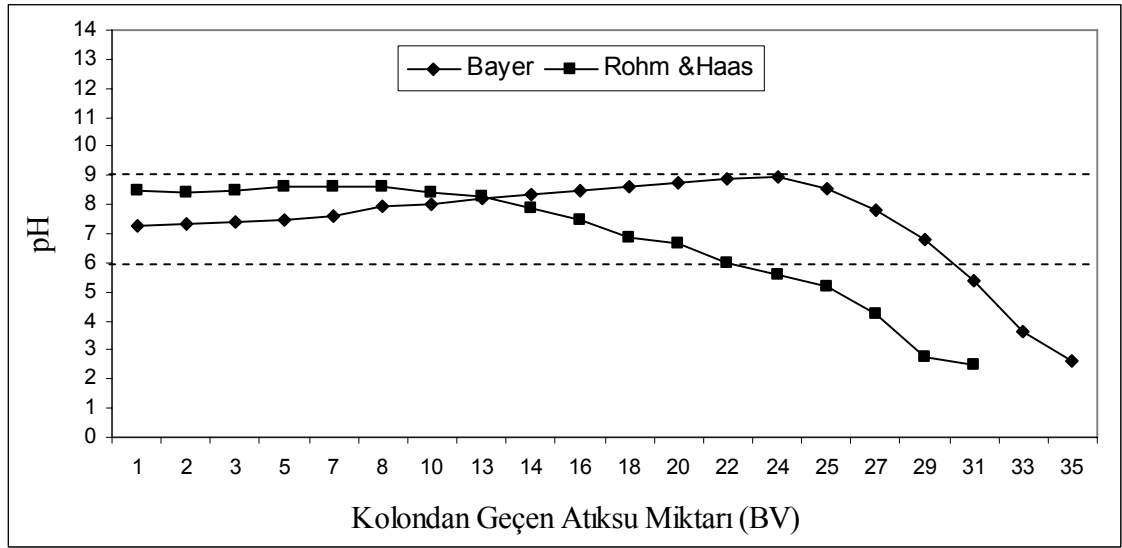
kullanıldığında Rohm& Haas tipi reçinelere nazaran daha fazla atıksuyun kolonlardan geçirilebildiği görülebilmektedir (Şekil 4.5).

4.2.4. Ca(OH)₂ ile Kimyasal Çöktürme Uygulanmış Atıksuyun, Rohm and Haas ve Bayer Tipi İyon Değiştirici Reçinelerden Geçirilmesi

Ca(OH)₂ kullanılarak çöktürülmüş atıksu, Bayer ve Rohm&Haas tipi reçinelerde katyon değiştirici/anyon değiştirici oranı 20 mL/20 mL seçilerek, sabit filtrasyon hızında ($V_f=4,2$ m/sa) kolondan geçirilmiş ve kolondan geçen 3 numunenin ortalama değerleri alınarak kolondan geçen atıksuya karşılık iletkenlik değerlerinin değişimi Şekil 4.6'da, pH değerinin değişimi ise Şekil 4.7'de verilmiştir.



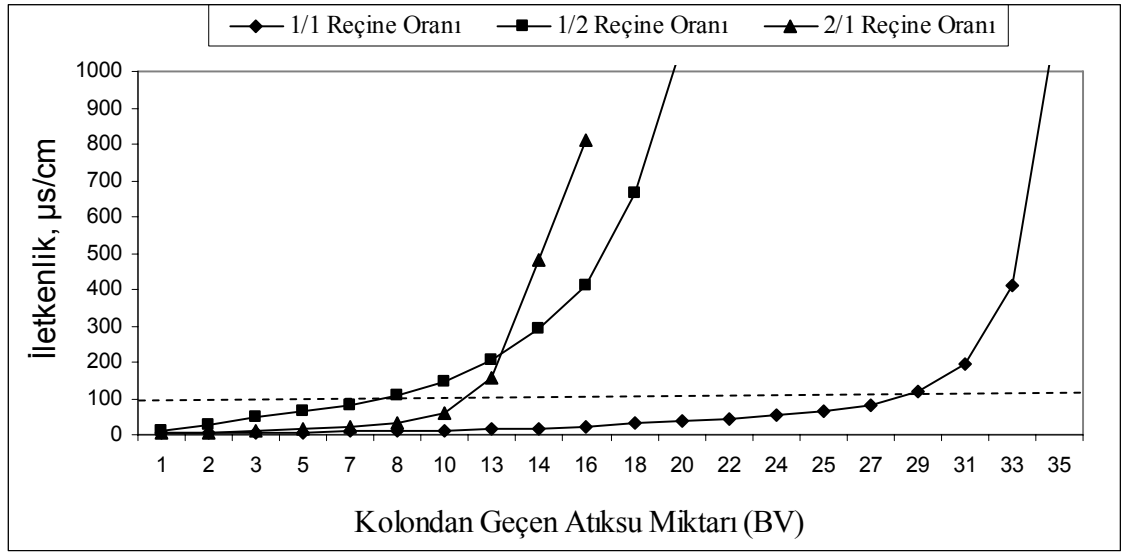
Şekil 4.6. Ca(OH)₂ Kullanılarak Çöktürülmüş Atıksuların Bayer ve Rohm&Haas Tipi Reçinelerden Geçirilmesiyle Elde Edilen İletkenlik Değerleri



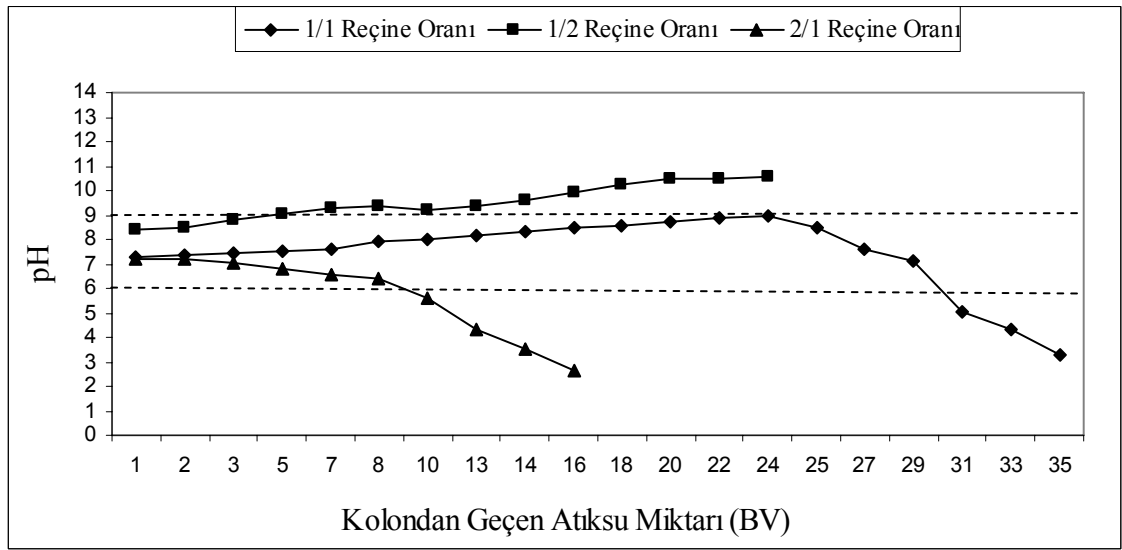
Şekil 4.7. Ca(OH)₂ Kullanılarak Çöktürülmüş Atıksuların Bayer ve Rohm&Haas Tipi Reçinelerden Geçirilmesiyle Elde Edilen pH Değerleri

Şekil 4.6'dan görüldüğü gibi Bayer tipi reçineler kullanıldığında iletkenlik için verilen 100 $\mu\text{s}/\text{cm}$ sınırında yaklaşık 29 yatak hacmi (580 mL) atıksu kolonlardan geçirilebilirken Rohm& Haas tipi reçinelerde bu miktar yaklaşık 24 yatak hacmi mertebesinde kalmaktadır. Benzer şekilde pH için verilen 6-9 aralığı da numunelerde Bayer reçineler kullanıldığında Rohm& Haas tipi reçinelerle nazaran daha fazla atıksuyun kolonlardan geçirilebildiği görülebilmektedir (Şekil 4.7). Dolayısıyla atıksuyun NaOH veya Ca(OH)₂ ile çöktürülmesi işletme parametresi olarak değerlendirildiğinde, Ca(OH)₂ ile çöktürülmüş numunelerde istenen kalite özelliklerinde daha fazla atıksu reçine kolonlarından geçirilebilmektedir.

En iyi sonuçların elde edildiği Ca(OH)₂ ile çöktürülmüş ve takiben Bayer reçinelerinin kullanıldığı denemelerde reçinelerin miktarı, işletme parametresi olarak incelenmiş ve farklı katyonik /anyonik reçine oranlarında elde edilen iletkenlik değerleri Şekil 4.8'de, pH değerleri ise Şekil 4.9'da verilmiştir.



Şekil 4.8. Atıksuyun İletkenlik Değerinin Kullanılan Katyon/Anyon Değiştirici Reçine (Bayer) Oranına Bağlı Olarak Değişimi



Şekil 4.9. Atıksuyun pH Değerinin Kullanılan Katyon/Anyon Değiştirici Reçine (Bayer) Oranına Bağlı Olarak Değişimi

Şekil 4.8 ve Şekil 4.9'dan görüldüğü üzere 1/1 katyonik/anyonik reçine oranı (20 mL / 20 mL), proses suyu için verilen iletkenlik ve pH değerleri açısından en fazla atıksuyun kolondan geçirilebildiği oran olarak tespit edilmiştir.

II. arıtma alternatifini optimize etmek için yapılan deneyler sonucunda kimyasal çöktürme prosesinde optimum sonuçlar $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ile yapılan kimyasal çöktürme

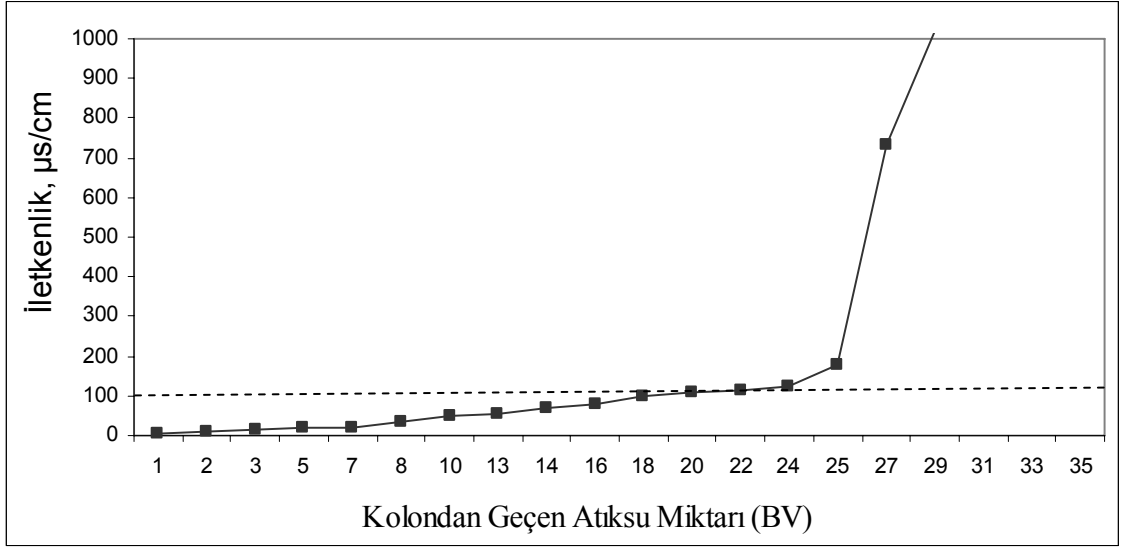
prosesiyle elde edilmiştir. $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ile gerçekleştirilen kimyasal çöktürme işlemine tabi tutulan atıksulara iyon değiştirme prosesi uygulanması neticesinde optimum sonuçlar Bayer tipi reçinelerde 4,2 m/sa filtrasyon hızında, 1/1 katyonik/anyonik reçine oranında (20 mL / 20 mL) elde edilmiştir.

4.3. III. Arıtma Alternatifi Kapsamında Yürütülen Çalışmalar

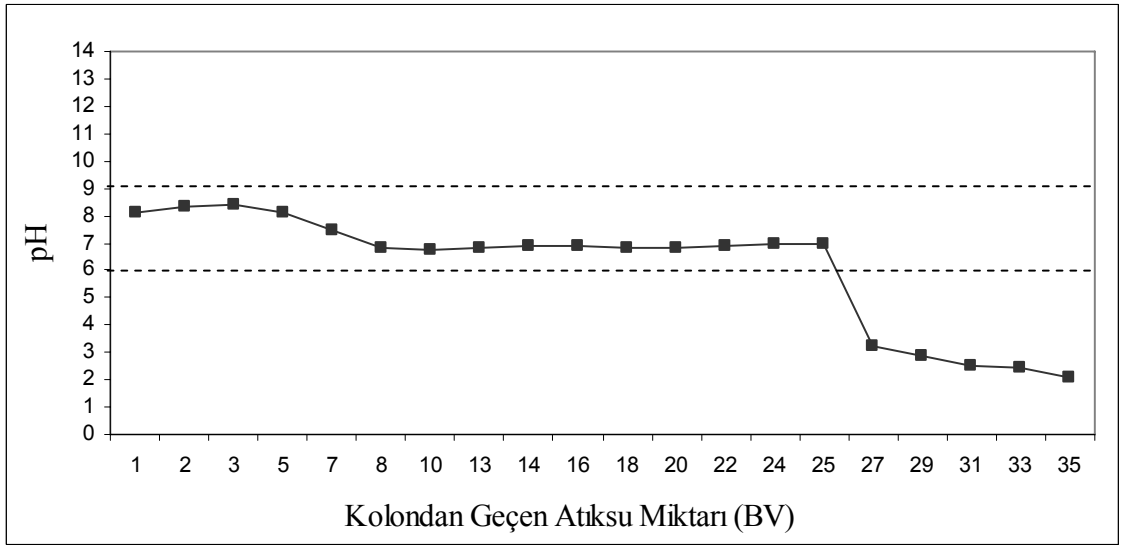
III arıtma alternatifi I. arıtma alternatifinin fenton ünitesi ile II. Arıtma alternatifinin kimyasal çöktürme ($\text{Ca}(\text{OH})_2$ kullanılarak) ünitesi ve iyon değişimi prosesinden oluşmaktadır. I. ve II. Arıtma alternatiflerinde bulunan optimum sonuçlar kullanılarak Fenton (pH= 4, $\text{FeSO}_4=20$ mg/L, $\text{H}_2\text{O}_2 = 50$ mg/L), kimyasal çöktürme ($\text{Ca}(\text{OH})_2$ ile pH=11) ve iyon değiştirme (Bayer Tipi İyon Değiştirici Reçine, katyon değiştirici/anyon değiştirici oranı 20 mL/20 mL, $V_f= 4,2$ m/sa) deneyleri gerçekleştirilmiştir. Fenton ve kimyasal çöktürme ünitelerinde elde edilen giderim verimleri Bölüm 4.4’de verilmiş olup iyon değiştirme prosesinin değerlendirilmesi Bölüm 4.3.1’de yapılmıştır.

4.3.1. Fenton ve $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ile Kimyasal Çöktürme Uygulanmış Atıksuyun, Bayer Tipi İyon Değiştirici Reçinelerden Geçirilmesi

İşletme parametrelerinin optimum değerlerinin tespit edildiği fenton (pH= 4, $\text{FeSO}_4=20$ mg/L, $\text{H}_2\text{O}_2 = 50$ mg/L) ve $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ile kimyasal çöktürme (pH=11) prosesi uygulanmış atıksu, Bayer tipi reçinelerde katyon değiştirici/anyon değiştirici oranı 20 mL/20 mL seçilerek, sabit filtrasyon hızında ($V_f= 4,2$ m/sa) kolondan geçirilmiş ve kolondan geçen atıksuya karşılık iletkenlik değerlerinin değişimi Şekil 4.10’da, pH değerinin değişimi ise Şekil 4.11’de verilmiştir.



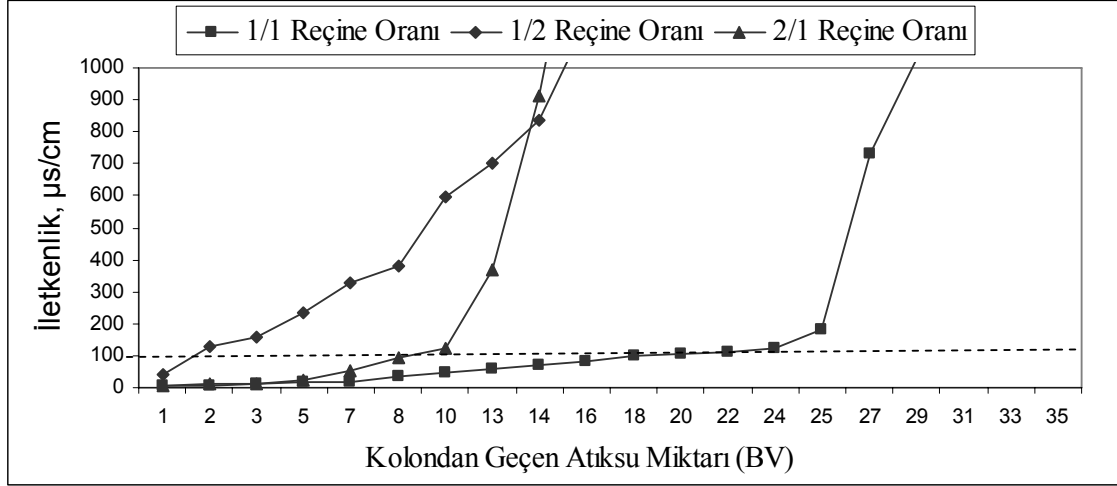
Şekil 4.10. Fenton ve $\text{Ca}(\text{OH})_2$ Kullanılarak Çöktürülmüş Atıksuların Bayer Tipi Reçinelerden Geçirilmesiyle Elde Edilen İletkenlik Değerleri



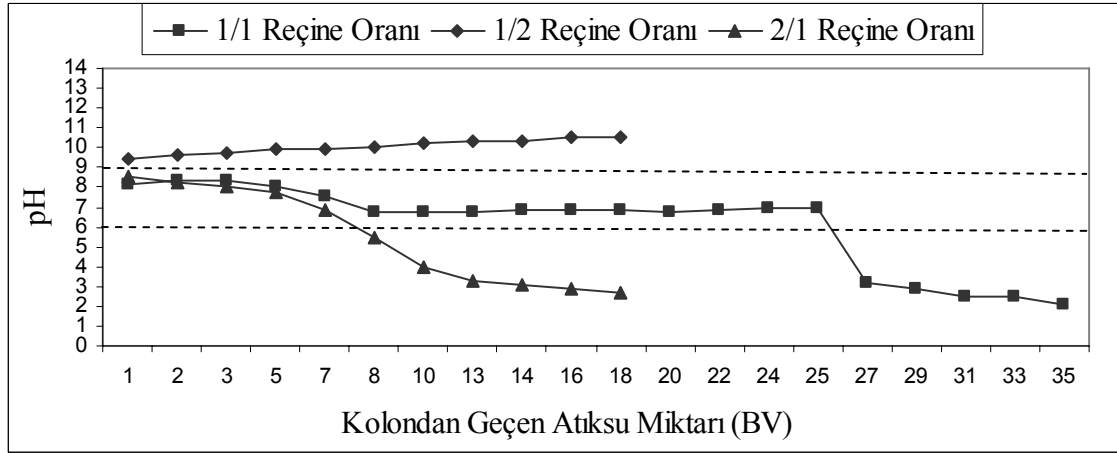
Şekil 4.11. Fenton ve $\text{Ca}(\text{OH})_2$ Kullanılarak Çöktürülmüş Atıksuların Bayer Tipi Reçinelerden Geçirilmesiyle Elde Edilen pH Değerleri

Şekil 4.10'dan görüldüğü gibi Bayer tipi reçineler kullanıldığında iletkenlik için verilen 100 $\mu\text{s}/\text{cm}$ sınırında yaklaşık 24 yatak hacmi (480 mL) atıksu kolonlardan geçirilebilmiştir. Benzer şekilde Çizelge 4.12'de pH için verilen $\text{pH}=6-9$ aralığında numunelerde, 26 yatak hacmi (520 mL) atıksu kolonlardan geçirilebilmiştir (Şekil 4.11).

İşletme parametresi olarak farklı katyonik /anyonik reçine oranlarında elde edilen iletkenlik değerleri Şekil 4.12’de, pH değerleri ise Şekil 4.13’de verilmiştir.



Şekil 4.12. Atıksuyun İletkenlik Değerinin Kullanılan Katyon/Anyon Değiştirici Reçine Oranına Bağlı Olarak Değişimi



Şekil 4.13. Atıksuyun pH Değerinin Kullanılan Katyon/Anyon Değiştirici Reçine Oranına Bağlı Olarak Değişimi

Şekil 4.12 ve Şekil 4.13’den görüldüğü üzere 1/1 katyonik/anyonik reçine oranı (20 mL /20 mL), proses suyu için önerilen iletkenlik ve pH değerleri açısından en fazla atıksuyun kolondan geçirilebildiği oran olarak tespit edilmiştir. Şekil 4.13’de 1/1 reçine oranında 25 yatak hacminden sonra pH değerindeki ani düşüş, anyonik reçinenin kapasitesinin dolmasından kaynaklanmaktadır. Anyonik reçinenin kapasitesi dolduğu

için OH⁻ iyonu verilememekte, katyonik reçineden verilen H⁺ iyonları suya geçerek çıkış suyunda pH'ın ani düşüşüne neden olmaktadır.

4.4. Arıtma Alternatiflerinin Karşılaştırılması

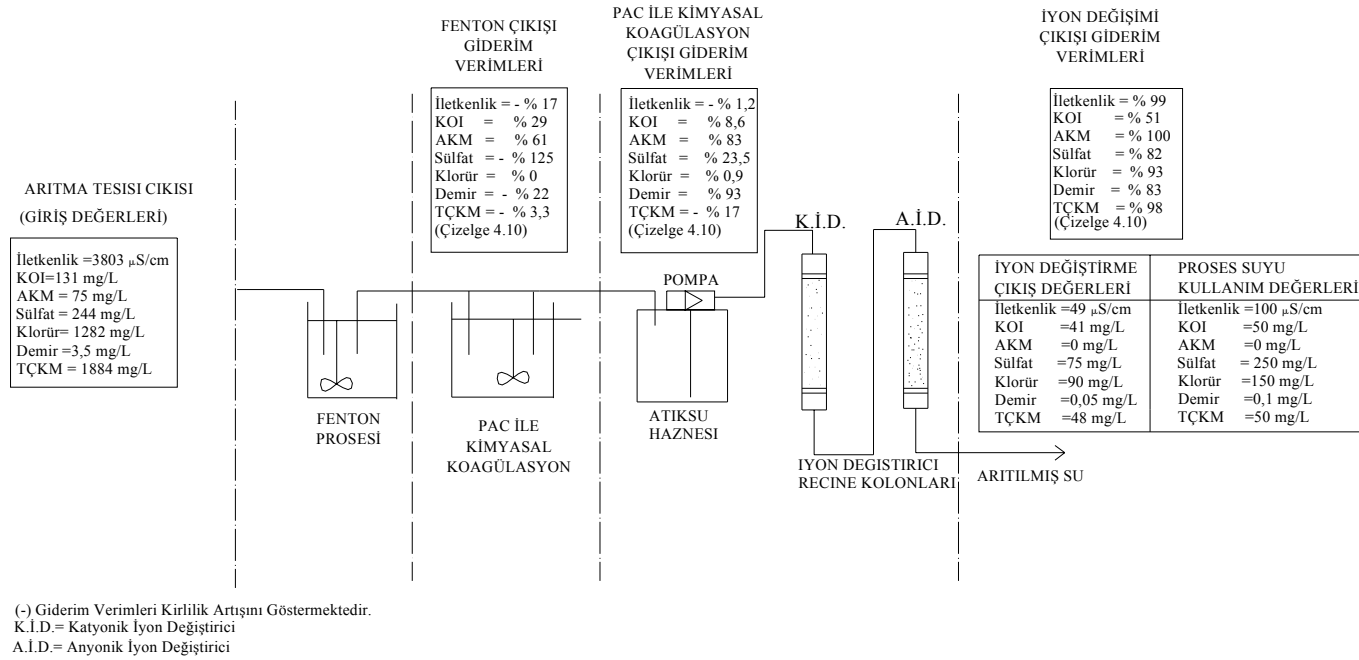
Atıksuların tekstil endüstrisinde proses suyu olarak geri kazanılabilirliğinin hedeflendiği bu çalışmada, proses suyu standartları; Çizelge 2.17., Çizelge 2.18. ve Çizelge 2.19. ve literatürde bu konuda yapılmış çalışmalardan (Barlas 1999) faydalanılarak, en uygun olduğu düşünülen şekliyle önerilmiştir (Çizelge 4.10).

I., II. ve III. arıtma alternatiflerinin denenmesi neticesinde çıkan atıksuyun kalitesinin değişimi ve bu değişim değerlerinin önerilen proses suyu standartlar değerleri ile karşılaştırılması her bir arıtma alternatifi için gerçekleştirilmiştir.

Arıtma alternatifleri karşılaştırıldığında; I. arıtma alternatifi için, fenton prosesinde optimum pH değeri $pH_{opt}=4$, optimum FeSO₄ konsantrasyonu 20 mg/L, optimum H₂O₂ konsantrasyonu 50 mg/L olarak bulunmuştur. PAC ile Kimyasal koagülasyon işleminde 30 mg/L PAC ve 1 mg/L polimer birleşiminden oluşan doz optimum olarak kabul edilmiştir. İyon değiştirme prosesi ile ilgili deneysel çalışmalarda Lewatit Monoplus S 100 tip katyon değiştirici reçine ve Lewatit Monoplus M600 tipi anyon değiştirici reçinelerle çalışılmış, optimum reçine oranı 1/1 katyonik/anyonik reçine (20mL/20mL) ve optimum filtrasyon hızı $V_f=4,2$ m/sa olarak tespit edilmiştir. Şekil 4.1'den görüldüğü gibi iletkenlik için verilen 100 µs/cm sınırında yaklaşık 21 yatak hacmi (420 mL) atıksu kolonlardan geçirilebilmiştir. I. arıtma alternatifinin her bir kademesindeki atıksu kalitesinin değişimiyle birlikte Çizelge 4.10'da, her bir arıtma kademesindeki giderim verimleri de Şekil 4.14'de verilmiştir.

Çizelge 4.10. I arıtma Alternatifinin Her Bir Arıtma Kademesi Çıkışında Atıksu Kalitesinin Değişimi ve Önerilen Proses Suyu Standartları

Parametre	Birim	Ham Atıksu	Fenton Prosesi Çıkışı	Kimyasal Koagülasyon Çıkışı	İyon Değişimi Çıkışı	Önerilen Proses Suyu Standartları	
pH		7,5±0,3	8,0 ±0,1	8,0 ±0,1	8,1 ±0,4	6-9	
KOİ	(mg/L)	131±18	93 ± 24	85 ± 24	41 ±6	50	
Askıda Katı Madde(AKM)	(mg/L)	75 ±13	29 ±6	5 ± 2,5	0	0	
Toplam Demir	(mg/L)	3,5 ± 0,3	4,3 ± 0,5	0,3 ± 0,2	0,05	0,1	
Toplam Çözünmüş Katı Madde (TÇKM)	(mg/L)	1885 ± 80	1947±581	2282 ± 341	48±7	50	
Alkalinite	(mg/L CaCO ₃)	513 ± 35	-	330±23	0	100	
Sertlik	(mg/L CaCO ₃)	293 ± 93	-	240±46	3 ±1	10	
Sülfat	(mg/L)	244 ±45	-	420 ± 80	75 ±9	250	
Klorür	(mg/L)	1282 ±190	-	1270 ± 180	90 ± 17	150	
İletkenlik	(µS/cm)	3803± 273	4480± 350	4535±330	49±8	100	
Renk (RES)	436 nm	(m ⁻¹)	9,6 ± 3,3	7,2 ±2,7	6,1 ±2,5	0,2 ±0,1	7
	525 nm	(m ⁻¹)	8,3 ± 2,9	4,9 ±2,0	4,3 ±1,9	0,1 ±0,1	5
	620 nm	(m ⁻¹)	4,2 ± 1,3	1,6 ±1,0	1,2 ±0,8	0,1	3



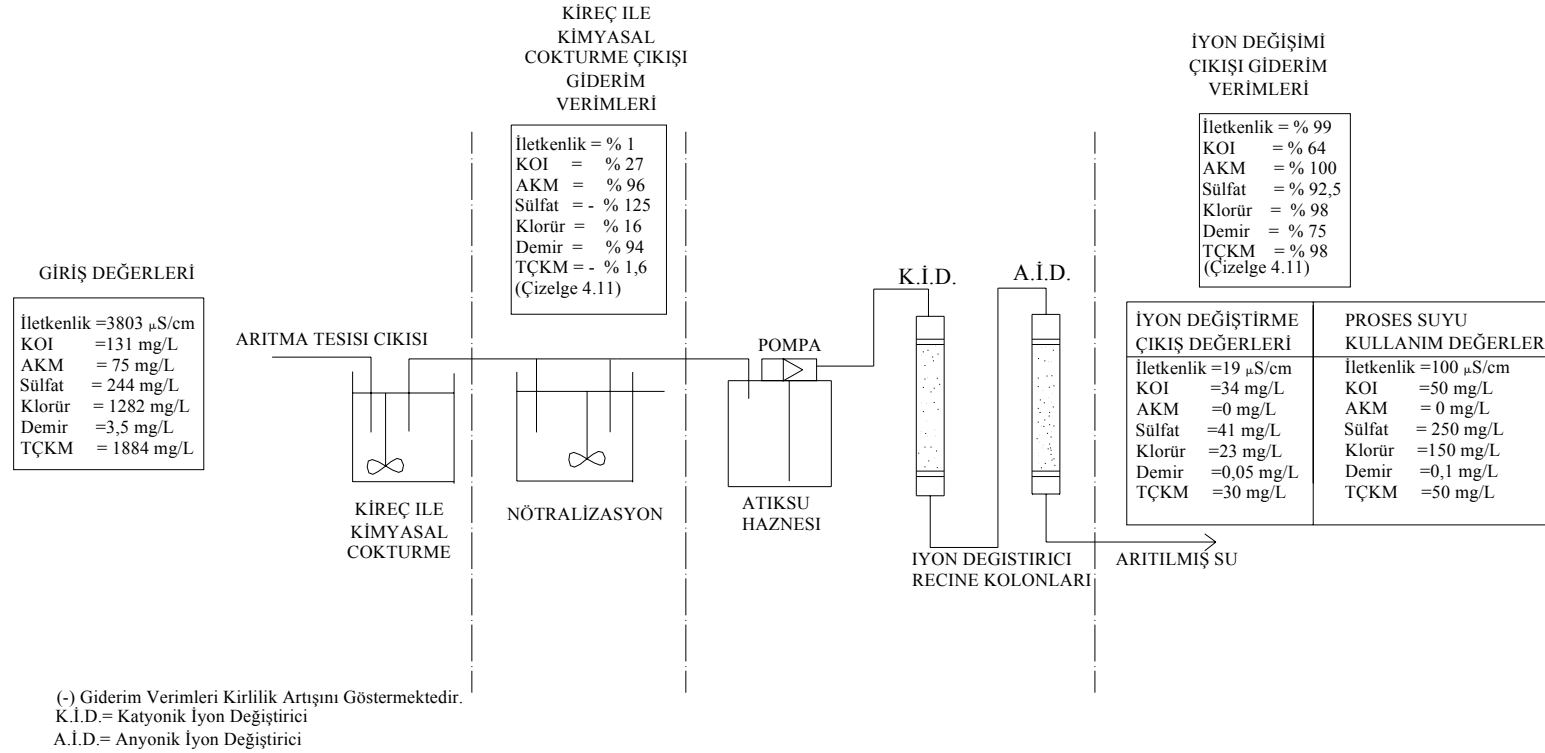
Şekil 4.14. I. Arıtma Alternatifinde Her Bir Arıtma Kademesindeki Giderim Verimleri ve Atıksu Kalitesinin Değişimi

Çizelge 4.10. ve Şekil 4.14. incelendiğinde, fenton prosesi kullanılarak KOİ'de % 29, AKM'de % 61 ve renk parametrelerinde her üç dalga boyunda % 25–60 aralığında giderim verimleri elde edilmiştir. Kimyasal koagülasyon prosesi neticesinde ise KOİ'de % 9, AKM'de % 83, demirde % 93 ve renk parametrelerinde her üç dalga boyunda % 15-25 aralığında giderim verimleri elde edilmiştir. Ham atıksuyun demir iyonu konsantrasyonu 3,5 mg/L olarak gözlenmiştir. Demir iyonu konsantrasyonu Fenton prosesinden sonra yaklaşık 1 mg/L yükselmektedir. Demir iyonu konsantrasyonundaki artış FeSO_4 'ten kaynaklanan Fe^{+2} 'den meydana gelmektedir, fakat kimyasal koagülasyon ve iyon değişimi demir iyonu konsantrasyonunu tekrar kullanım standartları seviyesi olan 0,1 mg/L'ye düşürebilmektedir. Atık suyun toplam sertliğinin ise 400-500 mg/L CaCO_3 arasında yükselip alçaldığı görülmektedir. Bunun yanı sıra, iyon değişimi işleminden sonra, toplam sertlik ve alkalinite proses suyu için önerilen standartları sağlamaktadır. Çünkü katyonlar ve anyonlar iyon değişimi esnasında H^+ ve OH^- iyonlarıyla yer değiştirmişlerdir, yani katyonlar ve anyonlar ilgili iyon değiştiriciler tarafından tutulurken, bunların yerine ortama H^+ ve OH^- iyonları verilmektedir (Gönder 2004). Dolayısıyla iyon değiştirici basamağıyla inorganik bileşikler yüksek oranda giderilebilmektedir.

II. arıtma alternatifini optimize etmek için yapılan deneysel çalışmalar sonucunda kimyasal çöktürme uygulanmış atıksuda, EN ISO 7887 standartlarının her üç numunede de sağlanabilmesi, KOİ giderim verimi ve reçine kolonlarına verilen atıksuyun iletkenlik değerleri göz önüne alındığında $\text{Ca}(\text{OH})_2$ kullanılarak gerçekleştirilen deneylerde pH=11 değeri optimum değer olarak tespit edilmiştir. Kimyasal çöktürme işlemi uygulanmış atıksulara iyon değiştirme prosesi uygulanması neticesinde, Bayer tipi reçinelerde $V_f = 4,2$ m/sa filtrasyon hızında, 1/1 katyonik/anyonik reçine oranında (20 mL / 20 mL) optimum sonuçlar elde edilmiştir(Şekil 4.6 ve Şekil 4.8). Şekil 4.6.'dan görüldüğü gibi iletkenlik için verilen 100 $\mu\text{s}/\text{cm}$ sınırında yaklaşık 29 yatak hacmi (580 mL) atıksu kolonlardan geçirilebilmiştir. II. arıtma alternatifinin her bir kademesindeki atıksu kalitesinin değişim değerleri ile birlikte önerilen proses suyu standartları Çizelge 4.11'de, her bir arıtma kademesindeki giderim verimleri de Şekil 4.15'de verilmiştir.

