

**ŞEKER FABRİKASI ATIKSUYUNUN  
ELEKTROKOAGÜLASYON YÖNTEMİ İLE ARITIMI**

**Sebile ÖZCAN**

**Yüksek Lisans Tezi  
Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı  
Yrd. Doç. Dr. Murat Tolga YILMAZ  
2013  
Her hakkı saklıdır**

**ATATÜRK ÜNİVERSİTESİ  
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

**YÜKSEK LİSANS TEZİ**

**ŞEKER FABRİKASI ATIKSUYUNUN  
ELEKTROKOAGÜLASYON YÖNTEMİ İLE ARITIMI**

**Sebile ÖZCAN**

**ÇEVRE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI**

**ERZURUM  
2013**

**Her hakkı saklıdır**



T.C.  
ATATÜRK ÜNİVERSİTESİ  
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ



TEZ ONAY FORMU

ŞEKER FABRİKASI ATIKSUYUNUN ELEKTROKOAGÜLASYON YÖNTEMİ  
İLE ARITIMI

Yrd. Doç. Dr. Murat Tolga YILMAZ danışmanlığında, Sebile ÖZCAN tarafından hazırlanan bu çalışma 30/01/2013 tarihinde aşağıdaki jüri tarafından Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı'nda Yüksek Lisans tezi olarak **oybirliği/oy çokluğu (.../...)** ile kabul edilmiştir.

Başkan : Doç. Dr. Enes ŞAYAN

İmza

Üye : Doç. Dr. Hanefi BAYRAKTAR

İmza

Üye : Yrd. Doç. Dr. Murat Tolga YILMAZ

İmza

Yukarıdaki sonucu onaylıyorum

Prof. Dr. İhsan EFEOĞLU  
Enstitü Müdürü

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

## ÖZET

Yüksek Lisans Tezi

### ŞEKER FABRİKASI ATIKSUYUNUN ELEKTROKOAGÜLASYON YÖNTEMİ İLE ARITIMI

Sebile ÖZCAN

Atatürk Üniversitesi  
Fen Bilimleri Enstitüsü  
Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı

Danışman: Yrd. Doç. Dr. Murat Tolga YILMAZ

Bu çalışmada, elektrokoagülasyon yöntemi ile Şeker Fabrikası atıksuyunun arıtılabilirliği çalışılmış ve sistem parametrelerinin giderim verimi üzerine etkileri incelenmiştir. Sistem parametreleri olarak elektrot malzemesi, çözeltinin başlangıç pH'sı, akım yoğunluğu, karıştırma hızı, destek elektrolit türü ve konsantrasyonu seçilmiştir. Denemelerde Erzurum Şeker Fabrikası dengeleme havuzundan alınan şeker üretim prosesi atıksuyu kullanılmıştır.

Elektrot olarak alüminyum ve demir kullanılmıştır. Demir ve alüminyum elektrot kullanılarak yapılan denemelerde, çözeltiliye ilave edilen destek elektrolit KOİ giderim verimini artırırken, enerji tüketimini azaltmıştır. Alüminyum elektrotla yapılan denemelerde  $2,143 \text{ mA/cm}^2$  akım yoğunluğunda, 150 devir/dakika karıştırma hızında, başlangıç pH'sı 6'da, 100 mmol NaCl eklenmesi ile 180 dakikada KOİ giderimi %97,43'tür. Demir elektrotla yapılan denemelerde  $4,286 \text{ mA/cm}^2$  akım yoğunluğunda, 150 devir/dakika karıştırma hızında, başlangıç pH'sı 8'de, 100 mmol NaCl eklenmesi ile 180 dakikada KOİ giderimi %67,24'tür.

**2013, 110 Sayfa**

**Anahtar Kelimeler:** Şeker Fabrikası atıksuyu, Elektrokoagülasyon, alüminyum elektrot, demir elektrot, KOİ

## **ABSTRACT**

Master Thesis

### **SUGAR FACTORY WASTEWATER TREATMENT BY ELECTROCOAGULATION METHOD**

Sebile ÖZCAN

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

Supervisor: Assist. Prof. Dr. Murat Tolga YILMAZ

In this study, treatability of waste waters of a sugar factory with electrocoagulation method has been studied and effects of system parameters over removal efficiency is investigated. Electrode material, initial pH value of the solution, current density, mixingrate type and concantration of supplementary electrolyte have been selected as the system parameters, wastewater from sugar production process sampled from the balancing pool of the Erzurum Sugar Factory has been used in the experiments.

The aluminium and the iron have been used as electrodes. In the experiments in which aluminium and iron have been used, supplementary electrolite added to the solution has increased the COD removal efficiency while it decreased the energy consumption. In the experiments with aluminium electrodes; at 2,143 mA/cm<sup>2</sup> current density 150 rpm mixing rate and at initial pH of 6; COD removal has been observed as 97,43% in 180 minutes by adding 100 mmol NaCl. In the experiments with iron electrode; at 4,286 mA/cm<sup>2</sup> current density, 180 rpm mixing rate and initial pH of 8; COD removal has been observed as 67,24% in 180 minutes by adding 100 mmol NaCl.

**2013, 110 pages**

**Keywords:** Sugar Factory wastewater, Electrocoagulation, aluminum electrode, iron electrode, COD

## TEŞEKKÜR

Çalışmamın her aşamasında ilgisi ve desteğini esirgemeyen, bilgi ve tecrübelerinden faydalandığım danışman hocam Sayın Yrd. Doç. Dr. Murat Tolga YILMAZ'a sonsuz teşekkürlerimi sunarım.

Laboratuvar çalışmalarındaki yardımları için Sayın Arş. Gör. Serkan BAYAR'a, Sayın Arş. Gör. Zeynep KARCIOĞLU'na, Sayın Arş. Gör. Baybars Ali FİL'e ve teşekkürlerimi sunarım.

Hayatımın her aşamasında destekleri ve sevgileriyle her zaman yanımda olan anneme, babama ve kardeşime sonsuz şükranlarımı sunarım.

Tez çalışmam boyunca her türlü yardımı, desteği ile beni teşvik eden arkadaşım Çevre Mühendisi İhsan Gökhan ÖZBAHÇALI'ye en yürekten duygularıyla teşekkürlerimi sunarım.

Sebile ÖZCAN

Ocak 2013

## İÇİNDEKİLER

ÖZET.....	iv
ABSTRACT.....	v
TEŞEKKÜR.....	vi
SİMGELER ve KISALTMALAR DİZİNİ.....	xi
ŞEKİLLER DİZİNİ.....	xii
ÇİZELGELER DİZİNİ.....	xv
<b>1. GİRİŞ.....</b>	<b>1</b>
<b>2. KURAMSAL TEMELLER.....</b>	<b>3</b>
2.1. Şeker Endüstrisinin Tanımı ve Türkiye’deki Durumu.....	3
2.2. Endüstrinin Üretim Faaliyet Düzeni.....	6
2.3. Şeker Endüstrisinde Kullanılan Hammaddeler.....	6
2.4. Şeker Üretim Prosesi.....	7
2.4.1. Pancarın boşaltılması ve silolanması.....	10
2.4.2. Pancarın silolardan fabrikaya sevki.....	11
2.4.3. Pancarın yüzdürülmesi.....	11
2.4.4. Pancarın ayıklanması ve temizlenmesi.....	12
2.4.5. Pancar pompası.....	12
2.4.6. Temiz su ile yıkama.....	13
2.4.7. Pancar bıçağı.....	13
2.4.8. Haşlama seperatörü.....	14
2.4.9. Ham şerbet miktarı.....	14
2.4.10. Şerbet arıtması.....	16
2.4.11. Birinci kireçleme ve ikinci kireçleme.....	16
2.4.12. Birinci saturasyon (karbonatlama) ve ikinci saturasyon uygulaması.....	17
2.4.13. Kükürtleme.....	17
2.4.14. Katı maddelerin ayrılması.....	18
2.4.15. Buharlaştırma.....	18
2.4.16. Şerbetin kristallendirilmesi ve şekerin elde edilmesi.....	18
2.4.17. Şekerin kurutulması ve elenmesi.....	19

2.4.18. Şekerin ambarlanması .....	20
2.5. Şeker Üretiminde Su Kullanımı ve Atıksuların Tanımlanması.....	20
2.5.1. Su kullanımı ve atıksu kaynakları .....	20
2.5.2. Kullanılacak suların nitelikleri .....	21
2.5.3. Suların kirlenmesi.....	21
2.5.4. Atıksu kaynaklarının sınıflandırılması .....	21
2.5.4.a. Pancar yüzdürme ve yıkama suları .....	21
2.5.4.b. Difüzyon ve pres suları.....	22
2.5.4.c. Yoğurturucu soğutma suyu .....	22
2.5.4.d. Artık kirli sular .....	23
2.5.4.e. Yıkama suları.....	23
2.5.4.f. Gaz yıkama atıksuları.....	23
2.5.4.g. Kazan blöf suları .....	23
2.5.4.h. Çamur sevk suları .....	24
2.5.4.i. İyon değiştirici tesislerin rejenerasyon suları .....	24
2.5.4.j. Kireçsizlendirme tesisinden çıkan atıksular .....	25
2.5.4.k. Şerbetin tuzsuzlaştırılmasından çıkan atıksular .....	25
2.5.4.l. Kireç çökeltme tankları drenajı ve kok-kireç çamuru .....	27
2.5.4.m. Evsel atık niteliğindeki kullanma suları .....	27
2.5.4.n. Meydan ve yağmur suları .....	27
2.5.5. Atıksuların alıcı sular üzerine etkisi .....	27
2.6. Şeker Fabrikası Atıksularının Karakterizasyonu.....	28
2.7. Şeker Fabrikası Atıksularının Genel Değerlendirilmesi .....	33
2.8. Su Kullanımında Tasarruf Uygulamaları .....	37
2.9. Geri Kazanma ve Tekrar Kullanma.....	38
2.9.1. Pancar yüzdürme ve yıkama sularının geri alınması.....	38
2.9.2. Yoğurturucu soğutma suyunun geri alınması .....	38
2.9.3. Süreç atıksuyunun geri kazanımı .....	39
2.10. Arıtma Seçenekleri .....	39
2.10.1. Başlıca kontrol parametreleri .....	39
2.10.2. Kontrol ve arıtma teknolojisi.....	40
2.11. Arıtma süreçleri .....	41



2.11.1. Şeker endüstri atıksularının arıtım sistemleri.....	41
2.11.1.a. Fiziksel arıtım.....	42
2.11.1.b. Kimyasal arıtım.....	42
2.11.1.c. Biyolojik arıtım.....	43
2.11.1.d. Doğal arıtım.....	44
2.12. Konuyla ilgili önceden yapılmış çalışmalar.....	44
2.13. Elektrokimyasal Arıtım.....	45
2.13.1. Elektrokimya.....	45
2.13.2. Elektrokimyasal prosesin esasları.....	46
2.13.3. Faraday kanunu.....	48
2.13.4. Elektrokimyasal arıtım yöntemleri.....	50
2.13.5. Elektrooksidasyon prosesi.....	51
2.13.6. Elektroflotasyon prosesi.....	52
2.13.7. Elektrokimyasal membran prosesleri.....	53
2.13.8. Elektrokoagülasyon prosesi.....	55
2.13.8.a. Elektrokoagülasyon teorisi.....	57
2.13.8.b. Elektrokogülasyona etki eden parametreler.....	63
<b>3. MATERYAL ve YÖNTEM.....</b>	<b>66</b>
3.1. Materyal.....	66
3.1.1. Deney düzeneği.....	66
3.1.2. Deney şartları ve çalışma aralıkları.....	67
3.2. Yöntem.....	68
3.2.1. Biyokimyasal oksijen ihtiyacı (BOİ) ölçümleri.....	68
3.2.2. Kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ) ölçümleri.....	68
3.2.3. Deneysel olarak tespit edilen verilerin hesaplanması için kullanılan eşitliklerin incelenmesi.....	69
<b>4. ARAŞTIRMA BULGULARI.....</b>	<b>71</b>
4.1. Alüminyum Elektrot ile Gerçekleştirilen Denemeler.....	71
4.1.1. Karıştırma hızının sistem performansı üzerine etkisi.....	71
4.1.2. Başlangıç atıksu pH'nın sistem performansı üzerine etkisi.....	73
4.1.3. Akım yoğunluğunun sistem performansı üzerine etkisi.....	80
4.1.4. Destek elektrolit konsantrasyonunun sistem performansı üzerine etkisi.....	83

4.2. Demir Elektrot İle Gerçekleştirilen Denemeler.....	86
4.2.1. Karıştırma hızının sistem performansı üzerindeki etkisi.....	86
4.2.2. Atıksu başlangıç pH'sının sistem değişkenleri üzerine etkisi.....	88
4.2.3. Akım yoğunluğunun sistem performansı üzerindeki etkisi.....	95
4.2.4. Destek elektrolit konsantrasyonunun sistem performansı üzerine etkisi .....	98
<b>5. SONUÇ ve ÖNERİLER.....</b>	<b>102</b>
KAYNAKLAR .....	106
ÖZGEÇMİŞ .....	111

## SİMGELER ve KISALTMALAR DİZİNİ

A	Amper
Al	Alüminyum
C <sub>e</sub>	t Anında Çözeltideki Kimyasal Oksijen İhtiyacı
C <sub>0</sub>	Başlangıçta Çözeltideki Kimyasal Oksijen İhtiyacı
Fe	Demir
I	Akım Şiddeti (Amper)
J	Akım Yoğunluğu (mA/cm <sup>2</sup> )
KW	Kilowatt
mA	Miliamper
Mmol	Milimol
pHi	Çözeltinin başlangıç pH'sı
T	Zaman (dakika)
V	Reaktördeki Toplam Çözelti Hacmi (m <sup>3</sup> )
V	Uygulanan Potansiyel Fark (Volt)
W	Enerji Tüketimi (kW.saat.m <sup>-3</sup> )

### Kısaltmalar

dak	Dakika
-----	--------

## ŞEKİLLER DİZİNİ

<b>Şekil 2.1.</b> Şeker teknolojisi süreç akım şeması .....	8
<b>Şekil 2.2.</b> Şerbet üretimi ünitesi tesis şeması.....	15
<b>Şekil 2.3.</b> Elektrokoagülasyon prosesinde meydana gelen reaksiyonlar .....	59
<b>Şekil 3.1.</b> Deney Düzeneği .....	67
<b>Şekil 3.2.</b> KOİ Analizinde kullanılan kalibrasyon eğrisi .....	69
<b>Şekil 4.1.</b> Alüminyum elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 1,429 mA/cm <sup>2</sup> ve pHi değeri 5,20'de karıştırma hızının KOİ giderim verimine etkisi .....	72
<b>Şekil 4.2.</b> Alüminyum elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 1,429 mA/cm <sup>2</sup> ve pHi değeri 5,20'de karıştırma hızının hızının enerji tüketimi üzerine etkisi.....	73
<b>Şekil 4.3.</b> Alüminyum elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 1,429 mA/cm <sup>2</sup> ve 150 devir/dakika karıştırma hızında başlangıç pH değerinin KOİ giderim verimine etkisi .....	74
<b>Şekil 4.4.</b> Alüminyum elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 1,429 mA/cm <sup>2</sup> ve 150 devir/dakika karıştırma hızında başlangıç pH'sının zamanın fonksiyonu olarak değişimi .....	75
<b>Şekil 4.5.</b> Alüminyumun ortam pH'sına bağlı olarak aktivite diyagramı.....	76
<b>Şekil 4.6.</b> Alüminyum elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 1,429 mA/cm <sup>2</sup> ve 150 devir/dakika karıştırma hızında başlangıç pH değerinin enerji tüketimi üzerine etkisi.....	78
<b>Şekil 4.7.</b> Alüminyum elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, pHi değeri 5,20 ve 150 devir/dakika karıştırma hızında başlangıç akım yoğunluğunun KOİ giderim verimine etkisi .....	80
<b>Şekil 4.8.</b> Alüminyum elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, pHi değeri 6 ve 150 devir/dakika karıştırma hızında başlangıç akım yoğunluğunun enerji tüketimi üzerine etkisi.....	82