Çizelge 4.11. II. arıtma Alternatifinin Her Bir Arıtma Kademesi Çıkışında Atıksu Kalitesinin Değişimi ve Önerilen Proses Suyu Standartları

Parametre	Birim	Ham Atıksu	Kimyasal Çöktürme Çıkışı	İyon Değişimi Çıkışı	Önerilen Proses Suyu Standartları	
pH		7,5±0,3	7,5±0,1	6,8 ±0,3	6-9	
KOİ	(mg/L)	131±18	96 ± 25	34 ±6	50	
Askıda Katı Madde(AKM)	(mg/L)	75 ±13	3 ± 1	0	0	
Toplam Demir	(mg/L)	3,5 ± 0,3	0,2 ± 0,1	0,05	0,1	
Toplam Çözünmüş Katı Madde (TÇKM)	(mg/L)	1885 ± 80	1915 ± 215	30±4	50	
Alkalinite	(mg/L CaCO ₃)	513 ± 35	32 ± 25	2 ± 0,5	100	
Sertlik	(mg/L CaCO ₃)	293 ± 93	64 ± 46	0	10	
Sülfat	(mg/L)	244 ±45	550 ± 190	41 ± 13	250	
Klorür	(mg/L)	1282 ±190	1070 ± 180	23 ± 7	150	
İletkenlik	(µS/cm)	3803± 273	3847 ±312	19±6	100	
Renk (RES)	436 nm	(m ⁻¹)	9,6 ± 3,3	2,4 ± 0,8	0,2 ±0,1	7
	525 nm	(m ⁻¹)	8,3 ± 2,9	1,0 ± 0,5	0,1 ±0,1	5
	620 nm	(m ⁻¹)	4,2 ± 1,3	0,4 ± 0,2	0,1	3



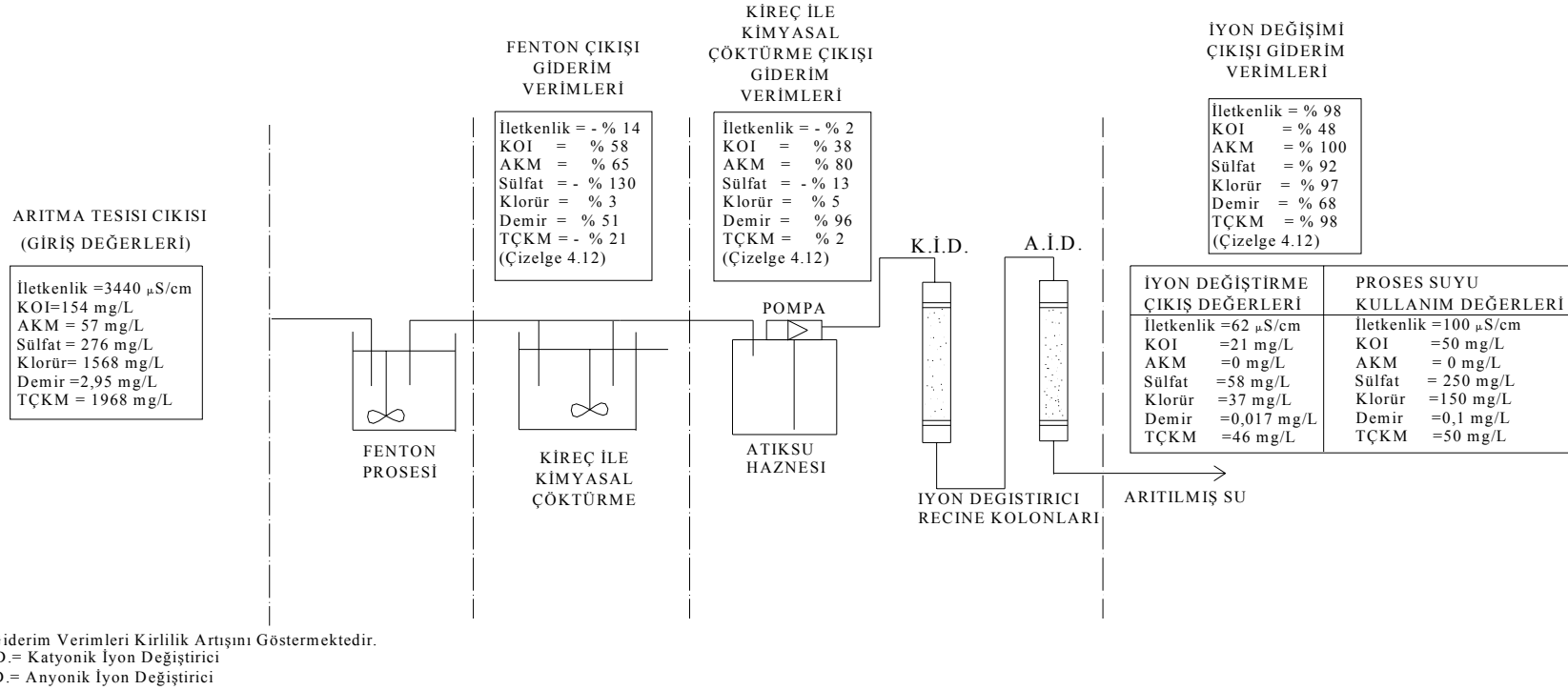
Şekil 4.15. II. Arıtma Alternatifinde Her Bir Arıtma Kademesindeki Giderim Verimleri ve Atıksu Kalitesinin Değişimi

Çizelge 4.11 ve Şekil 4.15 incelendiğinde, $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ile kimyasal çöktürme prosesiyle KOİ’de % 27, AKM’de % 96, demir konsantrasyonunda % 94 ve renk parametrelerinde her üç dalga boyunda % 75-90 aralığında giderim verimleri elde edilmiştir. Kimyasal çöktürme prosesinde atıksuya ilave edilen $\text{Ca}(\text{OH})_2$, TÇKM’de artışa neden olmuştur. Benzer şekilde atıksuyun kimyasal çöktürme işleminden sonra nötralizasyonunda kullanılan sülfürik asit, sülfat iyonlarının konsantrasyonunda artışa neden olmakla birlikte iyon değişimi prosesi çıkışındaki atıksu kalitesi incelendiğinde proses suyu için önerilen standart değerlerin sağlandığı tespit edilmiştir.

III. arıtma alternatifinin her bir kademesindeki atıksu kalitesinin değişimi ise Çizelge 4.12’de, her bir arıtma kademesindeki giderim verimleri de Şekil 4.16’da verilmiştir.

Çizelge 4.12. III. arıtma Alternatifinin Her Bir Arıtma Kademesi Çıkışında Atıksu Kalitesinin Değişimi ve Önerilen Proses Suyu Standartları

Parametre	Birim	Ham Atıksu	Fenton Prosesi Çıkışı	Kimyasal Çöktürme Çıkışı	İyon Değişimi Çıkışı	Önerilen Proses Suyu Standartları	
pH		7,15±0,2	8±0,1	7,4±0,2	6,9±0,1	6-9	
KOİ	(mg/L)	154±22	64±14	40±9	21±5	50	
Askıda Katı Madde(AKM)	(mg/L)	57±15	20±7	4±1	0	0	
Toplam Demir	(mg/L)	2,95±0,22	1,45±0,4	0,053±0,01	0,017	0,1	
Toplam Çözünmüş Katı Madde (TÇKM)	(mg/L)	1968±91	2388±189	2341±136	46±8	50	
Alkalinite	(mg/L CaCO_3)	540±42	-	90±25	7±3	100	
Sertlik	(mg/L CaCO_3)	450±65	-	75±8	0	10	
Sülfat	(mg/L)	276±28	705±61	720±67	58±17	250	
Klorür	(mg/L)	1568±211	-	1440±204	37±9	150	
İletkenlik	($\mu\text{S}/\text{cm}$)	3440±242	3925±256	4010±239	62±25	100	
Renk (RES)	436 nm	(m^{-1})	12,6±3,7	6,5±1,9	2,4±0,7	0,1	7
	525 nm	(m^{-1})	10,7±3,1	4,3±0,8	0,9±0,2	0	5
	620 nm	(m^{-1})	6,5±1,7	1,7±0,5	0,2±,1	0	3



Şekil 4.16. III. Arıtma Alternatifinde Her Bir Arıtma Kademesindeki Giderim Verimleri ve Atıksu Kalitesinin Değişimi

Çizelge 4.12. ve Şekil 4.16. incelendiğinde, fenton prosesiyle KOİ'de % 58, AKM'de % 65, demirde % 51 ve renk parametrelerinde her üç dalga boyunda % 50-80 aralığında giderim verimleri elde edilmiştir. Kimyasal çöktürme prosesi neticesinde KOİ'de % 38, AKM'de % 80, demirde % 96 ve renk parametrelerinde her üç dalga boyunda % 60-90 aralığında giderim verimleri elde edilmiştir. Kimyasal çöktürme prosesinde atıksuya ilave edilen Ca(OH)_2 , TÇKM miktarında artışa neden olmuştur. Benzer şekilde atıksuyun kimyasal çöktürme işleminden sonra nötralizasyonunda kullanılan sülfürik asit, sülfat iyonlarının konsantrasyonunda da artışa neden olmaktadır. Bununla birlikte iyon değişimi işleminden sonra, toplam sertlik ve alkalinite değerleri değerleri atıksuyun proses suyu olarak kullanımında önerilen standart değerleri sağlamaktadır. Şekil 4.10'dan görüldüğü gibi iletkenlik için verilen $100 \mu\text{s/cm}$ sınırında yaklaşık 24 yatak hacmi (480 mL) atıksu kolonlardan geçirilebilmiştir. Dolayısıyla iyon değiştirici basamağıyla inorganik bileşikler yüksek oranda giderilebilmektedir.

Çizelge 4.10, Çizelge 4.11 ve Çizelge 4.12 incelendiğinde her üç arıtma alternatifinin de proses suyu için önerilen standartları sağladığı görülmektedir. Ancak arıtılmış suyun miktarı ve proses suyu olarak tekrar kullanılabilirlik kalitesi göz önüne alındığında, II. arıtma alternatifinde en uygun sonuçların elde edildiği tespit edilmiştir.

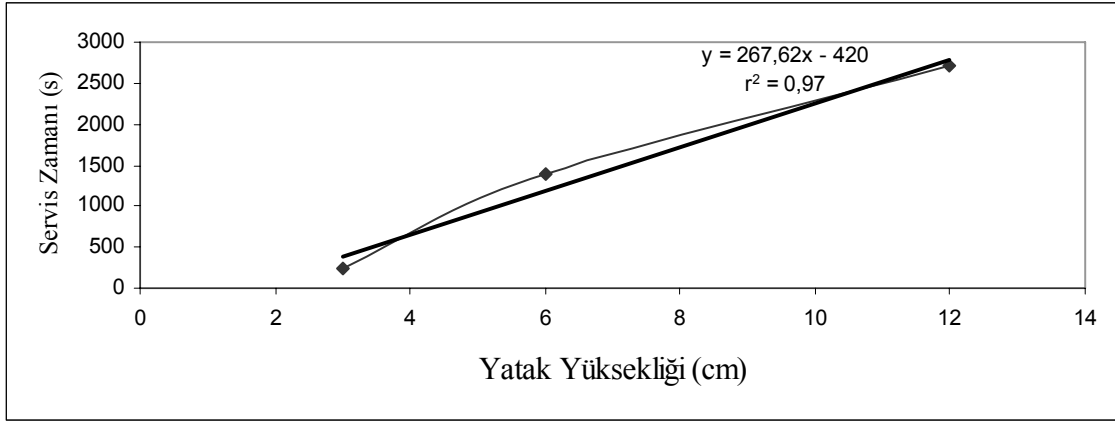
4.5. Optimum Sonuçların Elde Edildiği Arıtma Alternatifinin Değerlendirilmesi

En uygun giderme verimlerinin elde edildiği II. arıtma alternatifinin iyon değiştirme ünitesi için literatürde mevcut olan BDST modelinden faydalanılarak laboratuvar ölçekli kolon çalışmalarının büyük ölçekli kolonlara tatbik edilebilirliği deneysel çalışmalarla araştırılmıştır.

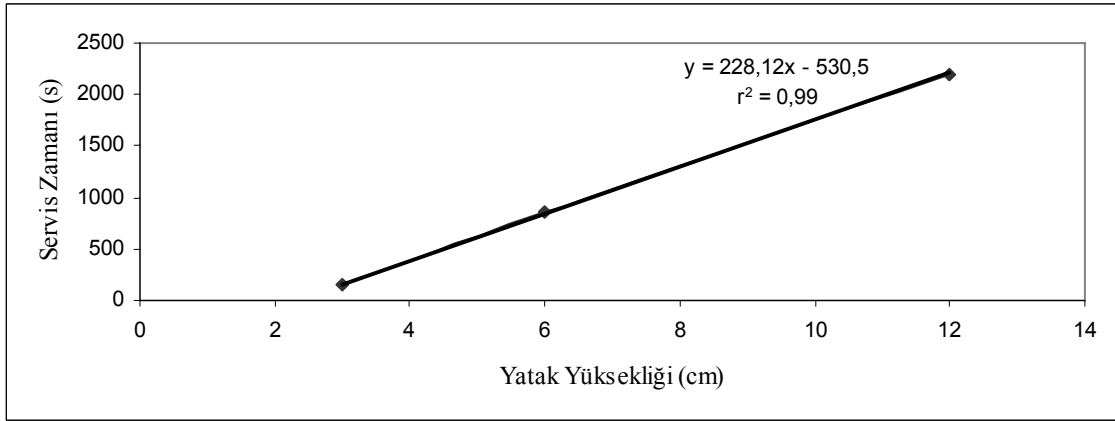
4.5.1. Model Çalışması (BDST)

Optimum sonuçların elde edildiği II. arıtma alternatifinin iyon değişimi ünitesinde birim zamanda reçine kolonlarında tutulan iyon miktarının tespitine ve boyutlandırmaya yönelik gerçekleştirilen BDST model çalışmalarında 4,4 m/sa; 7,4 m/sa ve 10,8 m/sa olmak üzere üç farklı filtrasyon hızı ve 3 cm, 6 cm, 12 cm'lik 3 farklı yatak yüksekliği denenmiştir. $V_{f1} = 4,4 \text{ m/sa}$, $V_{f2} = 7,4 \text{ m/sa}$ ve $V_{f3} = 10,8 \text{ m/sa}$ filtrasyon hızlarına

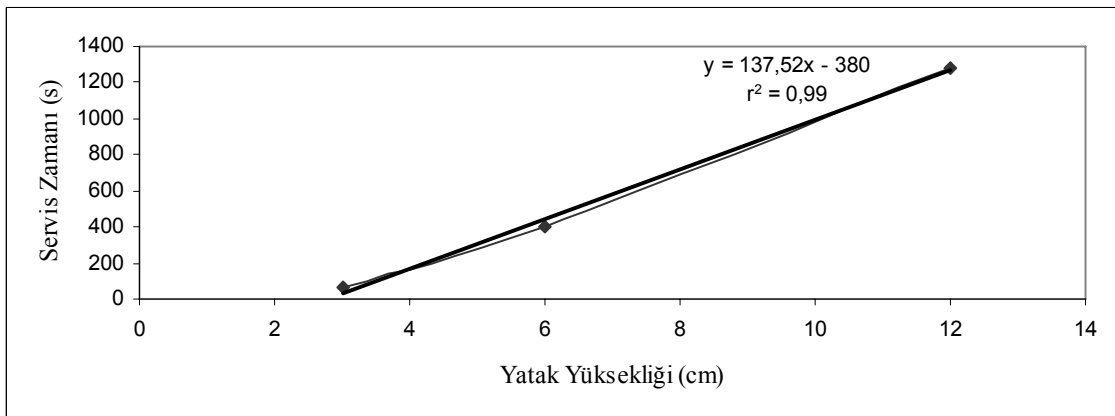
karşılık farklı yatak yüksekliklerinde elde edilen servis zamanları sırasıyla Şekil 4.17, Şekil 4.18. ve Şekil 4.19’da verilmiştir.



Şekil 4.17. Vf₁ = 4,4 m/sa Filtrasyon Hızında, Farklı Yatak Yüksekliklerindeki Kırılma Eğrisi



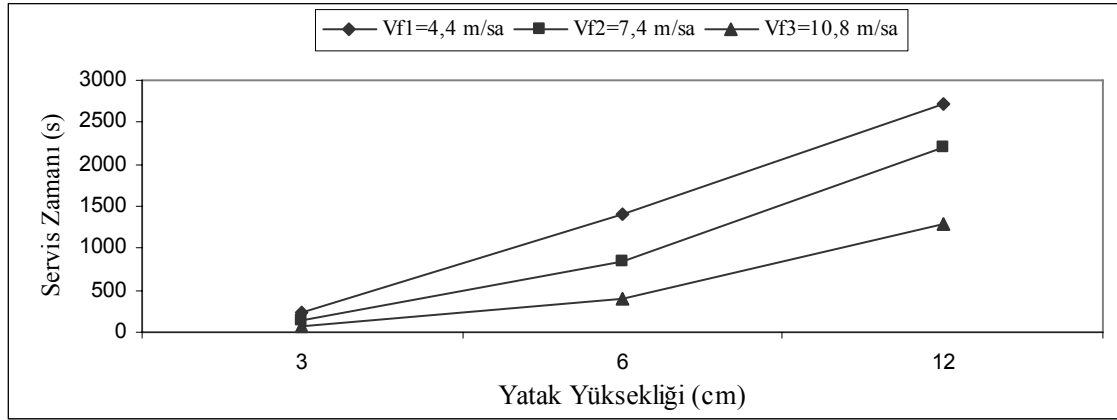
Şekil 4.18. Vf₂ = 7,4 m/sa Filtrasyon Hızında, Farklı Yatak Yüksekliklerindeki Kırılma Eğrisi



Şekil 4.19. Vf₃ = 10,8 m/sa Filtrasyon Hızında, Farklı Yatak Yüksekliklerindeki Kırılma Eğrisi

Şekil 4.17, Şekil 4.18 ve Şekil 4.19'dan görüldüğü üzere farklı yatak derinliklerine karşılık gelen servis zamanları lineerize edildiğinde sırasıyla % 97, %99 ve % 99'luk korelasyonlar sağlandığı tespit edilmiştir.

Farklı kolon yükseklikleri ve filtrasyon hızlarına karşılık gelen kırılma eğrileri Şekil 4.20'de görülmektedir. Şekil 4.20. incelendiğinde filtrasyon hızının artmasıyla birlikte ters orantılı olarak servis zamanının azaldığı tespit edilmiştir.



Şekil 4.20. Farklı Filtrasyon Hızları ve Farklı Yatak Yüksekliklerindeki Kırılma Eğrileri
BDST model çalışmalarında farklı filtrasyon hızları yardımıyla elde edilen verilerin lineerize edilmesiyle oluşan doğrular sırasıyla Şekil 4.17, Şekil 4.18 ve Şekil 4.19'da verilmiştir. Bu doğrular yardımıyla BDST model katsayıları tespit edilmiş ve Çizelge 4.13'de verilmiştir.

Çizelge 4.13. Filtrasyon Hızının BDST Modeline Etkisi

Filtrasyon Hızı (mL. dk ⁻¹)	Vf (m.sa ⁻¹)	N ₀ ((µs.cm ⁻¹) m.s ⁻¹)	k _a ((µs ⁻¹ .cm).s ⁻¹)
23	4,4	1383,6	2,09.10 ⁻⁶
39	7,4	1983,5	1,66.10 ⁻⁶
57	10,8	1745,1	2,31.10 ⁻⁶

Çizelge 4.13. incelendiğinde N₀ ve k_a değerlerinin filtrasyon hızlarıyla bağlantılı olarak kararlı bir değişim göstermediği tespit edilmiştir. Başka bir çalışmada da tekstil boyasının adsorban bir materyalle giderimi incelenmiş olup benzer sonuçlar bulunmuştur (Kumar ve ark. 2005). Farklı filtrasyon hızları için N₀ ve k_a değerleri sırasıyla 1383,6–1983,5 µS m.s⁻¹, 1,66.10⁻⁶- 2,31.10⁻⁶ µS⁻¹.s⁻¹ arasında değişmektedir. BDST modeli kapsamında deneylerde atıksuyun yapısındaki iyonların çeşitliliği ve

katyon ve anyon tutucu iyon değiştiricilerin kombine kullanımının modeldeki katsayıların kararsız bir değişim göstermesine neden olduğu düşünülmektedir.

4.5.2. Boyutlandırma

Boyutlandırma çalışmalarında bu konuda yapılmış çeşitli literatür verileri(Kestioğlu 2001, Tchobanoglous ve ark. 2003, Lin 2001, Muraviev ve ark. 2000, Willams ve Dyer 1999) kullanılarak her 3 arıtma alternatifi için gerçekleştirilmiş ve boyutlandırma hesapları Ek 1’de ayrıntılı olarak verilmiştir. Boyutlandırma alışmaları kapsamında her bir arıtma alternatifi için gerek duyulan kimyasal madde miktarları, tasarım değerleri, ünitelerde oluşacak çamur miktarları ayrıntılı olarak hesaplanmıştır. Önerilen her bir arıtma alternatifi kıyaslandığında, kirletici parametreler için en iyi giderim verimlerinin elde edildiği II. arıtma alternatifinin kimyasal çöktürme ünitesinde yeralan hızlı karıştırma ünitesinin tasarım değerleri izelge 4.14’de, yavaş karıştırma ünitesinin tasarım değerleri izelge 4.15’de, n keltim Tankı Tasarım Değerleri izelge 4.16’da verilmiştir. Tesislerde oluşacak amurlar BOSB bünyesinde bulunan çamur yakma tesisine gönderilerek bertaraf edilecektir. II. arıtma alternatifi iyon değiştirme tesisinin plan ve kesitleri Şekil 4.21 ve Şekil 4.22’de verilmiştir.

Çizelge 4.14. Hızlı Karıştırma nitesinin Tasarım Değerleri

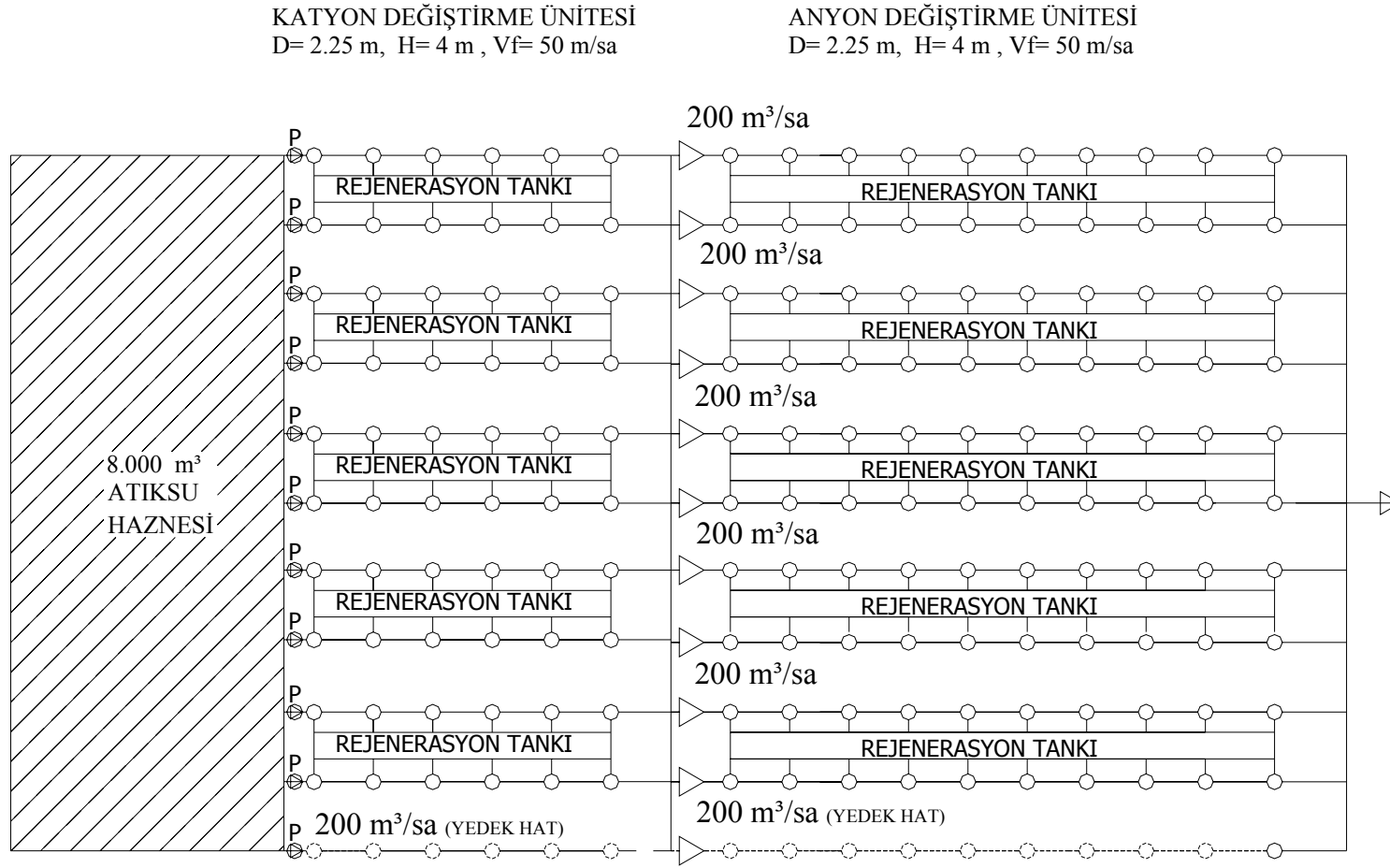
Parametre	Tasarım Değeri
Debi (m ³ /G)	48000
Tank Hacmi (m ³)	66,66
Su Derinliği (m)	4,16
Tank Derinliği (m)	4,50
Tank Alanı (m ²)	16
Hız Gradyanı (sn ⁻¹)	700
Camp Sayısı (G.θ)	84000
Motor Gücü (kW)	40,825
Palet Alanı (m ²)	1,75
Palet Adedi (Adet)	2
Palet Hızı (dev/dk.)	2158

Çizelge 4.15. Yavaş Karıştırma Ünitesinin Tasarım Değerleri

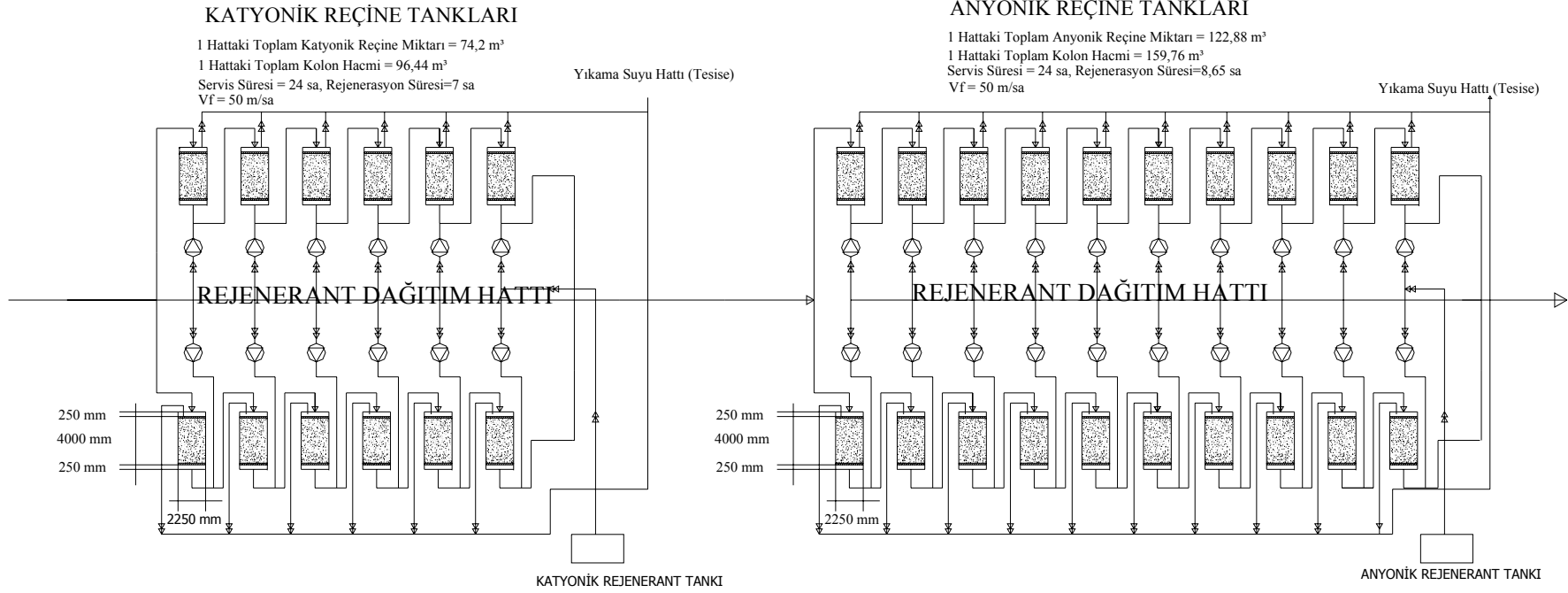
Parametre	Tasarım Değeri
Debi (m ³ /G)	48000
Hidrolik Bekleme Süresi (dk)	20
Hız Gradyanı (sn ⁻¹)	50
Su Derinliği (m)	4,16
Tank Derinliği (m)	4,5
Taban Alanı (m ²)	162
Karıştırıcı Güçleri (Watt)	1670
Rölatif Hız (m/s)	0,6
Mutlak Hız (m/s)	0,85
Palet Alanı (m ²)	12,86
Palet Adedi (Adet)	3

Çizelge 4.16. Ön Çökeltim Tankı Tasarım Değerleri

Parametre	Tasarım Değeri	
Debi (m ³ /G)	48000	
Yüzeysel Hidrolik Yük (m ³ / m ² * sa)	1,1	
Tank Yüzeysel Alanı (m ²)	909	
Su Derinliği (m)	3,5	
Tank Derinliği (m)	4	
Tank Hacmi (m ³)	3181,5	
Bekleme Süresi (saat)	3,18	
Tank Çapı (m)	34	
Savak Boyu (m)	102	
Savak Yükü (m ³ /m.sa)	9,8	
Giderim Verimleri (%)		
KOİ	27	
AKM	96	
Demir	94	
Renk (RES)	436 nm	75
	525 nm	88
	620 nm	91



Şekil 4.21. II. Arıtma Alternatifi İyon Değişirme Sistemi Planı



NOT : Reçineler 5 yıl süreyle kullanılacaktır.

Şekil 4.22. II. Arıtma Alternatifi İyon Değişirme Sistemi Boykesiti

4.5.3. Birim Atıksu Maliyeti

İlk yatırım ve işletme maliyetleri her 3 arıtma alternatifi için gerçekleştirilmiş ve maliyet hesapları Ek 2’de ayrıntılı olarak verilmiştir. İlk yatırım maliyetleri, her bir arıtma alternatifindeki üniteler için gerekli olan betonarme, mekanik teçhizat ve donanım, projelendirme, işçilik, kazı/dolgu ve nakliye maliyetleri göz önüne alınarak hesaplanmıştır. Birim atıksu maliyeti (m^3) hesaplanırken, işletme masrafları (kimyasal ve elektrik) dikkate alınarak bir maliyet profili çıkarılmaya çalışılmıştır. Önerilen arıtma alternatifleri kıyaslandığında, kirletici parametreler için en iyi giderim verimlerinin elde edildiği II. arıtma alternatifinin ilk yatırım maliyeti 23.314.624 YTL, birim atıksu maliyeti (m^3 atıksu başına) yaklaşık olarak 2,3 YTL/ m^3 atıksu olarak hesaplanmıştır.

5. SONUÇLAR-ÖNERİLER

Bu çalışma kapsamında, BOSB atıksu arıtma tesisi çıkış sularının proses suyu olarak geri kazanılabilirlik imkanları laboratuvar ölçekli arıtma yöntemleri yardımıyla araştırılmıştır. Bu amaçla Bölüm 3.2.1’de verilen 3 farklı arıtma alternatifi kullanılmış ve proses suyu standart değerleri önerilmiştir (Çizelge 4.10).

I.Arıtma Alternatifiyle Elde Edilen Deneysel Sonuçlar:

I. Arıtma alternatifi ünitelerinden fenton prosesinde özellikle renk ve KOİ parametrelerinin giderimi amaçlanmaktadır. Bu amaçla optimum pH, FeSO₄ ve H₂O₂ konsantrasyonlarının belirlenmesi hedeflenmiştir. En yüksek KOİ ve renk giderme veriminin sağlandığı (% 29 KOİ, % 25 RES 436, % 41 RES 525, % 62 RES 620) pH=4 değeri optimum pH değeri olarak seçilmiştir. Bu sonuç literatür verileriyle de uyum sağlamaktadır (Kang ve Chang 1997, Kang ve ark. 2002, Gönder ve Barlas 2005).

Optimum FeSO₄ miktarının belirlenmesi için optimum pH değerinde 100 mg/L H₂O₂ dozu sabit tutularak 5-100 mg/L FeSO₄ dozajları kullanılmıştır. FeSO₄ dozunun artışı ile birlikte KOİ giderim verimleri 20 mg/L FeSO₄ dozundan itibaren çok fazla değişmemekte ancak renk giderim veriminde artışa neden olmaktadır (Çizelge 4.2.). Bu durum, Fe²⁺ miktarı arttıkça Fenton reaksiyonu sonucu oluşan OH⁻ Radikali miktarının da arttığı bir göstergesidir. Bununla birlikte kombine arıtma yönteminin katyonik reçine ünitesinde, çözülmüş demir iyonları kapasite azalmasına neden olacaktır(Gönder 2004). Bu nedenle optimum FeSO₄ konsantrasyonu 20 mg/L olarak kabul edilmiştir. En uygun KOİ giderim veriminin % 47 değeri ile 20 mg/L FeSO₄ dozunda sağlandığı görülmüştür. Renk parametresinde de 20 mg/L FeSO₄ dozunda RES 436, RES 525 ve RES 620’de sırasıyla %40, % 56 ve % 73 renk giderim verimleri elde edilmiştir (Çizelge 4.2). 20 mg/L FeSO₄ dozunda renk parametresi için EN ISO 7887’da verilen sınır değerlere yakın değerlere ulaşılmış olup bu sonuç literatür verileriyle uyum sağlamaktadır (Acarbabacan ve ark. 2002, Gönder ve Barlas 2005). Ayrıca Fenton prosesinin dezavantajlarından biri olan (Robinson ve ark. 2001) çamur oluşumu da FeSO₄ dozu düştükçe azalmaktadır. FeSO₄ dozu 20 mg/L değerinde sabit tutularak

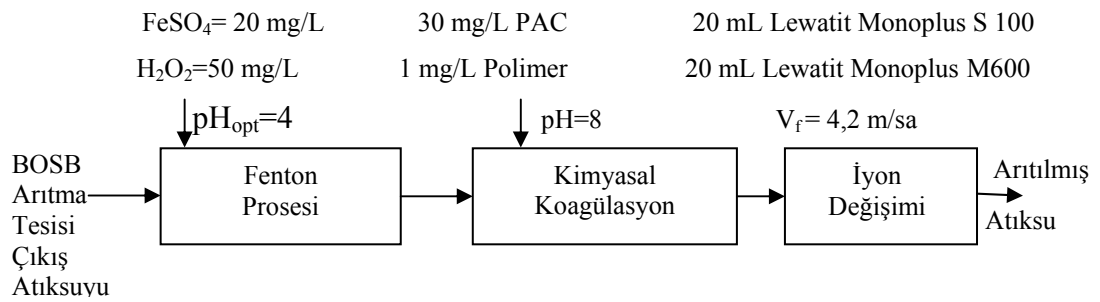
H₂O₂ miktarı 20-100 mg/L dozlarında, KOİ giderim verimi H₂O₂ =70 mg/L'ye artmasına kadar artmakta daha yüksek dozlarda ise giderim verimi çok fazla değişmemektedir. H₂O₂'in 70 mg/L'den yüksek dozlarında renk giderim verimleri artmasına rağmen KOİ gideriminde önemli bir artış sağlanamamıştır. Bu durum renk gideriminin H₂O₂ miktarından direkt olarak etkilendiğini; ayrıca Fenton prosesi uygulanarak renk ve KOİ giderimi sırasındaki mekanizmaların birbirinden farklı olduğunu göstermektedir (Kang ve ark. 2002).

RES ve KOİ giderim veriminin H₂O₂'nin 50 mg/L dozundan daha yüksek dozlarda çok fazla değişmemesi nedeniyle (Çizelge 4.3.) optimum H₂O₂ dozu 50 mg/L olarak kabul edilmiştir. Fenton prosesi neticesinde belirlenen optimum işletme koşulları göz önüne alındığında Çizelge 4.10'da görüldüğü gibi KOİ, AKM, RES 436, RES 525, RES 620 parametrelerinde sırasıyla % 29, % 61, % 25, % 41 ve % 62 giderim verimleri elde edilmiştir. Fenton prosesinin çalışma prensibinden dolayı atıksuya ilave edilen FeSO₄'dan dolayı ham atıksuda mevcut 3,5 mg/L demir konsantrasyonu 4,3 mg/L'ye yükselmiştir (Çizelge 4.10.). Ayrıca atıksuyun pH değerini pH=4 değerine ayarlamak için kullanılan asit ve baz ile fenton prosesinde kullanılan kimyasallar 3803 µS/cm olan ham atıksu iletkenliğini 4480 µS/cm değerine yükseltmiştir. Fenton prosesi ile arıtılan atıksuya, daha sonraki aşamada PAC ile kimyasal koagülasyon prosesi uygulanmıştır. Kimyasal koagülasyon prosesinde PAC miktarı 10-100 mg/L arasında uygulandığında arıtma maliyetleri, giderim verimleri ve iyon değiştirici reçineler göz önüne alınarak optimum dozaj 30 mg/L PAC ve 1 mg/L anyonik polimer olarak belirlenmiştir (Çizelge 4.5.). Belirlenen optimum dozlar yardımıyla AKM değeri 29 mg/L değerinden 5 mg/L değerine düşürülmüş ve fenton prosesi ile birlikte toplam % 93 AKM giderimi sağlanmıştır. RES giderim verimleri PAC dozundaki artışla 30 mg/L dozuna kadar artmakta daha yüksek dozlarda çok fazla değişmemektedir. RES 436 nm, RES 525 nm ve RES 620 nm'de sırasıyla % 36, % 48 ve % 71 giderim verimleri sağlanarak RES 436 nm'de 6,1 m⁻¹, RES 525 nm'de 4,3 m⁻¹ ve RES 620 nm'de 1,2 m⁻¹ değerlerine ulaşılmış ve her üç dalga boyunda EN ISO 7887'de verilen standart değerler sağlanmıştır (Çizelge 4.10.). KOİ giderim verimi de 30 mg/L PAC dozuna kadar artmakta ve KOİ değeri 93 mg/L'den 85 mg/L değerine düşmektedir, daha yüksek dozlarda KOİ giderim verimi çok fazla değişmemektedir. Demir konsantrasyonun da ise optimum PAC dozunda % 93 giderme verimi elde edilerek 0,3 mg/L değerine ulaşılmış ve iyon

değiştirici sistem öncesi ulaşılması gereken 0,1 mg/L değerine yakın değerler elde edilmiştir. Fenton ve kimyasal koagülasyon işlemlerinden sonra atıksuyun içerisinde bulunan çözülmüş iyonların ve KOİ parametrelerinin giderilmesi ve Çizelge 4.10'da önerilen proses suyu standartlarına ulaşılması hedeflenmiştir. İyonların ve diğer kirletici parametrelerin giderimi Bayer marka kuvvetli katyonik (Lewatit Monoplus S 100) ve anyonik (Lewatit Monoplus M600) iyon değiştirici reçineler kullanılarak gerçekleştirilmiştir.

İyon değiştirme prosesinde öncelikli olarak iyon değiştirici reçinelerin miktarlarının belirlenmesi hedeflenmiştir. Denemeler neticesinde önerilen proses suyu standartları için pH ve iletkenlik sınır değerleri dikkate alınarak en iyi sonuçlar 1/1 katyonik/anyonik reçine oranı (20 mL/20 mL) olarak tespit edilmiş ve bu oranda yaklaşık 22 yatak hacmi (440 mL) atıksu reçine kolonlardan geçirilmiştir (Şekil 4.1.). Optimum reçine oranı tespit edildikten sonra reçinelerin düşük (4,2 m/sa) ve yüksek (20 m/sa) filtrasyon hızlarında kolonlar işletilmiş ve düşük filtrasyon hızında önerilen proses suyu kalite standartlarında yaklaşık 22 yatak hacmi (440 mL) atıksu reçine kolonlardan geçirilebilirken yüksek filtrasyon hızında bu oran yaklaşık 8 yatak (160 mL) hacmine düşmüştür (Şekil 4.3.). Dolayısıyla deneysel çalışmalarda $V_f=4,2$ m/sa'lik düşük filtrasyon hızında çalışılmıştır.

Çalışma neticesinde, I. arıtma alternatifinde yer alan her bir ünite için elde edilen optimum dozlar ve işletme kriterleri Şekil 5.1'de özetlenmiştir.

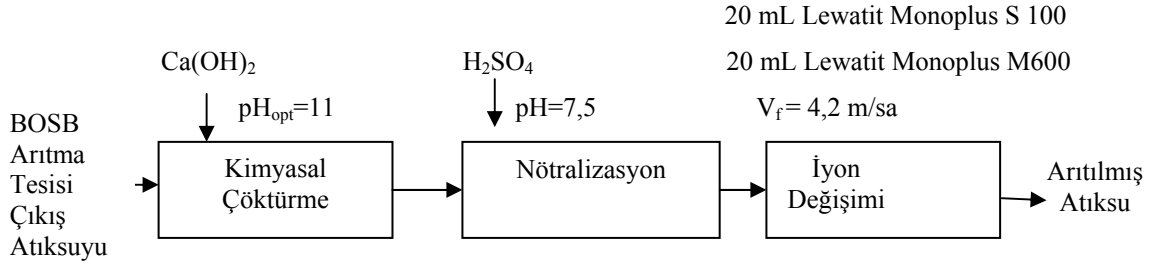


Şekil 5.1. I. Arıtma Alternatifi Optimum Dozlar ve İşletme Kriterleri

II. Arıtma Alternatifiyle Elde Edilen Deneysel Sonuçlar:

II. Arıtma alternatifinin kimyasal çöktürme prosesinde, Ca(OH)_2 ve NaOH kullanılmış ve her iki kimyasal madde için optimum pH =11 olarak belirlenmiştir (Çizelge 4.8. ve Çizelge 4.9.). Bu sonuç literatür verileriyle de uyum sağlamaktadır (Leentvar ve Rebhun 1982, Charerntanyarak 1999) Atıksuyun iletkenlik değerindeki artışın Ca(OH)_2 uygulamasında (3803 $\mu\text{S/cm}$ 'den 3847 $\mu\text{S/cm}$ 'e) pH'ın artmasıyla NaOH'e nazaran (3803 $\mu\text{S/cm}$ 'den 4713 $\mu\text{S/cm}$ 'e) daha yavaş olduğu belirlenmiştir(Çizelge 4.8. ve Çizelge 4.9.) ve Ca(OH)_2 ile çöktürme prosesi NaOH'e nazaran daha uygun bulunmuştur. Ca(OH)_2 ile kimyasal çöktürme prosesiyle, AKM, KOİ, demir iyonu parametrelerinde sırasıyla %96, % 27, %94 giderim verimleri elde edilmiş ayrıca renk parametresinde EN ISO 7887'de verilen alıcı ortam deşarj standartları sağlanmıştır (Çizelge 4.11.ve Şekil 4.15.). Kimyasal çöktürme prosesinden çıkan atıksular üzerinde iyon değişimi prosesi uygulanmıştır. Bayer ve Rohm& Haas marka reçinelerle çalışılmış olup, proses suyu için önerilen iletkenlik sınır değerinin 100 $\mu\text{S/cm}$ sınırı için Bayer marka reçineler kullanıldığında 29 yatak hacmi (580 mL), Rohm& Haas marka reçineler kullanıldığında ise 24 yatak hacmi (480 mL) atıksu reçine kolonlardan geçirilebilmiştir (Şekil 4.6.). Bayer marka reçineler için optimum reçine oranları 20 mL H-Tipi reçine/ 20 mL OH-tipi reçine olarak belirlenmiş ve bu oranda istenen kalite standartlarında yaklaşık 29 yatak hacmi (580 mL) atıksu reçine kolonlardan geçirilmiştir (Şekil 4.8.). Bununla birlikte Lin ve arkadaşları (2000) OSB arıtma tesisi çıkış sularının tarımsal sulama amaçlı atıksu geri kazanımında pH 6-9 ve 750 ($\mu\text{S/cm}$) sınır şartlarında iyon değişimi sisteminden 70-80 yatak hacmi atıksu geçirilebildiğini belirtmişlerdir. BOSB atıksularıyla gerçekleştirilen bu çalışmada ise en iyi sonuçların elde edildiği II. arıtma alternatifinde iyon değişimi sisteminden yaklaşık 29 yatak hacmi atıksu geçirilmesi ile çıkış atıksuyunun daha yüksek kalite standartlarına sahip olması temin edilmiştir. Bu çalışmada, Lin ve arkadaşlarının (2000) yaptığı çalışmadaki yatak hacminden daha az yatak hacminde atıksuyun geçirilmesinin, giriş atıksuyunda bulunan organik maddelerin (KOİ) katyon ve anyon deşitirici reçinelerde neden olabileceği kapasite kaybından (Gönder ve Barlas 2005, Gönder ve ark. 2006) kaynaklanabileceği düşünülebilir.

Çalışma neticesinde, II. arıtma alternatifinde yer alan her bir ünite için elde edilen optimum dozlar ve işletme kriterleri Şekil 5.2’de özetlenmiştir.

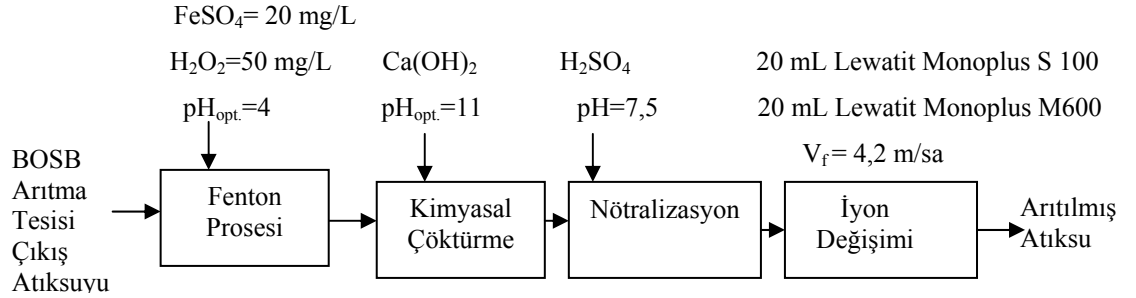


Şekil 5.2. II Arıtma Alternatifi Optimum Dozlar ve İşletme Kriterleri

III. Arıtma Alternatifiyle Elde Edilen Deneysel Sonuçlar:

III. Arıtma alternatifinin fenton prosesinde, I arıtma alternatifinin fenton prosesi neticesinde elde edilen optimum işletme parametreleri ($pH_{opt}=4$, $FeSO_4 = 20$ mg/L, $H_2O_2 = 50$ mg/L) kullanılarak renk ve KOİ parametrelerinin giderimi hedeflenmiştir. Fenton prosesinde optimum işletme koşulları göz önüne alındığında KOİ, AKM, RES 436, RES 525, RES 620 parametrelerinde sırasıyla % 58, % 65, % 48, % 60 ve % 74 giderim verimleri elde edilmiş ve renk parametresi için her üç dalga boyunda EN ISO 7887’de verilen standart değerler sağlanmıştır (Çizelge 4.12. ve Şekil 4.16.). $Ca(OH)_2$ ile kimyasal çöktürme işlemi optimum pH değerinde ($pH_{opt}=11$) gerçekleştirilmiş ve AKM, KOİ, demir iyonu parametrelerinde sırasıyla %80, % 38, %96 giderim verimleri elde edilmiştir (Çizelge 4.12. ve Şekil 4.16.). Kimyasal çöktürme işlemi takip eden nötralizasyon işleminden çıkan atıksular iyon değişimi işlemine tabi tutulmuştur. İyon değişimi prosesinde Bayer marka reçinelerle çalışılmış ve optimum reçine oranları 20 mL H-Tipi reçine/ 20 mL OH-tipi reçine olarak belirlenmiştir. Bu işletme şartları altında ve 20 mL H-Tipi reçine/ 20 mL OH-tipi reçine oranında yaklaşık 24 yatak hacmi (480 mL) atıksu reçine kolonlardan geçirilmiştir (Şekil 4.12.). Bu sayede önerilen proses suyu standartlarında belirtilen kaliteye sahip su temin edilmiştir.

Çalışma neticesinde, III. arıtma alternatifinde yer alan her bir ünite için elde edilen optimum dozlar ve işletme kriterleri Şekil 5.3’de özetlenmiştir.



Şekil 5.3. III Arıtma Alternatifi Optimum Dozlar ve İşletme Kriterleri

Arıtma alternatifleri yardımıyla elde edilen suyun kalitesi, BOSB’de mevcut proses suyu üretim tesisinden temin edilen suyun kalitesi, BUSKİ şehir içme suyu şebekesinden temin edilen 1. kalite suyun özellikleri ve bu çalışma kapsamında önerilen proses suyu kalitesi Çizelge 5.1’de verilmiştir.

Çizelge 5.1. Arıtma Alternatifleri Giriş-Çıkış Suyu Kalitesi ve BOSB’de Mevcut Proses Suyu Üretme Tesisi Su Kalitesi, BUSKİ Su Kalitesi ve Önerilen Proses Suyu Standartları

PARAMETRE	I. Arıtma Alternatifi		II. Arıtma Alternatifi		III. Arıtma Alternatifi		(1) ^(a)		(2) ^(b)	(3)
	Giriş	Çıkış	Giriş	Çıkış	Giriş	Çıkış	Giriş	Çıkış		
pH	7,5	8,1	7,5	6,8	7,15	6,96	8	7,24	-	6-9
KOİ (mg/L)	131	41	131	34	154	21	573	35	-	50
Askıda Katı Madde(AKM) (mg/L)	75,0	0	75	0	57	0	187	1,6	0	0
Toplam Demir (mg/L)	3,5	0,05	3,5	0,05	2,95	0,017	-	-	-	0,1
Toplam Çözünmüş Katı Madde (TÇKM) (mg/L)	1884	48	1884	30	1968	46	-	-	-	50
Alkalinite (mg/L CaCO ₃)	513	0	513	35	540	7	468	350	-	100
Sertlik (mg/L CaCO ₃)	293	3	293	0	450	0	240	240	176	10
Sülfat (mg/L)	244	75	244	41	276	58	-	-	30	250
Klorür (mg/L)	1282	90	1282	23	1568	37	384	469	3,1	150
İletkenlik (µS/cm)	3803	49	3803	19	3440	62	2250	2640	334	100
Renk (RES) (m ⁻¹)	436 nm	9,6	0,2	9,6	0,2	12,6	0,1	% 92 ort. (Pt-Co Yöntemi)	-	7
	525 nm	8,3	0,1	8,3	0,1	10,7	0		-	5
	620 nm	4,2	0,1	4,2	0,1	6,5	0		-	3

(a) Ekim 2005 verileri, (b) Mayıs 2006 değerleri

(1) BOSB Mevcut Proses Suyu Kalitesi, (2) BUSKİ Su Kalitesi, (3) Bu çalışmada Önerilen Proses Suyu Standartları

Çizelge 5.1 incelendiğinde her üç arıtma alternatifinin de proses suyu için önerilen standartları sağladığı görülmektedir. Mevcut BOSB proses suyu üretim tesisi için kirletici giderme verimleri incelendiğinde AKM, Alkalinite, Sertlik, Klorür, İletkenlik parametrelerinin proses suyu için önerilen standart değerlerden yüksek olduğu görülmüştür. Bu nedenle, firmalar BOSB proses suyu üretim tesisinden temin ettikleri 2. kalite su ile şehir içme suyu şebekesinden temin edilen 1. kalitedeki suyu ve kuyu ve tankerler yardımıyla temin edilen kalitesi belirsiz suyu karıştırmakta ve homojenize ettiklerini düşündükleri bu suyu kendi bünyelerinde kurmuş oldukları kum tutucu ve iyon değişimi ünitelerinden oluşan arıtma işlemine tabi tutmaktadır ve bu işlemi her bir firma ayrı ayrı gerçekleştirmektedir. BUSKİ şehir içme suyu su kalitesi incelendiğinde özellikle sertlik ve iletkenlik parametreleri açısından önerilen proses suyu standartlarının sağlanamadığı tespit edilmiştir. Önerilen proses suyu standartlarının uygulanabilirlik açısından değerlendirilebilmesi için ekonomik portföyleri(ilk yatırım masrafları, birim atıksu maliyetleri), işletme değişkenleri (arıtma verimleri, tesislerde oluşacak çamur verimleri) literatürde yapılan benzer çalışmalarla ve mevcut proses suyu tesisiyle karşılaştırılarak Çizelge 5.2’de verilmiştir.

Çizelge 5.2. Arıtma Alternatiflerinin Ekonomik Portföylerinin ve İşletme Değişkenlerinin Literatürde Yapılan Benzer Çalışma ve Mevcut Proses Suyu Üretim Tesisiyle Karşılaştırılması

PARAMETRE	I. Arıtma Alternatifi	II. Arıtma Alternatifi	III. Arıtma Alternatifi	Ciardelli ve ark. (2000)	Mevcut Proses Suyu Üretim Tesisi ^(b)
	Verim (%)	Verim (%)	Verim (%)	Verim (%)	Verim (%)
KOİ (mg/L)	69	74	86	87	94
Askıda Katı Madde(AKM) (mg/L)	100	100	100	100	99
Toplam Demir (mg/L)	99	99	99	75	-
Toplam Çözünmüş Katı Madde (TÇKM) (mg/L)	97	98	98	-	-
Alkalinite (mg/L CaCO ₃)	100	93	99	-	25
Sertlik (mg/L CaCO ₃)	99	100	100	-	0
Sülfat (mg/L)	69	83	79	97	-
Klorür (mg/L)	93	98	98	94	-22
İletkenlik (µS/cm)	99	99	98	99	-17
Renk (RES) (m ⁻¹)	436 nm	98	98	% 95 (420 nm)	% 92 (Pt-Co)
	525 nm	99	99		
	620 nm	98	98		
Dizayn Debisi (m ³ /Gün)	48000	48000	48000	1000	45000
Tesislerde Oluşacak Çamur Miktarı (m ³ /Gün)	95,91	484,81	311,8	-	-
İlk Yatırım Maliyeti (\$)	16,2 milyon	15 milyon	19,8 milyon	542000 ^(a)	3,2 milyon
İşletme Maliyeti (\$/m ³ atıksu)	1,73	1,48	2,2	1,25 ^(a)	0,25 ^(c)

(a) Maliyetler hesaplanırken Ultrafiltrasyon ve Ters Osmoz üniteleri göz önüne alınmış kum tutucu maliyetleri hesaplanmamıştır,

(b) Ekim 2005 verileri, (c) Temmuz 2006 verileri (1 \$ = 1,5 YTL değerine eşit alınmıştır)

Bu çalışma kapsamında uygulanan her üç arıtma alternatifi yardımıyla kirletici parametrelerin yüksek giderme verimleriyle giderildiği Çizelge 5.2'den görülmektedir. Arıtma alternatiflerinin ilk yatırım ve işletme maliyetleri incelendiğinde II. arıtma alternatifinin 15 milyon \$ ilk yatırım maliyeti ve 1,48 \$/m³ atıksu işletme maliyetiyle en uygun arıtma alternatifi olduğu görülmektedir. Arıtma alternatiflerinde tesislerde oluşacak çamur miktarları incelendiğinde II. arıtma alternatifinin kimyasal çöktürme prosesinde kullanılan Ca(OH)₂'den dolayı en fazla çamur oluşturan alternatif olduğu görülmektedir. BOSB bünyesinde bulunan çamur yakma tesisi ile çamurun bertarafının mümkün olması neticesinde ve düşük işletme ve ilk yatırım maliyetleri nedeniyle II. arıtma alternatifi en uygun arıtma alternatifi olarak değerlendirilmiştir. Mevcut BOSB proses suyu üretim tesisi ise 3,2 milyon \$ ilk yatırım ve 0,25 \$ işletme maliyetine karşılık ancak 2. kalite su üretebilmekte üstelik tesiste atıksuyu arıtılabilmek için eklenen kimyasal maddeler (PAC, ferrolin, anyonik polimer) tesis çıkış suyunda klorür ve iletkenlik parametrelerinde giriş değerinden daha yüksek konsantrasyon değerlerine ulaşılmasına neden olmaktadır. Üstelik Nilüfer Çayı'ndan temin edilen suyun mevsimsel olarak su kalitesinde ve miktarında meydana gelen salınımlar nedeniyle BOSB Proses Suyu Üretim tesisinin işletilmesini güçleştirmekte ve özellikle de tesis çıkış suyu kalitesinde salınımlara neden olabilmektedir.

Ciardelli ve arkadaşları (2000) tarafından biyolojik arıtmaya tabi tutulmuş tekstil endüstrisi atıksularının membran prosesleri kullanılarak (Ultrafiltrasyon ve Ters Osmoz) proses suyu amaçlı geri kazanılabilirliğinin araştırıldığı bir çalışmanın sonuçları Çizelge 5.2'de gösterilmiştir. Ciardelli ve arkadaşlarının (2000) yapmış olduğu çalışma ile bu çalışmada en iyi sonuçların elde edildiği II. arıtma alternatifi giderim verimleri ve maliyetler açısından karşılaştırıldığında kirletici parametrelerin giderim verimlerinin her iki çalışmada paralellik arz ettiği görülmüştür. Maliyetler açısından değerlendirildiğinde ise ilk yatırım maliyetinin bu çalışmanın II. arıtma alternatifinde, işletme maliyetinin de Ciardelli ve arkadaşlarının (2000) yaptıkları çalışmanın membran prosesinde daha düşük olduğu görülmektedir. Ancak Ciardelli ve arkadaşlarının (2000) çalışmasının sonucunda elde edilen birim atıksu maliyeti 1,25 \$/ m³ atıksu, ilk yatırım maliyeti 542000 \$ (1000 m³/Gün dizayn debisi) mertebesinde olup maliyetler hesaplanırken Ultrafiltrasyon ve Ters Osmoz üniteleri göz önüne alınmış kum tutucu maliyetleri hesaplanmamıştır. Bu nedenle membran prosesine kum tutucu maliyetleri eklendiğinde

ilk yatırım ve işletme maliyetlerinin yükselmesi kaçınılmazdır. İlave olarak bu çalışmada önerilen proses suyu standart değerlerinin tümünün sağlandığı II. arıtma alternatifi, birim atıksu maliyeti açısından değerlendirildiğinde 1,48 \$/m³ atıksu değeri, Ciardelli ve arkadaşları (2000) tarafından verilen maliyet değeri ile (1,25 \$/ m³ atıksu), şehir içme suyu şebekesinden elde edilen suyun bedeline (1,46 \$) oldukça yakın bir değerdedir. Dolayısıyla II. arıtma alternatifi hem su kalitesi yönünden hem de ilk yatırım ve işletme maliyetleri yönünden uygulanabilir düzeydedir.

Optimum sonuçların elde edildiği II. arıtma alternatifinde birim zamanda reçine kolonlarında tutulan iyon miktarının tespitine ve boyutlandırmaya yönelik gerçekleştirilen BDST model çalışmalarında modeldeki katsayıların kararsız bir değişim göstermiştir. Bu durumun, atıksuyun yapısındaki iyonların çeşitliliği ve katyon ve anyon tutucu iyon değiştiricilerin kombine kullanımının katsayılardaki kararsızlığa neden olduğu düşünülmektedir. Tekstil boyasının adsorban bir materyalle giderimi incelenmiş olduğu bir çalışmada (Kumar ve ark. 2005) benzer sonuçların bulunmuş olması bu görüşü desteklemektedir.

BOSB'de su temini sistemi Şekil 2.4'de gösterildiği gibi üç ayrı hat yardımıyla sağlanmaktadır. Firmalar bu 3 kaynaktan temin ettikleri farklı su kalitesine sahip (1. ve 2. kalite) suları karıştırarak homojenize etmekte, her bir firma kendi bünyesinde kurduğu kum filtresi ve katyon değiştirici sisteminden suyu geçirerek (AKM ve sertlik parametrelerini giderebilmek için) proses suyu olarak kullanabilmektedirler. Firmalar, BOSB bünyesinde yer alan su üretim sisteminden (Şekil 2.4–2. hat) temin ettikleri ve üretimde proses suyu amaçlı kullandıkları 2. kalite su için BOSB'ne bir su bedeli ödemektedirler. Bu bedel Haziran 2006 itibariyle m³ fiyatı olarak 0,38 YTL/ m³ su değerindedir ve ancak 2. kalite suyun temin edilmesini sağlamaktadır. Şehir içme suyu şebekesinden temin edilen (Şekil 2.4–1. hat) 1. kalite özelliğindeki su için firmalar m³ başına ortalama 2,19 YTL/ m³ bir bedeli ödemektedirler. Tankerler yardımıyla getirilen suyun taşınması esnasında suyun kalitesinde değişim ve bozulmalar söz konusu olabileceğinden kullanıcı firmalar tarafında su kaynağı ve su kalitesi hakkında net bir bilgilendirme yapılmamıştır. Ayrıca tankerle getirilen suya m³ başına 3,3 YTL/ m³ ödeme yapılmaktadır.

BOSB bünyesinde mevcut olan bazı firmalar ise firma yerleşkesi sınırları içerisinde bulunan kuyulardan (Şekil 2.4.) yeraltı suyu (YAS) temini yoluna

gitmişlerdir. YAS'na herhangi bir bedel ödenmemesi kuyuları firmalar için cazip kılmaktadır. Ancak bu yaklaşım, bilinçsizce YAS'nun tüketilmesine ve mevcut YAS kapasitesinin azalmasına neden olmaktadır. Üstelik içme suyu şehir şebekesinden temin edilen su dışındaki diğer su temini hatlarından sağlanan sular 1. sınıf su kalitesi dışında kalması nedeniyle firmalar tarafından üretim aşamasında doğrudan kullanılamamaktadır. Bu nedenle firmalar temin ettikleri suyu üretimde proses suyu olarak kullanmadan evvel özellikle AKM ve sertlik konsantrasyonlarının azaltılmasına yönelik işlemlere tabi tutmaktadırlar. Bu durum, firmalarca temin edilen proses suyunun toplam bedeline yaklaşık %10 oranında ek bir maliyet getirmektedir.

BOSB atıksu arıtma tesisi çıkış atıksularının proses suyu olarak geri kazanılmasının araştırıldığı bir başka deyişle daha kaliteli ve daha ekonomik proses suyu temininin çözüm yolunu araştırmaya yönelik bu çalışma neticesinde proses suyu temininin mevcut durumdaki 3 ayrı su hattı yerine tek su hattı ile mümkün olabileceği de ortaya konmuştur. Bu sayede, BOSB atıksu arıtma tesisinden çıkan ve büyük bir kapasiteye (~40000 m³/Gün) sahip su kütesinin kullanılmadan doğrudan doğruya Nilüfer Çayı'na deşarjının önüne geçilmesi ve bu suyun uygun kalitede (1. sınıf su kalitesi) ve miktarda proses suyu olarak sektörlerce tekrar kullanılabilirliği temin edilmiştir. Bu bağlamda atıksuların arıtılarak geri kazanımı ile doğal su kaynakları korunmuş ve bu kaynakların kirlenmesinin önüne geçilmiş olacaktır. Geri kazanım tesisinde elde edilecek 1. kalite suyun arıtma maliyeti m³ atıksu başına uzun vadede yaklaşık 1,48 \$/ m³ atıksu olup bu maliyet firmaların proses suyu kazanımında karşılaştıkları maliyetler ve güçlükler düşünüldüğünde önümüzdeki yıllarda rahatlıkla uygulanabilir düzeydedir.

BOSB atıksu arıtma tesisi atıksularının geri kazanılabilirliğinin ortaya konduğu bu çalışma, Bursa ilindeki OSB'ler ve tekstil endüstrileri ile Türkiye'de kurulu ve kurulacak olan OSB'ler açısından da önem arz etmektedir. Bursa'daki OSB'leri ve tekil tekstil endüstrilerinden oluşan ve yüzeysel kaynaklara (Nilüfer Çayı) arıtılarak ve/veya arıtılmadan deşarj edilen atıksu miktarı yaklaşık 125.000 m³/gün'dür. Gerçekleştirilen bu çalışma ile yüksek hacimdeki arıtılmış atıksuların tekrar geri kazanımı ve kullanımı konusundaki eksikliğin giderilmesi de temin edilmiştir. İlave olarak çalışma neticesinde elde edilen verilerin özellikle Türkiye çapında kurulu olan ve kurulacak olan farklı endüstriyel dağılıma sahip OSB atıksu arıtma tesisi çıkış sularına da uygulanabilirliği

konusunda bir yaklaşım temin edileceği düşünülmektedir. Bu sayede hem endüstrilere hizmet edilecek hem de zaten kısıtlı olan su kaynaklarının ekolojik ve estetik açılardan korunması bir başka deyişle yaşamsal önem taşıyan bir ekonomik unsurun korunması da mümkün olabilecektir.

Dünyadaki birçok ülkede evsel ve endüstriyel atıksuların geri kazanılabilir miktarı, oluşturulan atıksu miktarıyla kıyaslandığında çok küçük bir parçayı oluştursa da ülkelerin bu konuya gösterdiği önem her geçen gün artmaktadır (Miller 2006). Avrupa Birliği ülkelerinde son on yıllık süreçte atıksuların tekrar kullanımına yönelik 200'den fazla proje ile hızlı bir büyüme göze çarpmaktadır (Bixio ve ark. 2006). Hochstrat ve arkadaşlarının (2005) atıksuların Avrupa ülkelerinde yeniden kullanım potansiyelleri için oluşturdukları modelde 2025 yılı projeksiyonunda 31 ülke arasında Türkiye 4. sırada yer almaktadır. Dolayısıyla gelecek yıllarda su kaynaklarının hızla tükenmesi ve kirlenmesi göz önüne alındığında tükettikleri yüksek su miktarı ve oluşturdukları kirleticilerle, hızla tükenen su kaynakları üzerinde bir tehdit oluşturan OSB'ler için oluşturulan atıksu geri kazanım tesisleri ile sürdürülebilir bir su kullanım politikası uygulanabileceği düşünülmektedir.

KAYNAKLAR

ABULNOUR, AG., MH. SOROUR, HA. TALAAT. 2002. Comparative economics for desalting of agricultural drainage water (ADW). *Desalination* 152: 353-357.

ACARBABACAN, Ş., İ.VERGİLİ, Y.KAYA, G.DEMİR, H.BARLAS. 2002. Removal of color from textile wastewater containing azodyes by fenton's reagent. *Fresenius Environmental Bulletin*, 11/10b:840-843.

ACHKAR, M. 1989. *Tekstil Endüstrisindeki Atıksu Problemi ve Mevcut Tesislerin İncelenmesi*, Lisans Tezi, Uludağ Üniversitesi, Tekstil Mühendisliği Bölümü, Bursa 97s.

AHMED, S., S. CHUGHTAI, MA. KEANE. 1998. The removal of cadmium and lead from aqueous solution by ion exchange with Na-Y zeolite. *Sep.Purif. Technol.* 13: 57-64.

AKAL SOLMAZ, SK., GE. ÜSTÜN, H.S. AZAK. 2004. An Approach to Wastewater Treatment in Organized Industrial Districts A Pilot-Scale Example from Turkey, *International Journal of Environment and Pollution IJEP*. 21(6): 603-611.

AKAL SOLMAZ, S.K., A. BİRGÜL, G.E.ÜSTÜN, T.YONAR. 2006. Colour and COD Removal from Textile Effluents by Coagulation and Advanced Oxidation Processes. *Coloration Technology*, 122: 102-109.

ALP, K., F.S.SEVİMLİ, S.ÖVEZ, İ.ÖZTÜRK, M. YAZGAN. 2000. *Tekstil Endüstrisi Atıksularında Fiziko-Kimyasal Yöntemlerle Renk Giderimi*. GAP-Çevre Kongresi 2.Cilt s.681-690.

ALVE S.A.M.B, M.N. PINHO. 2000. Ultrafiltration of Color Removal of Tannery Dyeing Wastewater. *Desalination*, 130, (2): 147-154.

ANDERSON, WC. 1994. *Innovative Site Remediation Technology: Chemical Treatment*, Vol. 2, American Academy of Environmental Engineering, Washington, D.C.

ANDREOZZI, R., V.CAPRIO, A.INSOLA, R.MAROTTA. 1999. Advanced Oxidation Processes (AOP) for Water Purification and Recovery. *Catalysis Today*, 53: 51-59.

ANONİM.1991. *Su Kirliliği Kontrolü Yönetmeliği Teknik Usuller Tebliği*, 20748 sayılı Resmi Gazete, Ankara.

ANONİM. 1993. *Türkiye Odalar Borsalar Birliği. Çevre Kurulu Raporu*, s.53-55.

ANONİM. 1996. *Organize Sanayi Bölgelerinde Çevre Kirliliğini Minimize Edici Teknolojilerin ve Maliyet Boyutlarının Belirlenmesi*, TÜBİTAK YDABÇAG-264/G Projesi. İTÜ, ODTÜ, DEÜ. Çevre Müh. Bölümleri Ortak Projesi Yönetici Özeti, 43 s.

ANONİM. 1998. Dow Chemical Company, Powerful chemical processing tools, Midland, USA.

ANONİM. 2002. Çevre Mühendisliği Uygulamaları. TMMOB Çevre Mühendisleri Odası. Kardelen Ofset, 213 s.

ANONİM. 2003 a. Bursa Ticaret ve Sanayi Odası Organize Sanayi Bölgesi Müdürlüğü, Elektrik, Su, Doğalgaz Satış ve Atıksu Arıtma Sözleşmesi.

ANONİM. 2004 a. Su Kirliliği Kontrol Yönetmeliği (SKKY): 25687 Sayılı Resmi Gazete, Ankara.

ANONİM 2004 b. BTSO, Bursa Organize Sanayi Bölgesi 2004. “Nilüfer Deresinden 1.Kalite Proses Suyu Üretim Tesisi” tanıtım broşürü 4 s.

ANONİM 2004 c. Atıksu arıtma tesislerinin tasarım ve proje kontrol esasları. TMMOB Çevre Mühendisleri Odası- İzmir. ISBN:975-395-803-X. 296 s.

ANONİM. 2005. Bursa Çevre Merkezi Aktüel, Aylık Bülten, s 3-4, Ocak 2005, Bursa.

ANONİM. 2006. BTSO, Bursa Organize Sanayi Bölgesi 2003 tanıtım kitapçığı 232 s.

AOT HANDBOOK. 1996.Calgon Carbon Oxidation Technologies. Ontario, Canada.

APHA, AWWA, WPCF. 1998. Standard Methods For The Examination Of Water and Wastewater. 20th Ed.,American Public Health Association, Washington, DC, 1095 pp.

ARICI, Y., 2000. Tekstil Endüstrisinde Reaktif Boyarmaddelerinden Kaynaklanan Rengin Fenton Prosesi ile Giderilmesi, Yüksek Lisans Tezi, İ.T.Ü. Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul, 73 s.

ARNOLD S.M., WJ. HICKEY, RF. HARRIS. 1995. Degradation of atrazine using Fenton's reagent: Condition optimization, transformation kinetics and product identification. Environ. Sci. Technol. 29:2083-2089.

ARSLAN İ, İA. BALCIOGLU, DW. BAHNEMANN. 2002. Advanced oxidation of a reactive dyebath effluent: comparison of O₃, H₂O₂/UV-C and TiO₂/UV-A processes. Water Research 36: 1143-1154.

AWWA. 1990. Ion Exchange and inorganic adsorption. Water quality and treatment, MC Graw- Hill Company, 0-07-001540-6, New York-USA.

AZAK, H.S, S.K.AKAL SOLMAZ, G.E. ÜSTÜN. 2002. Evaluation of Organized Industrial Districts in Turkey With Regard to Waste Water Treatment Technologies. ISWA 2002 World Environment Congress&Exhibition, Appropriate Environmental and Solid Waste Management and Technologies for Developing Countries, July 8-12 2002, Volume III p.1609-1616. İstanbul.

- AZBAR, N., T. YONAR, K. KESTIOĞLU. 2004. Comparison of various advanced oxidation processes and chemical treatment methods for COD and color removal from a polyester and acetate fiber dyeing effluent. *Chemosphere*, 55: 35-43.
- BALCIOĞLU, I.A. ve I. ARSLAN, 1997. Treatment of Textile Waste Water by heterogeneous Photocatalytic Oxidation Processes. *Env.Tech.*, 18: 1053-1059.
- BANAT, I.M., P.NIGAM, D.SINGH, R.MARCHANT. 1996. Microbial decolorization of textile- dye-containing effluents: A review *Bioresour. Technol.*58: 217-227.
- BARLAS, H. 1996. Atıksuların arıtımında iyon değiştirici ve membran teknikleri. Yüksek Lisans Ders Notları, İ.Ü. Mühendislik Fakültesi Çevre Mühendisliği Bölümü, Avcılar, İstanbul.
- BARLAS, H. 1999. Endüstriyel Atıksular için Renk Parametresi Önerisi. Türkiye’de Çevre Kirlenmesi Öncelikleri Sempozyumu III, 14-15 Ekim Tübitak Gebze YTE., 576-585.
- BAYDUZ, N. 1996. Boyama Teknolojisi 1-Ders Notları, Marmara Üniversitesi Teknik Eğitim Fakültesi, Tekstil Eğitimi Bölümü, İstanbul.
- BELTRAN- HEREDIA J., J. TORREGROSA, J. GARICA., JR.. DOMINGUEZ, JC.TIerno. 2001. Degradation of olive mill wastewater by the combination of Fenton's reagent and ozonation processes with an aerobic biological treatment. *Water Sci. Technol.* 44, (5): 103-108.
- BENEFIELD, DK., FJ. JUDKINS, LB. WEAND. 1982. Ion exchange, Process chemistry for water and wastewater treatment, Prentice-Hall, INC, 062-117-110523, 307-361.
- BENITEZ, F.J., J.L. ACERO, T. GONZALEZ, J. GARCIA, 2001. Organic Matter Removal From Wastewaters of a Black Olive Oil Industry by Chemical and Biological Procedures. *Process Biochemistry*, 37: 257-265.
- BHATTACHARYA, SK. 1992. Treatment of Textile Wastes in Handbook of Industrial Waste Treatment Vol. I, pp. 307-322.Eds. Wang LK., Wang MHS., Marcel Dekker Inc.
- BIXIO, D., C. THOEYE, J. DE KONING, D. JOKSIMOVIC, D. SAVIC, T. WINTGENS, T. MELIN. 2006. Wastewater reclamation and reuse in Europe. *Desalination*, 187: 89–101.
- BOHART, G.S., E.Q. ADAMS. 1920. Some aspects of the behavior of charcoal with respect to chlorine. *J. Am. Chem. Soc.* 42: 523–544.
- BOUZAIDA, I., M.B.RAMMAH. 2002. Adsorption of acid dyes on treated cotton in a continuous system. *Materials Science and Engineering, C* 21: 151–155.

CHANG, D.J., I.P.CHEN, M.T.CHEN, S.S.LIN. 2003. Wet air oxidation of a reactive dye solution using $\text{CoAlPO}_4\cdot 5\text{H}_2\text{O}$ and CeO_2 catalysts. *Chemosphere* 52: 943–949.

CHARERNTANYARAK, L. 1999. Heavy metals removal by chemical coagulation and precipitation. *Water Sci. Technol.* 39, 10/11: 135–138.

CIARDELLI G., L. CORSI, M. MARCUCCI. 2000. Membrane Separation for Wastewater Reuse in the Textile Industry. *Resources, Conservation and Recycling* 31: 189–197.

CIARDELLI G., N. RANIERI. 2001. The treatment and reuse of wastewater in the textile industry by means of ozonization and electroflocculation, *Water Research*. 35 (2): 567–572.

CORREIA V.M., T. STEPHENSON, S.J. JUDD. 1994. Characterization of textile wastewater-A review, *Environmental Technology*, 15: 917-929.

DEAN. C., M.SARIOĞLU. 1998. Tekstil atıksularından renk giderimi için yukarı akışlı çamur reaktörünün kullanılması örneği, İTÜ. 6. Endüstriyel Kirlenme Kontrolü Sempozyumu, 3-5 Haziran 1998, İstanbul, 37-42.

DESILVA, J.F. 1999. Essentials of Ion Exchange, Presentes at the 25th Annual WQA Conference.

DZIUBEK, AM., AL. KOWAL. 1984. Effect of magnesium hydroxide on chemical treatment of secondary effluent under alkaline conditions. *Proceedings of Water Reuse Symposium III*, American Waterworks Association Research Foundation, San Diego.

DORFNER, K. 1972. Ion exchange types, Ion exchange properties and applications, Ann Arbor Science Publishers INC, 062-117-110523, 1-53, Michigan.

DUTTA K., S. MUKHOPADHYAY, S. BHATTACHARJEE, B. CHAUDHURİ. 2001. Chemical oxidation of methylene blue using a Fenton-like reaction. *J. Hazard. Mater.* 84, (1): 57-71.

EASTON, J.R.. 1995. The Dye Marker's View, in *Colour in Dyehouse Effluent*, Oxford, 9- 21.

ECKENFELDER, W.W.Jr. 1989. *Industrial Water Pollution Control* (2nd ed.), McGraw-Hill. Inc. New York.

EPA. 1979. *Chemical Aids Manual for Wastewater Treatment Facilities*. MO-25, EPA,430 /9-79-018. 142 p.

EPA. 1987. Palmer, S., M. Breton, T. Nunno, D. Sullivan, and N. Surprenant. *Technical Resource Document: Treatment Technologies for Metal/Cyanide-Containing Wastes*.

Volume 3. U.S. Environmental Protection Agency, Washington, D.C., EPA/600/2-87/106.

EPA. 2001. Handbook on Advanced Nonphotochemical Oxidation Processes. US Environmental Protection Agency Office Of Research and Development, EPA/625/R-01/004. pp.5-16.

FENG, D., C. ALDRICH, H. TAN. 2000. Treatment of Acid Mine Water by Use of Heavy Metal Precipitation and Ion Exchange. Minerals Engineering, 13, (6): 623-642.

FENTON, H.J.H. 1894. Oxidation of tartaric acid in the presence of iron. Chem. Soc. J. Lond. 65: 889-910.

GEORGIU, D., P. MELİDİS, A. AIVASIDIS, K. GIMOUHOPOULOS. 2002. Degradation of azo-reactive dyes by ultraviolet radiation in the presence of hydrogen peroxide. Dyes Pigm., 52, 69.

GHORAI, S., K.K PANT. 2005. Equilibrium, kinetics and breakthrough studies for adsorption of fluoride on activated alumina. Separation and Purification Technology, 42: 265–271.