<b>Şekil 4.9.</b> Alüminyum elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 2,143 mA/cm <sup>2</sup> , 150 devir/dakika karıştırma hızında ve pHi değeri 6’da destek elektrolit türünün KOİ giderme verimi üzerine etkisi ....	84
<b>Şekil 4.10.</b> Alüminyum elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 2,143 mA/cm <sup>2</sup> , 150 devir/dakika karıştırma hızında ve pHi değeri 6’da destek elektrolit konsantrasyonunun KOİ giderme verimi üzerine etkisi .....	85
<b>Şekil 4.11.</b> Alüminyum elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 2,143 mA/cm <sup>2</sup> , 150 devir/dakika karıştırma hızında ve pHi değeri 6’da destek elektrolit konsantrasyonunun enerji tüketimi üzerine etkisi .....	86
<b>Şekil 4.12.</b> Demir elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 1,429 mA/cm <sup>2</sup> ve pHi değeri 5,20’de karıştırma hızının KOİ giderim verimine etkisi .....	87
<b>Şekil 4.13.</b> Demir elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 1,429 mA/cm <sup>2</sup> ve pHi değeri 5,20’de karıştırma hızının hızının enerji tüketimi üzerine etkisi .....	88
<b>Şekil 4.14.</b> Demir elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 1,429 mA/cm <sup>2</sup> ve 150 devir/dakika karıştırma hızında başlangıç pH değerinin KOİ giderim verimine etkisi .....	89
<b>Şekil 4.15.</b> Demir elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 1,429 mA/cm <sup>2</sup> ve 150 devir/dakika karıştırma hızında başlangıç pH’sının zamanın fonksiyonu olarak değişimi .....	91
<b>Şekil 4.16.</b> Fe(II)’nin ortamın pH’sına bağlı olarak aktivite diyagramı .....	93
<b>Şekil 4.17.</b> Fe(III)’ün ortamın pH’sına bağlı olarak aktivite diyagramı .....	93
<b>Şekil 4.18.</b> Demir elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 1,429 mA/cm <sup>2</sup> ve 150 devir/dakika karıştırma hızında başlangıç pH değerinin enerji tüketimi üzerine etkisi.....	95
<b>Şekil 4.20.</b> Demir elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, pHi değeri 8 ve 150 devir/dakika karıştırma hızında başlangıç akım yoğunluğunun enerji tüketimi üzerine etkisi.....	98

- Şekil 4.21.** Demir elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 4,286 mA/cm<sup>2</sup>, 150 devir/dakika karıştırma hızında ve pHi değeri 8’de destek elektrolit türünün KOİ giderme verimi üzerine etkisi .... 99
- Şekil 4.22.** Demir elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 4,286 mA/cm<sup>2</sup>, 150 devir/dakika karıştırma hızında ve pHi değeri 8’de destek elektrolit konsantrasyonunun KOİ giderme verimi üzerine etkisi..... 99
- Şekil 4.23.** Demir elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 4,286 mA/cm<sup>2</sup>, 150 devir/dakika karıştırma hızında ve pHi değeri 8’de destek elektrolit konsantrasyonunun enerji tüketimi üzerine etkisi ..... 101

## ÇİZELGELER DİZİNİ

<b>Çizelge 2.1.</b> Türkiye’deki şeker fabrikalarının kapasite ve kampanya süreleri.....	5
<b>Çizelge 2.2.</b> Şeker Fabrikasında suyun kullanıldığı yerler ve miktarları.....	20
<b>Çizelge 2.3.</b> Bir kireçsizleştirme tesisinin atıksuları ve kirlilik yükü.....	25
<b>Çizelge 2.4.</b> Bir tuzsuzlaştırma tesisinden çıkan kirli suyun özellikleri.....	26
<b>Çizelge 2.5.</b> Şeker Fabrikası atıksularının çeşitleri ve BOİ5 içerikleri.....	29
<b>Çizelge 2.6.</b> Şeker Fabrikası atıklarının karakteristikleri.....	30
<b>Çizelge 2.7.</b> Şeker Fabrikası atıksularının karakteristikleri.....	31
<b>Çizelge 2.8.</b> Yabancı ülkeler için Şeker Fabrikası atıklarının karakteristikleri.....	32
<b>Çizelge 2.9.</b> Yabancı ülkeler için Şeker Fabrikası atıklarının karakteristiklerinin parçalanmış 1 ton pancar esas alınarak değerlendirilmesi.....	33
<b>Çizelge 2.10.</b> 1000 ton pancar işlenmesine karşılık oluşan atıksu miktarı ve kirlilik yükü.....	34
<b>Çizelge 2.11.</b> Şeker Fabrikası için bireysel temelde günlük atıksu miktarı ve kirlilik yükü.....	35
<b>Çizelge 2.12.</b> Kampanya süresince oluşan atıksu miktarı ve kirlilik.....	36
<b>Çizelge 2.13.</b> Şeker Fabrikalarının hergün ve kampanya süresince oluşturdukları atıksu parametreleri.....	36
<b>Çizelge 2.14.a.</b> Kondenzasyon suları ile seyrelmenin olmadığı Şeker Fabrikalarında deşarj standartları.....	40
<b>Çizelge 2.14.b.</b> Kondenzasyon suları ile seyrelme yapılan Şeker Fabrikalarında deşarj standartları.....	40
<b>Çizelge 3.1.</b> Kullanılan atıksuyun özellikleri.....	66
<b>Çizelge 3.2.</b> Şeker fabrikası atık sularının KOİ giderimine etki eden parametrelerin çalışma aralıkları.....	67
<b>Çizelge 4.1.</b> Alüminyum elektrot kullanılarak farklı başlangıç pH değerlerinde yapılan denemelerde elde edilen zamana bağlı pH değişimi verileri.....	79
<b>Çizelge 4.2.</b> Alüminyum elektrot kullanılarak farklı akım yoğunluklarında yapılan denemelerde elde edilen zamana bağlı pH değişimi verileri.....	82

<b>Çizelge 4.3.</b> Demir elektrot kullanılarak farklı başlangıç pH değerlerinde yapılan denemelerde elde edilen zamana bağlı pH değişimi verileri.....	90
<b>Çizelge 4.4.</b> Demir elektrot kullanılarak farklı akım yoğunluklarında yapılan denemelerde elde edilen zamana bağlı pH değişimi verileri.....	97



## 1. GİRİŞ

Yapılan çalışmada Türkiye'deki Şeker Endüstrisinin yeri, üretim süreçleri, bu süreçlerde kullanılan su ve çıkan atıksuyun özellikleri, çevre kirliliği açısından incelenmesi, Şeker Endüstrisi atıksularının arıtım yöntemleri sunularak Şeker Endüstrisi atıksularının elektrokimyasal yöntemle arıtılması incelenmiştir.

Ülkelerde endüstrileşme sürecinin temel bileşenlerinden biri olma özelliğine sahip şeker fabrikaları, tarımsal kalkınma ve gelir bölüşümü, toplumun temel beslenme gereksiniminin karşılanması gibi vazgeçilmez işlevleri üstlenerek, ülkemizin kalkınma stratejisi içinde de oldukça köklü bir geleneğe sahiptirler. Bu sebeple bu endüstriye yönelik planlama ve uygulamalar çağdaş bilimsel gerçekçiliğin bir ürünü olmak zorundadır (Koyuncu 2006).

Son zamanlarda, hızlı endüstrileşme ve yoğun nüfus artışından kaynaklanan doğal kaynakların kirlenmesi ve üretkenliğini yitirmesi Şeker Endüstrisinin de çevre kirliliği açısından değerlendirilmesini gündeme getirmiştir. Çevresel kaynaklara önemli düzeyde zarar verme olgusu, su kullanımında kaynak kısıtlılığı ile birlikte yaşanmaktadır. Eş zamanlı bir sorun olarak, yoğun enerji kullanımının gerektirdiği önemli maliyet artışları da vurgulanmalıdır. Bu gerçekler, şeker fabrikaları için bir çevre koruma programının belirtilen sorunları içerir nitelikte ele alınmasını gerekli kılmaktadır. Önerilecek çevre koruma önlem ve arıtım uygulamaları, doğal kaynakların korunmasını, konservatif su kullanım tekniklerinin geliştirilmesini ve enerji bilançosuna katkıda bulunulmasını kapsamalıdır.

Elektrokimyasal yöntemlerle organik madde giderimi, günümüzde birçok araştırmacı tarafından çalışılmakta olan bir konudur. Özellikle biyolojik parçalanmaya direnç gösteren organik maddelerin sulara karışması geleneksel su/atıksu arıtım yöntemlerinin yetersiz kalmasına neden olmuş ve çalışmaları ileri arıtım tekniklerine yönelmeye zorlamıştır.

Bu alışmada Şeker Endüstrisi atıksularının elektrokimyasal yöntemlerle arıtımı araştırılmıştır. Çalışmalarda elektrokimyasal yöntemlerle demir ve alüminyum elektrotlar kullanılarak Şeker Endüstrisi atıksularının arıtılabilirliği araştırılmıştır.

## 2. KURAMSAL TEMELLER

### 2.1. Şeker Endüstrisinin Tanımı ve Türkiye'deki Durumu

Yunanlı bilgin ve tarihçi Dioskorides M.Ö. 50 yılında yazdığı "De Materia Medica" adlı eserinde, Hindistan ve Arabistan'da bir çeşit bal bulunduğunu ve bu baldan aynen tuza benzeyen bir madde kazanıldığını belirtmektedir. M.Ö. 3000'lerde Hindistan'da, şeker kamışından şeker elde edildiği; Yunanlılar ve Romalıların şeker Hint tuzu ve Asya balı gibi adlar taktıkları bilinir. Haçlı seferleri sonunda Avrupa şekerle tanışır ve 8. yüzyılda önce İspanya'da sonra Güney Fransa'da şeker kamışından şeker üretimi gerçekleştirilir. Ama şeker tüketimi ancak 19. yüzyılda büyük boyutlara ulaşır. Şeker, ilk çağlarda daha çok ilaç olarak kullanılmasına karşın, son yüzyılda insanoğlunun belli başlı enerji kaynaklarından biri olmuştur (Üçok ve Akıncı 1973).

Bitkiler havadan aldıkları karbondioksit ve kökleriyle emdikleri sudan kendileri için gerekli olan şekeri yaparlar. Bu şeker, yeni dokuların ya da tohumların yapımında kullanılabildiği kadar bitkinin içinde depolanır. Bazı meyvelerde fruktoz; bazı meyve, sebze ve tahıllarda glikoz; şekerpancarı ve şeker kamışında sofralık şeker sakkaroz şeklinde sentezlenir. Daha sonra işlenerek kullanıma sunulur (Veldet 1965).

Şeker Endüstrisi, şeker pancarı ve şeker kamışından bir dizi işlem sonucu ham şeker, beyaz şeker, pudra şekeri, esmer kandis, sarı şeker, beyaz kandis, sıvı şeker, yemek ve imalat şurubu, şekerli şurup, yapma bal, melas, ispirto gibi ürünlerin elde edildiği üretim sistemi olarak tanımlanabilecek olan bir endüstri dalıdır (Zeytinoğlu 1964). Şekerler içinde en tatlısı fruktozdur. Ondan sonra sırası ile sakkaroz, glikoz, maltoz ve laktoz gelir. Şeker, vücudumuza ısı ve enerji sağlamanın yanı sıra yağların oluşmasına da yardımcı olur.

Şeker Fabrikaları, Türkiye Cumhuriyeti'nin ilk sanayi işletmelerindendir. Şeker Fabrikası kurma çalışmaları ilk defa, Uşaklı Molla Ömeroğlu Nuri ŞEKER adında bir

çiftçi tarafından başlatılmıştır. 6 Kasım 1925 tarihinde ilk Şeker Fabrikasının temeli atılmıştır (Koyuncu 2006).

Uşak'ta Şeker Fabrikası kurma çalışmaları devam ederken 22 Aralık 1925 tarihinde Alpullu Şeker Fabrikası'nın temeli atılarak on bir ayda fabrikanın montajı bitirilmiş ve 26 Kasım 1926 tarihinde fabrika işletmeye açılarak ilk Türk şekerini üretmiştir. Türkiye'de sakkaroz kökenli ve nişasta kökenli olmak üzere iki tür şeker üretimi bulunmaktadır. Sakkaroz kökenli olarak pancar şekeri üretimi yapılırken, nişasta kökenli olarak glikoz şurubu, izoglikoz (yüksek früktozlu mısır şurupları-HFCS) ve kristal fruktoz üretimi yapılmaktadır (Erdinç 2000).

Şeker pancarından şeker üretim endüstrisinin ülkemiz genelinde dağılımı, kurulu kapasite kullanımı, kampanya süreleri Çizelge 2.1'de verilmiştir (Koyuncu 2006).

**Çizelge 2.1.** Türkiye’deki şeker fabrikalarının kapasite ve kampanya süreleri

<b>YERİ</b>	<b>KAPASİTE (ton/pancar)</b>	<b>KAMPANYA SÜRESİ (gün)</b>
Adapazarı	6000	98
Afyon	6000	103
Ağrı	3000	86
Alpullu	4000	71
Amasya	4800	117
Ankara	3000	103
Bor	3000	108
Burdur	4800	106
Elazığ	1800	75
Erzincan	1850	115
Erzurum	3000	73
Eskişehir	7000	103
İlgin	6000	107
Kastamonu	3600	116
Kayseri	3600	103
Konya	6000	103
Kütahya	1500	103
Malatya	3000	77
Muş	3000	48
Susurluk	7000	103
Turhal	7000	114
Uşak	1500	117

## 2.2. Endüstrinin Üretim Faaliyet Düzeni

Çizelge 2.1'in incelenmesiyle aşağıdaki temel veriler elde edilebilir:

- Ülkemizde 27 Şeker Fabrikasıyla toplam kurulu kapasite 92.500 ton pancar/gün'dür,
- Kampanya süresince işlenen pancar miktarı ise 10.929.000 tondur,
- Ortalama kapasite kullanımı %94 olarak gerçekleşmektedir.

Çizelge 2.1'deki fabrikalardan Afyon, Alpullu, Elazığ, Erzincan, Erzurum, Eskişehir, Iğın, Kayseri, Konya, Malatya, Susurluk, Turhal ve Uşak'ta ayrıca küp şeker imal edilmekte, Amasya, Afyon, Erzincan, Eskişehir, Turhal tesislerinde kuruluşların ve bazı dış sanayinin ihtiyaçlarını karşılayan makine fabrikaları da bulunmaktadır (Esad 1958).

Şeker üretiminde yakıt kullanıldığından 1 ton pancar başına 0,05-0,06 ton yakıt harcanmaktadır (7000 kcal/kg kalitesinde linyit veya akaryakıt). 1 ton pancar için kullanılan buhar miktarı 0,4-0,5 ton, 1 ton pancar başına kullanılan elektrik enerjisi ise 300 kW saat olarak verilmektedir (Türk 2007).

## 2.3. Şeker Endüstrisinde Kullanılan Hammaddeler

Şeker Endüstrisi'nde kullanılan ana hammadde şeker pancarıdır. Beyaz pancarda bulunan şekerin, şeker kamışından elde edilen şekere, kimyasal yapı bakımından eşdeğer olduğu bulunduktan sonra, önceleri sadece bilimsel yönden önem taşımıştır (Erdoğan 2000).

Ana vatanı Hindistan ve Arap ülkeleri olan şeker kamışı dünyada tropikal ve yarı tropikal bölgelerde yetiştirilmektedir (Erdoğan 2000). Ülkemizde şeker kamışı tarımı yapılmamaktadır.

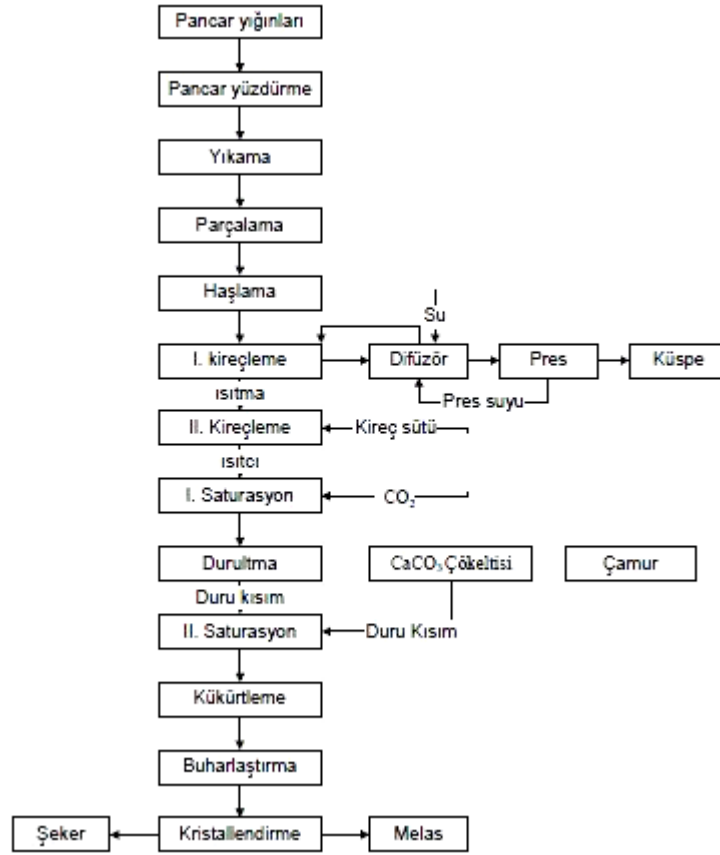
Şeker kamışının bünyesinde yaklaşık olarak %12-16 şeker bulunur ve dünyada üretilen şekerin %60 kadarı şeker kamışından elde edilmektedir (Koyuncu 2006).

Şeker pancarı ise ülkemizi de kapsayan ılıman iklime sahip kuşakta yetiştirilmektedir. Şeker pancarının yapısında %4-5 hücre dokusu, %4-5 kimyasal bağlı su ve %90-95 öz suyu vardır. Pancar öz suyunun bileşimi %15-18 şeker (sakkaroz), %1,0-1,5 şeker dışı organik maddeler, %0,8 anorganik tuzlar şeklindedir (Çınar 2001).

Şeker pancarı yalnız en yüksek şeker miktar verimini temin etmekle kalmaz aynı zamanda şeker kamışı hariç, tarla bitkileri içinde en yüksek besin maddesini sağlar. Şeker pancarı ekimi ile hektardan elde edilen beyaz şekerin besin değeri, bir yıllık kampanya süresi içinde, günde 50.000 kalori kadardır (Esad 1958).

#### **2.4. Şeker Üretim Prosesi**

Ülkemizde şeker teknolojisi standartlaşmış olup süreç akım şeması Şekil 2.1'de verilmiştir (Koyuncu 2006).



Şekil 2.1. Şeker teknolojisi süreç akım şeması

Şeker pancarı fabrikasyonu sezonluk olup 2,5-3 aylık dönemlerde yapılır. Hammadde olan şeker pancarındaki sakkaroz ortalama %17'dir. Temizlenmiş pancar, dilimler halinde kesilerek difüzörlere yüklenir. Her bir difüzör bataryası 12-16 küçük hücre içerir. Şeker, basınç altında sıcak suyun pancar dilimleri arasından geçirilmesi ile özütlenir. Elde edilen şerbet, kireç sütü ile temizlenir ve şeker olmayan kısımları CO<sub>2</sub> ile doyurularak ortamdaki kirecin fazlası çöktürülür. Şerbetin daha fazla temizlenmesi ve renginin giderilmesi SO<sub>2</sub> gazı ile doyurularak gerçekleştirilir. Bundan sonra şerbet buharlaştırıcı ve vakum kaplarında yoğunlaştırılır. En sonunda kristallendirme, santrifüjleme ve kurutma işlemleri uygulanır (Geerdes 1966).

Şeker pancarından şeker üretim prosesi; meydan işleri ve pancarın işletmeye hazırlanması, ham fabrika işlemleri, rafineri-pişirim olarak özetlenebilir (Çınar 2001).



Ham madde ve işletme yardımcı maddelerinin teslim alınma, silolama ve işletmeye gönderilme işlemlerinin yapıldığı alan fabrika meydanı olarak tanımlanmaktadır. Meydanda ayrıca bazı yan ürünlerin silolama ve satışı işlemleri ile fabrika atık ürünlerinin gerekirse arıtımı yapıldıktan sonra, fabrika arazisinden uzaklaştırılması işlemleri de yürütülmektedir. Bu tanım çerçevesinde meydan tesisleri şöyle sıralanabilir;

Pancarın teslim alınması, silolanması ve fabrikaya gönderilmesi için,

- Pancar giriş kapısı, karayolu ve bağlantıları
- Araç kantarları
- Pancar boşaltma makineleri, ön temizleme ve yığma tesisleri
- Günlük ve uzun süreli pancar silo yerleri
- Yer bandı, damperli ve kasalı kamyon boşaltma istasyonu
- Ot ve taş tutucular, kuyruk tutucu
- Pancar yıkama tesisleri
- Pancar konveyör bantları

İşletme yardımcı maddeleri için,

- Kömür silo yerleri ve fuel-oil tankı
- Kireçtaşı ve kok silo yerleri
- Formalin, asit vb. kimyasal madde depoları

Yan ürünler için,

- Küspe havuzu
- Melas tankları

Artık ürünler için,

- Brükner su durultma tesisleri
- Aqua-Pura su durultma tesisleri
- Soğutma kuleleri
- Cüruf silo yerleri
- Hurda malzeme silo yerleri

bulunur (Koyuncu 2006).

Meydan işleri ve pancarın işletmeye hazırlanma işlemleri: pancarın taşınması, pancarın yüzdürülmesi, pancarın ayıklanması ve temizlenmesi olarak özetlenebilir. Ham fabrika işlemlerinde; pancarlar kıyılır, difüzyon işlemine tabi tutulur, şerbet arıtılıp filtrasyon işleminden geçirilerek oluşan berrak şeker koyulaştırılır (Çınar 2001).

#### **2.4.1. Pancarın boşaltılması ve silolanması**

Fabrikaya doğrudan çiftçi tarafından getirilen veya tesellüm merkezlerinde çiftçiden alınarak fabrikaya sevk edilen pancarlar, meydanadaki pancar stok alanına boşaltılır. Karayolu ile fabrikaya gelen pancarlar üç şekilde boşaltılır:

Pancar boşaltma alanına gelen kamyonlar pancar boşaltma makinesi ile pancarını yer bandının (pancar silolama sahası konveyör bandı) çevresine boşaltır. Stok sahasındaki pancarlar kepçe ile yer bandına itilerek doğrudan fabrikaya gönderilir (Türk 2007).

Kasalı Kamyonlarda boşaltma rampasına gelen araç hidrolik platform ile belirli bir eğime getirilip pancarını, kamyon geri devirme pancar toplama bunkerine boşaltır.

Damperli Kamyonlar da araç boşaltma istasyonuna gelerek pancarını direk kamyon geri devirme pancar toplama bunkerine boşaltır.

Boşaltılan pancar; kamyon devirme bunker altı konveyör bandı, pancar silolama sahası konveyör bandı ve toprak ayırıcıya nakil konveyör bandı aracılığıyla yıkama istasyonuna sevk edilir. Bu sistemlerde pancardan toprağı ayıracak bir kısım bulunduğundan toprağın fabrikaya girmesi önlenmiş olur (Koyuncu 2006).

#### **2.4.2. Pancarın silolardan fabrikaya sevki**

Fabrika meydanında bulunan yer bandı ile fabrikaya bağı olan stok sahasının kapasitesi fabrikanın iki üç günlük pancarını alacak şekildedir ve pancar bu sahada iki üç günden fazla beklemez. Araçlarla gelen pancarlar eğer pancar boşaltma istasyonunda boşaltılamazsa bu sahaya boşaltıldıktan sonra fabrikaya alınabilirler. Ayrıca fabrikalarda genel sökümden sonra işlenecek pancarın konulduğu uzun süreli silolar vardır. Fabrikanın uzun süreli silolarında bölge tesellüm kantarlarında bölge pancar kapasitesi ve pancar kalitesine göre uzun süreli silolar yapılır. Doğrudan çiftçi tarafından getirilen pancarlar, siloda dayanma yeteneklerine göre bir seçimden geçtikten sonra kampanyanın son aylarında kullanılmak üzere saklanırlar. Ayrıca uzun süreli silolarda toprağı ayrılmış olarak 6–8 m yükseklikte yığılmış olan pancarlar asgari şeker kaybı ile saklanmaktadır. Pancarın siloda kaybedeceği şekeri uygun tedbirlerle önlemek, aynı miktarda şeker kaybını işletmede önlemekten daha ucuzdur. Uzun süreli silolarda depolamada pancarın zedelenmemiş olmasına, mümkün olduğu kadar toprak ve ottan ayrılmış olmasına özen gösterilir. Aksi takdirde gerek kırık pancarlar gerekse kırıntı ve toprak birikintileri su ile temas da varsa birer enfeksiyon merkezi oluştururlar (Erdinç 2000).

#### **2.4.3. Pancarın yüzdürülmesi**

Pancarlar kenarları alçak duvarlarla kapalı, tabanı beton ve yüzdürme kanalına doğru meyilli sabit pancar silolarının içinde bulunan su püskürtme kafalarından çıkan basınçlı su ile yüzdürme kanalına alınırlar (Koyuncu 2006).

#### **2.4.4. Pancarın ayıklanması ve temizlenmesi**

Pancarla gelen otların durumlarına göre, bunları ayıracak çeşitli ot tutucular vardır. Bu bantlar pancarı kirli pancar bandına (meyilli bant) döker. Kirli pancar bandından pancarlar toprak ayırıcıya dökülür. Toprak ayırıcıdan ayrılan topraklar toprak nakil konveyör bandına oradan da toprak depolama sahasına dökülür. Toprağından ayrılan pancarlar ön yıkama trommeli pancar yıkama makinesine girerek ilk yıkama işlemi yapılır (Türk 2007). Bu istasyonda pancar üzerine yapışan çamurlu katman yıkanır. Ön yıkama trommelinden çıkan ilk temizliği yapılan pancarlar içinde devamlı suyun hareket ettiği pancar yüzdürme oluğuna dökülürler.

Suyun kaldırma kuvveti ile olukta hareket eden pancarlar sırasıyla önce 1. taş tutucuya, sonra 1. tırmıklı ot tutucuya, sonra 2. tırmıklı ot tutucuya ve sonra 2. taş tutucuya girerek ot ve taşlarından temizlenir. Bu aşamaya kadar yapılan yıkama ve temizleme prosesi ile birlikte esas temizlik final yıkama trommeli pancar yıkama makinesinde gerçekleşmektedir. Final yıkama trommelinden çıkan pancarlar pancar nakil konveyör bandına (temiz pancar bandı) oradan fabrika içindeki pancar bunkerini üstü dağıtım konveyör bandına, oradan da pancar bıçakları bunkerine dökülür (Erdoğan 2000).

#### **2.4.5. Pancar pompası**

Taş ve otlardan ayrılmış ve su ile sürüklenmekte olan pancarın, yüzdürme kanalından fabrikaya, yerel koşullara bağlı olarak zeminin birkaç metre altında girmesi nedeniyle üste çıkarılması gerekir. Bu işlem 4 farklı cihazla yapılabilir (Koyuncu 2006).

- Pancar helezonu
- Pancar dolabı
- Pancar pompası
- Santrifüj pompa

#### 2.4.6. Temiz su ile yıkama

Bu aşamada, pancarların taşlardan ve pis sulardan mümkün olduğu kadar temizlenmiş olması gerekir. Yıkama iki şekilde yapılabilir,

- **Tekne içinde yıkama:** Uzun süredir kullanılmamaktadır. Nedeni pancarın girintili yerlerindeki çamurun tam anlamıyla temizlenememesidir.
- **Püskürtme su ile yıkama:** Pancarın girintili yerlerinde bulunan toprağı da tamamıyla temizlemek için, hareket eden pancarların üstüne, kuvvetli bir şekilde su püskürtülmektedir. Yıkanmış pancarların suları mümkün olduğu kadar arıtılmış olmalıdır. Yıkanmış olan pancarlar ya döner ızgaradan ya bir eğik helezondan veya genellikle sarsaktan geçirilirler. Temiz pancarlar elavatörler, helezonlar veya sevk bantları ile gereken yüksekliğe ulaştırılır (Türk 2007).

#### 2.4.7. Pancar bıçağı

Yıkanmış ve yabancı maddelerden ayrılmış pancar, günümüzde yalnız, pancar kesme makinelerinde doğranmaktadır. Pancar kesme makinelerinde pancarlar 4-8 mm kalınlığında ve 10 cm uzunluğunda kıyımlara dönüşür (Geerdes 1966). Bu işlemle pancarların yüzey alanı artırılır buda şeker çıkarılmasını kolaylaştırır

Difüzyon yönteminin yerleşmesinden sonra, başarılı bir işletme sonucunun elde edilebilmesi için kıyımların düzgün kesilmiş, sert, mümkün olduğu kadar aynı kalınlıkta olması ve kırıntı kısımlarının bulunmaması gerekmektedir.

Kıyılmış pancarlar sıcaklığının artırılması için haşlama seperatöründen geçmek üzere bantla iletilirken otomatik bir kantarla tartılır (Koyuncu 2006).

#### **2.4.8. Haşlama seperatörü**

Şeker özütlemesinde gerçekleşen ilk olay, zedelenmiş hücrelerden özsuyunun yıkanmasıdır (Geerdes 1966). Ekstraksiyon işlemi difüzörde pancarların sıcak suyla birkaç saatlik temas ettirilmesi ile sağlanır. Difüzör tankı yatay veya dikey olarak çalkalama yapan bir tanktır. Tanktaki pancar dilimleri yavaşça bir uçtan diğer uca hareket ederken su ters yönden hareket eder. Buna zıt yönlü akış denir ve tanktaki su gittikçe yoğunlaşan şeker çözeltisi olur, bu çözeltiye şerbet denir. Şerbet oluşurken su, şeker pancarından şekerin yanı sıra diğer maddeleri de toplar.