GÖLHAN, M., S. AKSOĞAN. 1970. İyon değiştirme sistemi ile yumuşatma. Suların arıtılması, Pimaş Yayıncılık, İstanbul, 183-292.

GÖNDER, ZB. 2004. Fenton Prosesi ve İyon Değişimi Kombinasyonu ile Renkli Atıksuların Arıtımı Yüksek Lisans Tezi, İstanbul Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, 87 s.

GÖNDER, ZB., H.Barlas. 2005. Treatment of Coloured Wastewater with the Combination of Fenton Process and Ion Exchange. Fresenius Environmental Bulletin. 14, (5): 393–399.

GÖNDER, ZB., Y. KAYA, I. VERGİLİ, H. BARLAS. 2006. Capacity Loss in An Organically Fouled Anion Exchanger. Desalination 189: 303–307.

GRAU, P. 1991. Textile Industry Wastewater Treatment. Water Science and Technology. 24: 97-103.

GUYER, HH. 1998. Industrial Processes and Waste Stream Management. John&Sons, Inc. pp. 104–107, 514 p.

GÜRSES, F. 2004. Antibiyotik formülasyon atıksularının fenton-benzeri ve foto-fenton-benzeri ileri oksidasyon prosesleri ile arıtılabilirliğinin incelenmesi. İTÜ Fen Bilimleri Enstitüsü, Yüksek Lisans Tezi, Maslak, İstanbul, 82 s.

JUANG R.S., R.L.TSENG, F.C WU, S.J. LIN. 1996. Use of chitin and chitosan in lobster shell wastes for colour removal from aqueous solutions. *J.Environ.Sci.Health A*, 31: 325-338.

HOLME, I. 1984. Ecological Aspects of Color Chemistry. In: J Griffiths (Ed.), *Developments in the Chemistry and Technology of Organic Dyes*. Blackwell Scientific Publications, Oxford, UK, 111-128.

HOCHSTRAT, R., T. WINTGENS, T. MELIN, P. JEFFREY. 2005. Wastewater reclamation and reuse in Europe: a model-based potential estimation. *Water Supply* 5, (1): 67-75.

HUANG, CP., C. DONG, Z. TANG. 1993. Advanced chemical oxidation: its present role and potential future in hazardous waste treatment. *Waste Management*, 13: 361-377.

HUANG CR, HY SHU. 1995. The reaction kinetics, decomposition pathways and intermediate formations of phenol in ozonation, UV/O₃ and UV/H₂O₂ processes. *Journal of Hazardous Materials* 41: 47-64.

HSUEH CL, YH HUANG, CC. WANG, CY CHEN. 2005. Degradation of azo dyes using low iron concentration of Fenton and Fenton-like system. *Chemosphere* 58, 1409-1414.

HUTCHINS, R.A. 1973. New method simplifies design of activated carbon systems. *Chem. Eng.* 80: 133-138.

KANG, SF., H.M.CHANG. 1997. Coagulation of Textile Secondary Effluents With Fenton's Reagent. *Water Science and Technology*, 36, (12): 215-222.

KANG, S., C.LIAO, M.CHEN. 2002. Pre-oxidation and coagulation of textile wastewater by the Fenton process, *Chemosphere*, 46: 923-928.

KAPDAN, İK., F.KARGI. 2000. Tekstil Boyarmaddeleri İçeren Atıksuların Aktif Çamur Ünitesinde Adsorpsiyonlu Biyolojik Arıtımı. I. Ulusal Çevre Kirliliği Kontrolü Sempozyumu, 4-6 Ekim, 71-80.

KARABAŞ, N., N. KORKMAZ, S. ARI. 2000. Koagülantlar, Bitirme ödevi, İ.Ü. Mühendislik Fakültesi Çevre Mühendisliği Bölümü.

KAYA, Y., İ. VERGİLİ, S. ACARBABACAN, H. BARLAS. 2002. Effects of fouling with iron ions on the capacity of demineralization by ion exchange process, *Fresenius Environmental Bulletin*, 11: 885-888.

KESTİOĞLU, K. 2001. Endüstriyel Atıksu Arıtma Tesisi Boyutlandırma Kriterleri. Uludağ Üniversitesi Mühendislik Mimarlık Fakültesi Çevre Mühendisliği Bölümü. ISBN 975-564-114-9, Bursa. 355 s.

KESTİOĞLU, K., T.YONAR, N. AZBAR. 2004. Feasibility of Physico-Chemical treatment and advanced oxidation process(AOPs) as a mean of pretreatment for olive mill effluent (OME) in Turkey. *Process Biochemistry*, 40: 2409–2416.

KHYM, J. 1974. Fundamentals of ion exchange, Analytical ion exchange procedures in chemistry and biology, Prentice-Hall, Inc, 0-13-034942-9, 2-23, New Jersey.

KIM, TH., C. PARK, J.YANG, S. KIM. 2004. Comparison of disperse and reactive dye removals by chemical coagulation and Fenton oxidation *Journal of Hazardous Materials*, B 112: 95-103.

KO, D.C.K., JF. PORTER, G.MCKAY. 2000. Optimized correlations for the fixed-bed adsorption of metal ions on bone char. *Chemical Engineering Science*, 55: 5819-5829.

KOÇER, A., G. KAYA.1999. Organize Sanayi Bölgelerinde ÇED uygulamaları ve Karşılaşılan Zorluklar. Türkiye’de Çevre Kirlenmesi Öncelikleri Sempozyumu-III. Gebze/Kocaeli, I.Cilt, s.561–570.

KORKISSH, J. 1989. Ion exchange resins and fundamental concepts of ion Exchange. Handbook of ion exchange resins their application inorganic analytical chemistry, CRC Pres, Inc., 0-8493-3191-9, Florida.

KRULL, R., M. HEMMI, P. OTTO, DC. HEMPEL. 1998. Combined biological and chemical treatment of highly concentrated residual dyehouse liquors. *Water Science & Technology*, 38, (4-5): 339-346.

KU, Y., H.M.CHIU, W. WANG. 2002. The removal of fluoride ion from Aqueous solution by a cation Synthetic resin. *Separation Science and Technology*, 37(1): 89–103.

KUMAR, P., B.G. MIRANDA, L.R. M. VELAN. 2005. Adsorption of Bismark Brown dye on activated carbons prepared from rubber wood sawdust (*Hevea brasiliensis*) using different activation methods. *Journal of Hazardous Materials B126* : 63–70.

KUO, W.G., 1992. Decolorizing dye wastewater with Fenton’s reagent. *Water Research*, 26,(7): 881-886.

KURNIAWAN, TA., GYS. CHAN, WH. LO, S. BABEL. 2006. Physico–chemical treatment techniques for wastewater laden with heavy metals. *Chemical Engineering Journal* 118: 83–98.

KÜLÜNK, A., 2000. Tekstil Endüstrisinde Asit Boyarmaddelerden Kaynaklanan Rengin Fenton Prosesi ile Giderilmesi, Yüksek Lisans Tezi, İTÜ. Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul, 61 s.

LEGRINI, O., E. OLIVEROS, A.M. BRAUN. 1993. Photochemical processes. *Chem. Rev.*, 93: 671-698.

LEENTVAR, J., M. REBHUN. 1982. Effect of magnesium and calcium precipitation on coagulation–flocculation with lime. *Water Res.* 16: 655–662.

LIN, S.H., F.C. PENG. 1996. Continuous treatment of textile wastewater by combined coagulation, electro-chemical oxidation and activated sludge. *Water Res.* 30, 587–593.

LIN, S.H., WY. LIU. 1997. Continuous treatment of textile water by ozonation and coagulation. *Journal of Environmental Engineering*, 120, (2): 437-445.

LIN, S.H., C.C. LO. 1997. Fenton Process for Treatment of Desizing Wastewater. *Wat.Res.*, 31,(8): 2050-2056.

LIN, SH., ML. CHEN. 1997. Purification of textile wastewater effluents by a combined Fenton process end ion Exchange. *Desalination*, 109: 121-130.

LIN, SH., HY. CHAN, HG. LEU. 2000. Treatment of wastewater effluent from an industrial park for agricultural irrigation. *Desalination*, 128: 257-267.

LIN S. 2001. *Water and Wastewater Calculations Manuel*. McGRAW-HILL. USA. p.854.

LIPCZYNSKA-KOCHANY, E., G. SPRAH, S. HARMS.1995. Influence of Some Groundwater and Surface Waters [sic] Constituents on the Degredation of 4-Cholorophenolby the fenton reaction. *Chemosphere*. 30, (1): 9-20.

MACHENBACH, I. 1998. Membrane Technology for Dyehouse Effluent Treatment. *Membrane Technology*, 96: 7-11.

MAGDY, Y.H., A.A.M. DAIFULLAH. 1998. Adsorption of a basic dye from aqueous solutions onto sugar-industry-mud in two modes of operations, *Waste Management*, 18: 219-226.

MCKAY, G., MJ. BINO. 1990. Fixed bed adsorption for the removal of pollutants from water. *Environ. Pollut.* 66: 33–53.

MERİÇ S., D. KAPTAN, T. ÖLMEZ. 2004. Color and COD removal from wastewater containing Reactive Black 5 using Fenton's oxidation process. *Chemosphere* 54, 435-441.

MERRIL, DT., RM. JORDEN. 1975. Lime-induced reactions in municipal waters. *J. Water Pollut. Control Fed.* 47: 2783–2808.

MEYER, U. 1981. Biodegradation of syntetic organic colorants. Microbial degradation of xenobiotic and recalcitrant compounds. In: Leisinger, T., Cook, A.M., Hunter, R., Nuesch, J.(Eds.), *FEMS Symposium 12*, Academic Press, London, pp.371-385.

MILLER, GW. 2006. Integrated concepts in water reuse: managing global water needs. *Desalination* 187, 65–75.

MINKE R., U. ROTT. 1999. Concept for the Economical in Plant Treatment and Re-Use of the Wastewater of a Medium Size Textile Processing Factory, International Conference on Water and Textiles, ISBN:186218037, p.349–359.

MIRBAGHERI S.A, SN. HOSSEINI. 2004. Pilot plant investigation on petrochemical wastewater treatment for the removal of copper and chromium with the objective of reuse. *Desalination*, 171: 85-93.

MISHRA,G., M. TRIPATHY. 1993. A critical review of the treatments for decolourization of textile effluent. *Colourage*, 40: 35-38.

MURAVIEV, D., V. GORSHKOV, A. WARSHAWSKY. 2000. Ion Exchange. Marcel Dekker, USA, 905 p.

MUTLU, S.H., U.YETIS, T. GURKAN, L.YILMAZ. 2002. Decolorization of wastewater of baker's yeast plant by membrane processes. *Wat. Res.*, 36: 609-616.

NAUMCZYK, J., L.SZYPRKOWICZ, F.ZILIO-GRANDI. 1996. Electrochemical Treatment of Textile Wastewaters. *Water Science and Technology*, 34, (11): 17-24.

NIGAM, P., G.ARMOUR, I.M.BANAT, D.SINGH, R.MARCHANT. 2000. Physical removal of textile dyes and solid state fermentation of dye adsorbed agricultural residues. *Bioresour. Technol.* 72: 219-226.

ORHON, D., N. ARTAN, S. BÜYÜKMURAT, E. GÖRGÜN. 1992. The Effect of Residual COD on the Biological Treatability of Textile Wastewaters. *Water Sci Technol*, 26, 3-4: 815-827.

PALA, A. 2000. Tekstil Atıksularının Arıtılması ve Geri Kullanımı. GAP-Çevre Kongresi. 2.Cilt s.645–654.

PARK, T.J., KH. LEE, EJ. JUNG, CW. KİM. 1999. Removal of Refractory Organics and Color in Pigment Wastewater with Fenton Oxidation. *Water Science Technology*, 39,(10-11):189-192.

PIGNATELLO, J.J. 1992. Dark and photassisted Fe⁺³-catalyzed degradation of chlorophenoxy herbicides by hydrogen peroxide. *Environ.Sci.Technol.*, 26 : 944-951.

PULGARIN, C., J. KIWI. 1996. Overview on photocatalytic and electrocatalytic pretreatment of industrial non-biodegradable pollutants and pesticides. *Chimia*, 50, (3): 50-55.

RICE,RG., ME. BROWNING. 1981. Ozone Treatment of Industrial Wastewater Pollution Technology Review No:84, Noyes Data Corp, Park Ridge, New Jersey.

- ROBINSON, T., G. MCMULLAN, R. MARCHANT, P. NIGAM. 2001. Remediation of Dyes in Textile Effluent: A Critical Review on Current Treatment Technologies With a Proposed Alternative. *Bioresource Technology*, 77: 247-255.
- RODRIGUEZ, M., V. SARRIA, S. ESPLUGAS, C. PULGARIN. 2002. Photo-Fenton treatment of a biorecalcitrant wastewater generated in textile activities: biodegradability of the photo-treated solution, *J. Photochem. Photobiol. A: Chem.*, 151: 129-135.
- ROZZI, A., M. ANTONELLI, M. ARCARI. 1999. Membrane Treatment of Secondary Textile Effluents for Direct Reuse. *Water Science and Technology*, 40, (4-5): 409-416.
- SAMSUNLU, A. 1999. Çevre Mühendisliği Kimyası, SAM-Çevre Teknolojileri Merkezi Yayınları, İstanbul, 975-94764-1-X, 8.1-8.6.
- SANTHY, K., P. SELVAPATHY. 2005. Removal of reactive dyes from wastewater by adsorption on coir pith activated carbon. *Bioresource Technology*, Article in Press.
- SEMERJIAN, L., GM. AYOUB. 2003. High-pH-magnesium coagulation-flocculation in wastewater treatment. *Advances in Environmental Research*, 7: 389-403.
- SEVİMLİ, M.F., 2000. Tekstil Endüstrisi Atıksularından Ozonlama İle Renk Giderimi ve Ozonlamanın Biyolojik Arıtılabilirliğe Etkisi, Doktora Tezi, İTÜ, İstanbul, 192 s.
- SHEN Z., W.WANG, J.JIA, J. YE, X. FENG, A. PENG. 2001. Degradation of dye solution by an activated carbon fiber electrode electrolysis system. *J. Hazard. Mater. B* 84:107-116.
- SHU, HY., CR. HUANG, MC. CHANG. 1994. Decolorization of mono-azo dyes in wastewater by advanced oxidation process: a case study of acid red 1 and acid yellow 23. *Chemosphere* 29: 2597.
- SINGH, T.S., K.K.PANT. 2005. Experimental and modelling studies on fixed bed adsorption of As (III) ions from aqueous solution. *Separation and Purification Technology*, Article in Press.
- SLOKAR, YM., AML. MARECHAL. 1998. Methods of Decoloration of Textile Wastewaters. *Dyes and Pigments*, 37,(4): 335-356.
- SOCHAI, K. 1991. Treatment of Textile Effluents, *Textile Month*, 12: 52-56.
- SOLOZENKO, E.G., N.M. SOBOLEVA, V.V.GONCHARUK. 1995. Decolourization of Azodye Solutions by Fenton Reagent, *Water Research*, 29, (9): 2206-2210.
- STRICKLAND, AF, WS.PERKINS. 1995. Decolorization of Continuous Dyeing Wastewater by Ozonation. *Textile Chemist and Colorist*, 27, (5): 11-15.

SWAMINATHAN K., S. SANDHYA, A.S CARMALIN, K. PACHHADE, YV. SUBRAHMANYAM. 2003. Decolorization and Degradation of H-acid and Other Dyes Using Ferrous–hydrogen Peroxide System. *Chemosphere* 50, 619–625.

SZPYRKOWICZ, L., J. CLAUDIA, SN. KAUL. 2001. A Comparative Study on Oxidation of Disperse Dyes by Electrochemical Process, Ozone, Hypochlorite and Fenton Reagent. *Water Research*, 35, (9): 2219-2236.

ŞENGÜL, F. 1998. İzmir Atatürk Organize Sanayi Bölgesi Atıksularında Renk Giderimi. İTÜ 6.Endüstriyel Kirlenme Kontrolü Sempozyumu'98, 3-5 Haziran, İstanbul.

TALINLI, İ., S. MERİÇ., İ. TORÖZ. 1995. Pollution Profile and Wastewater Treatment Alternatives for Industrial Estate. 3.rd Intl.Conf. Appropriate Waste Mgmt. Technologies for Developing Countries, NEERI, Nagpur. Feb.25–26,1995. Volume II, p.883-892.

TCHOBANOGLIOUS, G., F. BURTON, HD. STENSEL. 2003. Wastewater Engineering-Treatment, Disposal and Reuse. Metcalf & Eddy, Inc., USA 1819 s.

TORÖZ, İ., S. MERİÇ., İ.TALINLI., H.Z. SARIKAYA. 1994. Bursa Organize Sanayi Bölgesinde Kirlenme Profili. İTÜ 4. Endüstriyel Kirlenme Profili Sempozyumu. İstanbul, 26-28 Eylül 1994, s.29-41.

TOZE, S. 2006. Reuse of effluent water-benefits and risks. *Agricultural Water Management* 80: 147–159.

TRAN, H.H., F.A. RODDIC. 1999. Comparison of chromatography and desiccant silica gels for the adsorption of metal ions- II. Fixed-bed study. *Wat. Res.*, 33 (13): 3001-3011.

TÜNAY, O., I.KABDASLI, G. EREMEKTAR, D. ORHON. 1996. Color Removal from Textile Wastewaters, *Water Science and Technology*, 34(11): 9-16.

OUKILI, O., M.CHAOUCH, M. RAFIQ, M. HADJI, M. HAMDI, M. BENLEMLIH. 2001. Bleaching of olive mill wastewater by clay in the presence of hydrogen peroxide. *Ann. Chim. Sci. Mat.*, 26 (2): 45-53.

UŞAK, Ö. 2003. Tekstil Endüstrisinde Kullanılan Boyarmaddeler ve Çevresel Etkisi Bursa İli Örneği. Lisans Tezi, Çevre Mühendisliği Bölümü, Uludağ Üniversitesi 89s.

ÜSTÜN, G.E. 2001. Bursa Demirtaş Organize Sanayi Bölgesi Atıksularının Özellikleri ve Atıksu Arıtılabilirlik Çalışmaları, Yüksek Lisans Tezi, Çevre Mühendisliği Bölümü, Uludağ Üniversitesi, 133 s.

ÜSTÜN,G.E., S.K. AKAL SOLMAZ. 2006. Removal of Color and COD from Organized Industrial Districts (OID) Wastewater by Fenton Process. Fresenius Environmental Bulletin(FEB), 15, (6): 508-511.

VANDEVIVERE, P.C., R.BIANCHI, W.VERTRAETE. 1998. Treatment and reuse of wastewter from the textile wet processing industry: Review of emerging technologies, Jour. Of Chemical Technology and Biotechnology, 72: 289-302.

VIGO, T.L.,1994. Textile processing and properties:Preparation, dyeing, finishing and performance. Elsevier Science, Amsterdam.

YÖNTEM, Z. 2000. Textile Industry Sectoral Study. UNEP, Turkey.

WALKER, G.M., L.R. WEATHERLY. 2001. COD removal from textile industry effluent: pilot plant studies. Chemical Engineering Journal, 84: 125–131.

WALLING, C., S.KATO. 1971. The oxidation of alcohols by Fenton's reagent: the effect of copper iron. J.Am. Chem. Technol. Biotechnol. 72: 289-302.

WATANABE, M., T.USHIYAMA. 2000. Characteristics and Effective Applications of Polymer Coagulants. Technology Exchange Dept. Report Japan External Trade Organization, 27 p.

WILLAMS PA., A. DYER. 1999. Advances in Ion Exchange for Industry and Research. The Royal Society of Chemistry, UK. 352 p.

WILMOTT, N., J.GUTHRIE, G.NELSON. 1998. The biotechnology approach to colour removal from textile effluent. JSDC 114: 38-41.

ZOLLINGER, H. 1987. Colour Chemistry – Syntesis, Properties of Organic Dyes and Pigments. VCH Publishers, New York, pp. 92-100.

ZULFADHLY, Z., M.D MASHITAH, S.BHATIA. 2001. Heavy metals removal in fixed-bed column by the macro fungus *Pycnoporus sanguineus*. Environmental Pollution, 112: 463-470.

<http://www.apec-vc.or.jp/co-op/senisensyoku/colored/index.htm>.

<http://www.bosb.org>.

<http://www.bosb.org.tr/istatistik.asp>.

<http://www.buski.gov.tr>.

<http://www.h2o2.com>.

<http://www.tedas.gov.tr>.

<http://www.sanayi.gov.tr>.

<http://www.p2pays.org/ref/07/06646.pdf>.

EKLER

Ek 1. ARITMA ALTERNATİFLERİ BOYUTLANDIRMA HESAPLARI

I. ARITMA ALTERNATİFİ

HIZLI KARIŞTIRMA ÜNİTESİNİN BOYUTLANDIRILMASI

$$\theta_H = 2 \text{ dakika}$$

$$Q = 48000 \text{ m}^3/\text{G} = 33,33 \text{ m}^3/\text{dk}$$

$$V = 33,33 \text{ m}^3/\text{dk} * 2 \text{ dk} = 66,66 \text{ m}^3$$

$$A = 66,66 / 4,16 = 16 \text{ m}^2$$

$$b = 4 \text{ m} , \quad L = 4 \text{ m} \quad h = 4,16 + 0,34 \text{ m (hava payı)} = 4,5 \text{ m}$$

$$G = 300- 1000 \text{ sn}^{-1} \text{ (Kestioğlu 2001)}$$

$$10^4 < G \cdot \theta_H < 10^5 \text{ (Kestioğlu 2001)}$$

$$G = 700 \text{ sn}^{-1} \text{ seçilirse}$$

$$10^4 < 2*60*700 = 84000 < 10^5$$

Karıştırıcı İçin Gerekli Güç;

$$G = 700 \text{ sn}^{-1}$$

$$\mu = 10^{-3} \text{ N.s/m}^2 \text{ (T = 20 } ^\circ\text{C)}$$

$$V = 66,66 \text{ m}^3$$

$$P = G^2 \mu V = 700^2 * 10^{-3} * 66,66 = 32663,4 \text{ Watt}$$

$$P = 32,66 \text{ kW}$$

Motor Verimi;

$$\eta = 0,8 \text{ kabulü ile karıştırıcının gerçek gücü ;}$$

$$P_g = 32,66 / 0,8 = 40,825 \text{ kW}$$

Palet Alanı

(4,16m* 4m * 4m) karıştırma ünitesi derinliği 4,5 m (0,34 m hava payı)

Palet uzunluğu = 4-0,25-0,25 = 3,5 m

Palet Genişliği = 0,25 m (kabul)

Toplam palet alanı = 2* 0,25*3,5 = 1,75 m²

Paletler arası mesafe = (4,16-0,5-0,6)-(0,25*2) = 2,56 m

$P_g = 32,66 / 0,8 = 40,825 \text{ kW}$

$V_r = (0,6-0,75) * V$ (Rölatif Hız)

$V_r = 0,7 * V$ (Seçildi)

$C_d = 1,2$

$\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$

$A = 1,75 \text{ m}^2$

$P_g = 0,5 * C_d * A * \rho * V_r^3 = 0,5 * 1,2 * 1000 * V_r^3$

$40825 = 600 * V_r^3$

$V_r = 3,38 \text{ m/s}$

$V_r = 0,7 * V_m$

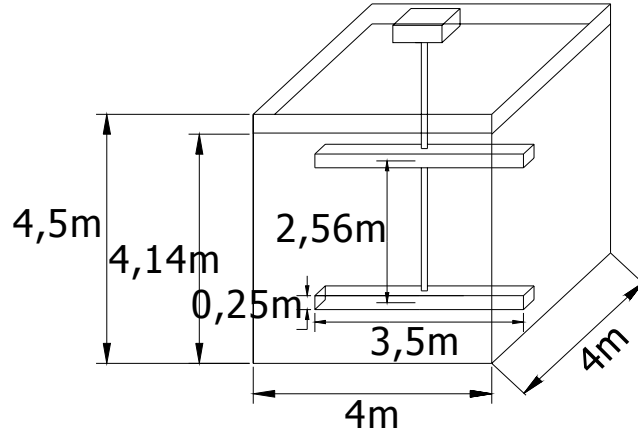
$V_m = 4,82 \text{ m/s} = 289,2 \text{ m/dk}$

$V = V(\text{devir/dk}) * \text{iki palet uzaklığı} * (\Pi / 60)$

$V(\text{dev/dk}) = 289,2 / (2,56 * (\Pi / 60)) = 2158 \text{ dev/dk}$

Tablo Ek 1. Hızlı Karıştırma Ünitesinin Tasarım Değerleri

Parametre	Tasarım Değeri
Debi (m ³ /G)	48000
Tank Hacmi (m ³)	66,66
Su Derinliği (m)	4,16
Tank Derinliği (m)	4,50
Tank Alanı (m ²)	16
Hız Gradyanı (sn ⁻¹)	700
Camp Sayısı (G.θ)	84000
Motor Gücü (kW)	40,825
Palet Alanı (m ²)	1,75
Palet Adedi (Adet)	2
Palet Hızı (dev/dk.)	2158



Şekil Ek 1. Hızlı Karıştırma Ünitesinin Ebatları

YAVAŞ KARIŞTIRMA ÜNİTESİNİN BOYUTLANDIRILMASI

$$\theta_H = 20 \text{ dakika}$$

$$Q = 48000 \text{ m}^3/\text{G} = 33,33 \text{ m}^3/\text{dk}$$

$$V = 33,33 \text{ m}^3/\text{dk} * 20 \text{ dk} = 666,6 \text{ m}^3$$

$$h = 4,16 \text{ m (hızlı karıştırma ünitesi ile uygun olması için)}$$

$$A = 666,6 / 4,16 = 160,2 \text{ m}^2$$

$$b = 6 \text{ m} , \quad L = 27 \text{ m} \quad h = 4,16 + 0,34 \text{ m (hava payı)} = 4,5 \text{ m}$$

$$G = 10 - 100 \text{ sn}^{-1} \text{ (Kestioğlu 2001)}$$

$$10^4 < G \cdot \theta_H < 10^5 \text{ (Kestioğlu 2001)}$$

$$G = 50 \text{ sn}^{-1} \text{ seçilirse}$$

$$10^4 < 20 * 60 * 50 = 60000 < 10^5$$

$$0,5 < V_r < 0,7$$

Karıştırıcı İçin Gerekli Güç;

$$G = 50 \text{ sn}^{-1}$$

$$\mu = 10^{-3} \text{ N.s/m}^2 \quad (T = 20 \text{ }^\circ\text{C})$$

$$V = 666,6 \text{ m}^3$$

$$P = G^2 \mu V = 50^2 * 10^{-3} * 666,6 = 1667 \text{ Watt} = \mathbf{1,67 \text{ kW}}$$

Palet Alanı

$$V_r = 0,6 \text{ m/s (kabul)}$$

$$V_m = 0,6/0,7 = 0,85 \text{ m/s}$$

$$P_g = 0,5 * C_d * A * \rho * V_r^3$$

$$1667 \text{ Watt} = 0,5 * 1,2 * A * 1000 * 0,6^3$$

$$A = 12,86 \text{ m}^2$$

3 tane palet yapılırsa;

$$A_1 = A_2 = A_3 = A/3 = 12,86/3 = 4,3 \text{ m}^2$$

(4,16m * 6m * 27 m) karıştırma ünitesi derinliği 4,5 m (0,34 m hava payı)

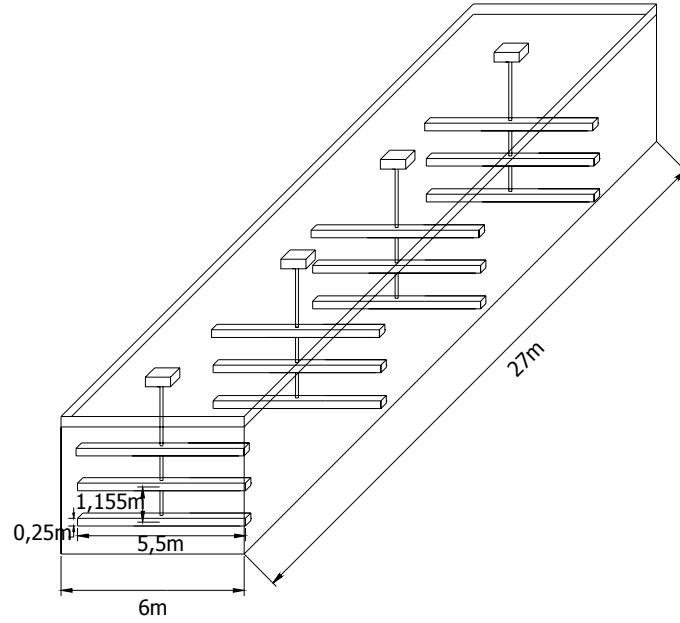
$$\text{Palet uzunluğu} = 6 - 0,25 - 0,25 = 5,5 \text{ m}$$

$$\text{Palet Genişliği} = 0,25 \text{ m (kabul)}$$

$$\text{Paletler arası mesafe} = (4,16 - 0,5 - 0,6) - (0,25 * 3) / 2 \text{ aralık} = 1,155 \text{ m}$$

Tablo Ek 2. Yavaş Karıştırma Ünitesinin Tasarım Değerleri

Parametre	Tasarım Değeri
Debi (m ³ /G)	48000
Hidrolik Bekleme Süresi (dk)	20
Hız Gradyanı (sn ⁻¹)	50
Su Derinliği (m)	4,16
Tank Derinliği (m)	4,5
Taban Alanı (m ²)	162
Karıştırıcı Güçleri (Watt)	1670
Rölatif Hız (m/s)	0,6
Mutlak Hız (m/s)	0,85
Palet Alanı (m ²)	12,86
Palet Adedi (Adet)	3



Şekil Ek 2. Yavaş Karıştırma Ünitesinin Ebatları

ÖN ÇÖKELTİM ÜNİTESİNİN BOYUTLANDIRILMASI

$$S_0 = 1,1 \text{ m}^3 / \text{m}^2 * \text{sa}$$

$$Q = 48000 \text{ m}^3 / G = 2000 \text{ m}^3 / \text{sa}$$

$$\text{Savak yükü} = 7,2 - 11 \text{ m}^3 / \text{m.sa}$$

$$\text{Gerekli dairesel çökeltim alanı} = Q / S_0$$

$$A = 2000/1,1 = 1818 \text{ m}^2$$

2 tane çökeltim tankı yapılırsa;

$$A_1 = A_2 = A/2 = 1818/2 = 909 \text{ m}^2$$

$$A_1 = \Pi D^2/4 \Rightarrow 909 = \Pi D^2/4 \Rightarrow D = 34 \text{ m}$$

$$h = 3,5 \text{ m (kabul)}$$

$$V_1 = 909 * 3,5 = 3181,5 \text{ m}^3$$

$$\theta = (3181,5 * 2) / 2000 = 3,18 \text{ sa}$$

Savak uzunluğu = $\Pi * D$
 Savak uzunluğu = $3 * 34 = 102$ m

Savak yükü = $2000 / (102 * 2) = 9,8 \text{ m}^3 / \text{m} * \text{sa}$

$7,2 < 9,8 < 11 \text{ m}^3 / \text{m} * \text{sa}$ (Uygun)

Tablo Ek 3. Kimyasal Çökeltim Tankı Tasarım Değerleri

Parametre		Tasarım Değeri
Debi (m^3/G)		48000
Yüzeysel Hidrolik Yük ($\text{m}^3 / \text{m}^2 * \text{sa}$)		1,1
Tank Yüzeysel Alanı (m^2)		909
Su Derinliği (m)		3,5
Tank Derinliği (m)		4
Tank Hacmi (m^3)		3181,5
Bekleme Süresi (saat)		3,18
Tank Çapı (m)		34
Savak Boyu (m)		102
Savak Yükü ($\text{m}^3/\text{m}.\text{saat}$)		9,8
Giderim Verimleri (%) (Fenton + PAC)		
KOI		35
AKM		93
Demir		91
Renk (RES)	436 nm	36
	525 nm	48
	620 nm	71

Asit Tankı Boyutlandırması

I arıtma alternatifi fenton prosesinde atıksuyun pH'ını 4'e düşürmek için 1 N H_2SO_4 çözeltisinden 8 ml, 0,1 N H_2SO_4 çözeltisinden 1,3 ml kullanılmıştır.

1 N H_2SO_4 çözeltisinin litresinde, % 96'lık H_2SO_4 'den 28 ml vardır.

Dolayısıyla 1 L atıksuyun pH'ını 4'e düşürmek için 0,22764 ml % 96'lık H_2SO_4 gerekir.

48000 m^3 ham atıksuyun pH'ını 4'e düşürmek için ise günde **10,92 m^3/G** % 96'lık H_2SO_4 gerekir.

$10,92 \text{ m}^3/\text{G} \approx 11 \text{ m}^3 / \text{G}$

$h = 2,5$ m ise $A = 11/2,5 = 4,4 \text{ m}^2$

$$N_{\text{gerçek}} = N / \eta = 20,727 / 0,8 = \mathbf{25,9 \text{ kW}}$$
 lık karıştırıcı gereklidir.

FeSO₄ Tankı Boyutlandırması

1 L atıksu için 20 mg FeSO₄ kullanılıyor.
48000 m³ atıksu için **960 kg/G FeSO₄** gerekir.

$$\frac{1 \text{ m}^3 \text{ \% } 10 \text{ 'luk çözeltide } 100 \text{ kg FeSO}_4}{x} = \frac{960 \text{ kg FeSO}_4}{x}$$

x = 9,6 m³ lük tank gerekir.

$$h = 3,2 \text{ m ise } A = 9,6 / 3,2 = 3 \text{ m}^2$$

$$A = \Pi D^2 / 4 \text{ ise } \mathbf{D \approx 2 \text{ m}}$$

FeSO₄ Dozaj Pompası

$$9,6 \text{ m}^3 / \text{G} / 24 \text{ sa} = \mathbf{0,4 \text{ m}^3 / \text{sa}}$$
 'lik pompa.

FeSO₄ Karıştırıcısı

$$G = 700 \text{ sn}^{-1}$$

$$V = 9,6 \text{ m}^3$$

$$\mu = 10^{-3} \text{ N.m/sn}$$

$$N = G^2 * V * \mu = 700^2 * 9,6 * 10^{-3} = 4,7 \text{ kW}$$

Motor Verimi: $\eta = 0,8$ ise;

$$N_{\text{gerçek}} = N / \eta = 4,7 / 0,8 = \mathbf{5,875 \text{ kW}}$$
 'lık karıştırıcı gereklidir.

H₂O₂ Tankı Boyutlandırması

1 L atıksu için 50 mg H₂O₂ kullanılıyor.
48000 m³ atıksu için % 50'lik H₂O₂ çözeltisinden **4,8 m³/G** gerekir.

$$V = 4,8 \text{ m}^3 \text{ lük tank gerekir.}$$

$$h = 1,2 \text{ m ise } A = 4,8 / 1,2 = 4 \text{ m}^2$$

$$A = \Pi D^2 / 4 \text{ ise } \mathbf{D \approx 2,25 \text{ m}}$$

H₂O₂ Dozaj Pompası

4,8 m³/G / 24 sa = **0,2 m³/sa**'lik pompa.

PAC Tankı Boyutlandırması

1 L atıksu için 30 mg PAC kullanılıyor.
48000 m³ atıksu için **1440 kg PAC/G** gerekir.

PAC çözeltisi depolama hacmini küçülmek için % 10'lik kullanılırsa;
1m³'de 100 kg PAC vardır.
 $\frac{x}{1440\text{kg PAC}} = \frac{100\text{kg PAC}}{1000\text{L}}$
x = 14,4 m³'lük tank gerekir.

h = 2 m ise A= 14,4/2 = 7,2 m²

A = $\Pi D^2/4$ ise **D ≈ 3 m**

PAC Dozaj Pompası

14,4 m³/G / 24 sa = 0,6 m³/sa'lik pompa.

PAC Karıştırıcısı

G = 700 sn⁻¹

V =14,4m³

$\mu = 10^{-3}$ N.m/sn

N = G²* V* $\mu = 700^2 * 14,4 * 10^{-3} = 7$ kW

Motor Verimi: $\eta = 0,8$ ise;

N_{gerçek} = N/ $\eta = 7/0,8 = 8,82$ kW'lık karıştırıcı gereklidir.