Özet olarak şerbet üretiminde madde geçişinin belli başlı ve önemli adımı difüzyondur. Difüzyon, Fick Yasası ile tanımlanır ve difüzyon katsayısını içerir. Bu katsayı ise sıcaklıkla doğru orantılıdır. Fakat bunun yanında sıcaklığın 75°C'den fazla olması halinde şerbetin işlenmesi güçleşmektedir. Bu sebeple 70-80°C'lik sıcaklığın en iyi işlem için optimum ortamı yarattığı sonucuna varılmıştır. Sürekli çalışan özütleme tesislerinde bu husus uygulanan ön ısıtma (haşlama) ile sağlanır (Türk 2007).

#### **2.4.9. Ham şerbet miktarı**

Kısmen şekerini vermiş olan pancar kıyımı haşlama teknesine gelir. Diğer taraftan difüzörün yan süzgeçlerinden çıkıp devreden şerbet, ısıtıcıdan geçtikten sonra haşlama teknesinde pancarla karıştırılır ve beraberce pompa vasıtasıyla difüzörün helezonuna gelir (Çınar 2001).

İyi bir özütleme yapabilen ve difüzyon süresi kısa olan bir özütleme cihazı faydalıdır. Uzun difüzyon süreleri yüksek kolloid kapsamlı şerbetlere sebep olur.

Özütleme için kullanılacak su, mümkün olduğu kadar temiz ve özellikle şerbet arıtmasını aşip geçen katkılardan arınmış olmalıdır. Besleme suyunun aynı zamanda

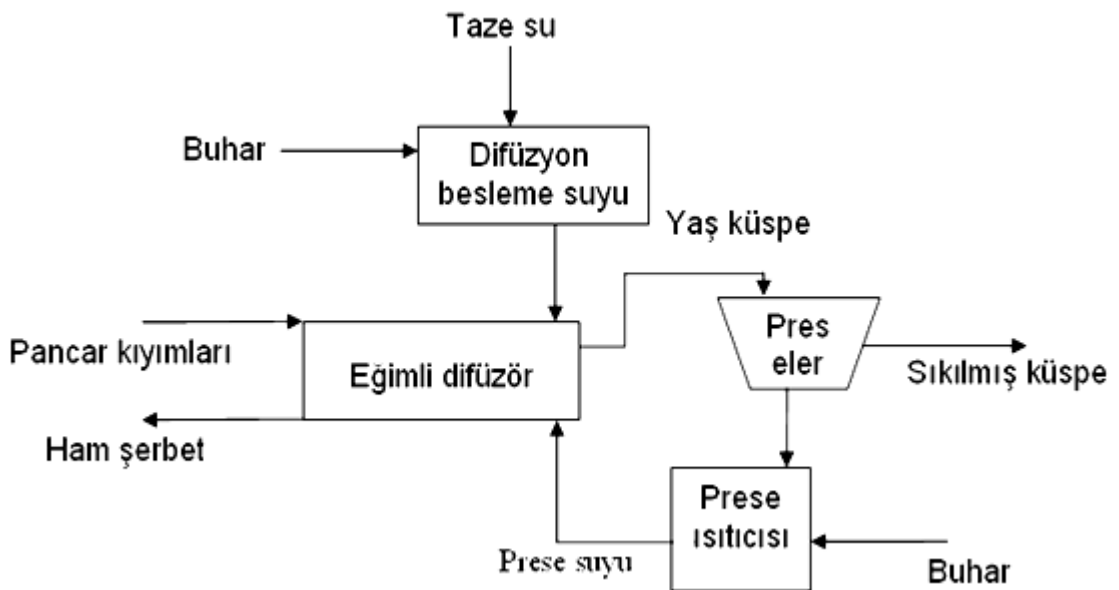
hafif asit özellikte olması ve sıcaklığının 50-70°C arasında bulunması gerekir (Koyuncu 2006).

Difüzyon hızı, partiküllerin kütlesine ve çözeltinin sıcaklık ve viskozitesine bağlıdır. Difüzyonda çekilen ham şerbet ağırlığının difüzyona verilen kıyım ağırlığına oranına çekiş adı verilmektedir.

$$\%Çekiş = ( \text{ham şerbetin kütlesi} / \text{kıyımın kütlesi} ) \times 100 \quad (2.1)$$

Pratikte ham şerbet çekişleri %110-125 arasında oynar. Haşlama seperatöründen ayrılan ham şerbette %12-13 kadar şeker vardır.

Difüzyon işleminde difüze olmayan pancar kıyımlarına küspe adı verilmektedir. Bu küspeler küspe preslerinde sıkılırlar. Bu aşamada ortaya çıkan prese suyu ısıtıcıdan geçirilerek yeniden eğimli difüzyona verilirler. Preselerde geriye kalan sıkılmış küspe pancar üreticisine belirli bir bedel karşılığında satılır. Şekil 2.2'de şeker üretimi ünitesi tesis şeması gösterilmiştir (Koyuncu 2006).



Şekil 2.2. Şerbet üretimi ünitesi tesis şeması

#### 2.4.10. Şerbet arıtması

Şerbet arıtmasının başlıca işlevi, ham şerbette çözünmüş bulunan şeker dışı maddeleri en yüksek oranda uzaklaştırmak ve bu suretle arıtılmış şerbetlerde sakkarozun toplam kuru madde içindeki payını mümkün olduğu kadar yükseltmektir. Çünkü kristal biçimindeki şekerin elde edilebilme yeteneği buna bağlıdır (Çınar 2001).

#### 2.4.11. Birinci kireçleme ve ikinci kireçleme

Birinci Kireçleme yönteminin temeli, ham şerbete %1-2 ve daha çok kireç katarak şerbetin kolloidlerini ve çözünmeyen kireç tuzu ve kompleksleri oluşturan şeker dışı maddeleri çöktürmektir. Bu işlem çoğunlukla 80-85°C'de, 5-10 dakika süre ile gerçekleştirilir. Kirecin, şerbetin çözülmüş haldeki bileşikleriyle gerçekleştiği tepkimeler hızlanarak şerbet dayanıklı (durağan) bir hale gelir. Kireçlenmiş şerbetler bekletilirse üstte berrak bir çözelti ve dipte bir çökelti oluşur. Arıtma işleminden sonra kireçlenmiş şerbetteki artık kireç, karbondioksit geçirilerek karbonat halinde çöktürülür ve bu esnada daha önce oluşmuş bulunan kalsiyum sakkaratlar da parçalanır (Geerdes 1966). Karbonatlama iki kademe uygulanır. Birinci kademe, kirecin nötrleşmesi şerbetteki alkalinite %0,07-0,1 CaO'e ininceye kadar sürer. Bundan sonra kalsiyum karbonatlı çamurun süzülmesi uygulanır. Birinci kireçleme şerbetinin arılığı, sulu şerbete kadar işlenmiş normal bir şerbetten pratik olarak farksızdır (Koyuncu 2006).

İkinci kireçlemede amaç, az kireçle kolloidler çöktükten sonra daha büyük miktarda kireç vermektir, ikinci kireçlemenin teknik uygulaması pratik olarak üç basamaktan ibarettir.

- Kireçleme maddesinin verilmesi,
- Kireçli şerbetin ısıtılması,
- Yukarıda belirtilen tepkimelerin tamamlanması için belirli bir bekletme süresinde tutulması.



Kireç soğukta daha çok çözüldüğünden kirecin verilmesi soğukta olmalıdır. Ondan sonra istenen sıcaklığa ısıtılmalıdır (Çınar 2001).

#### **2.4.12. Birinci saturasyon (karbonatlama) ve ikinci saturasyon uygulaması**

Karbonatlamamanın amacı, kireçli şerbetteki kireç fazlasını CO<sub>2</sub> yardımı ile çözünmeyen kalsiyum karbonata dönüştürüp şerbetten ayırmaktır. 1. Saturasyon ile 2. Saturasyon arasında, işletmenin isteğine göre:

- Ham şerbete veya birinci kireçlemeye çamur katma,
- Aşırı karbonatlanmış çamurlu şerbetin geriye alınması,
- Kireçlemeli karbonatlama,
- Ham şerbet çökeltisini değerlendiren yöntemler uygulanabilir.

2. karbonatlamada daha çok kimyasal problemlerle uğraşılır. 1. karbonatlamamanın berrak şerbetinden yeniden karbondioksit geçirmekteki amaç, birinci karbonatlamada henüz çökmemiş bulunan karbonhidroksiti tamamen karbonat halinde çökeltmek ve şerbetin doğal alkalinitesini oluşturan alkali hidroksitlerini de karbonatlara dönüştürmektir (Esad 1958).

Yapılan araştırmalara göre 2. karbonatlama sonundaki kireç tuzları konsantrasyonu sıcaklık ve pH değerinden başka şerbetteki alkali metal iyonlarının miktarına da bağlıdır (Koyuncu 2006).

#### **2.4.13. Kükürtleme**

Çok berrak ve parlak şerbet elde etmek istenirse karbonatlamadan sonra bir de kükürtleme işlemi uygulanabilir. Fakat asla asitlendirme koyu bir şerbete sebep olacak kadar yapılmamalıdır (Geerdes 1966).

#### **2.4.14. Katı maddelerin ayrılması**

Şerbet arıtmada katı maddelerin ayrılması iki gruba ayrılır. Büyük miktardaki çamurlar önce yoğunlaştırıcıdan geçirilerek filtrasyonla ayrılır. Küçük miktardaki çamurlar (ince çökelekler) yalnız filtrasyonla ayrılır. Bu amaçlar için yoğunlaştırma, ayırma ve şerbetsizleştirme ve ince filtrasyon işlemleri kullanılır (Koyuncu 2006).

#### **2.4.15. Buharlaştırma**

Sulu şerbet buharlaştırma kazanlarında %12 şekerden %55 şeker içeren koyu şerbete dönüştürülür. Buharlaştırma cihazlarında kademeli bir buharlaşma vardır. Birinci buharlaştırıcı türbin dairesinden gelen buharla ısıtılır, diğerleri bir öncekinden çıkan buharla ısınır (Çınar 2001).

#### **2.4.16. Şerbetin kristallendirilmesi ve şekerin elde edilmesi**

Tephir istasyonunda koyulaştırılan şerbet, rafineri ünitesinde kristallendirilir. Rafineri ünitesinde koyu şerbet, su, buhar, elektrik gücü ve kondensatlar sisteme girmektedir. Rafineriden şeker, melas ve vakum buharı çıkmaktadır. Rafineri bölümünde kuru madde dengesinden yola çıkılarak aşamalardan geçen ürünlerin kuru madde miktarları hesaplanılır. Rafineri ürünlerindeki kuru madde miktarları, maddelerin şeker oranı, kuru madde oranı ve aralık değerlerinden çıkarılabilir. Bu veriler sonucunda tesislerdeki birimlerde ne kadar buhar gereksinimi olduğu belirlenebilmektedir (Türk 2007). Rafinerideki buhar (ısı) ihtiyacı; şerbetle, lapa miktarına ve eritme suyu olarak rafineriye verilen kondens miktarı ile doğru orantılıdır. Şuruplar vakum kazanlarına gönderilmeden önce depolarda 70–80°C sıcaklıklarına kadar ısıtılırlar. Vakum kazanlarına giren renksizlendirilmiş, süzölmüş olan standart şurup kazanlarda pişirilerek lapa adı verilen bir ürün meydana gelir. Lapa refrijerant adı verilen karıştırıcı depolarda soğutulduktan sonra santrifüjlere gönderilir. Santrifüjlerde lapadan kristal şeker ve şurupları elde edilir (Koyuncu 2006).

**2.4.17. Şekerin kurutulması ve elenmesi**

Henüz santrifüjden çıkmıő olan Şeker serbest, bağlı ve kuőatılmıő nem denilen üç tip nem içerir. Serbest nemin uçurulması için havalandırma yeterli olmaktadır. Bunun için de sarsaklar, helezon ileticiler gibi donanım kullanılabilir (Çınar 2001).

Bağlı nem ise Şekerden soğutulmuş kuru hava ile 24 saat temasta tutularak giderilir (Koyuncu 2006).

#### 2.4.18. Şekerin ambarlanması

Bir kaç ay süren kampanyada üretilen şeker, tüketim ihtiyacının çok üstündedir. Bu nedenle çuvallara ve kağıt torbalara doldurulan veya paketlenen şeker, ambarlarda istiflenir (Türk 2007).

### 2.5. Şeker Üretiminde Su Kullanımı ve Atıksuların Tanımlanması

#### 2.5.1. Su kullanımı ve atıksu kaynakları

Şeker fabrikalarında, suyun kullanılmadığı istasyon yok gibidir. Bir şeker fabrikasında suyun kullanıldığı yerler ve miktarları Çizelge 2.2’de verilmiştir (Koyuncu 2006).

**Çizelge 2.2.** Şeker Fabrikasında suyun kullanıldığı yerler ve miktarları

<b>YER</b>	<b>MİKTAR</b>
Pancar yüzdürme suları	% 500-800
Pancar yıkama suyu	% 150-200
Kondense soğutma suyu	% 400-600
Şerbet üretiminde kullanılan taze su	% 30-40
Soğutma suları	% 20-100

Bugün suların geniş çapta kullanılması sonucu işletme için gerekli taze su miktarı (işletme suyu) 100 kısım pancar girişi için 50-100 kısım arasında değişmektedir (Whalley 1969).

### 2.5.2. Kullanılacak suların nitelikleri

Şerbet üretiminde kullanılacak taze sularda fazla miktarda organik madde ve tuz muhtevası arzu edilmez (Türk 2007). Soğutma sularında demir ve mangan miktarlarının fazla olması, demir-mangan bakterilerinin çoğalarak borularda ve depolarda istenmeyen çamur oluşmasına ve korozyona neden olurlar. Su rafineriye gelene kadar çeşitli işlemlerden geçtiği için fabrikaya giren yabancı maddelerin rafineriye girmesi önlenmiş olur. Rafineriden gelen yoğuşturucu soğutma suları şerbetler ile temas etmez. Diğer taraftan özellikle buhar yoğuşturucu suyu kullanılan yerlerde, bu su buharlarının yoğunlaşmasından elde edildiğinden sterildir (Koyuncu 2006).

### 2.5.3. Suların kirlenmesi

Kirlilik işlenen 1 ton pancarda g BOI<sub>5</sub> olarak ifade edilir. Şeker fabrikaları süreç suları ile evsel atıksularının kıyaslanması özgül kirlilik (B) değeri üzerinden yapılır. B değeri için (2.2) eşitliği verilmiştir (Koyuncu 2006).

$$B = \frac{g \text{ BOI } 5 \text{ ton işlenen pancar}}{E} \quad (2.2)$$

E: Kişi eşdeğeri (1 kişinin 24 saatte neden olduğu kirlilik)

### 2.5.4. Atıksu kaynaklarının sınıflandırılması

#### 2.5.4.a. Pancar yüzdürme ve yıkama suları

Pancarla birlikte gelen taş ve topraklar pancar yüzdürme ve yıkama işleminde suya geçerler ve suyun durgun olduğu yerlerde dibe çökerler. Bu çöküntü nicel olarak hesaplanır. Çöküntü miktarı mevsime göre değişiklik gösterir. Çöken kısım ortalama %10-20 kirlilik içermektedir (Türk 2007). Taş ve toprağın yanında topraktaki

çözünebilen maddeler, azotlu maddeler ve özellikle şeker de suya geçer. Suyu geçen şeker miktarını azaltmak için su soğuk olmalı ve pancarlar zedeli olmamalıdır.

Bu suların geri dönüşümlü olarak kullanılması, eşdeğer kirlilik yükünü %45-65 azalttığından tüm dünyada uygulama alanı bulmuştur (Çınar 2001).

#### **2.5.4.b. Difüzyon ve pres suları**

Şerbet üretimi cihazlarında şekerin özütlenmesi, su aracılığıyla yapılır. Şekersiz kıyımın sıkılması ile pres suyu elde edilir.

Genellikle difüzyon hücresi yıkama amacıyla 1,5 m<sup>3</sup>/ton-gün, küspe presleme için 0,5 m<sup>3</sup>/ton gün atıksu oluşmaktadır (Koyuncu 2006). Batarya difüzörü sistemi ile çalışmalarda 100 pancar girdisine karşı 200 su tüketilir. Difüzyon suyu olarak atılan kirli su %100-110'dur. Bununla beraber batarya kazanlarını boşalttıktan sonra kullanılan yıkama suları ve yaklaşık %60 pres suyu da hesaplanmalıdır. Bu kirlilik işlenen her 1000 ton pancarda difüzyon suyu için 2000 kg BOİ<sub>5</sub> ve pres suyu için de 3600 kg BOİ<sub>5</sub> kirlilik derecesine eşdeğerdir (Erdoğan 2000).

#### **2.5.4.c. Yoğuşturucu soğutma suyu**

Bründe'nin yoğunlaşmasından oluşan yoğuşturucu suyu 100 kısım pancara göre 400-600 kadardır. Bründe'nin yoğunlaşması ile su miktarı artar. Sıcaklığı genellikle 40-50°C'dir ve organik maddeler tarafından az kirletilmiştir (Koyuncu 2006).

Bründedeki azot miktarı 50-80 mg/L kadar olup pH değeri ise 8 ile 9 arasındadır. Sıçrayan şerbet fazla miktarda şeker içerdiğinden, yoğuşturucu suyunun organik madde bakımından kirlenmesine neden olur, bu nedenle rafinerideki şerbetin, şerbet tutucularda geri tutulması zorunludur (Türk 2007).

#### **2.5.4.d. Artık kirli sular**

Fabrikada bez yıkama, torba filtreleri yıkama, temizlik suları, yıkama suları, iyon değiştirici tesislerin rejenerasyon suları, çamur sevk suları, kazan blöf suları ve evsel atıklar artık kirli su olarak hesaplanır (Türk 2007).

#### **2.5.4.e. Yıkama suları**

Filtre torbaları genellikle bez yıkama tamburunda yıkanır. Bezlerin kirlenmesine, yaklaşık %10 oranında çökmüş organik madde içeren karbonatlaştırma çamuru neden olmuş ise bu bezlerden çıkan sular çok kirlidir. Bezlerin kirlenmesi veya değiştirilme sıklığı şerbetin artırılması ve pancar kalitesine bağlı olmaktadır. Bundan başka birinci karbonatlaştırmadan sonra çamur filtrelerinin cinsi de önemli rol oynamaktadır. Bu amaç için aşağıdaki olanaklar vardır (Koyuncu 2006):

- Çamur filtreleri ile filtrasyon,
- Döner filtreler, filtrasyondan sonra çamur filtreleri üzerinden son filtrasyon,
- Döner filtreler ile filtrasyondan sonra kizelgur filtrelerinden son filtrasyon,
- Genellikle amur filtreleri ile yapılan filtrasyondan oluşan atık-suyun B değeri 1,0-1,5 civarındadır.

#### **2.5.4.f. Gaz yıkama atıksuları**

1 ton pancar başına 0,15 m<sup>3</sup> civarında atıksu oluşmaktadır (Koyuncu 2006).

#### **2.5.4.g. Kazan blöf suları**

Modern şletmelerde kazan dairesinden atılan blöf sularının miktarı yaklaşık olarak %0,5-3'tür. Kazanlarda kullanılacak suyun yüksek basınçlı kazan için kullanılacak olanının, alçak basınçlı kazanlar için kullanılacak olandan daha az kirlenmiş olması

beklenir (Koyuncu 2006).

Yapılan araştırmalarda organik kirlilik olarak blöf sularındaki  $KMnO_4$  tüketimi 20 ila 300 mg/L arasında bulunmuştur (Türk 2007).

#### **2.5.4.h. Çamur sevk suları**

1 ton pancar başına küspe çukurundan  $0,1 m^3$ , çamur sahasından  $0,16 m^3$  atıksu oluşmaktadır.

şerbet arıtımında karbonatlaştırma çamurunu ayırmak için döner filtrelerin daha az kullanılması ile filtreden elde edilen çamura kıyasla, daha yumuşak çamur elde edilmektedir. Fazla masraf yapmadan çamuru atabilmek için, çamur 1:1 oranında su ile karıştırılarak pompa ile atılabilecek duruma getirilir (Erdirin 2000).

#### **2.5.4.i. İyon değiştirici tesislerin rejenerasyon suları**

şeker fabrikalarında kullanılan iyon değiştiricilerin rejenerasyonu aşağıdaki aşamalarda yapılır (ınar 2001):

- Yıkama,
- Ters yıkama,
- Tuzsuzlaştırma yıkaması,
- şerbet doldurma.

Önce iyon değiştiricinin içerdiği çözelti taze su (yoğunlaşmış buhar) ile uzaklaştırılır. Bu yıkama sırasında suyun akış yönü, önceden akan şerbetin akış yönünün aynıdır. ıkan yıkama suyu işletmeye geri alınır ve iyon değiştiricinin yıkanmasında tekrar kullanılır (Koyuuncu 2006).



Ters yıkamanın (şerbet akışının ters yönünde) amacı sıkışmış iyon değiştiricileri gevşetmektir, böylece çökelmiş katı maddeler su ile dışarı atılır (Türk 2007).

Bundan sonraki aşamada iyon değiştiricinin rejenerasyonu yapılır. Rejenerasyonda (şerbet akışı yönünde) iyon değiştiricinin cinsine göre; yemek tuzu, magnezyum klorür, seyreltilmiş asit veya baz kullanılır. Bunu yıkama takip eder ve bu işleme tuzsuzlaştırma denir. Bunun amacı rejenerasyonda kullanılan maddelerin uzaklaştırılmasıdır (Çınar 2001).

#### 2.5.4.j. Kireçsizlendirme tesisinden çıkan atıksular

Araştırmalara göre kireçsizlendirme tesislerinin rejenerasyonunda çıkan su miktarı %5 civarındadır. İyon değiştirici reçinelerin cinsine ve eksikliğine göre B değeri 1 ila 3,5 arasında değişir. Çizelge 2.3'de kireçsizlendirme tesisine ait değerler verilmiştir (Koyuncu 2006).

**Çizelge 2.3.** Bir kireçsizleştirme tesisinin atıksuları ve kirlilik yükü

		<b>KMnO<sub>4</sub> Tüketim</b>	<b>BOI<sub>5</sub></b>	
<b>Yapılan İşlem</b>	<b>Kirli Su Miktarı m<sup>3</sup></b>	<b>g/t işlenen Pancar</b>	<b>g/t işlenen Pancar</b>	<b>B Değer</b>
Ters Yıkama	1,99	87,1	22,6	0,42
Rejenerasyon	0,43	3,3	1,2	0,02
Tuzsuzlaştırma	1,58	21,2	9,4	0,17
Yıkama	0,69	94,7	30,2	0,56
<b>TOPLAM</b>	<b>4,7</b>	<b>206,3</b>	<b>63,4</b>	<b>1,17</b>

#### 2.5.4.k. Şerbetin tuzsuzlaştırılmasından çıkan atıksular

Tuzsuzlaştırma, şerbet içerisinde bulunan şeker dışı maddeleri iyon değiştiriciler ile olanaklar ölçüsünde uzaklaştırmaktır. Melasa kadar giden şerbetteki şeker dışı

maddelerin büyük bir kısmı iyon değiştirici tarafından tutulur ve rejenerasyon ile kirli su olarak atılır (Türk 2007). Rejenerasyon suyu çok miktarda organik madde içerir. Bundan başka, nötrleştirme için de önemli miktarda asit ve baza ihtiyaç vardır. Bu suların çok asidik veya çok bazik olması, bu suların verildiği akarsuların pH'larında değişmelere neden olduğu gibi durultma tesislerine de biyolojik bakımdan zararlı olur (Çınar 2001).

Kirlilik derecesi Çizelge 2.4'deki gibi önce suya geçen şeker dışı maddelere, sonra da rejenerasyon için kullanılan maddelerin cinsine ve bu kimyasal maddelerin kısmen de olsa geri kazanılıp kazanılmamasına bağlıdır (Koyuncu 2006).

**Çizelge 2.4.** Bir tuzsuzlaştırma tesisinden çıkan kirli suyun özellikleri

<b>Tuzsuzlaştırma Tesisinden Çıkan Kirli Su</b>	<b>Miktar</b>
Kuru Madde Miktarı	%1,36
Kızdırma Bakiyesi	%0,82
Organik Madde	%0,54
Polarizasyon	%0,015
Sülfat	%0,47
Klorür	%0,2
Azot	%0,01
BOİ <sub>5</sub>	2650 mg/L
Potasyum Permanganat Tüketimi	9000 mg/L

#### **2.5.4.l. Kireç çökeltme tankları drenajı ve kok-kireç çamuru**

1 ton pancar işlenmesine karşılık 0,12 m<sup>3</sup> çökeltme tankı drenaj atıksuyu, 0,12 m<sup>3</sup> de atık çamur oluşmaktadır (Koyuncu 2006).

#### **2.5.4.m. Evsel atık niteliğindeki kullanma suları**

Bu suların miktarları fabrikadan fabrikaya değişir. Evlerden atılan kirli suların miktarı yaklaşık olarak %3-5 ve B değeri de 0,2 olarak hesaplanabilir (Türk 2007).

Yerel kanalizasyon olduğu sürece bu kirli sular genellikle kanalizasyona verilir. Şayet bu kirli suları akarsulara vermek zorunluluğu varsa, önce çok sayıda bölmeleri bulunan durultma havuzundan geçirilerek içindeki katı maddeler ayrılır (Çınar 2001).

Bu kirli suları, fabrika kirli suları ile birlikte arıtma tesislerine vermek mümkün olabilir. Evsel sularda bulunan fazla miktardaki azot ve bakteri ile Şeker Fabrikası kirli sularının parçalanması kolaylaştırılabilir (Erdoğan 2000).

#### **2.5.4.n. Meydan ve yağmur suları**

Kullanılmış sularda olduğu gibi meydan ve yağmur sularının miktarı da fabrikadan fabrikaya çok değişmektedir. Bu durum, yağmur sularından daha çok vagon, kamyon ve arabaların el ile boşaltılmasında değişik miktarlarda yüzdürme suyunun sıçrayarak meydan sularına karışmasının bir sonucudur. Bazen kontrol altına alınmayan fabrika suları da yağmur suyu kanalına karışır (Türk 2007).

#### **2.5.5. Atıksuların alıcı sular üzerine etkisi**

Eğer çok kirli atıksular akarsulara verilirse, su içindeki oksijenin tamamı harcanır ve bunun sonucu olarak organizmalar aerobik tepkime yerine anaerobik tepkime verir. Bu

durumda, örneğin kükürtlü organik maddeler ve inorganik maddeler kükürtlü hidrojene kadar parçalanır, bu ise aerobik canlılara kuvvetli zehir etkisi yapar (Esad 1958). Oksijensiz sulardaki anaerobik canlıların organik kirleticileri parçalaması, oksijenli sulardaki aerobik canlıların parçalanmasından daha yavaştır. Böyle durumlardan sakınmak gerekir. Çünkü akarsularda oksijen miktarının azalması ile doğal bitkiler ve diğer canlılar yok olur ve bunun sonucu, aşırı koku sorunu oluşur (Whalley 1969).

Eğer koşullar uygun ise, suların havadan oksijen almasını sağlayabilmek için, şeker endüstrisindeki atıksular, küçük şelaleler yapan ve derin olmayan kanallardan akıtılır. Bu şekilde oksijensiz suların, şelale yaparak düşürülmesiyle 3 mg/L'ye kadar oksijen aldığı saptanmıştır (Koyuncu 2006).

## **2.6. Şeker Fabrikası Atıksularının Karakterizasyonu**

Şeker fabrikalarının atıksuları ana madde olarak şeker içerdiği için tek yönlü kirlenmiş atık sulardır. Bunun yanı sıra, şeker pancarı azot ve fosfor da içerdiğinden atıksuda kirletici parametre olarak azot ve fosfor bileşikleri de bulunmaktadır. Bunlardan başka şeker pancarının bileşiminden kaynaklanmayan fakat üstünde bulunan toprak ve çamurun suya geçmesi ile oluşturduğu askıda katılar vardır ve dolayısıyla bulanıklık oluştururlar. Şeker fabrikalarında sıcaklık da bir kirletici parametre olarak göz önünde bulundurulmalıdır. Çünkü tesisin pek çok yerinde soğutma suyu kullanımı vardır. Şeker fabrikasının atıksuları çok miktarda şeker içerdiğinden BOİ değeri yüksektir. Şeker Fabrikasının atıksu çeşitleri ve BOİ<sub>5</sub> içerikleri Çizelge 2.5'de verilmiştir.

Bütün bunlara dayanarak şeker pancarından şeker üretimi ile çıkan şeker rafine atıksularının karakteristiği BOİ<sub>5</sub>, KOİ, askıda katı madde, alkalinite, çözünmüş katılar, azot formları, toplam fosfor derişimleri, toplam ve fekal koliform, sıcaklık ve pH değerleri ile tanımlanabilir. BOİ<sub>5</sub>, askıda katı maddeler ve pH değeri en önemli çıkış suyu parametreleridir. Şeker pancarının işlenmesi sonucu çıkan süreç atıksularının karakteristiklerinin Türkiye genelinde değerleri Çizelge 2.6 ve Çizelge 2.7'de diğer

ülkeler için ölçülmüş parametreler ve karakteristikler ise Çizelge 2.8 ve Çizelge 2.9'da verilmiştir. Bu değerler ülkemiz için verilenlerin daha altında olup uygulanan arıtma teknolojisinin farklılığından ileri gelmektedir (Türk 2007).