Anyonik Polimer Tankı Boyutlandırması

1 L atıksu için 1 mg Anyonik Polimer kullanılıyor.
48000 m³ atıksu için **48 kg/G Anyonik Polimer** gerekir.

Anyonik polimer %1'lik çözelti olarak hazırlanır;

1 L 'de 1 g Anyonik Polimer vardır.
 1m³ 'de 1kg Anyonik Polimer vardır.
 $\frac{x}{x = 48 \text{ m}^3}$ 48kg Anyonik Polimer
 gerekmektedir.

$$h = 4,8 \text{ m ise } A = 48/4,8 = 10 \text{ m}^2$$

$$A = \Pi D^2/4 \text{ ise } D \approx 3,6 \text{ m}$$

Anyonik Polimer Dozaj Pompası

$$48 \text{ m}^3/\text{G} / 24 \text{ sa} = 2 \text{ m}^3/\text{sa}'\text{lik pompa.}$$

Anyonik Polimer Karıştırıcısı

$$G = 700 \text{ sn}^{-1}$$

$$V = 48 \text{ m}^3$$

$$\mu = 10^{-3} \text{ N.m/sn}$$

$$N = G^2 * V * \mu = 700^2 * 48 * 10^{-3} = 23,52 \text{ kW}$$

Motor Verimi: $\eta = 0,8$ ise;

$$N_{\text{gerçek}} = N / \eta = 23,52 / 0,8 = 29,4 \text{ kW}'\text{lık karıştırıcı gereklidir.}$$

İYON DEĞİŞTİRME PROSESİ BOYUTLANDIRMA HESAPLARI

Katyonik İyon Değiştirici Kolon Boyutlandırması

Katyon Tipi İyon Değiştirici Miktarları

$$Q = 48000 \text{ m}^3/\text{G}$$

Katyonların (+2) ekivalent ağırlıkları

$$\text{Ca (Co-Ce)} = 180-0 = \frac{180}{40} = 9 \text{ meq} / L$$

$$\text{Mg (Co-Ce)} = 21-0 = \frac{21}{24} = 1,75 \text{ meq} / L$$

$$\text{Fe (Co-Ce)} = 0,3-0 = \frac{0,3}{56} \cong 0 \text{ meq} / L \text{ (ihmal edilir)}$$

$$\sum M^{+2} = 10,75 \text{ meq} / L$$

Katyonların (+1) ekivalent ağırlıkları

$$\text{Na (Co-Ce)} = 690 - 0 = \frac{690}{23} = 23 \text{ meq/L}$$

$$\text{K (Co-Ce)} = 18 - 0 = \frac{18}{39} = 0,46 \text{ meq/L}$$

$$\sum M_{top}^+ = 10,75 + 23,46 = 34,21 \text{ meq/L}$$

Günlük Akı Değeri

$$(34,21) \text{ meq/m}^3 * 48000 \text{ m}^3 = 1.642.080 \text{ eq/G}$$

$$\begin{aligned} \text{Gerekli Reçine Hacmi} &= 1.642.080 / (2 \text{ eq/L reçine}) \\ &= 821.040 \text{ L reçine / gün} \end{aligned}$$

48000 m³'lük debi 10 hatta ayrılarak

$$\frac{48000}{10} = 4800 \text{ m}^3 / \text{gün} \text{ buradan saatlik debi } \frac{4800}{24} = 200 \text{ m}^3 / \text{sa} \text{ olarak bulunur.}$$

$$1 \text{ hattaki reçine miktarı } 821,040 / 10 = 82,104 \text{ m}^3$$

Filtrasyon hızı Vf= 50 m/sa ve 10 hattaki toplam debi 200 * 10 =2000 m³/sa

$$\text{Toplam kolon alanı } \frac{200 * 10}{50} = 40 \text{ m}^2$$

$$1 \text{ hat alanı } 40/10 = 4 \text{ m}^2$$

Reçinelerde % 30 şişme olacağı kabul edilirse;

$$H_{kolon} = \frac{82,104 * 1,3}{4} = 26,68 \text{ m}^2$$

Kolonlar 4 m yüksekliğinde olursa,

Kolon sayısı 26,68/4 ≈7 adet

$$\frac{\pi D^2}{4} = 4 \text{ m}^2 = D = 2250 \text{ mm}$$

1 hattaki 1 kolondaki reçine miktarı 82,104/7 = 11,72 m³ reçine

Q_(rejenerasyon) = 5 m/sa * 4 m² = 20 m³/sa olarak bulunur.

1 ton katyonik reçine için 1,4 m³ %7'lik HCl gerekiyorsa

11,72 ton katyonik reçine için 16,41 m³ %7'lik HCl gerekir.

$$t_{rej} = \frac{V}{Q} = \frac{16,41}{20} = 0,82 \text{ sa} * 60 = 49 \text{ dk}$$

Yıkama suyu miktarı yaklaşık olarak 6 yatak hacmi

16,41 * 6 = 98,46 m³ yıkama suyu

$$t_{yavasavasya} = \frac{98,46}{20} = 4,92 \text{ sa} = 295 \text{ dk}$$

$$t_{huzllyka} = \frac{98,46}{50 * 4} = 0,49 \text{ sa} = 29 \text{ dk}$$

Σ Toplam Rejenerasyon süresi = $t_{\text{havalandırma}} + t_{\text{rejenerasyon}} + t_{\text{yavaşıkama}} + t_{\text{hızlııkama}}$
 = 29 dk + 49dk + 295 dk + 29dk = 402 dk = 6,7 sa
 10 seri yedili, 1 seride yedek hat 11 seri 7'şerli toplam 77 katyonik reçine kolonu.

Anyonik İyon Değişirici Kolon Boyutlandırması

Anyon Tipi İyon Değişirici Miktarları

$$\text{SO}_4 (\text{Co-Ce}) = \frac{420 - 250}{\frac{96}{2}} = 3,54 \text{ meq/L}$$

$$\text{Cl} (\text{Co-Ce}) = \frac{1270 - 150}{\frac{71}{2}} = 31,5 \text{ meq/L}$$

$$\sum M^- = 3,54 + 31,5 = 35 \text{ meq/L}$$

Günlük Akı Değeri

$$35 \text{ meq/m}^3 * 48000 \text{ m}^3 = 1680000 \text{ eq/G}$$

$$\text{Gerekli Reçine Hacmi} = 1680000 / (1,25 \text{ eq/L reçine}) \\ = 1.344.000 \text{ L reçine / gün}$$

48000 m³'lük debi 10'lu hatta ayrılarak

$$\frac{48000}{10} = 4800 \text{ m}^3 / \text{G} \text{ buradan saatlik debi } \frac{4800}{24} = 200 \text{ m}^3 / \text{sa} \text{ olarak bulunur.}$$

$$1 \text{ hattaki reçine miktarı } 1344 / 10 = 134,4 \text{ m}^3$$

$$\text{Filtrasyon hızı } 50 \text{ m/sa ve } 5 \text{ hattaki toplam debi } 400 * 5 = 2000 \text{ m}^3 / \text{sa}$$

$$\text{Toplam kolon alanı } \frac{400 * 5}{50} = 40 \text{ m}^2$$

$$1 \text{ hat alanı } 40 / 10 = 4 \text{ m}^2$$

Reçinelerde % 30 şişme olacağı kabul edilirse;

$$H_{\text{kolon}} = \frac{134,4 * 1,3}{4} = 43,68 \text{ m}$$

Kolonlar 4 m yüksekliğinde olursa,

$$\text{Kolon sayısı } 43,68 / 4 \approx 11 \text{ adet}$$

$$\frac{\pi D^2}{4} = 4 \text{ m}^2 = D = 2250 \text{ mm}$$

$$Q_{(\text{rejenerasyon})} = 5 \text{ m/sa} * 4 \text{ m}^2 = 20 \text{ m}^3 / \text{sa} \text{ olarak bulunur.}$$

$$1 \text{ hattaki } 1 \text{ kolondaki reçine miktarı } 134,4 / 11 = 12,21 \text{ m}^3 \text{ reçine}$$

1 ton anyonik reçine için 2 m³ %5'lik NaOH gerekiyorsa

12,21 ton anyonik reçine için 24,42 m³ %5'lik NaOH gerekir.

$$t_{\text{rej}} = \frac{V}{Q} = \frac{24,42}{20} = 1,22 \text{ sa} * 60 = 73 \text{ dk}$$

Yıkama suyu miktarı yaklaşık olarak 10 yatak hacmi

$12,21 * 10 = 122,1 \text{ m}^3$ yıkama suyu

$$t_{yav.yu} = \frac{122,1}{20} = 6,1sa = 366dk$$

$$t_{hızlyık} = \frac{122,1}{50 * 4} = 0,61sa = 36dk$$

$$\Sigma \text{ Toplam Rejenerasyon süresi} = t_{havalandırma} + t_{rejenerasyon} + t_{yavaşıkama} + t_{hızlyıkama} \\ = 36 \text{ dk} + 73 \text{ dk} + 366 \text{ dk} + 36 \text{ dk} = 511 \text{ dk} = 8,5 \text{ sa}$$

10 seri 11'erli, 1 seride yedek hat 11 seri 11'erli toplam 121 anyonik reçine kolonu.

Rejenerasyon

Katyonik Rejenerant

%35'lik HCl 5 kat seyreltilirse %7'lik çözelti elde edilir.

100 ml rejenerantta 7 g HCl varsa

1L rejenerantta 70 g HCl vardır.

1,4 L HCl (%7'lik) 100 g HCl içerir.

1,4 m³ HCl (%7'lik) 100 kg HCl içerir.

1 ton reçine için 1,4 m³ %7'lik HCl gerekir.

Anyonik Rejenerant

1 L reçine için 100 g NaOH gerekli ise

1 m³ reçine için 100 kg NaOH gerekir.

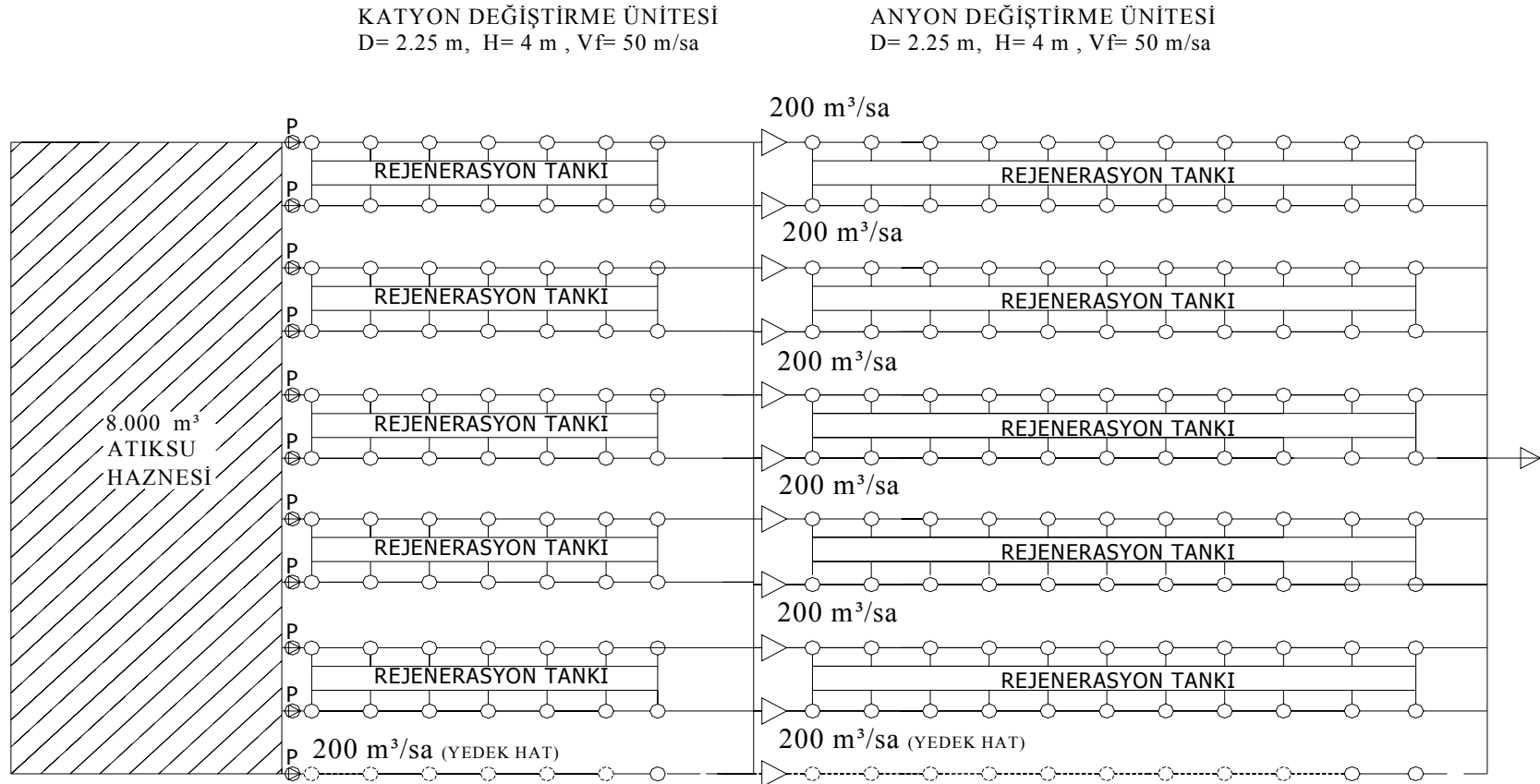
%5'lik NaOH'te 1 L'de 50 g NaOH varsa

1 m³'te 50 kg NaOH vardır.

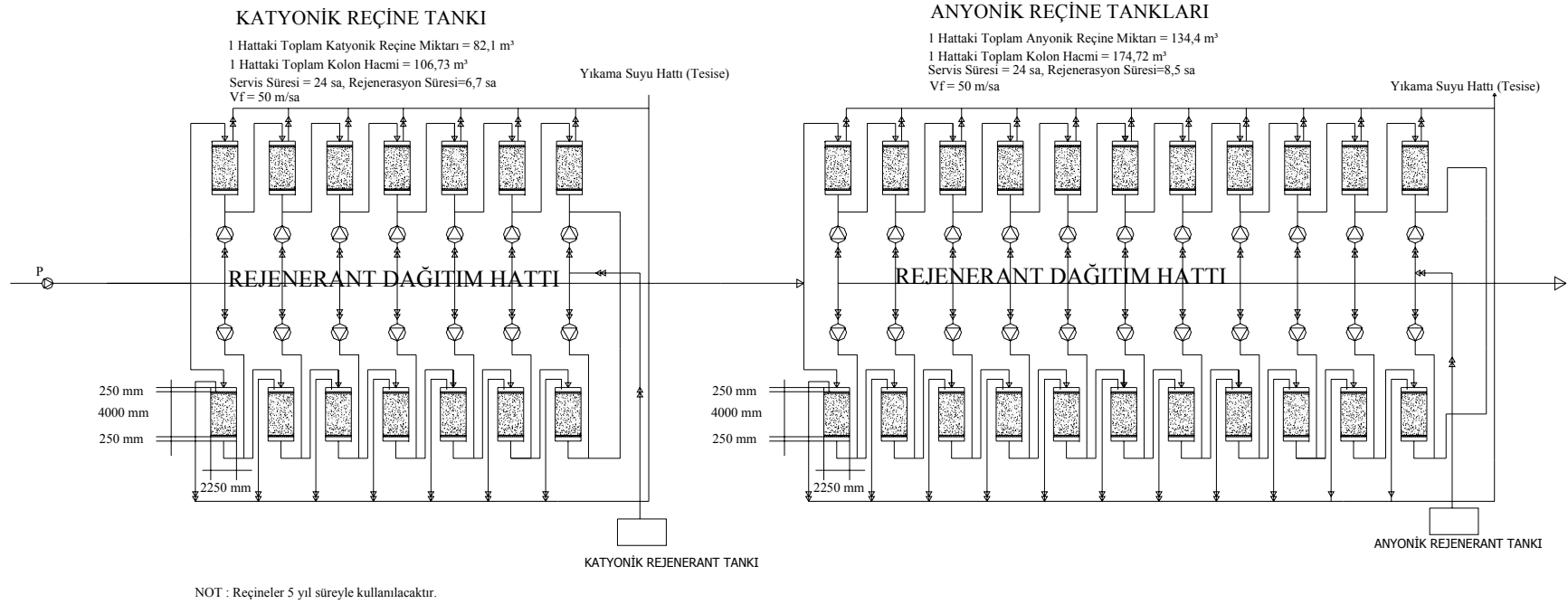
2 m³ %5'lik NaOH

1 ton reçine için 2 m³ %5'lik NaOH gerekir.

İyon değiştirme tesisinin plan ve kesitleri Şekil Ek 3. ve Şekil Ek 4'de verilmiştir.



Şekil Ek 3. I. Arıtma Alternatifi İyon Değişirme Prosesi Planı



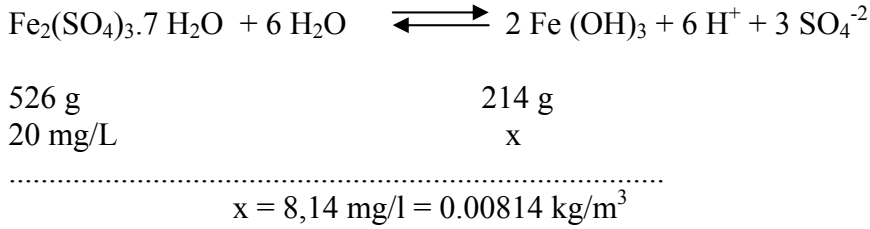
Şekil Ek 4. I. Arıtma Alternatifi İyon Değişirme Prosesi Planı

LARITMA ALTERNATİFİ ÇAMUR MİKTARLARININ HESAPLANMASI

Fenton Prosesi Çamurunun Miktarının Hesabı

Fenton Prosesinde 20 mg/L FeSO₄ ve 50 mg/L H₂O₂ kullanılmış atıksuyun pH'ı önce 1 N H₂SO₄ ile pH=4'e düşürülmüş koagülasyon aşamasında 1 N NaOH ile pH 8'e çıkartılmıştır. Giriş AKM konsantrasyonu = 75 mg/L ve fenton prosesinde AKM giderim verimi % 61'dir.

FeSO₄'dan oluşacak çamur miktarı,



$$L_{\text{Fenton Çamuru}} = 48000 * 0,00814 = 390,72 \text{ kg/G}$$

Fenton Prosesiyle oluşan çamurun katı madde miktarının % 3 ve çamur özgül ağırlığının 1,3 olduğu kabulüyle;

$$V_{\text{Kim.arıtma.fenton}} = \frac{L_{\text{FENTON}}}{S_C * 1000 * \%KM} = \frac{390,72}{1,3 * 1000 * 0,03} = 10 \text{ m}^3/\text{G}$$

AKM gideriminden oluşacak çamur miktarı,

$$L_{\text{AKM}} = 48000 \text{ m}^3/\text{G} * 0,61 * 75/1000 = 2196 \text{ kg/G}$$

$$V_{\text{kim.arıtma. AKM}} = \frac{L_{\text{AKM}}}{S_C * 1000 * \%KM} = \frac{2196}{1,3 * 1000 * 0,03} = 56,31 \text{ m}^3/\text{G}$$

$$V_{\text{fenton prosesi}} = 56,31 + 10 = \mathbf{66,31 \text{ m}^3/\text{G}}$$

PAC ile Kimyasal Koagülasyon Prosesinde Oluşacak Çamurun Miktarının Hesabı

PAC ile Kimyasal Koagülasyon Prosesinde 30 mg/L PAC ve 1 mg/L polimer kullanılmıştır. Giriş AKM konsantrasyonu = 29 mg/L ve PAC ile Kimyasal Koagülasyon prosesinde AKM giderim verimi % 83'dür.

AKM gideriminden oluşacak çamur miktarı,

$$L_{AKM} = 48000 \text{ m}^3/\text{G} * 0,83 * 29/1000 = 1155 \text{ kg/G}$$

PAC ile Kimyasal Koagülasyon Prosesiyle oluşan çamurun katı madde miktarının % 3 ve çamur özgül ağırlığının 1,3 olduğu kabulüyle; (Kestioğlu 2001)

$$V_{\text{kim.arıtma. AKM}} = \frac{L_{AKM}}{S_c * 1000 * \%KM} = \frac{1155}{1,3 * 1000 * 0,03} = 29,6 \text{ m}^3/\text{G}$$

$$V_{\text{PAC ile koagülasyon prosesi}} = 29,6 \text{ m}^3/\text{G}$$

I. arıtma alternatifinde oluşan toplam çamur miktarı:

$$V_{\text{toplam}} = 66,31 + 29,6 = 95,91 \text{ m}^3/\text{G}$$

II. ARITMA ALTERNATİFİ

HIZLI KARIŞTIRMA ÜNİTESİNİN BOYUTLANDIRILMASI

$$\theta_H = 2 \text{ dakika}$$

$$Q = 48000 \text{ m}^3/G = 33,33 \text{ m}^3/\text{dk}$$

$$V = 33,33 \text{ m}^3/\text{dk} * 2 \text{ dk} = 66,66 \text{ m}^3$$

$$A = 66,66 / 4,16 = 16 \text{ m}^2$$

$$b = 4 \text{ m} , \quad L = 4 \text{ m} \quad h = 4,16 + 0,34 \text{ m (hava payı)} = 4,5 \text{ m}$$

$$G = 300- 1000 \text{ sn}^{-1} \text{ (Kestioğlu 2001- s:164)}$$

$$10^4 < G \cdot \theta_H < 10^5 \text{ (Kestioğlu 2001- s:164)}$$

$$G = 700 \text{ sn}^{-1} \text{ seçilirse}$$

$$10^4 < 2*60*700 = 84000 < 10^5$$

Karıştırıcı İçin Gerekli Güç;

$$G = 700 \text{ sn}^{-1}$$

$$\mu = 10^{-3} \text{ N.s/m}^2 \text{ (T = 20 } ^\circ\text{C)}$$

$$V = 66,66 \text{ m}^3$$

$$P = G^2 \mu V = 700^2 * 10^{-3} * 66,66 = 32663,4 \text{ Watt}$$

$$P = 32,66 \text{ kW}$$

Motor Verimi;

$$\eta = 0,8 \text{ kabulü ile karıştırıcının gerçek gücü ;}$$

$$P_g = 32,66 / 0,8 = \mathbf{40,825 \text{ kW}}$$

Palet Alanı

(4,16m* 4m * 4m) karıştırma ünitesi derinliği 4,5 m (0,34 m hava payı)

$$\text{Palet uzunluğu} = 4 - 0,25 - 0,25 = 3,5 \text{ m}$$

$$\text{Palet Genişliği} = 0,25 \text{ m (kabul)}$$

$$\text{Toplam palet alanı} = 2 * 0,25 * 3,5 = 1,75 \text{ m}^2$$

$$\text{Paletler arası mesafe} = (4,16 - 0,5 - 0,6) - (0,25 * 2) = 2,56 \text{ m}$$

$$P_g = 32,66 / 0,8 = 40,825 \text{ kW}$$

$$V_r = (0,6 - 0,75) * V \text{ (Rölatif Hız)}$$

$$V_r = 0,7 * V \text{ (Seçildi)}$$

$$C_d = 1,2$$

$$\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$A = 1,75 \text{ m}^2$$

$$P_g = 0,5 * C_d * A * \rho * V_r^3 = 0,5 * 1,2 * 1000 * V_r^3$$

$$40825 = 600 * V_r^3$$

$$V_r = 3,38 \text{ m/s}$$

$$V_r = 0,7 * V_m$$

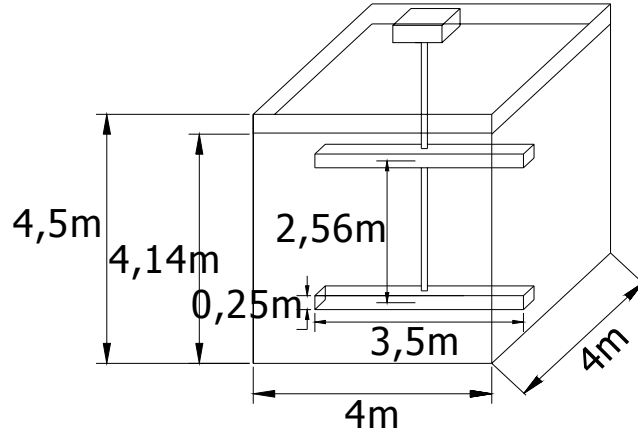
$$V_m = 4,82 \text{ m/s} = 289,2 \text{ m/dk}$$

$$V = V(\text{devir/dk}) * \text{iki palet uzaklığı} * (\Pi / 60)$$

$$V(\text{dev/dk}) = 289,2 / (2,56 * (\Pi / 60)) = 2158 \text{ dev/dk}$$

Tablo Ek 4. Hızlı Karıştırma Ünitesinin Tasarım Değerleri

Parametre	Tasarım Değeri
Debi (m ³ /G)	48000
Tank Hacmi (m ³)	66,66
Su Derinliği (m)	4,16
Tank Derinliği (m)	4,50
Tank Alanı (m ²)	16
Hız Gradyanı (sn ⁻¹)	700
Camp Sayısı (G.θ)	84000
Motor Gücü (kW)	40,825
Palet Alanı (m ²)	1,75
Palet Adedi (Adet)	2
Palet Hızı (dev/dk.)	2158



Şekil Ek 5. Hızlı Karıştırma Ünitesinin Ebatları

YAVAŞ KARIŞTIRMA ÜNİTESİNİN BOYUTLANDIRILMASI

$$\theta_H = 20 \text{ dakika}$$

$$Q = 48000 \text{ m}^3/\text{G} = 33,33 \text{ m}^3/\text{dk}$$

$$V = 33,33 \text{ m}^3/\text{dk} * 20 \text{ dk} = 666,6 \text{ m}^3$$

$$h = 4,16 \text{ m (hızlı karıştırma ünitesi ile uygun olması için)}$$

$$A = 666,6 / 4,16 = 160,2 \text{ m}^2$$

$$b = 6 \text{ m}, \quad L = 27 \text{ m} \quad h = 4,16 + 0,34 \text{ m (hava payı)} = 4,5 \text{ m}$$

$$G = 10- 100 \text{ sn}^{-1} \text{ (Kestioğlu 2001)}$$

$$10^4 < G \cdot \theta_H < 10^5 \text{ (Kestioğlu 2001)}$$

$$G = 50 \text{ sn}^{-1} \text{ seçilirse}$$

$$10^4 < 20 * 60 * 50 = 60000 < 10^5$$

$$0,5 < V_r < 0,7$$

Karıştırıcı İçin Gerekli Güç;

$$G = 50 \text{ sn}^{-1}$$

$$\mu = 10^{-3} \text{ N.s/m}^2 \quad (T = 20 \text{ }^\circ\text{C})$$

$$V = 666,6 \text{ m}^3$$

$$P = G^2 \mu V = 50^2 * 10^{-3} * 666,6 = 1667 \text{ Watt} = \mathbf{1,67 \text{ kW}}$$

Palet Alanı

$$V_r = 0,6 \text{ m/s (kabul)}$$

$$V_m = 0,6/0,7 = 0,85 \text{ m/s}$$

$$P_g = 0,5 * C_d * A * \rho * V_r^3$$

$$1667 \text{ Watt} = 0,5 * 1,2 * A * 1000 * 0,6^3$$

$$A = 12,86 \text{ m}^2$$

3 tane palet yapılırsa;

$$A_1 = A_2 = A_3 = A/3 = 12,86/3 = 4,3 \text{ m}^2$$

(4,16m * 6 m * 27 m) karıştırma ünitesi derinliği 4,5 m (0,34 m hava payı)

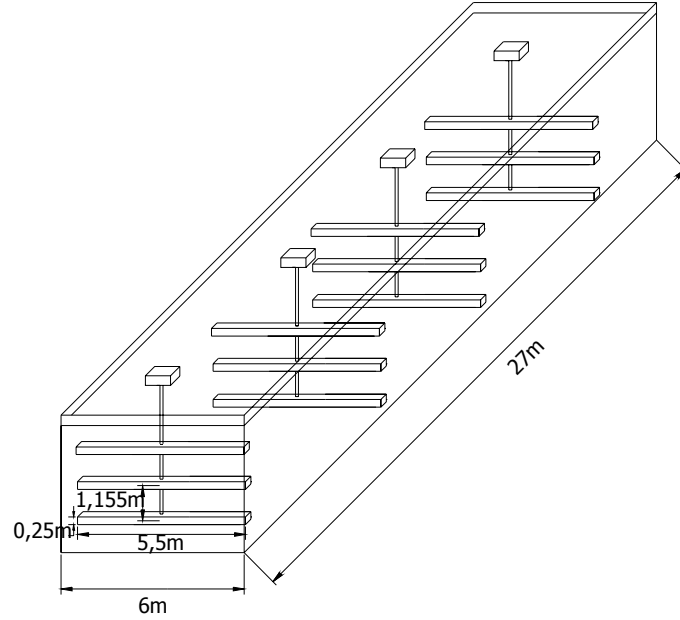
$$\text{Palet uzunluğu} = 6 - 0,25 - 0,25 = 5,5 \text{ m}$$

$$\text{Palet Genişliği} = 0,25 \text{ m (kabul)}$$

$$\text{Paletler arası mesafe} = (4,16 - 0,5 - 0,6) - (0,25 * 3) / 2 \text{ aralık} = 1,155 \text{ m}$$

Tablo Ek 5. Yavaş Karıştırma Ünitesinin Tasarım Değerleri

Parametre	Tasarım Değeri
Debi (m ³ /G)	48000
Hidrolik Bekleme Süresi (dk)	20
Hız Gradyanı (sn ⁻¹)	50
Su Derinliği (m)	4,16
Tank Derinliği (m)	4,5
Taban Alanı (m ²)	162
Karıştırıcı Güçleri (Watt)	1670
Rölatif Hız (m/s)	0,6
Mutlak Hız (m/s)	0,85
Palet Alanı (m ²)	12,86
Palet Adedi (Adet)	3



Şekil Ek 6. Yavaş Karıştırma Ünitesinin Ebatları

ÖN ÇÖKELTİM ÜNİTESİNİN BOYUTLANDIRILMASI

$$S_0 = 1,1 \text{ m}^3 / \text{m}^2 * \text{sa}$$

$$Q = 48000 \text{ m}^3 / G = 2000 \text{ m}^3 / \text{sa}$$

$$\text{Savak yükü} = 7,2 - 11 \text{ m}^3 / \text{m.sa}$$

$$\text{Gerekli dairesel çökeltim alanı} = Q / S_0$$

$$A = 2000/1,1 = 1818 \text{ m}^2$$

2 tane çökeltim tankı yapılırsa;

$$A_1 = A_2 = A/2 = 1818/2 = 909 \text{ m}^2$$

$$A_1 = \Pi D^2/4 \Rightarrow 909 = \Pi D^2/4 \Rightarrow D = 34 \text{ m}$$

$$h = 3,5 \text{ m (kabul)}$$

$$V_1 = 909 * 3,5 = 3181,5 \text{ m}^3$$

$$\theta = (3181,5 \cdot 2) / 2000 = 3,18 \text{ sa}$$

$$\begin{aligned} \text{Savak uzunlu\u011fu} &= \Pi \cdot D \\ \text{Savak uzunlu\u011fu} &= 3 \cdot 34 = 102 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Savak y\u00fck\u00fc} = 2000 / (102 \cdot 2) = 9,8 \text{ m}^3 / \text{m} \cdot \text{sa}$$

$$7,2 < 9,8 < 11 \text{ m}^3 / \text{m} \cdot \text{sa} \text{ (Uygun)}$$

Tablo Ek 6. \u00d6n \u00c7\u00f6keltim Tankı Tasarım De\u011ferleri

Parametre	Tasarım De\u011feri	
Debi (m ³ /G)	48000	
Y\u00fczey Hidrolik Y\u00fc (m ³ / m ² * sa)	1,1	
Tank Y\u00fczey Alanı (m ²)	909	
Su Derinli\u011fi (m)	3,5	
Tank Derinli\u011fi (m)	4	
Tank Hacmi (m ³)	3181,5	
Bekleme S\u00fcresi (saat)	3,18	
Tank \u00c7apı (m)	34	
Savak Boyu (m)	102	
Savak Y\u00fc (m ³ /m.sa)	9,8	
Giderim Verimleri (%)		
KOI	27	
AKM	96	
Demir	94	
Renk (RES)	436 nm	75
	525 nm	88
	620 nm	91

Kire\u00e7 Ca(OH)₂ Tankı Boyutlandırması

1 L suda 100 g kire\u00e7 vardır. (% 10'lik \u00e7\u00f6zelti)

1 L atıksuyun pH'ını 11'e yükseltmek i\u00e7in 540 mg/L Ca(OH)₂ kullanılmaktadır.

48000 m³ atıksu i\u00e7in **25,92 ton katı Ca(OH)₂** gerekir.

$$\begin{aligned} 1\text{m}^3 \text{ de} & \quad 100 \text{ kg kire\u00e7 vardır.} \\ x & \quad \quad \quad 25920 \text{ kg kire\u00e7} \\ \hline x &= 259,2 \text{ m}^3 \text{ l\u00fck tank gereklidir.} \end{aligned}$$

2 adet tank yapılırsa;

$$V_1 = 259,2/2 = 129,6 \text{ m}^3$$

$$h = 5 \text{ m seçilirse } A = V/h \quad A = 129,6/5 = 25,92 \text{ m}^2$$

$$A = \pi D^2/4 \text{ ise } \mathbf{D \approx 5,75 \text{ m}}$$

Kireç $\text{Ca}(\text{OH})_2$ Dozaj Pompası

$$129,6 \text{ m}^3/24 \text{ sa} = 5,4 \text{ m}^3/\text{sa}'\text{lik } 2 \text{ pompa.}$$

Kireç $\text{Ca}(\text{OH})_2$ Karıştırıcısı

$$G = 700 \text{ sn}^{-1}$$

$$V = 129,6 \text{ m}^3$$

$$\mu = 10^{-3} \text{ N.m/sn}$$

$$N = G^2 * V * \mu = 700^2 * 129,6 * 10^{-3} = 63,5 \text{ kW}$$

Motor Verimi: $\eta = 0,8$ ise;

$$N_{\text{gerçek}} = N / \eta = 63,5 / 0,8 = \mathbf{79,38 \text{ kW}'lık } 2 \text{ adet karıştırıcı gereklidir.}$$

Asit Tankı Boyutlandırması

Atıksuyun pH'ını 11'den 7,5'a düşürmek için 1 N H_2SO_4 çözeltisinden 5,9 ml kullanılmıştır.

1 N H_2SO_4 çözeltisinin litresinde, % 96'luk H_2SO_4 'den 28 ml vardır.

Dolayısıyla 1 L atıksuyun pH'ını 7,5'a düşürmek için 0,1652 ml % 96'luk H_2SO_4 gerekir.

48000 m^3 ham atıksuyun pH'ını 7,5'a düşürmek için ise günde **7,93 m^3** % 96'luk H_2SO_4 gerekir.

$$7,93 \text{ m}^3/G \approx 8 \text{ m}^3 / G$$

$$h = 2,5 \text{ m ise } A = 8 / 2,5 = 3,17 \text{ m}^2$$

$$A = \pi D^2/4 \text{ ise } \mathbf{D \approx 2 \text{ m}}$$

Asit Dozaj Pompası

8 m³/G / 24 sa = **0,33 m³/sa**'lik pompa.

İYON DEĞİŞTİRME PROSESİ BOYUTLANDIRMA HESAPLARI

Katyonik İyon Değiştirici Kolon Boyutlandırması

Katyon Tipi İyon Değiştirici Miktarları

$$Q = 48000 \text{ m}^3/\text{G}$$

Katyonların (+2) ekivalent ağırlıkları

$$\text{Ca (Co-Ce)} = 60-0 = \frac{60}{\frac{40}{2}} = 3 \text{ meq} / L$$

$$\text{Mg (Co-Ce)} = 8-0 = \frac{8}{\frac{24}{2}} = 0,66 \text{ meq} / L$$

$$\text{Fe (Co-Ce)} = 0,2-0 = \frac{0,2}{\frac{56}{2}} \cong 0 \text{ meq} / L \text{ (ihmal edilir)}$$

$$\sum M^{+2} = 3,66 \text{ meq} / L$$

Katyonların (+1) ekivalent ağırlıkları

$$\text{Na (Co-Ce)} = 620-0 = \frac{620}{23} = 27 \text{ meq} / L$$

$$\text{K (Co-Ce)} = 10-0 = \frac{10}{39} = 0,26 \text{ meq} / L$$

$$\sum M_{top}^{+} = 3,66 + 27,26 = 30,92 \text{ meq} / L$$

Günlük Akı Değeri

$$(30,92) \text{ meq}/\text{m}^3 * 48000 \text{ m}^3 = 1.484.160 \text{ eq}/\text{G}$$

Gerekli Reçine Hacmi = 1.484.160 / (2 eq/L reçine)

$$= \mathbf{742.080 \text{ L reçine} / \text{gün}}$$

48000 m³'lük debi 10 hatta ayrılarak

$$\frac{48000}{10} = 4800 \text{ m}^3 / \text{gün} \text{ buradan saatlik debi } \frac{4800}{24} = 200 \text{ m}^3 / \text{sa} \text{ olarak bulunur.}$$

1 hattaki reçine miktarı $742,080 / 10 = 74,208 \text{ m}^3$

Filtrasyon hızı $V_f = 50 \text{ m/sa}$ ve 10 hattaki toplam debi $200 * 10 = 2000 \text{ m}^3/\text{sa}$

$$\text{Toplam kolon alanı} = \frac{200 * 10}{50} = 40 \text{ m}^2$$

$$\text{1 hat alanı} = 40/10 = 4 \text{ m}^2$$

Reçinelerde % 30 şişme olacağı kabul edilirse;

$$H_{\text{kolon}} = \frac{74,21 * 1,3}{4} = 24,11 \text{ m}^2$$

Kolonlar 4 m yüksekliğinde olursa,

Kolon sayısı $24,11/4 \approx 6$ adet

$$\frac{\pi D^2}{4} = 4 \text{ m}^2 = D = 2250 \text{ mm}$$

1 hattaki 1 kolondaki reçine miktarı $74,208/6 = 12,37 \text{ m}^3$ reçine

$Q_{\text{(rejenerasyon)}} = 5 \text{ m/sa} * 4 \text{ m}^2 = 20 \text{ m}^3/\text{sa}$ olarak bulunur.

1 ton katyonik reçine için $1,4 \text{ m}^3$ %7'lik HCl gerekiyorsa

12,37 ton katyonik reçine için $17,31 \text{ m}^3$ %7'lik HCl gerekir.

$$t_{\text{rej}} = \frac{V}{Q} = \frac{17,31}{20} = 0,86 \text{ sa} * 60 = 52 \text{ dk}$$

Yıkama suyu miktarı yaklaşık olarak 6 yatak hacmi

$$17,31 * 6 = 103,86 \text{ m}^3 \text{ yıkama suyu}$$

$$t_{\text{yavaş yavaş}} = \frac{103,86}{20} = 5,19 \text{ sa} = 311 \text{ dk}$$

$$t_{\text{hızlı yıkama}} = \frac{103,86}{50 * 4} = 0,52 \text{ sa} = 31 \text{ dk}$$

$$\begin{aligned} \Sigma \text{ Toplam Rejenerasyon süresi} &= t_{\text{havalandırma}} + t_{\text{rejenerasyon}} + t_{\text{yavaş yıkama}} + t_{\text{hızlı yıkama}} \\ &= 31 \text{ dk} + 52 \text{ dk} + 311 \text{ dk} + 31 \text{ dk} = 425 \text{ dk} = 7 \text{ sa} \end{aligned}$$

10 seri altılı, 1 seride yedek hat 11 seri 6'şarlı toplam 66 katyonik reçine kolonu.