**Çizelge 2.5.** Şeker Fabrikası atıksularının çeşitleri ve BOİ<sub>5</sub> içerikleri

Şeker Fabrikasının Az Kullanılmış Suları	Miktar %	KMnO <sub>4</sub> Tüketimi	BOİ <sub>5</sub>	
			mg/L	B
Pompa Soğutma Suyu	12,3	10	7	0,02
Türbin Soğutma Suyu	9,3	13	8	0,01
Gaz Pompaları Suyu	7,3	24	23	0,07
Kondense Fazlası	3,1	60	34	0,02
Lavör Suyu	5,0	84	26	0,02
Daha Az Kirlenmiş Sular	47,0	27	17	0,14
Temizlik Suları	2-3	10000	3500	1,3-2
Bez Yıkama Suları	1-1,5	25000	5000	0,9-1,4
Torba Filtre Yıkama Suları	1-1,5	30000	6000	1,1-1,7
Rejenerasyon Suları	3-5	9000	4000	2,2-3,7
Yoğunlaşmış Buhar fazlası	0-5	800	400	0-0,4
Evsel Atıksular	3-5	500	300	0,2-0,3
Meydan Suları	1-5	3500	1500	0,3-1

**Çizelge 2.6.** Şeker Fabrikası atıklarının karakteristikleri

Parametre	Gaz Yıkayıcıdan Gelen Sular			Filtre Bezlerinin Yıkandığı Odadan Gelen Sular			Barometrik Kondensörlerden Gelen Sular			Çamur Ayırmadan Gelenler (Kok-Kireç Çamuru)		
	Min	Mak	Ort.	Min	Mak	Ort	Min	Mak	Ort	Min	Mak	Ort
Sıcaklık	10	42	25	43	80	65	30	65	43	8	22	16
Bulanıklık (SiO <sub>2</sub> ) mg/L	40	800	200	10000	50000	21000	15	250	93	220	9000	4600
Koku	Z <sub>1</sub> S	Z <sub>5</sub> S	Z <sub>3</sub> S	Z <sub>2</sub> S	Z <sub>5</sub> S	Z <sub>3</sub> S	Z <sub>1</sub> S	Z <sub>5</sub> S	Z <sub>4</sub> S	Z <sub>1</sub> S	Z <sub>3</sub> S	Z <sub>2</sub> S
pH	4,8	6,7	6,1	8,5	10	9,4	6,6	8,5	-	6	6,3	6,2
BÖ <sub>5</sub> (O <sub>2</sub> ) mg/L	30	840	370	8400	24000	14000	20	500	187	12000	17000	15000
KMnO <sub>4</sub> değeri mg O <sub>2</sub> /L	13	260	74	6300	18000	13000	15	65	40	2300	3900	3200
Çürüyebilme (saat)	4	Yok	-	2	36	12	1	6	4	0,17	1	0,5
Amonyak (N) mg/L	3,5	21	11	2	35	20	6	30	18	7	16	12
Fosfat (PO <sub>4</sub> ) mg/L	0,2	4,8	1,6	0,7	3,5	2,4	0,1	1,1	0,5	10,5		-
Potasyum (K), mg/L	10	55	28	120	260	200	6	55	28	95		-
Top. Kuru Tortu mg/L	660	2000	1200	20000	78000	43500	275	1600	873	10200	25300	19600
Yanabilir maddeler mg/L	180	860	480	19000	32000	26000	90	990	360	5500	1300	10600
Toplam asılı katılar	15	85	39	3400	55000	82000	6	60	27	720	4100	1300
Yanabilir madde, mg/L	4	35	14	2600	27000	9500	1	35	12	500	1520	830
Çamur Hacmi cm <sup>3</sup> /L		0,2	0,1	6	800	330	Görülmedi			15	7	
Toplam asılı katılar	15	85	39	3400	55000	82000	6	60	27	720	4100	1300
Yanabilir madde, mg/L	4	35	14	2600	27000	9500	1	35	12	500	1520	830
Çamur Hacmi cm <sup>3</sup> /L		0,2	0,1	6	800	330	Görülmedi			15	7	

**Çizelge 2.7.** Şeker Fabrikası atıksularının karakteristikleri

Parametre	Pancar Yıkama ve Kanal Suları Karışık	Gaz Yıkayıcıdan Gelen	Filtre Bezi Yıkama	Difüzyon Suları	Küspe Presleme Suları	Barometrik Yoğuşturucudan Gelen Sular	Kok-Kireç Çamuru Ayırmadan Gelen	Kireç-Çökeltme Tonlu Drenajı	Küspe Çukurları Drenaj Suları	Meydan Suları	Evsel Nitelikli Atıksular	
											Temizlik	Evsel
Debi m <sup>3</sup> /1000 tp	13520	150	150	1500	500	5000					133	50
BOI <sub>5</sub> kg/1000 tp	2704	55,4	2100	3300	1300	100	120	120	260	50	399	15
Askıda Katı Madde kg/1000 tp	10816	5,85	3300	2895	900	150	1800	170,4	260	50		
Toplam Azot kg/1000 tp	162,24	1,65	3	133,35	55,1	100	156	54				
Toplam Fosfor kg/1000 tp	40,56	0,24	0,36	12,15	5,35		1,44					
Eşdeğer Kirlilik kişi/günü	50074	1028	38889	61111	24074	18515	33333	3155	96296	1389	7667	

**Çizelge 2.8.** Yabancı ülkeler için Şeker Fabrikası atıklarının karakteristikleri

<b>Kirli Su Tipi</b>	<b>Debi m<sup>3</sup>/kg Ürün</b>	<b>BOI<sub>5</sub> mg/L</b>	<b>KOI mg/L</b>	<b>Askıda Kati Madde mg/L</b>	<b>Amonyak Azotu mg/L</b>	<b>Kjeldahl Azotu mg/L</b>
Şeker Pancarı Su Kanalı	7,85	200 - 210	175	400-4300	3	
Barometrik Yoğuşturucu Suyu	6,89	30- 40		77	6,8	9,4
Küspe Bölmesi Suyu	1,38	910 - 1020				
Küspe Presleme Suyu	0,62	1710		420		
Toplam Süreç Kirli Suyu	2,27	1230 - 1600	1500	1100 - 1300		
Kok-Kireç Çamuru	0,31	1420 - 8600		120000		
Kok-Kireç Havuzları Taşkınları	0,26	1420		450		
Hamur Silosu Drenaj Suları	0,72	7000		270		
Steffen Kirliliği	0,41	10000-10500		100-700		
Şeker Pancarı Yüzdürme Suyu	10,84	210	2,25	800-4300	8,5-41,7	
Bölme Suyu	1,67	910	1,5	1020	1,7	
Pres Suyu	0,75	1700	1,3	420	0,3	
Depo Suyu	0,88	7000	6,15	270	0,25	
Kireçli Sulu Çamur	0,38	8600	3,25	120000	45	
Yoğuşturucu Suyu	8,34	40	0,35			
Steffen Filtresi	0,5	10500	5,2	100-700	0,05-0,35	
Toplam Su	23,35		20		55,8-94,1	
Süreç Suyu						



**Çizelge 2.9.** Yabancı ülkeler için Şeker Fabrikası atıklarının karakteristiklerinin parçalanmış 1 ton pancar esas alınarak değerlendirilmesi

Kirli Su Tipi	Nitrat Azotu mg/L	Toplam Fosfor mg/L	Alkalinite mg/L	pH	Çözünmüş Katılar mg/L	Sülfat mg/L	Toplam Koliform EMS/100 ml	Fekal Koliform EMS/100 ml
Şeker Pancarı Yüzdürme Suyu					780			
Barometrik Yoğurturucu Suyu	0,2	0,06	296	8,5	780	105	1,424	143
Küspe Bölmesi Suyu								
Küspe Presi Suyu								
Küspe Depo Drenaj								
Toplam Süreç Kirli Suyu					1120			
Kok-Kireç Çamuru					2850			
Kok-Kireç Havuzu Taşkımlı								
Steffen Kirliliği					42900			

## 2.7. Şeker Fabrikası Atıksularının Genel Değerlendirilmesi

Yukarıdaki inceleme sistematigi doğrultusunda şeker fabrikalarında 1000 ton pancar işlenmesine karşılık oluşan atıksu miktarı ve kirlilik yükü Çizelge 2.10'da verilmiştir (Koyuncu 2006).

**Çizelge 2.10.** 1000 ton pancar işlenmesine karşılık oluşan atıksu miktarı ve kirlilik yükü

<b>Parametre</b>	<b>1000 ton Pancar işlenmesine karşılık</b>	<b>Konsantrasyon Bazında mg/L</b>
Debi (m <sup>3</sup> )	22218	
BOİ <sub>5</sub> (kg)	18119	815
Toplam Azot (kg)	456,78	20,6
Toplam Fosfor (kg)	58,66	2,6
TAKM (kg)	18277	823
Eşdeğer Kirlilik (kişi/gün)	335534	-

Bu değerlere göre 1 ton pancar başına 22 m<sup>3</sup> dolaylarında su kullanılmakta olup 18 m<sup>3</sup> olan Batı ülkeleri üst değerini bir miktar aşmaktadır.

Kirlenme profilinin belirlenmesinden sonra Çizelge 2.11’de şeker fabrikaları için bireysel temelde günlük atıksu miktarı ve kirlilik yükü, Çizelge 2.12’de kampanya süresince oluşan atıksu miktarı ve kirlilik yükü ve Çizelge 2.13’de ise şeker fabrikalarının her gün ve kampanya süresi boyunca oluşturduğu kirlilik yükü sunulmaktadır.

**Çizelge 2.11.** Şeker Fabrikası için bireysel temelde günlük atıksu miktarı ve kirlilik yükü

<b>Fabrika</b>	<b>Atıksu Miktarı (m<sup>3</sup> /gün)</b>	<b>BO1<sub>5</sub> kg/gün</b>	<b>AKM Yükü (kg/gün)</b>	<b>Eşdeğer Kirlilik (kişi/gün)</b>
Adapazarı	153304	125021	126111	2.315.185
Afyon	153304	125021	126111	2.315.185
Alpulu	84428	68852	69453	1.275.029
Amasya	102380	83492	84220	1.546.140
Ankara	41592	33919	34214	628,120
Bor	46658	38050	38382	704.621
Burdur	113312	92407	93213	1.711.223
Elazığ	38393	31310	31583	579.803
Erzincan	38393	31310	31583	579.803
Erzurum	59990	48921	49348	905.942
Eskişehir	149305	121760	122821	2.254.790
Iğın	79985	65228	65797	1.207.92
Kastamonu .	83984	68490	69087	1.268.318
Kayseri	72786	59358	59875	1.099.209
Konya	126643	103278	104179	1.912.544
Kütahya	34993	28537	28786	528.466
Malatya	66654	54357	54831	1.006.602
Muş	57990	47290	47703	875.743
Susurluk	1 29086	105271	106189	1.949.452
Turhal	139707	113932	114926	2.109.838
Uşak	32660	26635	28867	493.235

**Çizelge 2.12.** Kampanya süresince oluşan atıksu miktarı ve kirlilik

<b>Fabrika</b>	<b>Atıksu Miktarı (1000m<sup>3</sup> /kampanya)</b>	<b>BOİ<sub>5</sub> (ton/kampanya)</b>	<b>AKM Yüğü (ton/kampanya )</b>	<b>Eşdeğer Kirlilik (milyon kişi/gün) kampanya</b>
Adapazarı	22995	18750	18913	345
Afyon	24548	20000	20174	368
Alpullu	12664	335	10425	191
Amasya	18432	15030	15160	270
Ankara	7488	6120	6173	113
Bor	7464	6080	6133	112
Burdur	18128	14784	14912	272
Elazığ	5376	4382	4420	81
Erzincan	5760	4695	4735	87
Erzurum	8400	6860	6920	126
Eskişehir	23888	19488	19657	360
Iğın	12800	10400	10490	192
Kastamonu	15120	12330	12437	221
Kayseri	12376	10098	10186	187
Konya	20889	17045	17193	313
Kütahya	5950	4845	4887	90
Malatya	10997	7616	7682	140
Muş	4930	4020	4055	74
Susurluk	22575	18482	18588	341
Turhal	25146	20520	20698	381
Uşak	5560	4522	4561	83

**Çizelge 2.13.** Şeker Fabrikalarının hergün ve kampanya süresince oluşturdukları atıksu parametreleri

<b>Kirlilik</b>	<b>Hergün</b>	<b>Kampanya Sonu</b>
Debi	1805547 m <sup>3</sup> /gün	291,5 milyon m <sup>3</sup>
BOİ <sub>5</sub>	1472439 kg/gün	236 milyon kg
TAKM	1485279 kg/gün	238 milyon kg
Eşdeğer Kirlilik	27895179 kişi/gün	4,35 milyon kişi/gün

Şeker endüstrisinin kirlenme profili, atıksu kaynakları arasında segregasyonu ve geri kullanma olanaklarının alabildiğine zorlanması ile yoğun atık bazında havasız arıtımı zorunlu kılmaktadır (Türk 2007).

Bu nedenle şeker fabrikalarında uygulanması gereken çevre koruma programı aşağıdaki ilkeler çerçevesinde düzenlenmelidir:

- Çok yüksek bir kirletici kaynak olmaları ve genellikle iç sulara atıksularını deşarj etmeleri nedeniyle, şeker fabrikalarına ivedi olarak arıtma sistemleri yapılmalıdır.
- Uygulanacak arıtma teknolojisi seçimi, atıksuların geri kullanımı ile su tüketiminin azaltılmasını, enerji bilançosuna girdi sağlayacak sistem seçeneklerinin tercihini temel esas olarak kabul etmelidir (Türk 2007).

## **2.8. Su Kullanımında Tasarruf Uygulamaları**

Bu ilkeler ışığı altında, ileride ayrıntılı olarak önerilecek arıtma sistemleri programının temelini oluşturacak kavramlar belirlenmiştir (Erdinç 2000):

- Pancar yüzdürme ve yıkama suları geri dönüşlü olarak kullanılacaktır. Bu amaçla çamur çökeltme sisteminin oluşturulması gereklidir. Böylelikle bu atıksu kaynağının kirlilik yükü de %45-65 dolaylarında azalacaktır.
- Difüzör hücre yıkama, küspe presi, kok-kireç çamuru, çökeltme tankları, çukurlar ve saha drenajı, torba filtreler ve çevre temizleme atıksuları havasız biyolojik sistemde arıtılarak, oluşacak biogazdan enerji gereksiniminin karşılanmasında yararlanılacaktır (Nurveren 2001).
- Havasız sistem çıkışı, basıçlı yoğuşturucu atıksuları, gaz yıkama atıksuları ve evsel nitelikli atıksular havalı biyolojik sistemde arıtıldıktan sonra deşarj edileceklerdir.
- Fabrikanın soğutma amaçları için kullanılan ve kirli olmayan sularının geri kullanımı teşvik edilecektir.

## **2.9. Geri Kazanma ve Tekrar Kullanma**

### **2.9.1. Pancar yüzdürme ve yıkama sularının geri alınması**

Pancarın yüzdürülmesi ve yıkanmasından arta kalan çok miktardaki kirli su, içindeki toprak uzaklaştırıldıktan sonra ancak büyük akarsulara verilebilir. Çünkü; bu artık su sadece organik maddeler tarafından kirlenmiş kirliliği kapsar (ınar 2001).

Suyun geri kazanıldığı çalışmalarda doğal olarak kirlilik oranı önemli derecede artmakta ise de (geniş çapta geri kazanan fabrikalarda 4500 mg BOI<sub>5</sub>/L'ye kadar çıkabilir) mutlak kirlilik oldukça küçüktür (Türk 2007). Suyu geri kazanmadan çalışan işletmelerde B değeri yaklaşık olarak 28 bulunduğu halde, geniş ölçüde geri kazananlarda B değeri 10-15 arası olmaktadır. Geri döndürülen sudan atılan suyun mutlak kirliliği, suyu geri kazanmadan atan işletmelere oranla yaklaşık olarak %45-65 civarında düşüktür (Koyuncu 2006).

### **2.9.2. Yoğuşturucu soğutma suyunun geri alınması**

Eğer şeker Fabrikası büyük ve suyu az kirli olan akarsuların yanında ise, yoğuşturucu soğutma suyu genellikle bir defa kullanılır ve sonra tekrar akarsuya verilir. Yoğuşturucu soğutma suyunu geri almayan fabrikalarda bu suyu ırmaklara vermeden önce sadece 30°C'ye soğutmak yeterlidir. Yoğuşturucu soğutma suyunun sıcaklığı, genellikle fabrikanın diğer soğutma suları ile karıştırılarak düşürülür (Erdirin 2000).

Yoğuşturucu soğutma suyunun tamamını geri alabilmek yalnız sıcaklığın artması ile değil brndelerin de ilavesi ile oluşan hacim artmasını, kullanılan tesislerde suyun buharlaşması sonucu pratik olarak su fazlası olmayacak şekilde dengelemek de olanaklıdır (ınar 2001).

### **2.9.3. Süreç atıksuyunun geri kazanımı**

Şeker üretiminde su yönünden amaç, işletmede çok az taze su kullanarak kirliliği yüksek az miktarda kirli su çıkarmaktır (Koyuncu 2006).

Fabrikada geri alınarak tekrar kullanılabilen sular temiz, oldukça temiz veya az kirlenmiş sulardır. Pancar yüzdürme ve yıkama suyu da mekanik ve kimyasal durultma sistemlerinde arıtılıp tekrar fabrikaya geri alınır (Türk 2007).

Ayrıca temiz, az kirli ve çok kirli su devrelerini birbirinden ayırıp, temiz su devrelerinden çıkabilecek atıksuları az kirli su devrelerinde ve oradan çıkan suları çok kirli su devrelerinde kullanarak fabrikada kullanılan suların miktarını azaltmak mümkündür. Sulandırılmadan fabrikadan atılabilecek atıkları da bu durumda atmak fabrikada su ekonomisini düzenlemeye yardımcı olacaktır. Bu nedenle döner filtre çamurunu filtreden çıktığı gibi atmak yoluna gidilmelidir. Bu şekilde hem su ekonomisi sağlanır, hem de çevre kirli su ile kirlenmemiş olur (Çınar 2001).

## **2.10. Arıtma Seçenekleri**

### **2.10.1. Başlıca kontrol parametreleri**

Şeker pancarından şeker üretimi sonucu çıkan şeker rafine atıksuları karakteristiği  $BOI_5$ ,  $KOI$ , askıda katı madde, alkalinite, çözünmüş katılar, azot formları, toplam fosfor derişimleri, toplam ve fekal koliform, sıcaklık ve pH değerleri ile tanımlanabilir.  $BOI_5$ , askıda katı maddeler ve pH değeri en önemli çıkış suyu parametreleridir (Koyuncu 2006).

### 2.10.2. Kontrol ve arıtma teknolojisi

Şeker pancarı süreç sularına uygulanabilecek başlıca arıtma ve deşarj yöntemleri; atıksuların yeniden kullanımı, pıhtılaştırma, havuz veya lagünlerde bekletme ve sulamadır (Geerdes 1966).

Fiziksel, kimyasal ve biyolojik süreçlerin karma kullanımı da uygulanabilir. Ancak yukarıda belirtilen yollardan başarılı sonuçlar elde etmek daha kolaydır. Şeker pancarı endüstrisindeki mevsimsel karakteristikler, lagünler ve araziye bırakma gibi basit yöntemlerin uygulanmasını çekici kılmıştır. Şeker Fabrikaları atıksularının Su Kirliliği Kontrolü Yönetmeliği'ne göre deşarj standartları Çizelge 2.14.a ve Çizelge 2.14.b'de verilmiştir (SKKY 2008).

**Çizelge 2.14.a.** Kondenzasyon suları ile seyrelmenin olmadığı Şeker Fabrikalarında deşarj standartları

PARAMETRE	BİRİM	KOMPOZİT NUMUNE 2 SAATLİK	KOMPOZİT NUMUNE 24 SAATLİK
KİMYASAL OKSİJEN İHTİYACI (KOİ)	(mg/L)	500	450
ASKIDA KATI MADDE (AKM)	(mg/L)	100	80
BALIK BİYODENEYİ (ZSF)	-	4	-

**Çizelge 2.14.b.** Kondenzasyon suları ile seyrelme yapılan Şeker Fabrikalarında deşarj standartları

PARAMETRE	BİRİM	KOMPOZİT NUMUNE 2 SAATLİK	KOMPOZİT NUMUNE 24 SAATLİK
KİMYASAL OKSİJEN İHTİYACI (KOİ)	(mg/L)	60	-
BALIK BİYODENEYİ (ZSF)	-	4	-



## 2.11. Arıtma süreçleri

Şeker pancarı süreci atıksuları, fabrikanın yeri, atık arıtım ve deşarjı için gerekli arazi olup olmadığına göre değişen yöntemlerle ele alınır (Koyuncu 2006).

Pek çok fabrikada, derin anaerobik havuzlar ya da aerobik havuzlar ve süreçler kullanılır. Bazı fabrikalar, atıkların alıcı ortama hiç deşarj edilmeden araziye ya da havuzlara serilmesi yöntemini kullanırlar. Kuru iklimlerde, lagün veya havuzlardan çıkan sular tarımsal sulamada kullanılabilir (Çınar 2001).

Ülkemizde ise geri döngü uygulamaları yapılmakla beraber atıksuların büyük bir kısmı arıtılmadan alıcı ortama deşarj edilmektedir.

Kullanılan havuzlar ise çökebilien maddelerin ayrılmasını bir ölçüde sağlayıp ve bir çeşit dengeleme havuzu niteliğinde olup bu doğal tasfiye dışında ayrıca çöktürme havuzları kullanılmakta ve bu havuzlarda biriken çamur da çamur havuzları adıyla bilinen havuzlar yardımıyla araziye serilerek uzaklaştırılmaktadır.

Bu çamur havuzlarının drenaj suyu da yine atıksu olarak alıcı ortama deşarj edilmektedir. Bütün bunlardan da görüleceği üzere şeker fabrikaları için deşarj standardını sağlayacak havasız ve havalı sistemler kullanılmalıdır (Grimm *et al.* 2000).

### 2.11.1. Şeker endüstri atıksularının arıtım sistemleri

Şeker fabrikaları atıksularının arıtım teknikleri aşağıdaki gibi sınıflandırılabilir (Koyuncu 2006):

- Fiziksel Arıtım
- Kimyasal Arıtım
- Biyolojik Arıtım

Şeker pancarı yıkayıcılarından gelen sular, flume suyu ve kazan alt suyu gibi katı haldeki kirlilikleri içeren sular için en önemli nokta askıda katı maddelerin ve yüzer haldeki katıların (toprak, kum, yapraklar ve kökler) uzaklaştırılmasıdır. Bunun için fiziksel arıtım yöntemleri kullanılır (Erdinç 2000).

#### **2.11.1.a. Fiziksel arıtım**

Su, çöktürme havuzlarından geçirilerek yüzen kirlilikler alınır ve ondan sonra çeşitli tipteki döner ızgaralardan ve eleklerden geçirilerek iri katı maddeler uzaklaştırılır. Bundan sonra atıklar kum tutucu ve ön çökeltim havuzlarına verilir. Kum tutucularda atıksulardaki kum ayrılır.

Toprak havuzlar (lagünler) çoğunlukla çok ince askıda katı maddelerin (çoğunlukla iyi kalite, verimli toprak), ayrılması için kullanılır. En iyi sonuçlar bağıl olarak hızlı akan atıksular ile beslenen çökeltim havuzlarında elde edilir (Koyuncu 2006).

#### **2.11.1.b. Kimyasal arıtım**

Süreç sularının kimyasal arıtımı, bu sular kapalı çevrimde geri döndürüldüklerinde gerekli olmaktadır. Bu durumda iki arıtım yöntemi uygulanabilir:

- Kireçleme
- Sülfürik asit ile kimyasal muamele

Kireçleme işlemi albuminli bileşiklerin ve çok ince parçacıkların yumaklaşma ve çökmesine yardım eder. Aynı zamanda bakteri giderme özelliği de vardır. Çamur, dikey çökeltme tankından periyodik olarak alınır ve atıklar sürekli çalışan CO<sub>2</sub> doyurucusuna verilir. Çıkış akımının pH'ı 8,5'tir. Çökelen kalsiyum karbonat süspansiyonda kalır ve şeker pancarı parçacıkları ile birlikte çökeler (Türk 2007).

Sülfürik asit ile kimyasal muamele yönteminde de, %0,03-0,05 (şeker pancarı ağırlığı) oranında sülfürik asit kullanılarak iyi bir koagülasyon ve çökelme elde edilir. Kuru kolloidler, atıklardan melas ve şeker pancarı hamuru ile birlikte geri kazanılır ve hayvan yemi olarak kullanılır. Bu yöntem atıkların, sürece tamamen döndürülmesini amaçlamaktadır (Grimm *et al.* 2000)

### **2.11.1.c. Biyolojik arıtım**

Biyolojik arıtımda, anaerobik arıtım aerobik arıtıma yardımcı bir ön hazırlık olarak yapılır. Şeker fabrikaları atıksularının aerobik arıtıma alınmadan önce şekerin parçalanarak organik asitlere dönüştürülmesi gerekir. Bu işlem yapılmadığı zaman şeker aerobik arıtımda parçalanmayarak *Bac. Subtilis* ve *Leuconostoc dekstrancum* bakterileri tarafından polifruktoz ve poliglukoz polimerlerine dönüştürülür. Bunun sonucunda suyun kirliliği artacağından aktif çamur oluşumu engellenmiş olur ve aerobik arıtım istenen verimde gerçekleşmez (Türk 2007).

Çamur çökeltme havuzları ile bez ve torba yıkamadan gelen atıksular biyolojik arıtıma gönderilir. Bu işlem de anaerobik ve aerobik olmak üzere iki aşamada yapılır (Koyuncu 2006).

Anaerobik arıtımda anaerobik bakteriler tarafından önce kolay parçalanabilir nitelikte olan karbonhidratlar, sonra da proteinler parçalanarak uçucu organik asitlere ve CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>S ve N<sub>2</sub>'ye dönüşür. Anaerobik arıtmadan optimum bir arıtım elde edilmesi için 25-30°C'de çalışması önerilmektedir. Bu kademedeki bekleme 5-7 gün olarak kabul edilir ve %30-50 arasında bir ön arıtım sağlanır.

Anaerobik arıtımından sonra atıksu aerobik arıtıma bırakılır. Burada çamur aşılması yapılır ve atıksu hava ile sürekli karıştırılır. Kolay yumaklaşan bu bakteriler sayesinde su çamurundan ayrılır. Şeker fabrikasının kirli suları, kullanılan mikroorganizmalar için gerekli fosfat ve azotlu maddeleri yeteri kadar içermediğinden su fermentere girmeden

önce üre ve fosfat gübresi ilave edilir. 100 kg BOİ için 3 kg azot ve 0.5 kg fosfor gereklidir. Arıtmadan çıkan su 400-600 mg/L O<sub>2</sub> içerir. Bu su pancar yıkamada tekrar kullanılır.

#### **2.11.1.d. Doğal arıtım**

Şeker fabrikası atıksularına bazen doğal arıtım yöntemleri de uygulanmaktadır. Bu yöntemde atıksular, önce toprak ve tortu tanelerinden dinlendirilerek ayrıldıktan sonra doğal arıtım için su; toplama havuzlarına, toprak veya çim araziye yağmurlama veya salma sulama şeklinde verilirler. Fakat bu işlemde arıtım uzun sürmektedir ve kullanılan havuzlar en fazla 1.5 m olacağından büyük alanlara ihtiyaç duyulur (Koyuncu 2006).

#### **2.12. Konuyla ilgili önceden yapılmış çalışmalar**

Pena *et al.* (2003) tarafından melas fermentasyon atıksuyunun ozonla kimyasal yükseltgenmesi çalışılmıştır. Biyolojik olarak arıtılmış melas atıksuyunda ozonla kimyasal yükseltgeme yapılarak renk giderimi araştırılmıştır. Kesikli deneylerde ozon dozajının etkisi, renk gideriminde tepkime süresi incelenmiştir. Uygulanan ozon dozajına bağlı olarak, 30 dakika sonra renk giderimi %71'den %93'e ve KOİ giderimi %15'den %25'e artmıştır. TOK değerleri ozonlama boyunca sabit kalmıştır.

Bogliolo *et al.* (1996) şeker özütleme sürecinde temiz su geri döngüsünü araştırmıştır. Şeker pancarı üretiminde, basınç suyu genellikle seyreltik bir çözeltidir (%1-3 toplam katı) ve şekerin yanında (toplam katıların %60-80) çözünmüş tuzlar, kolloidler ve askıda katı maddeler içerir. Bu çalışmada şeker özütlemeye temiz suyun geri döngüsünü yapabilmek için basınç suyunun ters osmoz ile arıtımının fizibilitesi üzerine çalışılmıştır. Jimenez *et al.* (2003) tarafından pancar melasının alkolik fermentasyon atıksuyunun aerobik ve anaerobik parçalanması araştırılmıştır. Pancar melasının alkolik fermentasyon atıksuyunun aerobik parçalanması çalışması için atıksu %50 seyreltilmiş (KOİ 82 g/L) ve *Penicillium sp. Aspergillus* türleri ile arıtma araştırılmıştır. Ortalama

KOİ giderimi yaklaşık %52,1 olarak belirlenmiştir.

Ramjeawon (2000) şeker kamışı fabrikalarında temiz üretimi araştırmıştır. Çevre kirliliğinin etkilerinin farkına varılmasındaki artışla beraber çevreci yazarlar şeker fabrikalarının yerinde su ve atıksu yönetim sistemlerine başlamaya ihtiyacı olduğunu açıklamıştır. Şeker kamışı fabrikası 3 yıl boyunca yasal çıkış standartlarına uyacak, bu 3 yıllık süreçte endüstri temiz üretim koşullarını geliştirecek ve uygun atık arıtım teknolojileri seçilecektir. Teknoloji ile deneyim ve güven kazanacak ve çevre yönetim sistemlerine başlayacaktır.

Konuyla ilgili, elektrokimyasal arıtım ve ileri arıtım yöntemleri üzerine çalışmalar çok fazla değildir. Bu konuyla ilgili yapılan bazı çalışmalar şu şekildedir.

Vlyssides *et al.* (1997) tarafından pancar melası vinasının elektrokimyasal arıtımı araştırılmıştır. Bu teknikte, atıksuya sodyum klorür eklenmiş ve karışım elektrolitik hücreden geçirilmiştir. Deneyleerin bir kısmı laboratuvar ölçeğinde gerçekleştirilmiştir. Elektrokimyasal işlemdede klor, kloratlar ve diğere yükseltgenler kullanılmıştır. Bu kimyasal maddelerin güçlü yükseltgeme potansiyeli yüzünden organik kirleticiler yükseltgenerek CO<sub>2</sub> ve H<sub>2</sub>O üretilmiştir. Bu sonuçlardan arıtımın anodun katalitik aktivitesine dayandığı belirlenmiştir. Giriş KOİ derişiminin 72.000 mg/L olduğu durumda çıkış KOİ derişimi 8.000 mg/L olmuştur. Bu sonuçlar pancar vinasının elektrokimyasal arıtımının uygun ve verimli olabileceğini göstermektedir.

## **2.13. Elektrokimyasal Arıtım**

### **2.13.1. Elektrokimya**

Elektrokimya büyük öneme sahip bir bilim dalıdır. Elektrik enerjisi üreten veya elektrik enerjisiyle yürüyen yükseltgenme, indirgenme reaksiyonlarının tümünü içine alan bilim dalı olan elektrokimya bir anlamda elektrik akımının kimyasal reaksiyonlarla ilişkisini

açıklar. Elektrokimyasal olay bir redoks reaksiyonudur, elektrik üretir veya elektrik akımı yardımıyla reaksiyon gerçekleşir. Her redoks reaksiyon da indirgenme yarı reaksiyonu ve yükseltgenme yarı reaksiyonundan oluşur. Elektrik akımı da bir metalik iletken ve bir elektrolit iletken yardımıyla ortaya çıkarılır (Koyuncu 2006).