Anyonik İyon Değişirici Kolon Boyutlandırması

Anyon Tipi İyon Değişirici Miktarları

$$SO_4 \text{ (Co-Ce)} = \frac{550 - 250}{\frac{96}{2}} = 6,25 \text{ meq/L}$$

$$Cl \text{ (Co-Ce)} = \frac{1070 - 150}{\frac{71}{2}} = 25,9 \text{ meq/L}$$

0,01 meq/L NO₃

$$\sum M^- = 6,25 + 25,9 + 0,01 = 32 \text{ meq/L}$$

Günlük Akı Değeri

$$32 \text{ meq/m}^3 * 48000 \text{ m}^3 = 1536000 \text{ eq/G}$$

Gerekli Reçine Hacmi = 1536000 / (1,25 eq/L reçine)

$$= 1.228.800 \text{ L reçine / gün}$$

48000 m³'lük debi 10'lu hatta ayrılarak

$$\frac{48000}{10} = 4800 \text{ m}^3 / G \text{ buradan saatlik debi } \frac{4800}{24} = 200 \text{ m}^3 / \text{sa} \text{ olarak bulunur.}$$

$$1 \text{ hattaki reçine miktarı } 1228,8 / 10 = 122,88 \text{ m}^3$$

Filtrasyon hızı 50 m/sa ve 5 hattaki toplam debi 400 * 5 = 2000 m³/sa

$$\text{Toplam kolon alanı } \frac{400 * 5}{50} = 40 \text{ m}^2$$

$$1 \text{ hat alanı } 40/10 = 4 \text{ m}^2$$

Reçinelerde % 30 şişme olacağı kabul edilirse;

$$H_{\text{kolon}} = \frac{122,88 * 1,3}{4} = 39,94 \text{ m}$$

Kolonlar 4 m yüksekliğinde olursa,

Kolon sayısı 39,9/4 ≈ 10 adet

$$\frac{\pi D^2}{4} = 4m^2 = D = 2250mm$$

$Q_{(rejenerasyon)} = 5 \text{ m}^3/\text{sa} * 4 \text{ m}^2 = 20 \text{ m}^3/\text{sa}$ olarak bulunur.

1 hattaki 1 kolondaki reçine miktarı $122,88/10 = 12,29 \text{ m}^3$ reçine

1 ton anyonik reçine için 2 m^3 %5'lik NaOH gerekiyorsa

12,29 ton anyonik reçine için $24,58 \text{ m}^3$ %5'lik NaOH gerekir.

$$t_{rej} = \frac{V}{Q} = \frac{24,58}{20} = 1,23 \text{ sa} * 60 = 74 \text{ dk}$$

Yıkama suyu miktarı yaklaşık olarak 10 yatak hacmi

$12,29 * 10 = 122,9 \text{ m}^3$ yıkama suyu

$$t_{yav.yu} = \frac{122,9}{20} = 6,15 \text{ sa} = 369 \text{ dk}$$

$$t_{hızlıyık} = \frac{122,9}{50 * 4} = 0,62 \text{ sa} = 37 \text{ dk}$$

$$\begin{aligned} \Sigma \text{ Toplam Rejenerasyon süresi} &= t_{havalandırma} + t_{rejenerasyon} + t_{yavaşıkama} + t_{hızlııkama} \\ &= 37 \text{ dk} + 74 \text{ dk} + 369 \text{ dk} + 37 \text{ dk} = 517 \text{ dk} = 8,65 \text{ sa} \end{aligned}$$

10 seri 10'arlı, 1 seride yedek hat 11 seri 9'arlı toplam 110 anyonik reçine kolonu.

Rejenerasyon

Katyonik Rejenerant

%35'lik HCl 5 kat seyreltilirse %7'lik çözelti elde edilir.

100 ml rejenerantta 7 g HCl varsa

1L rejenerantta 70 g HCl vardır.

1,4 L HCl (%7'lik) 100 g HCl içerir.

1,4 m³ HCl (%7'lik) 100 kg HCl içerir.

1 ton reçine için 1,4 m³ %7'lik HCl gerekir.

Anyonik Rejenerant

1 L reçine için 100 g NaOH gerekli ise

1 m³ reçine için 100 kg NaOH gerekir.

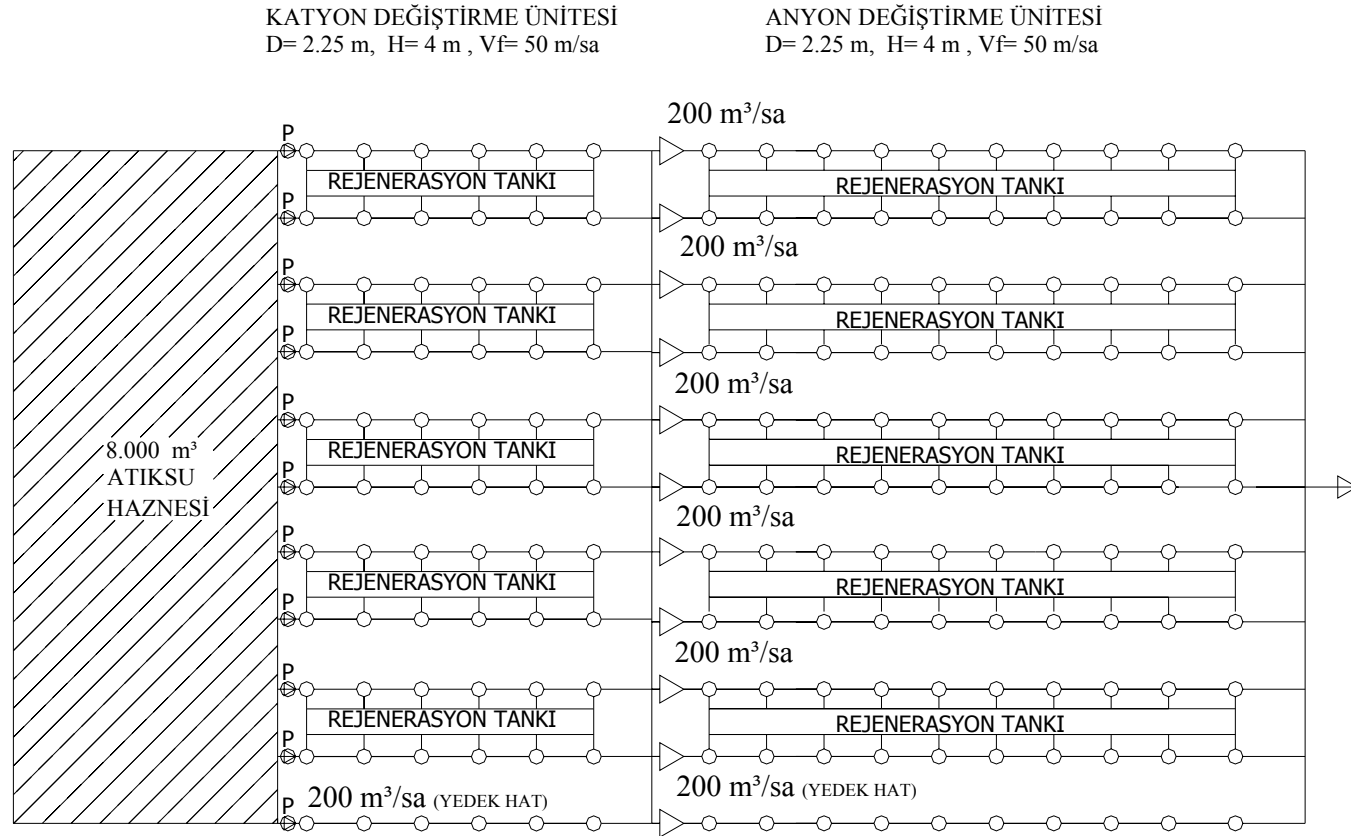
%5'lik NaOH'te 1 L'de 50 g NaOH varsa

1 m³'te 50 kg NaOH vardır.

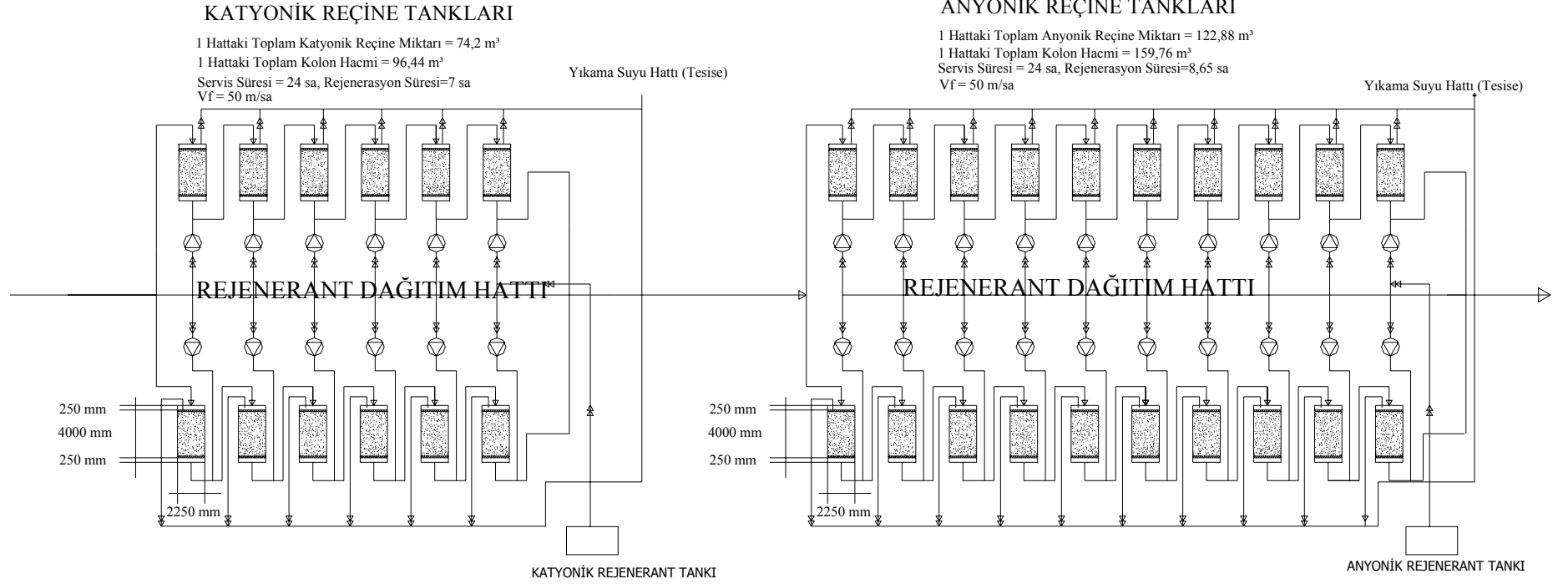
2 m³ %5'lik NaOH

1 ton reçine için 2 m³ %5'lik NaOH gerekir.

İyon değiştirme tesisinin plan ve kesitleri Şekil Ek 7 ve Şekil Ek 8'de verilmiştir.



Şekil Ek 7. II. Arıtma Alternatifi İyon Değişirme Sistemi Planı



NOT : Reçineler 5 yıl süreyle kullanılacaktır.

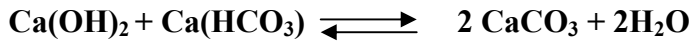
Şekil Ek 8. II. Arıtma Alternatifi İyon Değişirme Sistemi Boykesiti

II. ARITMA ALTERNATİFİ ÇAMUR MİKTARLARININ HESAPLANMASI

Giriş AKM konsantrasyonu = 75 mg/L ve kimyasal çöktürme prosesinde AKM giderim verimi % 96'dır.

Ca(OH)₂ ile Kimyasal Çöktürme Prosesinde Oluşacak Çamurun Miktarının Hesabı

Ham atıksuyun pH'ını 11'e yükseltmek için % 5'lik Ca(OH)₂ çözeltisinden 10,8 ml kullanılmıştır. Dolayısıyla atıksuya eklenen kireç miktarı 540 mg/L'dir. Bunun en çok %40'ı çözünür, %60'ı Ca(OH)₂ çamuru olarak çökler.



$$\begin{array}{ccc} 74\text{g} & & 200\text{g} \\ 540 \cdot 0,4 \text{ mg/L} & & x \end{array}$$

$$x = 583,78 \text{ mg/l} = 0,584 \text{ kg/m}^3$$

$$L_{\text{CaCO}_3 \text{ Çamuru}} = 48000 \cdot 0,584 = 28032 \text{ kg/G}$$

$$L_{\text{Ca(OH)}_2 \text{ Çamuru}} = 48000 \cdot 540 \cdot 0,6 / 1000 = 15552 \text{ kg/G}$$

Kireç ile kimyasal çöktürme prosesiyle oluşan çamurun katı madde miktarının % 5 ve çamur özgül ağırlığının 2,2 olduğu kabulüyle(Kestioğlu 2001);

$$V_{\text{kimyasal çöktürme}} = \frac{L_{\text{KIREC}}}{S_c \cdot 1000 \cdot \%KM} = \frac{28032 + 15552}{2,2 \cdot 1000 \cdot 0,05} = 396,2 \text{ m}^3/\text{G}$$

AKM gideriminden oluşacak çamur miktarı,

$$L_{\text{AKM}} = 48000 \text{ m}^3/\text{G} \cdot 0,96 \cdot 75 / 1000 = 3456 \text{ kg/G}$$

$$V_{\text{kim.arıtma. AKM}} = \frac{L_{\text{AKM}}}{S_c \cdot 1000 \cdot \%KM} = \frac{3456}{1,3 \cdot 1000 \cdot 0,03} = 88,61 \text{ m}^3/\text{G}$$

II. arıtma alternatifinde oluşan toplam çamur miktarı:

$$V_{\text{TOPLAM}} = 396,2 + 88,61 = 484,81 \text{ m}^3/\text{G}$$

III. ARITMA ALTERNATİFİ

FENTON PROSESİ HIZLI KARIŞTIRMA ÜNİTESİNİN BOYUTLANDIRILMASI

$$\theta_H = 2 \text{ dakika}$$

$$Q = 48000 \text{ m}^3/\text{G} = 33,33 \text{ m}^3/\text{dk}$$

$$V = 33,33 \text{ m}^3/\text{dk} * 2 \text{ dk} = 66,66 \text{ m}^3$$

$$A = 66,66 / 4,16 = 16 \text{ m}^2$$

$$b = 4 \text{ m}, \quad L = 4 \text{ m} \quad h = 4,16 + 0,34 \text{ m (hava payı)} = 4,5 \text{ m}$$

$$G = 300- 1000 \text{ sn}^{-1} \text{ (Kestioğlu 2001- s:164)}$$

$$10^4 < G \cdot \theta_H < 10^5 \text{ (Kestioğlu 2001- s:164)}$$

$$G = 700 \text{ sn}^{-1} \text{ seçilirse}$$

$$10^4 < 2*60*700 = 84000 < 10^5$$

Karıştırıcı İçin Gerekli Güç;

$$G = 700 \text{ sn}^{-1}$$

$$\mu = 10^{-3} \text{ N.s/m}^2 \text{ (T = 20 }^\circ\text{C)}$$

$$V = 66,66 \text{ m}^3$$

$$P = G^2 \mu V = 700^2 * 10^{-3} * 66,66 = 32663,4 \text{ Watt}$$

$$P = 32,66 \text{ kW}$$

Motor Verimi;

$$\eta = 0,8 \text{ kabulü ile karıştırıcının gerçek gücü ;}$$

$$P_g = 32,66 / 0,8 = 40,825 \text{ kW}$$

Palet Alanı

$$(4,16\text{m} * 4\text{m} * 4\text{m}) \text{ karıştırma ünitesi derinliği } 4,5 \text{ m (} 0,34 \text{ m hava payı)}$$

$$\text{Palet uzunluğu} = 4 - 0,25 - 0,25 = 3,5 \text{ m}$$

$$\text{Palet Genişliği} = 0,25 \text{ m (kabul)}$$

$$\begin{aligned} \text{Toplam palet alanı} &= 2 * 0,25 * 3,5 = 1,75 \text{ m}^2 \\ \text{Paletler arası mesafe} &= (4,16 - 0,5 - 0,6) - (0,25 * 2) = 2,56 \text{ m} \\ P_g &= 32,66 / 0,8 = \mathbf{40,825 \text{ kW}} \\ V_r &= (0,6 - 0,75) * V \text{ (Rölatif Hız)} \\ V_r &= 0,7 * V \text{ (Seçildi)} \\ C_d &= 1,2 \\ \rho &= 1000 \text{ kg/m}^3 \\ A &= 1,75 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$P_g = 0,5 * C_d * A * \rho * V_r^3 = 0,5 * 1,2 * 1000 * V_r^3$$

$$40825 = 600 * V_r^3$$

$$V_r = 3,38 \text{ m/s}$$

$$V_r = 0,7 * V_m$$

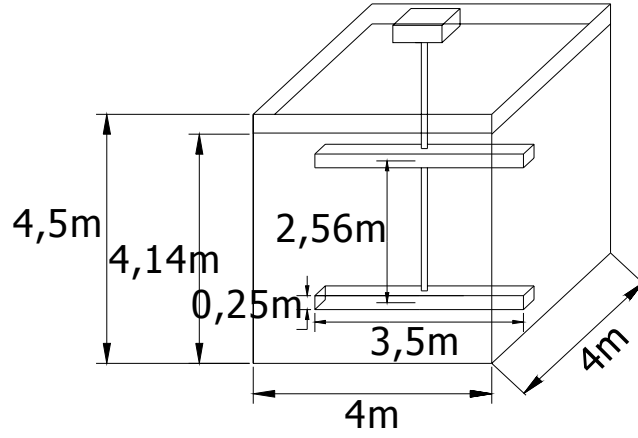
$$V_m = 4,82 \text{ m/s} = 289,2 \text{ m/dk}$$

$$V = V(\text{devir/dk}) * \text{iki palet uzaklığı} * (\Pi / 60)$$

$$V(\text{dev/dk}) = 289,2 / (2,56 * (\Pi / 60)) = 2158 \text{ dev/dk}$$

Tablo Ek 7. Hızlı Karıştırma Ünitesinin (Fenton) Tasarım Değerleri

Parametre	Tasarım Değeri
Debi (m ³ /G)	48000
Tank Hacmi (m ³)	66,66
Su Derinliği (m)	4,16
Tank Derinliği (m)	4,50
Tank Alanı (m ²)	16
Hız Gradyanı (sn ⁻¹)	700
Camp Sayısı (G.θ)	84000
Motor Gücü (kW)	40,825
Palet Alanı (m ²)	1,75
Palet Adedi (Adet)	2
Palet Hızı (dev/dk.)	2158



Şekil Ek 9. Hızlı Karıştırma Ünitesinin Ebatları

YAVAŞ KARIŞTIRMA ÜNİTESİNİN BOYUTLANDIRILMASI

$$\theta_H = 20 \text{ dakika}$$

$$Q = 48000 \text{ m}^3/\text{G} = 33,33 \text{ m}^3/\text{dk}$$

$$V = 33,33 \text{ m}^3/\text{dk} * 20 \text{ dk} = 666,6 \text{ m}^3$$

$$h = 4,16 \text{ m (hızlı karıştırma ünitesi ile uygun olması için)}$$

$$A = 666,6 / 4,16 = 160,2 \text{ m}^2$$

$$b = 6 \text{ m}, \quad L = 27 \text{ m} \quad h = 4,16 + 0,34 \text{ m (hava payı)} = 4,5 \text{ m}$$

$$G = 10- 100 \text{ sn}^{-1} \text{ (Kestioğlu 2001)}$$

$$10^4 < G \cdot \theta_H < 10^5 \text{ (Kestioğlu 2001)}$$

$$G = 50 \text{ sn}^{-1} \text{ seçilirse}$$

$$10^4 < 20 * 60 * 50 = 60000 < 10^5$$

$$0,5 < V_r < 0,7$$

Karıştırıcı İçin Gerekli Güç;

$$G = 50 \text{ sn}^{-1}$$

$$\mu = 10^{-3} \text{ N.s/m}^2 \quad (T = 20 \text{ }^\circ\text{C})$$

$$V = 666,6 \text{ m}^3$$

$$P = G^2 \mu V = 50^2 * 10^{-3} * 666,6 = 1667 \text{ Watt} = 1,67 \text{ kW}$$

Palet Alanı

$$V_r = 0,6 \text{ m/s (kabul)}$$

$$V_m = 0,6/0,7 = 0,85 \text{ m/s}$$

$$P_g = 0,5 * C_d * A * \rho * V_r^3$$

$$1667 \text{ Watt} = 0,5 * 1,2 * A * 1000 * 0,6^3$$

$$A = 12,86 \text{ m}^2$$

3 tane palet yapılırsa;

$$A_1 = A_2 = A_3 = A/3 = 12,86/3 = 4,3 \text{ m}^2$$

(4,16m* 6 m * 27 m) karıştırma ünitesi derinliği 4,5 m (0,34 m hava payı)

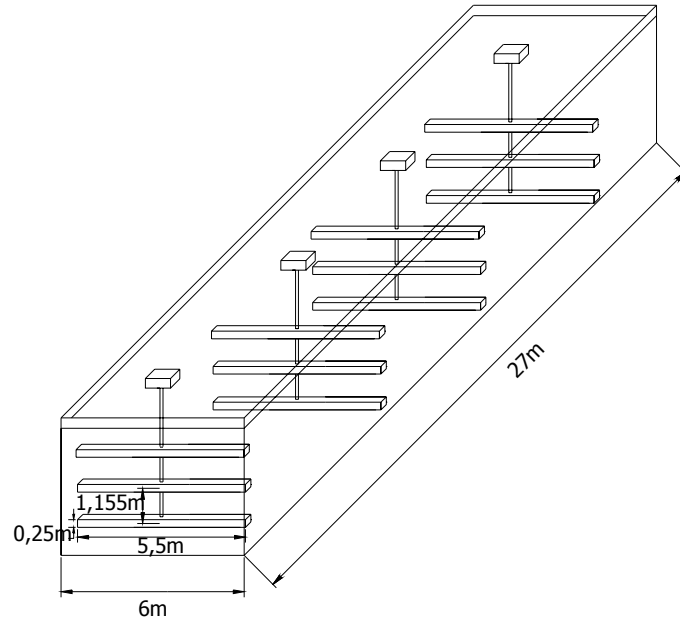
$$\text{Palet uzunluğu} = 6 - 0,25 - 0,25 = 5,5 \text{ m}$$

$$\text{Palet Genişliği} = 0,25 \text{ m (kabul)}$$

$$\text{Paletler arası mesafe} = (4,16 - 0,5 - 0,6) - (0,25 * 3) / 2 \text{ aralık} = 1,155 \text{ m}$$

Tablo Ek 8. Yavaş Karıştırma Ünitesinin (Fenton+Kireç ile Kimyasal Çöktürme)Tasarım Değerleri

Parametre	Tasarım Değeri
Debi (m ³ /G)	48000
Hidrolik Bekleme Süresi (dk)	20
Hız Gradyanı (sn ⁻¹)	50
Su Derinliği (m)	4,16
Tank Derinliği (m)	4,5
Taban Alanı (m ²)	162
Karıştırıcı Güçleri (Watt)	1670
Rölatif Hız (m/s)	0,6
Mutlak Hız (m/s)	0,85
Palet Alanı (m ²)	12,86
Palet Adedi (Adet)	3



Şekil Ek 10. Yavaş Karıştırma Ünitesinin Ebatları

ÖN ÇÖKELTİM ÜNİTESİNİN BOYUTLANDIRILMASI

$$S_0 = 1,1 \text{ m}^3 / \text{m}^2 * \text{sa}$$

$$Q = 48000 \text{ m}^3 / \text{G} = 2000 \text{ m}^3 / \text{sa}$$

$$\text{Savak yükü} = 7,2 - 11 \text{ m}^3 / \text{m.sa}$$

$$\text{Gerekli dairesel çökeltim alanı} = Q / S_0$$

$$A = 2000 / 1,1 = 1818 \text{ m}^2$$

2 tane çökeltim tankı yapılırsa;

$$A_1 = A_2 = A / 2 = 1818 / 2 = 909 \text{ m}^2$$

$$A_1 = \Pi D^2 / 4 \Rightarrow 909 = \Pi D^2 / 4 \Rightarrow D = 34 \text{ m}$$

$$h = 3,5 \text{ m (kabul)}$$

$$V_1 = 909 * 3,5 = 3181,5 \text{ m}^3$$

$$\theta = (3181,5 * 2) / 2000 = 3,18 \text{ sa}$$

$$\text{Savak uzunluğu} = \Pi * D$$

$$\text{Savak uzunluğu} = 3 * 34 = 102 \text{ m}$$

Savak yükü = $2000 / (102 * 2) = 9,8 \text{ m}^3 / \text{m}^2 * \text{sa}$

$7,2 < 9,8 < 11 \text{ m}^3 / \text{m}^2 * \text{sa}$ (Uygun)

Tablo Ek 9.Ön Çökeltim Tankı (Fenton+Kireç ile Kimyasal Çöktürme) Tasarım Değerleri

Parametre		Tasarım Değeri
Debi (m^3/G)		48000
Yüzeysel Hidrolik Yük ($\text{m}^3 / \text{m}^2 * \text{sa}$)		1,1
Tank Yüzeysel Alanı (m^2)		909
Su Derinliği (m)		3,5
Tank Derinliği (m)		4
Tank Hacmi (m^3)		3181,5
Bekleme Süresi (saat)		3,18
Tank Çapı (m)		34
Savak Boyu (m)		102
Savak Yükü ($\text{m}^3/\text{m}.\text{saat}$)		9,8
Giderim Verimleri (%)		
KOI		58
AKM		65
Demir		51
Renk (RES)	436 nm	48
	525 nm	79
	620 nm	74

Asit Tankı Boyutlandırması

III. arıtma alternatifi fenton prosesinde atıksuyun pH'ını 4'e düşürmek için 1 N H_2SO_4 çözeltisinden 8 ml, 0,1 N H_2SO_4 çözeltisinden 1,3 ml kullanılmıştır.

1 N H_2SO_4 çözeltisinin litresinde, % 96'lık H_2SO_4 'den 28 ml vardır.

Dolayısıyla 1 L atıksuyun pH'ını 4'e düşürmek için 0,22764 ml % 96'lık H_2SO_4 gerekir.

48000 m^3 ham atıksuyun pH'ını 4'e düşürmek için ise günde **10,92 m^3/G** % 96'lık H_2SO_4 gerekir.

Atıksuyu Nötralize Etmek İçin Gerekli Asit Miktarı

Atıksuyun pH'ını 11'den 7,5'a düşürmek için 1 N H₂SO₄ çözeltisinden 5,9 ml kullanılmıştır.

1 N H₂SO₄ çözeltisinin litresinde, % 96'lık H₂SO₄'den 28 ml vardır.

Dolayısıyla 1 L atıksuyun pH'ını 7,5'a düşürmek için 0,1652 ml % 96'lık H₂SO₄ gerekir.

48000 m³ ham atıksuyun pH'ını 7,5'a düşürmek için ise günde **7,93 m³/G** % 96'lık H₂SO₄ gerekir.

Toplam Asit Miktarı

Toplam **10,92 m³ + 7,93 m³ = 18,85 m³ /G** % 96'lık H₂SO₄ gerekir.

$$h = 3,5 \text{ m ise } A = 18,85/3,5 = 5,38 \text{ m}^2$$

$$A = \pi D^2/4 \text{ ise } D \approx 2,6 \text{ m}$$

Asit Dozaj Pompası

$$18,85 \text{ m}^3/\text{G} / 24 \text{ sa} = \mathbf{0,78 \text{ m}^3/\text{sa}}$$
 lik pompa.

FeSO₄ Tankı Boyutlandırması

1 L atıksu için 20 mg FeSO₄ kullanılıyor.
48000 m³ atıksu için **960 kg/G FeSO₄** gerekir.

$$\begin{array}{l} 1 \text{ m}^3 \text{ \% } 10' \text{ luk çözeltide } 100 \text{ kg FeSO}_4 \\ x \qquad \qquad \qquad \qquad \qquad \qquad 960 \text{ kg FeSO}_4 \end{array}$$

$$x = 9,6 \text{ m}^3 \text{ lük tank gerekir.}$$

$$h = 3,2 \text{ m ise } A = 9,6/3,2 = 3 \text{ m}^2$$

$$A = \pi D^2/4 \text{ ise } D \approx 2 \text{ m}$$

FeSO₄ Dozaj Pompası

$$9,6 \text{ m}^3/\text{G} / 24 \text{ sa} = \mathbf{0,4 \text{ m}^3/\text{sa}}$$
 lik pompa.

FeSO₄ Karıştırıcısı

$$G = 700 \text{ sn}^{-1}$$

$$V = 9,6\text{m}^3$$

$$\mu = 10^{-3} \text{ N.m/sn}$$

$$N = G^2 * V * \mu = 700^2 * 9,6 * 10^{-3} = 4,7 \text{ kW}$$

Motor Verimi: $\eta = 0,8$ ise;

$$N_{\text{gerçek}} = N / \eta = 4,7 / 0,8 = \mathbf{5,875 \text{ kW}}$$
 'lık karıştırıcı gereklidir.

H₂O₂ Tankı Boyutlandırması

1 L atıksu için 50 mg H₂O₂ kullanılıyor.

48000 m³ atıksu için % 50'lik H₂O₂ çözeltisinden **4,8 m³/G** gerekir.

$V = 4,8\text{m}^3$ 'lük tank gerekir.

$$h = 1,2 \text{ m ise } A = 4,8 / 1,2 = 4 \text{ m}^2$$

$$A = \pi D^2 / 4 \text{ ise } \mathbf{D \approx 2,25 \text{ m}}$$

H₂O₂ Dozaj Pompası

$$4,8 \text{ m}^3/\text{G} / 24 \text{ sa} = \mathbf{0,2 \text{ m}^3/\text{sa}}$$
 'lik pompa.

Kostik Tankı Boyutlandırması

Atıksuyun pH'ını 4'den 8'e yükseltmek için 1 N NaOH çözeltisinden 6,6 ml kullanılmıştır.

1 N NaOH çözeltisinin litresinde, 40 g NaOH vardır.

6,6 ml 1 N NaOH çözeltisinde ise 0,264 g NaOH vardır. (1L atıksu için gereken miktar)

48000 m³ atıksuyun pH'ını 4'den 8'e yükseltmek için ise günde **12,672 ton/G** NaOH gerekir.

Kostik çözeltisi depolama hacmini küçülmek için % 30'lik kullanılırsa;

1 m³ çözeltide 300 kg Kostik

$$\frac{\quad}{x} \times \frac{12672 \text{ kg Kostik}}{\quad}$$

$x = 42,24 \text{ m}^3$ çözelti gerekir. Yaklaşık 42,3 m³ kabul edilirse;

$$h = 3,5 \text{ m ise } A = 42,3 / 3,5 = 12,1 \text{ m}^2$$

$$A = \pi D^2/4 \text{ ise } D \approx 4 \text{ m}$$

Kostik Dozaj Pompası

$$42,24 \text{ m}^3/\text{G} / 24 \text{ sa} = 1,76 \text{ m}^3/\text{sa}'\text{lik pompa.}$$

Kostik Karıştırıcısı

$$G = 700 \text{ sn}^{-1}$$

$$V = 42,3 \text{ m}^3$$

$$\mu = 10^{-3} \text{ N.m/sn}$$

$$N = G^2 * V * \mu = 700^2 * 42,3 * 10^{-3} = 20,727 \text{ kW}$$

Motor Verimi: $\eta = 0,8$ ise;

$$N_{\text{gerçek}} = N / \eta = 20,727 / 0,8 = 25,9 \text{ kW}$$

lık karıştırıcı gereklidir.

Kireç Ca(OH)_2 Tankı Boyutlandırması

1 L suda 100 g kireç vardır. (% 10'lik çözelti)

1 L atıksuyun pH'ını 8'den 11'e yükseltmek için 400 mg/L Ca(OH)_2 kullanılmaktadır.

48000 m³ atıksu için **19,2 ton/G katı Ca(OH)_2** gerekir.

1m³'de 100 kg kireç vardır. (%10'luk)

$$\frac{x}{19200 \text{ kg kireç}} = \frac{1 \text{ m}^3}{100 \text{ kg kireç}}$$

x = 192 m³'lük tank gerekli.

2 adet tank yapılırsa;

$$V_1 = 192/2 = 96 \text{ m}^3$$

$$h = 5 \text{ m seçilirse } A = V/h \quad A = 96/5 = 19,2 \text{ m}^2$$

$$A = \pi D^2/4 \text{ ise } D \approx 5 \text{ m}$$

Kireç Ca(OH)_2 Dozaj Pompası

$$96 \text{ m}^3 / 24 \text{ sa} = 4 \text{ m}^3/\text{sa}'\text{lik 2 pompa.}$$

Kireç Ca(OH)₂ Karıştırıcısı

$$G = 700 \text{ sn}^{-1}$$

$$V = 96 \text{ m}^3$$

$$\mu = 10^{-3} \text{ N.m/sn}$$

$$N = G^2 * V * \mu = 700^2 * 96 * 10^{-3} = 47 \text{ kW}$$

Motor Verimi: $\eta = 0,8$ ise;

$$N_{\text{gerçek}} = N / \eta = 47 / 0,8 = \mathbf{58,8 \text{ kW'lık}} \text{ 2 adet karıştırıcı gereklidir.}$$

İYON DEĞİŞTİRME PROSESİ BOYUTLANDIRMA HESAPLARI

Katyonik İyon Değiştirici Kolon Boyutlandırması

Katyon Tipi İyon Değiştirici Miktarları

$$Q = 48000 \text{ m}^3/\text{G}$$

Katyonların (+2) ekivalent ağırlıkları

$$\text{Ca (Co-Ce)} = \frac{36-0}{\frac{40}{2}} = 1,8 \text{ meq} / L$$

$$\text{Mg (Co-Ce)} = \frac{6-0}{\frac{24}{2}} = 0,5 \text{ meq} / L$$

$$\text{Fe (Co-Ce)} = \frac{0,05-0}{\frac{56}{2}} \cong 0 \text{ meq} / L \text{ (ihmal edilir)}$$

$$\sum M^{+2} = 2,30 \text{ meq} / L$$

Katyonların (+1) ekivalent ağırlıkları

$$\text{Na (Co-Ce)} = \frac{880-0}{23} = 38,26 \text{ meq} / L$$

$$\text{K (Co-Ce)} = \frac{10-0}{39} = 0,26 \text{ meq} / L$$

$$\sum M_{\text{top}}^{+} = 2,30 + 38,52 = 40,82 \text{ meq} / L$$

Günlük Akı Değeri

$$(40,82) \text{ meq/m}^3 * 48000 \text{ m}^3 = 1.959.360 \text{ eq/G}$$

$$\text{Gerekli Reçine Hacmi} = 1.959.360 / (2 \text{ eq/L reçine})$$

$$= 979.680 \text{ L reçine / gün}$$

48000 m³'lük debi 10 hatta ayrılarak

$$\frac{48000}{10} = 4800 \text{ m}^3 / \text{gün} \text{ buradan saatlik debi } \frac{4800}{24} = 200 \text{ m}^3 / \text{sa} \text{ olarak bulunur.}$$

$$1 \text{ hattaki reçine miktarı } 979,680 / 10 = 97,968 \text{ m}^3$$

Filtrasyon hızı Vf= 50 m/sa ve 10 hattaki toplam debi 200 * 10 =2000 m³/sa

$$\text{Toplam kolon alanı } \frac{200 * 10}{50} = 40 \text{ m}^2$$

$$1 \text{ hat alanı } 40/10 = 4 \text{ m}^2$$

Reçinelerde % 30 şişme olacağı kabul edilirse;

$$H_{\text{kolon}} = \frac{97,968 * 1,3}{4} = 31,84 \text{ m}^2$$

Kolonlar 4 m yüksekliğinde olursa,

Kolon sayısı 31,84/4 ≈8 adet

$$\frac{\pi D^2}{4} = 4 \text{ m}^2 = D = 2250 \text{ mm}$$

1 hattaki 1 kolondaki reçine miktarı 97,968/8 = 12,25 m³ reçine

Q(rejenerasyon)= 5 m/sa * 4 m² = 20 m³/sa olarak bulunur.

1 ton katyonik reçine için 1,4 m³ %7'lik HCl gerekiyorsa

12,25 ton katyonik reçine için 17,15 m³ %7'lik HCl gerekir.

$$t_{\text{rej}} = \frac{V}{Q} = \frac{17,15}{20} = 0,86 \text{ sa} * 60 = 51 \text{ dk}$$

Yıkama suyu miktarı yaklaşık olarak 6 yatak hacmi

$$17,15 * 6 = 102,9 \text{ m}^3 \text{ yıkama suyu}$$

$$t_{yavaşavayya} = \frac{102,9}{20} = 5,15sa = 308dk$$

$$t_{huzhyika} = \frac{102,9}{50 * 4} = 0,51sa = 31dk$$

$$\begin{aligned} \Sigma \text{ Toplam Rejenerasyon süresi} &= t_{havalandırma} + t_{rejenerasyon} + t_{yavaşavayya} + t_{huzhyika} \\ &= 31 dk + 51dk + 308 dk + 31dk = 421 dk = 7 sa \end{aligned}$$

10 seri sekizli, 1 seride yedek hat 11 seri 8'şerli toplam 88 katyonik reçine kolonu.

Anyonik İyon Değiştirici Kolon Boyutlandırması

Anyon Tipi İyon Değiştirici Miktarları

$$SO_4 (Co-Ce) = \frac{720 - 250}{\frac{96}{2}} = 9,79meq / L$$

$$Cl (Co-Ce) = \frac{1440 - 150}{\frac{71}{2}} = 36,3meq / L$$

$$\Sigma M^- = 9,79 + 36,3 = 46meq / L$$

Günlük Akı Değeri

$$46 meq/m^3 * 48000 m^3 = 2208000 eq/G$$

$$\begin{aligned} \text{Gerekli Reçine Hacmi} &= 2208000 / (1,25 eq/L reçine) \\ &= 1.766.400 L reçine / gün \end{aligned}$$

48000 m³'lük debi 10'lu hatta ayrılarak

$$\frac{48000}{10} = 4800m^3 / G \text{ buradan saatlik debi } \frac{4800}{24} = 200m^3 / sa \text{ olarak bulunur.}$$

$$1 \text{ hattaki reçine miktarı } 1766,4 / 10 = 176,64 m^3$$

Filtrasyon hızı 50 m/sa ve 5 hattaki toplam debi 400 * 5 = 2000 m³/sa

$$\text{Toplam kolon alanı } \frac{400 * 5}{50} = 40 m^2$$

$$1 \text{ hat alanı } 40/10 = 4 m^2$$

Reçinelerde % 30 şişme olacağı kabul edilirse;

$$H_{\text{kolon}} = \frac{176,64 * 1,3}{4} = 57,41 \text{ m}$$

Kolonlar 4 m yüksekliğinde olursa,

Kolon sayısı $57,41/4 \approx 14$ adet

$$\frac{\pi D^2}{4} = 4 \text{ m}^2 = D = 2250 \text{ mm}$$

$Q_{\text{(rejenerasyon)}} = 5 \text{ m/sa} * 4 \text{ m}^2 = 20 \text{ m}^3/\text{sa}$ olarak bulunur.

1 hattaki 1 kolondaki reçine miktarı $176,64/14 = 12,61 \text{ m}^3$ reçine

1 ton anyonik reçine için 2 m^3 %5'lik NaOH gerekiyorsa

12,61 ton anyonik reçine için $25,23 \text{ m}^3$ %5'lik NaOH gerekir.

$$t_{\text{rej}} = \frac{V}{Q} = \frac{25,23}{20} = 1,26 \text{ sa} * 60 = 75 \text{ dk}$$

Yıkama suyu miktarı yaklaşık olarak 10 yatak hacmi

$12,61 * 10 = 126,1 \text{ m}^3$ yıkama suyu

$$t_{\text{yav.yu}} = \frac{126,1}{20} = 6,3 \text{ sa} = 378 \text{ dk}$$

$$t_{\text{hızlıyık}} = \frac{126,1}{50 * 4} = 0,63 \text{ sa} = 38 \text{ dk}$$

$$\Sigma \text{ Toplam Rejenerasyon süresi} = t_{\text{havalandırma}} + t_{\text{rejenerasyon}} + t_{\text{yavaş yıkama}} + t_{\text{hızlı yıkama}} \\ = 38 \text{ dk} + 75 \text{ dk} + 378 \text{ dk} + 38 \text{ dk} = 529 \text{ dk} = 8,8 \text{ sa}$$

10 seri 14'erli, 1 seride yedek hat 11 seri 14'erli toplam 154 anyonik reçine kolonu.

Rejenerasyon

Katyonik Rejenerant

%35'lik HCl 5 kat seyreltilirse %7'lik çözelti elde edilir.

100 ml rejenerantta 7 g HCl varsa

1L rejenerantta 70 g HCl vardır.

1,4 L HCl (%7'lik) 100 g HCl içerir.

1,4 m³ HCl (%7'lik) 100 kg HCl içerir.

1 ton reçine için 1,4 m³ %7'lik HCl gerekir.

Anyonik Rejenerant

1 L reçine için 100 g NaOH gerekli ise

1 m³ reçine için 100 kg NaOH gerekir.

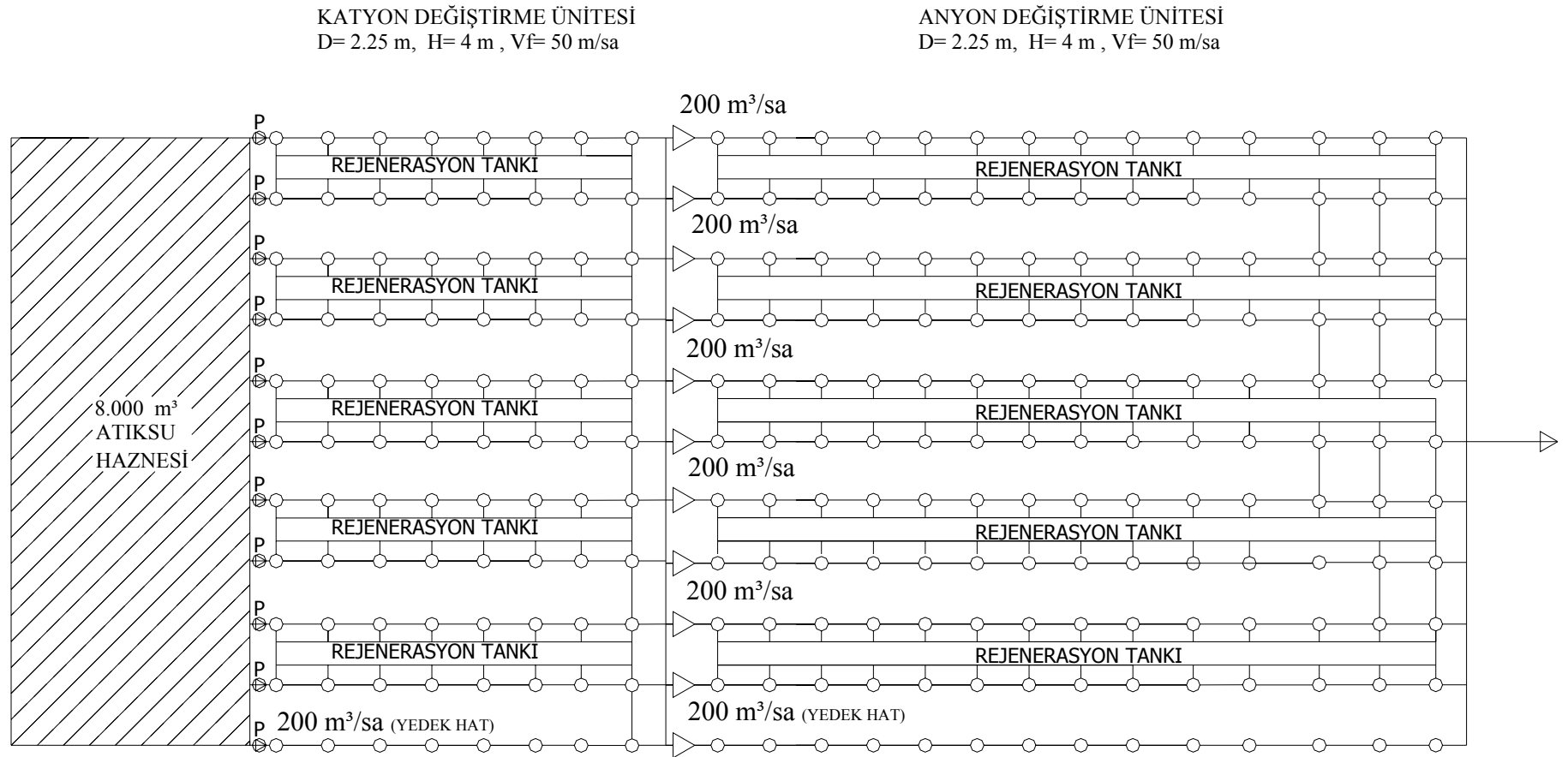
%5'lik NaOH'te 1 L'de 50 g NaOH varsa

1 m³'te 50 kg NaOH vardır.

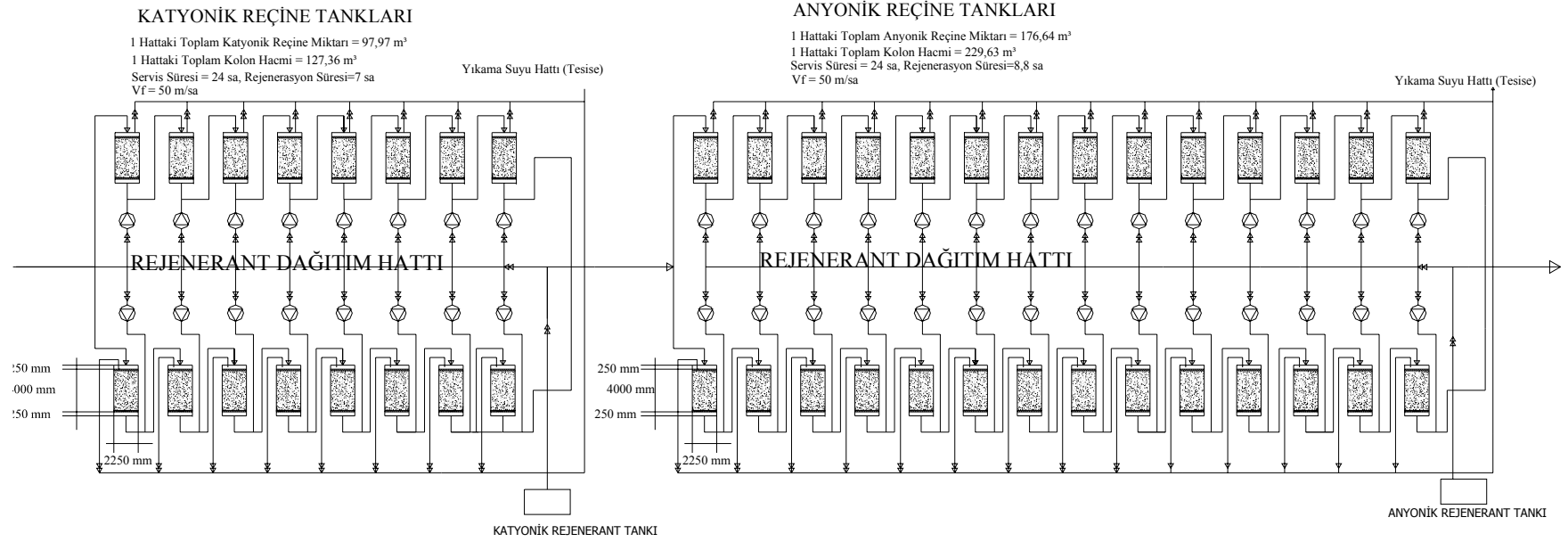
2 m³ %5'lik NaOH

1 ton reçine için 2 m³ %5'lik NaOH gerekir.

İyon değiştirme tesisinin plan ve kesitleri Şekil Ek 11. ve Şekil Ek 12'de verilmiştir.



Şekil Ek 11 . III. Arıtma Alternatifi İyon Değişirme Sistemi Planı



NOT : Reçineler 5 yıl süreyle kullanılacaktır.

Şekil Ek. 12. III Arıtma Alternatifi İyon Değişirme Sistemi Boykesiti

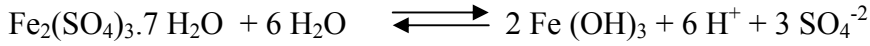
III. ARITMA ALTERNATİFİ ÇAMUR MİKTARLARININ HESAPLANMASI

Fenton Prosesi Çamurunun Miktarının Hesabı

Fenton Prosesinde 20 mg/L FeSO₄ ve 50 mg/L H₂O₂ kullanılmış atıksuyun pH'ı önce 1 N H₂SO₄ ile pH=4'e düşürülmüş koagülasyon aşamasında 1 N NaOH ile pH 8'e çıkartılmıştır. Daha sonra kireç ile atıksu pH'ı 11'e çıkartılmış en son olarak 1 N H₂SO₄ çözeltisiyle atıksu pH'ı 7,5'a düşürülüp nötralize edilmiştir.

Giriş AKM konsantrasyonu = 57 mg/L ve fenton prosesinde AKM giderim verimi % 65'dir.

FeSO₄'dan oluşacak çamur miktarı,



526 g
20 mg/L

214 g
x

$$x = 8,14 \text{ mg/l} = 0.00814 \text{ kg/m}^3$$

$$L_{\text{Fenton Çamuru}} = 48000 * 0,00814 = 390,72 \text{ kg/G}$$

Fenton Prosesiyle oluşan çamurun katı madde miktarının % 3 ve çamur özgül ağırlığının 1,3 olduğu kabulüyle;

$$V_{\text{fenton prosesi}} = \frac{L_{\text{FENTON}}}{S_c * 1000 * \%KM} = \frac{390,72}{1,3 * 1000 * 0,03} = 10 \text{ m}^3/\text{G}$$

AKM gideriminden oluşacak çamur miktarı,

$$L_{\text{AKM}} = 48000 \text{ m}^3/\text{G} * 0,65 * 57 / 1000 = 1778 \text{ kg/G}$$

Fenton ve Kimyasal Koagülasyon Prosesleriyle oluşan çamurun katı madde miktarının % 3 ve çamur özgül ağırlığının 1,3 olduğu kabulüyle;

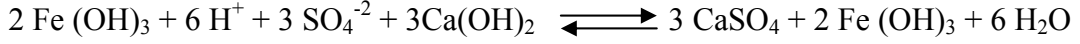
$$V_{\text{kim.arıtma. AKM}} = \frac{L_{\text{AKM}}}{S_c * 1000 * \%KM} = \frac{1778}{1,3 * 1000 * 0,03} = 45,6 \text{ m}^3/\text{G}$$

$$V_{\text{kim.arıtma. AKM}} = 45,6 \text{ m}^3/\text{G}$$

$$V_{\text{toplam fenton çamur}} = 10 + 45,6 = \mathbf{55,6} \text{ m}^3/\text{G}$$

Ca(OH)₂ ile Kimyasal Çöktürme Prosesinde Oluşacak Çamurun Miktarının Hesabı

Atıksuyun pH'ını 8'den 11'e yükseltmek için % 5'lik Ca(OH)₂ çözeltisinden 8 ml kullanılmıştır. Dolayısıyla atıksuya eklenen kireç miktarı 400 mg/L'dir.



$$\begin{array}{r} 74\text{g Ca(OH)}_2 \\ 400*0,4 \text{ mg/L} \\ \hline \dots\dots\dots \\ x = 302,2 \text{ mg/L} = 0,302 \text{ kg/m}^3 \end{array} \qquad \begin{array}{r} 136 \text{ g CaSO}_4 \\ x \end{array}$$

$$L_{\text{CaSO}_4 \text{ Çamuru}} = 48000 * 0,302 = 14496 \text{ kg/G}$$

$$L_{\text{Ca(OH)}_2 \text{ Çamuru}} = 48000 * 400 * 0,6 / 1000 = 11520 \text{ kg/G}$$

Kireç ile kimyasal çöktürme prosesiyle oluşan çamurun katı madde miktarının % 5 ve çamur özgül ağırlığının 2,2 olduğu kabulüyle; (Kestioğlu 2001)

$$V_{\text{kimyasal çöktürme}} = \frac{L_{\text{KIREC}}}{S_c * 1000 * \%KM} = \frac{14496 + 11520}{2,2 * 1000 * 0,05} = 236,5 \text{ m}^3/\text{G}$$

AKM gideriminden oluşacak çamur miktarı,

$$L_{\text{AKM}} = 48000 \text{ m}^3/\text{G} * 0,80 * 20 / 1000 = 768 \text{ kg/G}$$

Kimyasal Çöktürme Prosesiyle oluşan çamurun katı madde miktarının % 3 ve çamur özgül ağırlığının 1,3 olduğu kabulüyle;

$$V_{\text{kim.arıtma. AKM}} = \frac{L_{\text{AKM}}}{S_c * 1000 * \%KM} = \frac{768}{1,3 * 1000 * 0,03} = 19,7 \text{ m}^3/\text{G}$$

$$V_{\text{kim.arıtma. AKM}} = 19,7 \text{ m}^3/\text{G}$$

III. arıtma alternatifinde oluşan toplam çamur miktarı:

$$V_{\text{toplam çamur}} = 55,6 + 236,5 + 19,7 = 311,8 \text{ m}^3/\text{G}$$

Ek 2. ARITMA ALTERNATİFLERİ MALİYET HESAPLARI

I. ARITMA ALTERNATİFİ MALİYETLER

İLK YATIRIM MALİYETLERİ

BETON HESABI VE MALİYETLERİ

Fenton Prosesi Hızlı Karıştırma Ünitesi

Kenarlar: 0,4 m kalınlığında;

$$\begin{aligned} 4,5*4,4*4,4 &= 87,12 \text{ m}^3 \\ \underline{4,5*4*4} &= 72 \text{ m}^3 \\ \text{Beton hacmi} &= 87,12 - 72 = 15,12 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

taban: 0,5 m kalınlığında;

$$0,5*4,4*4,4 = 9,68 \text{ m}^3$$

$$\text{Toplam Beton Hacmi} = 15,12 + 9,68 = 24,8 \sim \mathbf{25 \text{ m}^3}$$

Grabeton: 0,1 m kalınlığında;

$$0,1*4,4*4,4 = 1,963 \text{ m}^3 \sim \mathbf{2 \text{ m}^3}$$

Fenton Prosesi Yavaş Karıştırma Ünitesi

Kenarlar: 0,4 m kalınlığında;

$$\begin{aligned} 4,5*6,4*27,4 &= 789,12 \text{ m}^3 \\ \underline{4,5*6*27} &= 729 \text{ m}^3 \\ \text{Beton hacmi} &= 789,12 - 729 = 60,12 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

taban: 0,5 m kalınlığında;

$$0,5*6,4*27,4 = 87,68 \text{ m}^3$$

$$\text{Toplam Beton Hacmi} = 60,12 + 87,68 = 147,8 \sim \mathbf{148 \text{ m}^3}$$

Grabeton: 0,1 m kalınlığında;

$$0,1*6,4*27,4 = 17,536 \text{ m}^3 \sim \mathbf{18 \text{ m}^3}$$

Fenton Prosesi Ön Çökeltim Ünitesi

Kenarlar: 0,4 m kalınlığında;

$$\Pi * 34,4^2 * 4 = 14870,5 \text{ m}^3$$

$$\frac{\Pi * 34^2 * 4}{4} = 14526,7 \text{ m}^3$$

$$\text{Beton hacmi} = 14870,5 - 14526,7 = 343,8 \text{ m}^3$$

taban: 0,5 m kalınlığında;

$$\Pi * 34,4^2 * 0,5 = 1858,8 \text{ m}^3$$

$$\text{Toplam Beton Hacmi} = 343,8 + 1858,8 = 2202,6 \sim \mathbf{2203 \text{ m}^3}$$

Grabeton: 0,1 m kalınlığında;

$$\Pi * 34,4^2 * 0,1 = 371,7 \text{ m}^3 \sim \mathbf{372 \text{ m}^3}$$

$$\mathbf{\text{FENTON PROSESİ TOPLAM BETON} = 25 + 148 + 2203 = 2376 \text{ m}^3}$$

$$\mathbf{\text{FENTON PROSESİ TOPLAM GRABETON} = 2 + 18 + 372 = 392 \text{ m}^3}$$

$$\mathbf{\text{TOPLAM BETON MİKTARI} = 2376 + 392 = 2768 \text{ m}^3}$$

$$\mathbf{\text{TOPLAM KALIP ALANI} = 79,2 + 304,2 + 19,36 + 304,2 + 175,36 + 864,5 = 1747 \text{ m}^2}$$

Tablo Ek 10. Fenton Prosesi Betonarme Maliyetleri

Malzeme/ İşçilik	Birim Fiyat	Maliyet (YTL)
Beton	1 m ³ beton 80 YTL toplam 2768 m ³ beton	221.440
Demir	1 ton demir 800 YTL toplam 276,8 ton demir	221.440
İşçilik	1 m ² kalıp işçiliği 6 YTL , 1747 m ² kalıp alanı	10.482
	1 ton demir işçiliği 110 YTL , 276,8 ton demir	30.448
	Toplam Maliyet	483.810

EKİPMAN MALİYETLERİ**Tablo Ek 11.** Fenton Prosesi Ekipman Maliyetleri

EKİPMAN	FİYAT (YTL)
Hızlı Karıştırıcı Mikser	6000
Yavaş Karıştırıcı Mikser (4 adet)	26000
Asit Tankı (HDPE)-11 m ³	2500
Asit Dozaj Pompası- (0,45 m ³ /sa)	1200
H ₂ O ₂ Tankı (HDPE)-4,8 m ³	1500
H ₂ O ₂ Dozaj Pompası- (0,2 m ³ /sa)	500
FeSO ₄ Beton Tankı- 10 m ³	1000
FeSO ₄ Karıştırıcısı	2000
FeSO ₄ Dozaj Pompası- (0,4 m ³ /sa)	800
NaOH Dozaj Pompası-(1,6 m ³ /sa)	2000
NaOH Karıştırıcısı	2000
NaOH Tankı (HDPE)-43 m ³	10000
PAC Dozaj Pompası- (0,6 m ³ /sa)	1200
PAC Karıştırıcısı	2000
PAC Beton Tankı- 14,4 m ³	1200
Anyonik Polimer Dozaj Pompası (2 m ³ /sa)	2000
Anyonik Polimer Karıştırıcısı	2000
Anyonik Polimer Beton Tankı (48 m ³)	3000
Döner Köprülü Sıyırıcı (Çökeltim Tankı)	30000
Çamur Alma Pompası (5 m ³ /sa)	500
Savaklar -102 m (3 mm paslanmaz)	7500
Borulama- Fittings	2000
Toplam Maliyet	106900

**Toplam İlk Yatırım Maliyeti = Betonarme+Ekipman = 483.810+ 106900
=590.710YTL**

İŞLETME MALİYETLERİ**Fenton Maliyetler**

PAC--250 \$

FeSO₄---160 \$

H₂O₂ (%50) ---385 \$

NaOH (%98)-- 400 \$

H₂SO₄ (%95)-- 65 \$

1 L atıksu için 20 mg/L FeSO₄ kullanılıyor.
 1 m³ atıksu için 20000 mg/m³ FeSO₄ kullanılıyor = 20 g/m³ FeSO₄ kullanılıyor.
 48000 m³ atıksu için 960 kg FeSO₄ kullanılır.
 1 kg FeSO₄ = 160 * 1,55/1000 = 25 Ykrş
 20 g FeSO₄ = 20 * 25/1000 = **0,5 Ykrş**

1 L atıksu için 50 mg/L H₂O₂ kullanılıyor.
 1 m³ atıksu için 50000 mg/m³ H₂O₂ kullanılıyor = 50 g/m³ H₂O₂ kullanılıyor.
 48000 m³ atıksu için 2400 kg H₂O₂ kullanılır.
 1 kg H₂O₂ = 385 * 1,55/1000 = 60 Ykrş
 50 g H₂O₂ = 50 * 60 /1000 = 3*2 (%50 H₂O₂) = **6 Ykrş**

1 L atıksuyun pH'ını 4'e düşürmek için 0,22764 ml % 96'lık H₂SO₄ gerekir.
 1 m³ atıksu içinse 0,227 L % 95'lik H₂SO₄ gerekir.
 Maliyeti = 0,227 * 65 * 1,55/1000 = **2,3 Ykrş**

1 L atıksu pH'ını 4'den 8'e yükseltmek için 6,6 ml 1 N NaOH çözeltisinden (0,264 g NaOH) gerekir.
 1 m³ atıksu içinse 264 g NaOH gerekir.
 Maliyeti = 0,264 * 400 * 1,55/1000 = **16 Ykrş**

1 m³ atıksu için toplam Fenton Maliyeti
FeSO₄ + H₂O₂ + Asit ve Baz = 0,5+6+2,3+16 = 24,8 Ykrş

PAC ve Polimer Maliyetler

PAC--250 \$
 Anyonik Polimer --1400 \$

1 L atıksu için 30 mg/L PAC kullanılıyor.
 1 m³ atıksu için 30000 mg/m³ PAC kullanılıyor = 30 g/m³ PAC kullanılıyor.
 48000 m³ atıksu için 1440 kg PAC kullanılır.

1 kg PAC = 250 * 1,55/1000 = 0,38 YTL
 30 g PAC = 30 * 0,38/1000 = **1 Ykrş**

1 L atıksu için 1 mg/L Polimer kullanılıyor.
 1 m³ atıksu için 1000 mg/m³ Polimer kullanılıyor = 1 g/m³ Polimer kullanılıyor.
 48000 m³ atıksu için 48 kg Polimer kullanılır.

1 kg Polimer = $1400 * 1,55/1000 = 2,17$ TL

1 g Polimer = $1 * 2,17/1000 = 0,2$ Ykrş

1 m³ atıksu için toplam Koagülasyon Maliyeti

PAC + Polimer = $1+0,2 = 1,2$ Ykrş

Toplam Kimyasal Maliyeti

$FeSO_4 + H_2O_2 + Asit ve Baz + PAC + Polimer = 24,8+1,2 = 26$ Ykrş

Elektrik maliyetleri: 24 saat *(40 KW (Hızlı Karıştırıcı) + 1,67* 4 (Yavaş Karıştırıcı)+ 26 kW (Kostik karıştırıcısı)+ 5,87 kW (FeSO₄ Karıştırıcısı) + 8,82 kW (PAC Karıştırıcısı)+ 29,4 kW (Anyonik Polimer Karıştırıcısı)) = 2803 KW/Gün / 48000 m³ = 0,06 kW* 9,6 Ykrş (1 kW elektrik fiyatı) = 0,5 YKRş /m³

Toplam Arıtma Maliyeti = Kimyasal +Elektrik = 26+0,5 = 26,5 Ykrş

İYON DEĞİŞTİRME SİSTEMİ İLK YATIRIM MALİYETLERİ

Katyonik Reçine Tankları (D=2,25 m, H=4 m)

St 37 Karbon Çelik+Epoksi Kaplama Tank Kullanılacak

1 Tank 7.000 € ise 77 tank **539.000 €**

Anyonik Reçine Tankları (D=2,25 m, H=4 m)

St 37 Karbon Çelik+Epoksi Kaplama Tank Kullanılacak

1 Tank 7.000 € ise 121 tank **847.000 €**

Pompalar

10 Pompalı Hidrofor (Her biri 200 m³/sa debili)

Tanklarda (1 HAT -7 katyonik, 11 anyonik tanktan oluşuyor) yaklaşık 15 bar basınç kaybı olduğu düşünülürse;

16 bar'lık pompa sistemi 1 hat için - 140.000 €

10 hat için - $10 * 140.000 = 1.400.000 \text{ €}$

Borulama

Katyonik Borulamada Galvaniz Boru Çapı $\text{Ø} = 250 \text{ mm}$

Anyonik Borulamada Galvaniz Boru Çapı $\text{Ø} = 200 \text{ mm}$

Tanklar arası 2 m boşluk olduğu kabulüyle,

1 HAT(7 katyonik, 11 anyonik tanktan oluşuyor) 70 m katyonik, 120 m anyonik borulama ile

$\text{Ø} = 250 \text{ mm}$ Galvaniz Boru 20 YTL/m

$\text{Ø} = 200 \text{ mm}$ Galvaniz Boru 16 YTL /m

1 Hat = $70*20 + 16*120 = 3320 \text{ YTL}$

10 Hat = $3320 * 10 = 33.200 \text{ YTL}$ (1 € = 2 YTL TCMB -26.06.2006 tarihli döviz kuru)

= 16.600 €

Fittings (Vana, Çek Valf, Bağlantı Elemanları vs.)

Fittings maliyetleri yaklaşık olarak borulama maliyetine eşittir Dolayısıyla;

Fittings maliyetleri = **16.600 €**

Otomasyon (PLC Kontrolü Ve Elektrik İşleri)

1 HAT (6 katyonik tank, 10 anyonik tank) = 50.000 €

10 HAT = $10* 50.000 \text{ €} = 500.000 \text{ €}$

İşçilik

İşçilik maliyetleri yaklaşık olarak 150.000 YTL olarak alınmıştır = **75.000 €**

Nakliye

Reçinelerin taşınması, tankların yerlerine yerleştirilmesi, alet ekipmanın taşınması

90 günlük çalışma ile sistemin teslim edileceği varsayılarak;

1 günlük yaklaşık maliyet (Vinç-500 YTL; Kamyon 300 YTL)

800 YTL * 90 gün = 72000 YTL = **36.000 €**

Proje Tasarım

100.000 €

Reçine Maliyetleri

Katyon Tipi İyon Değiştirici Miktarı: 742.080 L

Anyon Tipi İyon Değiştirici Miktarı: 1.228.800 L

Lewatit Monoplus S100 reçine litre satış fiyatı =1,5 €

Lewatit Monoplus M 600 reçine litre satış fiyatı = 5,00 €

Katyon Tipi İyon Değiştirici 821.040 * 1,5 € = 1.231.560 €

Anyon Tipi İyon Değiştirici 1.344.000 * 5 € = 6.720.000 €

İyon Değiştirici Maliyeti = 1.231.560 + 6.720.000 = **7.951.560 €**

Katyonik ve Anyonik Rejenerant Dozaj Pompaları

25 m³/sa'lik dozaj pompası (paslanmaz) = 2400 €

1 hatta (7+11) = 18 pompa

10 hatta 10 * 18 * 2400 = **432.000 €**

Atıksu Haznesi İnşaat Maliyetleri

t= 4 sa bekleme süresi ile,

V= 2000* 4 = 8000 m³

Haznedeki su derinliği 5 m ve 0,5 m hava payı ile h=5,5 m

$$A = 8000/5 = 1600 \text{ m}^2$$

$$A = 25 \cdot 64 = 1600 \text{ m}^2$$

$$V_{\text{hazne}} = 8800 \text{ m}^3$$

25*64*5,5 m ebatlarında üzeri kapalı bir hazne inşa edilecektir.

40 cm kalınlığında yan duvarlar

$$0,4 \cdot 64,8 \cdot 5,5 = 142,56 \text{ m}^3 = 145 \cdot 2 \text{ yan duvar} = 290 \text{ m}^3$$

$$0,4 \cdot 25 \cdot 5,5 = 55 \text{ m}^3 = 55 \cdot 2 \text{ yan duvar} = 110 \text{ m}^3$$

Taban betonu

$$C/30 \text{ beton sınıfı } 0,5 \cdot 66 \cdot 26 = 850 \text{ m}^3$$

Üst Tabliye

$$C/25 \text{ beton sınıfı } 0,2 \cdot 65 \cdot 25 = 325 \text{ m}^3$$

Grabeton

$$0,1 \cdot 66 \cdot 26 = 170 \text{ m}^3$$

Toplam Atıksu haznesi için gerekli beton = 290 + 110 + 850 + 325 + 170 \approx **1800 m³ Beton**

Toplam Atıksu haznesi için gerekli demir toplam betonun % 10'u kadardır = **180 m³ Demir**

Demir

Toplam kazı miktarı **8800 m³**

Toplam kalıp alanı = 725 + 275 + 1275 + 1625 + 1700 = **5600 m²**

Tablo Ek 12. Atıksu Haznesi Betonarme Maliyetleri

Malzeme/ İşçilik	Birim Fiyat	Maliyet (YTL)
Beton	1 m ³ beton 80 YTL toplam 1800 m ³ beton	144.000
Demir	1 ton demir 800 YTL toplam 180 ton demir	144.000
Kazı/Dolgu	1 m ³ kazı 5 YTL toplam 8800 m ³ kazı	44.000
İşçilik	1 m ² kalıp işçiliği 6 YTL , 5600 m ² kalıp alanı	33600
	1 ton demir işçiliği 110 YTL , 180 ton demir	19800
	Toplam Maliyet	385400

Rejenerant Tankları Toplam Betonarme Maliyetleri

Katyonik rejenerant tankları ebatları 25*4*2,5 m olup 5 adettir. Atıksu haznesindeki hesaplara benzer şekilde beton miktarı hesaplandığında toplam 550 m³ beton ve 55 ton demire ihtiyaç duyulmaktadır.

Anyonik rejenerant tankları ebatları 50*4*2,5 m olup 5 adettir. Atıksu haznesindeki hesaplara benzer şekilde beton miktarı hesaplandığında toplam 1125 m³ beton ve 112,5 ton demire ihtiyaç duyulmaktadır.

Rejenerant tankları için toplam 1675 m³ beton ve 167,5 ton demire ihtiyaç duyulmaktadır.

Tablo Ek 13. Rejenerant Tankları Betonarme Maliyetleri

Malzeme/ İşçilik	Birim Fiyat	Maliyet (YTL)
Beton	1 m ³ beton 80 YTL toplam 1675m ³ beton	134.000
Demir	1 ton demir 800 YTL toplam 167,5 ton demir	134.000
İşçilik	1 m ² kalıp işçiliği 6 YTL, 5175 m ² kalıp alanı	31050
	1 ton demir işçiliği 110 YTL, 167,5 ton demir	18425
TOPLAM MALİYET		317475

Toplam Betonarme Maliyetleri 385400+317475 = 702.875 YTL = 351.437 €

İŞLETME MALİYETLERİ

Elektrik Maliyetleri

TEDAŞ'dan alınan veriye göre arıtma tesislerinde elektriğin KW h fiyatı 9,6140 YKrş olarak alınmıştır.(www.tedas.gov.tr) 27.11.2005

45 * 10 hat = 450 kW/h elektrik tüketimi

24 h * 450 kW/h = 10800 kW/Gün

10 800 kW/Gün * 9,6140 YKrş = 1038,312 YTL/G

Yıllık Enerji Tüketimi = 1038,31*365 = 378983 YTL/Yıl = **189.490 €**

Rejenerant Maliyetleri

Katyonik Rejenerant

1 m³ katyonik reçine için 1,4 m³ %7'lik HCl gerekir.

1 m³ % 35'lik HCl= 75 € ise

1 m³ % 7'lik HCl = 15 €

821,040 m³ katyonik reçine günde 1 kez rejenere edilirse,

Gerekli Rejenerant miktarı = 821,040* 1,4= 1149 m³

Günlük Katyonik Rejenerant Maliyeti = 1149 * 15 = 17240 €

Yıllık Katyonik Rejenerant Maliyeti = 17240*365 = **6.292.600 €**

Anyonik Rejenerant

1 ton NaOH = 300 € ise

1 m³ % 5'lik NaOH= 15 €

1 m³ reçine için 2 m³ %5'lik NaOH gerekir.

1344 m³ anyonik reçine günde 1 kez rejenere edilirse,

Gerekli Rejenerant miktarı = 1344 * 2= 2688 m³ % 5'lik NaOH

Günlük Anyonik Rejenerant Maliyeti = 2688 * 15 = 40.320 €

Yıllık Anyonik Rejenerant Maliyeti = 40320*365 = **14.716.800 €**

İyon değiştirme sistemi maliyetleri toplu halde Tablo Ek 14'de görülmektedir.

Tablo Ek 14. İyon Değiştirme Tesisi Maliyetleri

İLK YATIRIM MALİYETLERİ	
EKİPMAN	FİYAT (€)
Katyonik Reçine Tankları	539.000
Anyonik Reçine Tankları	847.000
Pompalar (Hazne'den Sisteme 16 barlık 5 Pompalı Hidrofor Sistemi)	1.400.000
Borulama	16.600
Fittings	16.600
Otomasyon (PLC Kontrolü ve Elektrik işleri)	500.000
İşçilik	75.000
Nakliye	36.000
Proje Tasarım	100.000
Katyon Tipi İyon Değiştirici	1.231.560
Anyon Tipi İyon Değiştirici	6.720.000
Rejenerant Dozaj Pompaları	432.000
Atıksu Haznesi İnşaat Maliyetleri	192.700
Rejenerant Tankları İnşaat Maliyetleri	158.737
İLK YATIRIM MALİYETLERİ TOPLAMI	12.265.197
İŞLETME MALİYETLERİ (Yıllık)	
Elektrik	189.490
Katyonik Rejenerant	6.292.600
Anyonik Rejenerant	14.716.800
İŞLETME MALİYETLERİ TOPLAMI (Yıllık)	21.198.890

Reçinelerin 5 yıl boyunca kullanılacağı göz önüne alınırsa 5 yıllık işletme masrafları göz önüne alınarak toplam maliyet ve arıtılan su miktarı üzerinden birim atıksu maliyeti hesaplanırsa;

21.198.890 *5 = 96.657.750 €

5 yılda arıtılan su miktarı = 87.600.000 m³

1 m³ atıksu maliyeti (iyon değişimi) = 1,21 € = 2,42 YTL

Toplam birim arıtma maliyeti =Fenton+ PAC ile Kimyasal Çöktürme+İyon Değişimi = 26,5+242 = 268,5 YKrş = 2,69 YTL

Toplam İlk Yatırım Maliyeti = Fenton+ PAC ile Kimyasal Çöktürme +İyon Değişimi =590.710+ 24.530.394=25.121.104 YTL

II. ARITMA ALTERNATİFİ MALİYETLER

İLK YATIRIM MALİYETLERİ

BETON HESABI VE MALİYETLERİ

Ca(OH)₂ ile Kimyasal Çöktürme Prosesi Hızlı Karıştırma Ünitesi

Kenarlar: 0,4 m kalınlığında;

$$\begin{aligned} 4,5*4,4*4,4 &= 87,12 \text{ m}^3 \\ 4,5*4*4 &= 72 \text{ m}^3 \\ \hline \text{Beton hacmi} &= 87,12 - 72 = 15,12 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

taban: 0,5 m kalınlığında;

$$0,5*4,4*4,4 = 9,68 \text{ m}^3$$

$$\text{Toplam Beton Hacmi} = 15,12 + 9,68 = 24,8 \sim \mathbf{25 \text{ m}^3}$$

Grabeton: 0,1 m kalınlığında;

$$0,1*4,4*4,4 = 1,963 \text{ m}^3 \sim \mathbf{2 \text{ m}^3}$$

Ca(OH)₂ ile Kimyasal Çöktürme Prosesi Yavaş Karıştırma Ünitesi

Kenarlar: 0,4 m kalınlığında;

$$\begin{aligned} 4,5*6,4*27,4 &= 789,12 \text{ m}^3 \\ 4,5*6*27 &= 729 \text{ m}^3 \\ \hline \text{Beton hacmi} &= 789,12 - 729 = 60,12 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

taban: 0,5 m kalınlığında;

$$0,5*6,4*27,4 = 87,68 \text{ m}^3$$

$$\text{Toplam Beton Hacmi} = 60,12 + 87,68 = 147,8 \sim \mathbf{148 \text{ m}^3}$$

Grabeton: 0,1 m kalınlığında;

$$0,1*6,4*27,4 = 17,536 \text{ m}^3 \sim \mathbf{18 \text{ m}^3}$$

Ca(OH)₂ ile Kimyasal Çöktürme Prosesi Ön Çökeltim Ünitesi

Kenarlar: 0,4 m kalınlığında;

$$\Pi*34,4^2*4 = 14870,5 \text{ m}^3$$

$$\Pi*34^2*4 = 14526,7 \text{ m}^3$$

$$\text{Beton hacmi} = 14870,5 - 14526,7 = 343,8 \text{ m}^3$$

taban: 0,5 m kalınlığında;

$$\Pi*34,4^2*0,5 = 1858,8 \text{ m}^3$$

$$\text{Toplam Beton Hacmi} = 343,8 + 1858,8 = 2202,6 \sim \mathbf{2203 \text{ m}^3}$$

Grabeton: 0,1 m kalınlığında;

$$\Pi*34,4^2*0,1 = 371,7 \text{ m}^3 \sim \mathbf{372 \text{ m}^3}$$

$$\mathbf{Ca(OH)_2 \text{ İLE KİMYASAL ÇÖKTÜRME PROSESİ TOPLAM BETON}}$$

$$= 25 + 148 + 2203 = \mathbf{2376 \text{ m}^3}$$

$$\mathbf{Ca(OH)_2 \text{ İLE KİMYASAL ÇÖKTÜRME PROSESİ TOPLAM GRABETON}}$$

$$= 2 + 18 + 372 = \mathbf{392 \text{ m}^3}$$

$$\mathbf{TOPLAM BETON MİKTARI} = 2376+392 = \mathbf{2768 \text{ m}^3}$$

$$\mathbf{TOPLAM KALIP ALANI} = 79,2+304,2+19,36+304,2+175,36+ 864,5= \mathbf{1747 \text{ m}^2}$$

Tablo Ek 15. Kimyasal Çöktürme Prosesi Betonarme Maliyetleri

Malzeme/ İşçilik	Birim Fiyat	Maliyet (YTL)
Beton	1 m ³ beton 80 YTL toplam 2768 m ³ beton	221.440
Demir	1 ton demir 800 YTL toplam 276,8 ton demir	221.440
İşçilik	1 m ² kalıp işçiliği 6 YTL, 1747 m ² kalıp alanı	10.482
	1 ton demir işçiliği 110 YTL, 276,8 ton demir	30.448
	Toplam Maliyet	483.810

Tablo Ek 16. Kimyasal Çöktürme Prosesi Ekipman Maliyetleri

EKİPMAN	FİYAT (YTL)
Hızlı Karıştırıcı Mikser	6000
Yavaş Karıştırıcı Mikser	26000
Asit Tankı (HDPE)-8 m ³	2000
Asit Dozaj Pompası- (0,33 m ³ /sa)	1200
Ca(OH) ₂ Beton Tankı (130 m ³ *2)	15000
Ca(OH) ₂ Dozaj Pompası- (5,4 m ³ /sa*2)	5000
Ca(OH) ₂ Karıştırıcısı (2 adet)	4000
Döner Köprülü Sıyırıcı (Çökeltim Tankı)	30000
Çamur Alma Pompası (20 m ³ /sa)	1000
Savaklar -102 m (3 mm paslanmaz)	7500
Borulama- Fittings	2000
Toplam Maliyet	99700

Toplam İlk Yatırım Maliyeti = Betonarme+Ekipman=483.810+ 99700 =583.510 YTL

İŞLETME MALİYETLERİ

1 kg kireç 15 YKrş

1 L atıksuyun pH'ını 11'e çıkarmak için 540 mg/L kireç kullanılmaktadır.

1 m³ atıksuyun pH'ını 11'e çıkarmak için 540 g kireç gerekir.

48000 m³ atıksuyu için 25,92 ton kireç gerekir.

1 m³ atıksu için maliyet 8 Ykrş /1 m³ atıksu

H₂SO₄

% 95'lik 1 m³ sülfürik asit 100 YTL

1N H₂SO₄' de 28 ml H₂SO₄ var

Atıksuyun pH'ını 11'den 7,5'a düşürmek için 1 N H₂SO₄ çözeltisinden 5,9 ml kullanılmıştır.

1 N H₂SO₄ çözeltisinin litresinde, % 95'lik H₂SO₄'den 28 ml vardır.

Dolayısıyla 1 L atıksuyun pH'ını 7,5'a düşürmek için 0,1652 ml % 95'lik H₂SO₄ gerekir.

1 m³ ham atıksuyun pH'ını 11'den 7,5'a düşürmek için ise 0,1652 L % 95'lik H₂SO₄ gerekir.

48000 m³ atıksuyu için 7,93 m³ % 95'lik H₂SO₄ gerekir.

1 m³ atıksu için nötralizasyon maliyeti = 1,7 Yrş /1 m³ atıksu

Toplam Kimyasal Çöktürme Maliyeti =8+1,7 = 9,7 Ykrş/1 m³ atıksu

Elektrik maliyetleri: 24 saat *(40 KW (Hızlı Karıştırıcı) + 1,67* 4 (Yavaş Karıştırıcı)+ 79,38*2 kW (Kireç Ca(OH)₂ karıştırıcısı)=4930 KW/Gün / 48000 m³ = 0,1 kW* 9,6 Ykrş (1 kW elektrik fiyatı) = 0,1 YKrş /m³

Toplam Arıtma Maliyeti = Kimyasal +Elektrik = 9,7+0,1 = 9,8 Ykrş

İYON DEĞİŞTİRME SİSTEMİ İLK YATIRIM MALİYETLERİ

Katyonik Reçine Tankları (D=2,25 m, H=4 m)

St 37 Karbon Çelik+Epoksi Kaplama Tank Kullanılacak

1 Tank 7.000 € ise 66 tank **462.000 €**

Anyonik Reçine Tankları (D=2,25 m, H=4 m)

St 37 Karbon Çelik+Epoksi Kaplama Tank Kullanılacak

1 Tank 7.000 € ise 110 tank **770.000 €**

Pompalar

10 Pompalı Hidrofor (Her biri 200 m³/sa debili)

Tanklarda (1 HAT -6 katyonik, 10 anyonik tanktan oluşuyor) yaklaşık 15 bar basınç kaybı olduğu düşünülürse;

16 bar'lık pompa sistemi 1 hat için - 140.000 €

10 hat için - 10 * 140.000 = **1.400.000 €**

Borulama

Katyonik Borulamada Galvaniz Boru Çapı Ø = 250 mm

Anyonik Borulamada Galvaniz Boru Çapı Ø = 200 mm

Tanklar arası 2 m boşluk olduğu kabulüyle,

1 HAT(6 katyonik, 10 anyonik tanktan oluşuyor) 60 m katyonik, 110 m anyonik borulama ile,

Ø = 250 mm Galvaniz Boru 20 YTL/m

Ø = 200 mm Galvaniz Boru 16 YTL /m

1 Hat = 60*20 + 16*110 = 2960 YTL ≈3000 YTL

10 Hat = 3000 * 10 = 30.000 YTL (1 € = 2 YTL TCMB -26.06.2006 tarihli döviz kuru)

= 15.000 €

Fittings (Vana, Çek Valf, Bağlantı Elemanları vs.)

Fittings maliyetleri yaklaşık olarak borulama maliyetine eşittir Dolayısıyla;

Fittings maliyetleri = **15.000 €**

Otomasyon (PLC Kontrolü Ve Elektrik İşleri)

1 HAT (6 katyonik tank, 10 anyonik tank) = 50.000 €

10 HAT = 10* 50.000 € = **500.000 €**

İşçilik

İşçilik maliyetleri yaklaşık olarak 150.000 YTL olarak alınmıştır = **75.000 €**

Nakliye

Reçinelerin taşınması, tankların yerlerine yerleştirilmesi, alet ekipmanın taşınması

90 günlük çalışma ile sistemin teslim edileceği varsayılarak;

1 günlük yaklaşık maliyet (Vinç-500 YTL; Kamyon 300 YTL)

800 YTL * 90 gün = 72000 YTL = **36.000 €**

Proje Tasarım**100.000 €****Reçine Maliyetleri**

Katyon Tipi İyon Değiştirici Miktarı: 742.080 L

Anyon Tipi İyon Değiştirici Miktarı: 1.228.800 L

Lewatit Monoplus S100 reçine litre satış fiyatı =1,5 €

Lewatit Monoplus M 600 reçine litre satış fiyatı = 5,00 €

Katyon Tipi İyon Değiştirici 742.080 * 1,5 € = 1.113.120 €

Anyon Tipi İyon Değiştirici 1.228.800 * 5 € = 6.144.000 €

İyon Değiştirici Maliyeti = 1.113.120 + 6.144.000 = **7.257.220 €****Katyonik ve Anyonik Rejenerant Dozaj Pompaları**25 m³/sa'lik dozaj pompası (paslanmaz) = 2400 €

1 hatta (6+10) = 16 pompa

10 hatta 10 * 16 * 2400 = **384.000 €****Atıksu Haznesi İnşaat Maliyetleri**

t= 4 sa bekletme süresi ile,

$$V= 2000* 4 = 8000 \text{ m}^3$$

Haznedeki su derinliği 5 m ve 0,5 m hava payı ile h=5,5 m

$$A= 8000/5= 1600 \text{ m}^2$$

$$A= 25*64 =1600 \text{ m}^2$$

$$V_{\text{hazne}}=8800 \text{ m}^3$$

25*64*5,5 m ebatlarında üzeri kapalı bir hazne inşa edilecektir.

40 cm kalınlığında yan duvarlar

$$0,4*64,8*5,5 = 142,56 \text{ m}^3 = 145*2 \text{ yan duvar} = 290 \text{ m}^3$$

$$0,4*25 * 5,5 = 55 \text{ m}^3 = 55*2 \text{ yan duvar} = 110 \text{ m}^3$$

Taban betonu

$$C/30 \text{ beton sınıfı } 0,5*66*26 = 850 \text{ m}^3$$

Üst Tabliye

$$C/25 \text{ beton sınıfı } 0,2*65*25 = 325 \text{ m}^3$$

Grabeton

$$0,1*66*26 = 170 \text{ m}^3$$

Toplam Atıksu haznesi için gerekli beton= 290+110+ 850+325+170 \approx **1800 m³ Beton**

Toplam Atıksu haznesi için gerekli demir toplam betonun % 10'u kadardır= **180 m³**

Demir

Toplam kazı miktarı **8800 m³**

Toplam kalıp alanı = 725+275+1275+1625+1700= **5600 m²**

Tablo Ek 17. Atıksu Haznesi Betonarme Maliyetleri

Malzeme/ İşçilik	Birim Fiyat	Maliyet (YTL)
Beton	1 m ³ beton 80 YTL toplam 1800 m ³ beton	144.000
Demir	1 ton demir 800 YTL toplam 180 ton demir	144.000
Kazı/Dolgu	1 m ³ kazı 5 YTL toplam 8800 m ³ kazı	44.000
İşçilik	1 m ² kalıp işçiliği 6 YTL ,5600 m ² kalıp alanı	33600
	1 ton demir işçiliği 110 YTL , 180 ton demir	19800
	Toplam Maliyet	385400

Rejenerant Tankları Toplam Betonarme Maliyetleri

Katyonik rejenerant tankları ebatları 25*4*2,5 m olup 5 adettir. Atıksu haznesindeki hesaplara benzer şekilde beton miktarı hesaplandığında toplam 550 m³ beton ve 55 ton demire ihtiyaç duyulmaktadır.

Anyonik rejenerant tankları ebatları 50*4*2,5 m olup 5 adettir. Atıksu haznesindeki hesaplara benzer şekilde beton miktarı hesaplandığında toplam 1125 m³ beton ve 112,5 ton demire ihtiyaç duyulmaktadır.

Rejenerant tankları için toplam 1675 m³ beton ve 167,5 ton demire ihtiyaç duyulmaktadır.

Tablo Ek 18. Rejenerant Tankları Betonarme Maliyetleri

Malzeme/ İşçilik	Birim Fiyat	Maliyet (YTL)
Beton	1 m ³ beton 80 YTL toplam 1675m ³ beton	134.000
Demir	1 ton demir 800 YTL toplam 167,5 ton demir	134.000
İşçilik	1 m ² kalıp işçiliği 6 YTL, 5175 m ² kalıp alanı	31050
	1 ton demir işçiliği 110 YTL, 167,5 ton demir	18425
TOPLAM MALİYET		317475

Toplam Betonarme Maliyetleri 385400+317475 = 702.875 YTL = 351.437 €

İŞLETME MALİYETLERİ

Elektrik Maliyetleri

TEDAŞ'dan alınan veriye göre arıtma tesislerinde elektriğin KW h fiyatı 9,6140 YKrş olarak alınmıştır.(www.tedas.gov.tr) 27.11.2005

45 * 10 hat = 450 kW/h elektrik tüketimi

24 h * 450 kW/h = 10800 kW/Gün

10 800 kW/Gün * 9,6140 YKrş = 1038,312 YTL/G

Yıllık Enerji Tüketimi = 1038,31*365 = 378983 YTL/Yıl = **189.490 €**

Rejenerant Maliyetleri

Katyonik Rejenerant

1 m³ katyonik reçine için 1,4 m³ %7'lik HCl gerekir.

1 m³ % 35'lik HCl= 75 € ise

1 m³ % 7'lik HCl = 15 €

742,080 m³ katyonik reçine günde 1 kez rejenere edilirse,

Gerekli Rejenerant miktarı = 742,080* 1,4= 1039 m³

Günlük Katyonik Rejenerant Maliyeti = 1039 * 15 = 15580 €

Yıllık Katyonik Rejenerant Maliyeti = 15580*365 = **5.686.700 €**

Anyonik Rejenerant

1 ton NaOH = 300 € ise

1 m³ % 5'lik NaOH= 15 €

1 m³ reçine için 2 m³ %5'lik NaOH gerekir.

1228,8 m³ anyonik reçine günde 1 kez rejenere edilirse,

Gerekli Rejenerant miktarı = 1228,8 * 2= 2457,6 m³ % 5'lik NaOH

Günlük Anyonik Rejenerant Maliyeti = 2457,6 * 15 = 36.864 €

Yıllık Anyonik Rejenerant Maliyeti = 36864*365 = **13.455.360 €**
 İyon değiştirme sistemi maliyetleri toplu halde Tablo Ek 19'da görölmektedir.

Tablo Ek 19. İyon Değiştirme Tesisi Maliyetleri

İLK YATIRIM MALİYETLERİ	
EKİPMAN	FİYAT (€)
Katyonik Reçine Tankları	462.000
Anyonik Reçine Tankları	770.000
Pompalar (Hazne'den Sisteme 16 barlık 5 Pompalı Hidrofor Sistemi)	1.400.000
Borulama	15.000
Fittings	15.000
Otomasyon (PLC Kontrolü ve Elektrik işleri)	500.000
İşçilik	75.000
Nakliye	36.000
Proje Tasarım	100.000
Katyon Tipi İyon Değiştirici	1.113.120
Anyon Tipi İyon Değiştirici	6.144.000
Rejenerant Dozaj Pompaları	384.000
Atıksu Haznesi İnşaat Maliyetleri	192.700
Rejenerant Tankları İnşaat Maliyetleri	158.737
İLK YATIRIM MALİYETLERİ TOPLAMI	11.365.557
İŞLETME MALİYETLERİ (Yıllık)	
Elektrik	189.490
Katyonik Rejenerant	5.686.700
Anyonik Rejenerant	13.455.360
İŞLETME MALİYETLERİ TOPLAMI (Yıllık)	19.331.550

Reçinelerin 5 yıl boyunca kullanılacağı göz önüne alınırsa 5 yıllık işletme masrafları göz önüne alınarak toplam maliyet ve arıtılan su miktarı üzerinden birim atıksu maliyeti hesaplanırsa;

$$19.331.550 * 5 = 96.657.750 \text{ €}$$

$$5 \text{ yılda arıtılan su miktarı} = 87.600.000 \text{ m}^3$$

$$1 \text{ m}^3 \text{ atıksu maliyeti (iyon değişimi)} = 1,1 \text{ €} = 2,2 \text{ YTL}$$

$$\text{Toplam birim arıtma maliyeti} = \text{Kireç ile Kimyasal Çöktürme} + \text{İyon Değişimi} = 9,8 + 220 = 229,8 \text{ YKrş} = \mathbf{2,3 \text{ YTL}}$$

$$\text{Toplam İlk Yatırım Maliyeti} = \text{Kireç ile Kimyasal Çöktürme} + \text{İyon Değişimi} = \mathbf{583.510 + 22.731.114 = 23.314.624 \text{ YTL}}$$

III. ARITMA ALTERNATİFİ MALİYETLER

İLK YATIRIM MALİYETLERİ

BETON HESABI VE MALİYETLERİ

Fenton Prosesi Hızlı Karıştırma Ünitesi

Kenarlar: 0,4 m kalınlığında;

$$\begin{aligned} 4,5*4,4*4,4 &= 87,12 \text{ m}^3 \\ \underline{4,5*4*4} &= 72 \text{ m}^3 \\ \text{Beton hacmi} &= 87,12 - 72 = 15,12 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

taban: 0,5 m kalınlığında;

$$0,5*4,4*4,4 = 9,68 \text{ m}^3$$

$$\text{Toplam Beton Hacmi} = 15,12 + 9,68 = 24,8 \sim \mathbf{25 \text{ m}^3}$$

Grabeton: 0,1 m kalınlığında;

$$0,1*4,4*4,4 = 1,963 \text{ m}^3 \sim \mathbf{2 \text{ m}^3}$$

Fenton+Kimyasal Çöktürme Prosesi Yavaş Karıştırma Ünitesi

Kenarlar: 0,4 m kalınlığında;

$$\begin{aligned} 4,5*6,4*27,4 &= 789,12 \text{ m}^3 \\ \underline{4,5*6*27} &= 729 \text{ m}^3 \\ \text{Beton hacmi} &= 789,12 - 729 = 60,12 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

taban: 0,5 m kalınlığında;

$$0,5*6,4*27,4 = 87,68 \text{ m}^3$$

$$\text{Toplam Beton Hacmi} = 60,12 + 87,68 = 147,8 \sim \mathbf{148 \text{ m}^3}$$

Grabeton: 0,1 m kalınlığında;

$$0,1*6,4*27,4 = 17,536 \text{ m}^3 \sim \mathbf{18 \text{ m}^3}$$

Fenton +Kimyasal Çöktürme Prosesi Ön Çökeltim Ünitesi

Kenarlar: 0,4 m kalınlığında;

$$\Pi * 34,4^2 * 4 = 14870,5 \text{ m}^3$$

$$\frac{\Pi * 34^2 * 4}{4} = 14526,7 \text{ m}^3$$

$$\text{Beton hacmi} = 14870,5 - 14526,7 = 343,8 \text{ m}^3$$

taban: 0,5 m kalınlığında;

$$\Pi * 34,4^2 * 0,5 = 1858,8 \text{ m}^3$$

$$\text{Toplam Beton Hacmi} = 343,8 + 1858,8 = 2202,6 \sim \mathbf{2203 \text{ m}^3}$$

Grabeton: 0,1 m kalınlığında;

$$\Pi * 34,4^2 * 0,1 = 371,7 \text{ m}^3 \sim \mathbf{372 \text{ m}^3}$$

$$\mathbf{FENTON +KİMYASAL ÇÖKTÜRME PROSESİ TOPLAM BETON = 25 + 148 + 2203 = 2376 \text{ m}^3}$$

$$\mathbf{FENTON +KİMYASAL ÇÖKTÜRME PROSESİ TOPLAM GRABETON = 2 + 18 + 372 = 392 \text{ m}^3}$$

$$\mathbf{TOPLAM BETON MİKTARI = 2376+392 = 2768 \text{ m}^3}$$

$$\mathbf{TOPLAM KALIP ALANI = 79,2+304,2+19,36+304,2+175,36+ 864,5= 1747 \text{ m}^2}$$

Tablo Ek 20. Fenton+Kimyasal Çöktürme Prosesi Betonarme Maliyetleri

Malzeme/ İşçilik	Birim Fiyat	Maliyet (YTL)
Beton	1 m ³ beton 80 YTL toplam 2768 m ³ beton	221.400
Demir	1 ton demir 800 YTL toplam 276,8 ton demir	221.400
İşçilik	1 m ² kalıp işçiliği 6 YTL, 1747 m ² kalıp alanı	10.482
	1 ton demir işçiliği 110 YTL, 276,8 ton demir	30.448
	Toplam Maliyet	483.810

EKİPMAN MALİYETLERİ

Tablo Ek 21. Fenton+Kimyasal Çöktürme Prosesi Ekipman Maliyetleri

EKİPMAN	FİYAT (YTL)
Hızlı Karıştırıcı Mikser (1 adet)	6000
Yavaş Karıştırıcı Mikser (4 adet)	29000
Asit Tankı (HDPE)-18,85 m ³	3500
Asit Dozaj Pompası- (0,78 m ³ /sa)	1500
H ₂ O ₂ Tankı (HDPE)-4,8 m ³	1500
H ₂ O ₂ Dozaj Pompası- (0,2 m ³ /sa)	500
FeSO ₄ Beton Tankı- 10 m ³	1000
FeSO ₄ Dozaj Pompası- (0,4 m ³ /sa)	800
FeSO ₄ Karıştırıcısı	2000
NaOH Dozaj Pompası-(1,6 m ³ /sa)	2000
NaOH Karıştırıcısı	2000
NaOH Tankı (HDPE)-43 m ³	10000
Döner Köprülü Sıyırıcı (Çökeltim Tankı) (2 adet)	60000
Çamur Alma Pompası (10 m ³ /sa) (2 adet)	1500
Savaklar -102 m (3 mm paslanmaz) (2 adet)	15000
Borulama- Fittings	4000
Ca(OH) ₂ Beton Tankı (96 m ³ *2)	12000
Ca(OH) ₂ Dozaj Pompası- (4 m ³ /sa*2)	4500
Ca(OH) ₂ Karıştırıcısı (2 adet)	8000
Toplam Maliyet	164800

Toplam İlk Yatırım Maliyeti=Betonarme+Ekipman=483.810+164800=648.610 YTL

İŞLETME MALİYETLERİ

Fenton Maliyetler

FeSO₄---160 \$
H₂O₂ (%50) ---385 \$
NaOH (%98)-- 400 \$
H₂SO₄ (%95)-- 65 \$
1 kg kireç 15 YKrş

1 L atıksu için 20 mg/L FeSO₄ kullanılıyor.
1 m³ atıksu için 20000 mg/m³ FeSO₄ kullanılıyor = 20 g/m³ FeSO₄ kullanılıyor.
48000 m³ atıksu için 960 kg FeSO₄ kullanılır.

1 kg FeSO₄ = 160 * 1,55/1000 =25 Ykrş
20 g FeSO₄ = 20 * 25/1000= **0,5 Ykrş**

1 L atıksu için 50 mg/L H₂O₂ kullanılıyor.
 1 m³ atıksu için 50000 mg/m³ H₂O₂ kullanılıyor = 50 g/m³ H₂O₂ kullanılıyor.
 48000 m³ atıksu için 2400 kg H₂O₂ kullanılır.
 1 kg H₂O₂ = 385 * 1,55/1000 = 60 Ykrş
 50 g H₂O₂ = 50 * 60 /1000 = 3*2 (%50 H₂O₂) = **6 Ykrş**

1 L atıksuyun pH'ını 4'e düşürmek için 0,22764 ml % 96'lık H₂SO₄ gerekir.
 1 m³ atıksu içinse 0,227 L % 95'lik H₂SO₄ gerekir.
 Maliyeti = 0,227 * 65 * 1,55/1000 = **2,3 Ykrş**

1 L atıksu pH'ını 4'den 8'e yükseltmek için 6,6 ml 1 N NaOH çözeltisinden (0,264 g NaOH) gerekir.
 1 m³ atıksu içinse 264 g NaOH gerekir.
 Maliyeti = 0,264 * 400 * 1,55/1000 = **16 Ykrş**

1 m³ atıksu için toplam Fenton Maliyeti
FeSO₄ + H₂O₂ + Asit ve Baz = 0,5+6+2,3+16 = 24,8 Ykrş

Kimyasal Çöktürme Maliyetler

1 L atıksuyun pH'ını 8'den 11'e yükseltmek için 400 mg/L Ca(OH)₂ kullanılmaktadır.

1 m³ atıksu için 400 g Ca(OH)₂ gerekir.
 48000 m³ atıksuyu için 19,2 ton kireç gerekir.

1 m³ atıksu için maliyet **6 Ykrş /1 m³ atıksu**

Atıksuyu Nötralize Etmek İçin Gerekli Asit Miktarı

Atıksuyun pH'ını 11'den 7,5'a düşürmek için 1 N H₂SO₄ çözeltisinden 5,9 ml kullanılmıştır.

1 N H₂SO₄ çözeltisinin litresinde, % 96'lık H₂SO₄'den 28 ml vardır.

Dolayısıyla 1 L atıksuyun pH'ını 7,5'a düşürmek için 0,1652 ml % 95'lik H₂SO₄ gerekir.

1 m³ atıksu içinse 0,165 L % 95'lik H₂SO₄ gerekir.
 Maliyeti = 0,165 * 65 * 1,55/1000 = **1,7 Ykrş**

Toplam Kimyasal Çöktürme Maliyeti = 6+1,7 = 7,7 Ykrş/1 m³ atıksu

Toplam Fenton + Kimyasal Çöktürme Maliyeti = $24,8+7,7 = 32,5$ Ykrş/ m^3 atıksu

Elektrik maliyetleri: 24 saat *(40 KW (Hızlı Karıştırıcı) + 1,67* 4 (Yavaş Karıştırıcı)+ 26 kW (Kostik karıştırıcısı)+ 5,87 kW (FeSO₄ Karıştırıcısı) + 58,8*2 kW (Kireç Ca(OH)₂ karıştırıcısı)) = 4707 KW/Gün / 48000 m^3 = 0,09 kW* 9,6 Ykrş (1 kW elektrik fiyatı) = **0,9** YKrş / m^3

Toplam Arıtma Maliyeti = Kimyasal +Elektrik = $32,5+0,9 = 33,4$ Ykrş

İYON DEĞİŞTİRME SİSTEMİ İLK YATIRIM MALİYETLERİ

Katyonik Reçine Tankları (D=2,25 m, H=4 m)

St 37 Karbon Çelik+Epoksi Kaplama Tank Kullanılacak

1 Tank 7.000 € ise 88 tank **616.000 €**

Anyonik Reçine Tankları (D=2,25 m, H=4 m)

St 37 Karbon Çelik+Epoksi Kaplama Tank Kullanılacak

1 Tank 7.000 € ise 154 tank **1.078.000 €**

Pompalar

10 Pompalı Hidrofor (Her biri 200 m^3 /sa debili)

Tanklarda (1 HAT -8 katyonik, 14 anyonik tanktan oluşuyor) yaklaşık 15 bar basınç kaybı olduğu düşünülürse;

16 bar'lık pompa sistemi 1 hat için - 140.000 €

10 hat için - $10 * 140.000 = 1.400.000 €$

Borulama

Katyonik Borulamada Galvaniz Boru Çapı $\varnothing = 250$ mm

Anyonik Borulamada Galvaniz Boru Çapı $\varnothing = 200$ mm

Tanklar arası 2 m boşluk olduğu kabulüyle,

1 HAT(8 katyonik, 14 anyonik tanktan oluşuyor) 80 m katyonik, 140 m anyonik borulama ile,

Ø = 250 mm Galvaniz Boru 20 YTL/m

Ø = 200 mm Galvaniz Boru 16 YTL /m

1 Hat = 80*20 + 16*140 = 3840 YTL

10 Hat = 3840 * 10 = 38.400 YTL (1 € = 2 YTL TCMB -26.06.2006 tarihli döviz kuru)

= 19.200 €

Fittings (Vana, Cek Valf, Bağlantı Elemanları vs.)

Fittings maliyetleri yaklaşık olarak borulama maliyetine eşittir Dolayısıyla;

Fittings maliyetleri = 19.200 €

Otomasyon (PLC Kontrolü Ve Elektrik İşleri)

1 HAT (8 katyonik tank, 14 anyonik tank) = 50.000 €

10 HAT = 10* 50.000 € = 500.000 €

İşçilik

İşçilik maliyetleri yaklaşık olarak 150.000 YTL olarak alınmıştır = 75.000 €

Nakliye

Reçinelerin taşınması, tankların yerlerine yerleştirilmesi, alet ekipmanın taşınması

90 günlük çalışma ile sistemin teslim edileceği varsayılarak;

1 günlük yaklaşık maliyet (Vinç-500 YTL; Kamyon 300 YTL)

800 YTL * 90 gün = 72000 YTL = 36.000 €

Proje Tasarım**100.000 €****Reçine Maliyetleri**Kation Tipi İyon Değiştirici Miktarı: **979.680 L**Anyon Tipi İyon Değiştirici Miktarı: **1.766.400 L**

Lewatit Monoplus S100 reçine litre satış fiyatı =1,5 €

Lewatit Monoplus M 600 reçine litre satış fiyatı = 5,00 €

Kation Tipi İyon Değiştirici $979.680 * 1,5 € = 1.469.520 €$ Anyon Tipi İyon Değiştirici $1.766.400 * 5 € = 8.832.000 €$ İyon Değiştirici Maliyeti = $1.469.520 + 8.832.000 = 10.301.520 €$ **Katyonik ve Anyonik Rejenerant Dozaj Pompaları**25 m³/sa'lik dozaj pompası (paslanmaz) = 2400 €

1 hatta (8+14) = 22 pompa

10 hatta $10 * 22 * 2400 = 528.000 €$ **Atıksu Haznesi İnşaat Maliyetleri**

t= 4 sa bekleme süresi ile,

$$V= 2000 * 4 = 8000 \text{ m}^3$$

Haznedeki su derinliği 5 m ve 0,5 m hava payı ile h=5,5 m

$$A= 8000/5= 1600 \text{ m}^2$$

$$A= 25*64 =1600 \text{ m}^2$$

$$V_{\text{hazne}}=8800 \text{ m}^3$$

25*64*5,5 m ebatlarında üzeri kapalı bir hazne inşa edilecektir.

40 cm kalınlığında yan duvarlar

$$0,4*64,8*5,5 = 142,56 \text{ m}^3 = 145 * 2 \text{ yan duvar} = 290 \text{ m}^3$$

$$0,4*25 * 5,5 = 55 \text{ m}^3 = 55 * 2 \text{ yan duvar} = 110 \text{ m}^3$$

Taban betonu

C/30 beton sınıfı $0,5*66*26 = 850 \text{ m}^3$

Üst Tabliye

C/25 beton sınıfı $0,2*65*25 = 325 \text{ m}^3$

Grabeton

$0,1*66*26 = 170 \text{ m}^3$

Toplam Atıksu haznesi için gerekli beton= $290+110+ 850+325+170 \approx 1800 \text{ m}^3$ **Beton**

Toplam Atıksu haznesi için gerekli demir toplam betonun % 10'u kadardır= 180 m^3

Demir

Toplam kazı miktarı 8800 m^3

Toplam kalıp alanı = $725+275+1275+1625+1700= 5600 \text{ m}^2$

Tablo Ek 22. Atıksu Haznesi Betonarme Maliyetleri

Malzeme/ İşçilik	Birim Fiyat	Maliyet (YTL)
Beton	1 m ³ beton 80 YTL toplam 1800 m ³ beton	144.000
Demir	1 ton demir 800 YTL toplam 180 ton demir	144.000
Kazı/Dolgu	1 m ³ kazı 5 YTL toplam 8800 m ³ kazı	44.000
İşçilik	1 m ² kalıp işçiliği 6 YTL ,5600 m ² kalıp alanı	33600
	1 ton demir işçiliği 110 YTL , 180 ton demir	19800
	Toplam Maliyet	385400

Rejenerant Tankları Toplam Betonarme Maliyetleri

Katyonik rejenerant tankları ebatları 25*4*2,5 m olup 5 adettir. Atıksu haznesindeki hesaplara benzer şekilde beton miktarı hesaplandığında toplam 550 m³ beton ve 55 ton demire ihtiyaç duyulmaktadır.

Anyonik rejenerant tankları ebatları 50*4*2,5 m olup 5 adettir. Atıksu haznesindeki hesaplara benzer şekilde beton miktarı hesaplandığında toplam 1125 m³ beton ve 112,5 ton demire ihtiyaç duyulmaktadır.

Rejenerant tankları için toplam 1675 m³ beton ve 167,5 ton demire ihtiyaç duyulmaktadır.

Tablo Ek 23. Rejenerant Tankları Betonarme Maliyetleri

Malzeme/ İşçilik	Birim Fiyat	Maliyet (YTL)
Beton	1 m ³ beton 80 YTL toplam 1675m ³ beton	134.000
Demir	1 ton demir 800 YTL toplam 167,5 ton demir	134.000
İşçilik	1 m ² kalıp işçiliği 6 YTL, 5175 m ² kalıp alanı	31050
	1 ton demir işçiliği 110 YTL, 167,5 ton demir	18425
TOPLAM MALİYET		317475

Toplam Betonarme Maliyetleri 385400+317475 = 702.875 YTL = 351.437 €

İŞLETME MALİYETLERİ

Elektrik Maliyetleri

TEDAŞ'dan alınan veriye göre arıtma tesislerinde elektriğin KW h fiyatı 9,6140 YKrş olarak alınmıştır.(www.tedas.gov.tr) 27.11.2005

45 * 10 hat = 450 kW/h elektrik tüketimi

24 h * 450 kW/h = 10800 kW/Gün

10 800 kW/Gün * 9,6140 YKrş = 1038,312 YTL/G

Yıllık Enerji Tüketimi = 1038,31*365 = 378983 YTL/Yıl = **189.490 €**

Rejenerant Maliyetleri

Katyonik Rejenerant

1 m³ katyonik reçine için 1,4 m³ %7'lik HCl gerekir.

1 m³ % 35'lik HCl= 75 € ise

1 m³ % 7'lik HCl = 15 €

979,680 m³ katyonik reçine günde 1 kez rejenere edilirse,

Gerekli Rejenerant miktarı = 979,680* 1,4= 1371 m³

Günlük Katyonik Rejenerant Maliyeti = 1371 * 15 = 20570 €

Yıllık Katyonik Rejenerant Maliyeti = 20570*365 = **7.508.050 €**

Anyon Tipi İyon Değiştirici Miktarı:

Anyonik Rejenerant

1 ton NaOH = 300 € ise

1 m³ % 5'lik NaOH= 15 €

1 m³ reçine için 2 m³ %5'lik NaOH gerekir.

1766 m³ anyonik reçine günde 1 kez rejenere edilirse,
 Gerekli Rejenerant miktarı = 1766 * 2 = 3532 m³ % 5'lik NaOH
 Günlük Anyonik Rejenerant Maliyeti = 3532 * 15 = 52.980 €
 Yıllık Anyonik Rejenerant Maliyeti = 52980*365 = **19.337.700 €**
 İyon değiştirme sistemi maliyetleri toplu halde Tablo Ek 24'de görülmektedir.

Tablo Ek 24. İyon Değiştirme Tesisi Maliyetleri

İLK YATIRIM MALİYETLERİ	
EKİPMAN	FİYAT (€)
Katyonik Reçine Tankları	616.000
Anyonik Reçine Tankları	1.078.000
Pompalar (Hazne'den Sisteme 16 barlık 5 Pompalı Hidrofor Sistemi)	1.400.000
Borulama	19.200
Fittings	19.200
Otomasyon (PLC Kontrolü ve Elektrik işleri)	500.000
İşçilik	75.000
Nakliye	36.000
Proje Tasarım	100.000
Katyon Tipi İyon Değiştirici	1.469.520
Anyon Tipi İyon Değiştirici	8.832.000
Rejenerant Dozaj Pompaları	528.000
Atıksu Haznesi İnşaat Maliyetleri	192.700
Rejenerant Tankları İnşaat Maliyetleri	158.737
İLK YATIRIM MALİYETLERİ TOPLAMI	15.024.357
İŞLETME MALİYETLERİ (Yıllık)	
Elektrik	189.490
Katyonik Rejenerant	7.508.050
Anyonik Rejenerant	19.337.700
İŞLETME MALİYETLERİ TOPLAMI (Yıllık)	27.035.240

Reçinelerin 5 yıl boyunca kullanılacağı göz önüne alınır 5 yıllık işletme masrafları göz önüne alınarak toplam maliyet ve arıtılan su miktarı üzerinden birim atıksu maliyeti hesaplanırsa;

$$21.198.890 * 5 = 135.176.200 \text{ €}$$

$$5 \text{ yılda arıtılan su miktarı} = 87.600.000 \text{ m}^3$$

$$1 \text{ m}^3 \text{ atıksu maliyeti (iyon değişimi)} = 1,54 \text{ €} = 3,08 \text{ YTL}$$

Toplam birim arıtma maliyeti =Fenton+ Kireç ile Kimyasal Çöktürme+İyon Değişimi = 33,4+308 = 341,4 YKrş = 3,41 YTL

Toplam İlk Yatırım Maliyeti = Fenton+ Kireç ile Kimyasal Çöktürme+İyon Değişimi =648.610+ 30.048.714=30.697.324 YTL

ÖZGEÇMİŞ

İlkokul öğrenimini Kırıkkale İlkokulunda, orta öğrenimini Kırıkkale Ortaokulu ve Kırıkkale Lisesinde tamamlayan Gökhan Ekrem ÜSTÜN, 1998 yılında Uludağ Üniversitesi Mühendislik-Mimarlık Fakültesi Çevre Mühendisliği Bölümünden mezun olmuştur. Aynı yıl Uludağ Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Çevre Mühendisliği Anabilim Dalında Yüksek Lisans yapmaya hak kazanmıştır. Yüksek Lisans Eğitimini 2001 yılında tamamlayarak Doktora programına başlamıştır. 1998 senesinin Aralık ayından bu yana Uludağ Üniversitesi Mühendislik-Mimarlık Fakültesi Çevre Mühendisliği Bölümünde Araştırma Görevlisi olarak görevine devam etmektedir.

TEŞEKKÜR

Bu doktora çalışmasının yapılması esnasında kıymetli hocam, Yrd. Doç.Dr. Seval Kutlu Akal SOLMAZ'a, tez izleme çalışmalarında sabırla beni dinleyen ve yol gösteren saygıdeğer hocalarım, Prof. Dr. Kadir KESTİOĞLU, Prof. Dr. Hulusi BARLAS, Yrd. Doç.Dr. Fehiman ÇİNER ve Doç. Dr. Yücel TAŞDEMİR'e, bilgi ve desteğini esirgemeyen Prof. Dr. Hüseyin Savaş BAŞKAYA'ya, tezim ile ilgili gelişmeleri yakından takip edip destekleriyle bana güç veren çok kıymetli babam Arif ÜSTÜN, annem Kadriye ÜSTÜN'e, çalışmalarımnda desteğini esirgemeyen dostlarım Arş. Gör. Sıddık CİNDORUK ve Arş Gör. Aşkın BİRGÜL'e, çalışmalarımın yürütülmesinde gösterdikleri kolaylıklardan dolayı Fatih DOLAN, Yasemin DOLAN, Şafak DİKME, Yusuf ÖZGAN, Ercan ASİL'e ve yardımı olup da burada sayamadığım herkese en içten teşekkürlerimi sunarım.