Elektrik akımı yardımıyla kimyasal bir olayın gerçekleştiği veya elektrik akımı üreten sisteme veya cihaza elektrokimyasal pil adı verilir. Elektrokimyasal pilde iyon akımının geçirildiği çözeltiliye elektrolit, elektrolite batırılmış olan ve elektron akımının sağlandığı grafit ve ya metal çubuklara elektrot adı verilir. Yükseltgenme yarı reaksiyonunun olduğu elektrota; anot, indirgenme yarı reaksiyonunun olduğu elektrota da katot adı verilir. Eğer inert elektrotlar kullanılmamışsa anot çözünür, katot üzerinde birikme olur (Naumczyk *et al.* 1996). İstemli redoks reaksiyonlarında, reaksiyonlar yazıldığı şekilde yürür. Eğer bu istemli redoks reaksiyonlarının elektrokimyasal hücrelerde yürümleri sağlanırsa, kimyasal enerjinin bir kısmı elektrik enerjisine dönüşür. İstemsiz bir redoks reaksiyonunun yazıldığı şekilde yürümesi, dışarıdan elektrik enerjisi verilerek mümkün olur. Bu olaya “elektroliz” adı verilir (Türk, 2007).

### **2.13.2. Elektrokimyasal prosesin esasları**

Elektrokimyasal tepkimeler, elektrolitten hareket eden iyonik bileşiklerin anotta ve katotta yükseltgendiği veya indirgendiği heterojen iyon transferi tepkimeleridir. Anot ve katotta genellikle metal, karbon veya bir yarı iletken elektrot kullanılmaktadır (Scott 1995). Anot ve katotta gerçekleşen reaksiyonlar ise aşağıda verilmiştir (Pletcher and Walsh 1990):

Anot reaksiyonları:

- Anot elektron verir.
- Anotta yükseltgenme olur.
- Anotta çözünme olur:



- Anyonlar anotta toplanır.
- Anolit bölge oluşur.
- Anotta oksijen çıkışı gözlenir:



- Ortamda klorür iyonu var ise anotta klor çıkışı gözlenir:



Katot reaksiyonları:

- Katot elektron alır.
- Katotta indirgenme olur.
- Katotta birikme olur:



- Katyonlar katotta toplanır.
- Katolit bölge oluşur.
- Katotta hidrojen çıkışı gözlenir:



- Ortamdaki çözünen gaz indirgenir:



Elektrot ile çözelti ara yüzeyinde oluşabilen elektrokimyasal reaksiyon tipleri aşağıda verilmiştir (Koyuncu 2006):

- Elektrokimyasal reaksiyon,
- Heterojen elektrokataliz,
- Heterojen redoks elektrokataliz,
- Homojen redoks kataliz.

Elektrokimya teknolojisi; elektrosentez, elektriksel güç, metal ve malzeme işlemleri, arıtma ve geri dönüşüm, depolama ve dönüştürme, sensörler ve izleme ile korozyon gibi oldukça geniş kullanım alanları olan bir konudur (Zito 1999; Bard and Faulkner 2001).

### 2.13.3. Faraday kanunu

Elektrokimyasal proseslerde “Faraday Kanunu” esas alınmaktadır. Faraday, iki kanun ortaya koymuştur (Özgürses 2003):

- Faraday Kanunu; bir elektrolit çözeltisinden geçen elektrik miktarı ile elektrotta serbest hale geçen madde miktarı arasındaki bağıntıyı verir. Elektrotlardan ayrılarak serbest hale geçen madde miktarı, çözüldüğü çözeltiden geçen elektrik miktarı ile doğru orantılıdır.

$$Am = k_e \dot{I} t \quad (2.9)$$

$$Am = Ek \dot{I} t / F \quad (2.10)$$

$$Am = A \dot{I} t / 96500 Z \quad (2.11)$$

$$Am = ke.Q \quad (2.12)$$



$$Q = I.t \quad (2.13)$$

$$Ek = F.ke \quad (2.14)$$

Burada,

$A_m$  : Elektrotlardan ayrılan maddenin miktarı (g),

$ke$  : Orantı faktörü,

$i$  : Akım şiddeti (A),

$t$  : Elektroliz süresi (sn),

$Ek$  : Kimyasal ekivalent,

$F$  : Faraday sayısı (96500 kulon),

$Q$  : Elektrik miktarı (kulon).

- Faraday Kanunu; değişik elektrolit çözeltilerinden aynı elektrik miktarının geçmesiyle, elektrotlarda serbest hale geçen madde miktarları arasındaki bağlantıyı verir. Aynı elektrik miktarı, birden fazla farklı elektrolit çözeltilerden geçtiği takdirde elektrotlarda bir ekivalent sayıda maddenin ayrılması için 96496 amper saniye ya da kulona (yaklaşık olarak 96500 kulon) ihtiyaç vardır. Bu miktara “1 faraday” denir (Özgürses 2003).

Elektrokimyasal prosesleri çevre kirlilik problemlerini önlemede ve çözümede ön plana çıkaran esas kriterler şunlardır (Scott 1995):

- **.Çok Yönlülük:** Elektrokimyasal prosesler; organik kirleticilerin parçalanması, metal geri kazanımı, kimyasal üretim ve atıksu arıtımı gibi birçok çevre probleminin çözümünde kullanılabilir. Elektrokimyasal yükseltgenme ve indirgenme sonucu, çözeltilerin derişiminin artması veya seyreltilmesi gerçekleştirilir. Sonuç olarak birçok kirleticinin ve maddenin çok düşük konsantrasyonlara kadar bile ayrılması söz konusudur.

- **Enerji Verimliliği** : Elektrokimyasal prosesler klasik proseslere göre daha düşük sıcaklıklara ihtiyaç duymaktadır (temel yanma gibi). Uygun elektrot ve hücre dizaynları ile enerji verimleri artırılabilir. Böylece klasik sistemlere göre daha az enerji tüketimi meydana gelmiş olacaktır.
- **Otomasyona Uyuma Kabiliyeti**: Elektriksel değişkenler (voltaj ve akım gibi) genellikle veri elde etmeyi kolaylaştırma, proses kontrolü ve otomasyonu için uygun özelliktedir. Uygulanan potansiyel ya da akımı kontrol ederek reaksiyonların yakın denetimi sağlanabilir.
- **Çevre Uyumu**: Elektrokimyasal proseslerde ana reaktif elektrot olduğundan temiz bir reaktifdir. Oksidasyon ve redüksiyonların uygulanması için kirletici olmayan bir reaktifle elektron ekleme ya da uzaklaştırma yoluyla işlem yapılır. Proseste genellikle ekstra reaktifler gerekmemektedir. İlave olarak bu proseslerin bir çoğunun yüksek seçicilik özelliğinden dolayı ikincil ürünler oluşmaz. Arıtım ve geri kazanım yoluyla kirlilik problemlerine de çözüm sağlarlar. İstenmeyen sıvı atıklar ve ya reaksiyon ürünleri üretimi, toksik ve tehlikeli madde kullanımı minimumdur.
- **Maliyet Tesirliliği**: Elektrokimyasal ekipmanın üretimi, işletilmesi ve kontrolü basit ve ucuzdur. Birçok ekipmana göre çok daha az bir alan işgal etmektedir. Daha düşük işlem sıcaklıkları gerektirdiği için maliyet düşer. Atıklardan değerli kimyasal ve materyallerin geri dönüşümü ve kazanılabilmesi olasıdır (Özgürses 2003; Mollah *et al.* 2004).

#### 2.13.4. Elektrokimyasal arıtım yöntemleri

En çok kullanılan elektrokimyasal teknikler; elektrobiriktirme, elektrokoagülasyon, elektroflotasyon, elektrooksidasyon, elektrokantasyon ve elektrokinetik remediasyondur (Mollah *et al.* 2001, 2004).

Atıksu arıtımında yararlanılan elektrokimyasal prosesler, birlikte veya ayrı ayrı bir sistem içerisinde kullanılabilirler. Elektrokimyasal atıksu arıtma proseslerini birbirinden ayıran en önemli özellik; kirleticilerin giderilmesini sağlayan elektrokimyasal prosesin

şekli ve yapısıdır. Prosesin şeklini ve yapısını belirleyen ise kullanılan elektrotların özellikleridir.

### 2.13.5. Elektrooksidasyon prosesi

Çözünmeyen metal/metal oksit elektrotlar (Pt/Ti, Ti/Ru/Ir, Ni/Ti/Ga, çelik gibi) ile ortamdaki kirleticilerin okside olduğu proses “elektrooksidasyon” prosesi olarak bilinir. Elektrooksidasyon prosesinde en iyi sonuçların metal oksit anotlarla alındığı belirtilmiştir (Rajeshwar *et al.* 1994; Szpyrkowicz *et al.* 1995).

$\text{RuO}_2$ ,  $\text{Co}_3\text{O}_4$  ve  $\text{MnO}_2$ , titanyum bazı üzerine tabii ile oluşturulan anot diğer anotlara göre daha iyi katalitik aktivite göstermektedir. Bununla beraber, kurşun ve grafit anotlar da çok iyi sonuçlar vermektedir.

Sigara endüstrisi (Bejankiwar 2001), tekstil endüstrisi (Vlyssides *et al.* 1997) ve deri endüstrisinin (Szpyrkowicz *et al.* 1995) atıksu arıtımında, elektrokimyasal oksidasyon yöntemi ile giderim veriminde olumlu sonuçların elde edildiği görülmüştür.

Elektrotların bulunduğu ortam çok önemli olup, iki tip oksidasyon söz konusudur. Bunlar anodik (direkt) ve dolaylı (indirekt) oksidasyondur:

- Direkt Oksidasyon

Sistemde kullanılan elektrotların (anot-katot) yüzeyinde gerçekleşir. Direkt oksidasyon prosesinde önemli kısım anottur. Anot materyali olarak Fe, Al, Pt, Ti, Ti/IrO<sub>2</sub>, Pb/PbO<sub>2</sub>, IrO<sub>2</sub>, TiO<sub>2</sub>, cam karbon, poroz karbon, fiber karbon gibi materyaller kullanılır. Katot materyali olarak ise genellikle çelik, Pt ve Ti kullanılır (Yokovlev *et al.* 1988). Katalitik aktivitesi yüksek anotlar yardımıyla suyun hidrolizi sağlanır ve aşağıda verilen reaksiyon gereği OH radikalleri oluşturulur. Organik kirleticilerin bu radikalleri adsorplamasıyla, organik kirleticilerin bozunması sağlanır (Panizza *et al.* 2000).



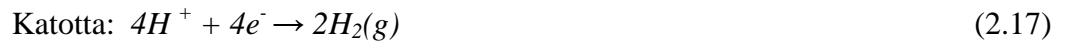
Direkt oksidasyon oranı, organik kirliliğin türüne, katalitik aktiviteye, akım yoğunluğuna ve difüzyon oranına bağlıdır.

- İndirekt Oksidasyon

İndirekt oksidasyon işlemi elektrot yüzeyinde veya yakınında değil, elektrotlar arasındaki su ortamında meydana gelir (Rajkumar and Palanivelu 2004). Organik maddelerin küçük bileşenlere parçalanması, direkt oksidasyonda meydana gelen radikallerin bozunması sonucunda oluşmuş birincil ( $Cl_2$ ,  $O_2$  gibi) ve ikincil ( $ClO_2$ ,  $O_3$  ve  $H_2O_2$  gibi) oksidantların su ortamına difüze olması ile gerçekleşir. İndirekt oksidasyonun gücü difüzyon oranına, sıcaklığa ve pH'sına bağlıdır (Israilides *et al.* 1997).

### 2.13.6. Elektroflotasyon prosesi

Atıksu arıtımında en fazla kullanılan elektrokimyasal arıtım proseslerinden bir diğeri elektroflotasyondur (Chen 2004; Gao *et al.* 2005). Elektroflotasyon; elektrolitik şartlara göre oluşan gaz kabarcıkları ( $H_2$ ,  $O_2$  gibi) tarafından koloidal partiküllerin adsorplanarak su yüzeyine doğru hareket ederek toplanması işlemidir. Bu gazların oluşum reaksiyonları aşağıda verilmiştir:



Flotasyon (yüzdürme) prosesleri genel olarak akışkanlardan askıda katı maddeleri ayırmak için kullanılmaktadır. Elektroflotasyonda bu olay boyut sınırlandırması olmaksızın gerçekleşir. Elektroflotasyon prosesinde üretilen kabarcıklar, genellikle 5-

100 µm çapında olup, yüksek dispersiyona sahiptirler. Kabarcıkların sayısı elektrotların yüzey alanına bağlı olarak, 10-20 milyon/cm<sup>2</sup> arasında değişmektedir. Elektroflotasyonda, hücre içinde elektrotların yerleştirilme biçimi, prosesin işleyişi açısından önemlidir. Elektroflotasyon hücresinde anot, genellikle alt kısma yerleştirilir. Paslanmaz çelikten yapılan katot ise, anodun 10-50 mm üstüne yerleştirilir (Chen 2004).

Elektroflotasyon prosesinin verimi; oluşan kabarcıkların hacmine ve sayısına, oluşan kabarcıkların boyutu ise; akım yoğunluğu, elektrot cinsi ve şekline bağlıdır. Akım yoğunluğu, elektrot materyali, pH ve sıcaklık değiştirilerek kabarcıkların sayısı ve büyüklüğü kontrol edilebilmekte olup, bu sayede elektroflotasyonun hızı arttırılabilmektedir (Panizza *et al.* 2000).

### **2.13.7. Elektrokimyasal membran prosesleri**

Elektrokimyasal membran proseslerinde iyon transferi, iyon seçici membranların kullanılmasıyla sağlanmaktadır. Bu uygulama, elektrokimyasal proseslerde mikro ve ultrafiltrasyonun da gerçekleşmesi anlamına gelmektedir (Koyuncu 2006).

- Elektrodializ

Non-iyonik türlerden iyonik türleri uzaklaştırmak için membranların kullanıldığı bir prosestir. Prosesin esası iyon seçici membranların kullanımınıdır. Bu membranlar aslında levha formunda kalıplaşmış iyon değişim reçineleridir. Elektrodializ yöntemi, özellikle deniz suyundan tuzun giderilerek içme suyunun elde edilmesinde kullanılır. Bunun dışında yiyecek, bira, ilaç, metal işleme endüstrisi atıksularının arıtımında, meyve suyu ve tuz çözeltilerinin rejenerasyonunda yararlanılan bir yöntemdir (Gao *et al.* 2005).

Elektrodializde ana kural, katyonik membrandan “+” yüklerin geçmesine, anyonik membrandan da “-” yüklerin geçmesine izin verilmesidir. Elektrik akımı uygulandığında anyonlar anoda doğru gider, anyon değişimli membranlardan geçer ve

katyon değiştirici membran tarafından tutulurlar. Katyonlar da katoda doğru gider ve anyon değiştirici membran tarafından tutulurlar. Sonuç olarak, konsantre ve seyreltik bölümler meydana gelir. Bir konsantre ve bir seyreltik bölümün birleşimi, bir hücre çiftini oluşturur. Bir elektrodializ hücresinde en az 300 hücre çifti bulunur. Membranların yüzey alanı 0,5-0,2 m<sup>2</sup> ve akım yoğunluğu ise 200-2000 A/m<sup>2</sup> arasındadır (İsrailides *et al.* 1997).

- Elektrohizroliz

Elektrohizroliz yöntemi, sodyum sülfattan membranlar yardımıyla sülfürik asit ve soda üretmek için kullanılır. Bu amaçla kullanılan elektrohizroliz hücresi, genellikle  bölmeli olarak tasarlanmaktadır (Niğde 2003). Bu hücrelerde, orta bölmeye sodyum sülfat konulur. Sodyum iyonları katyon değişimli membranlardan geçer ve katotta üretilen OH iyonları ile birleşir. Sülfat iyonları da anyon değiştirici membrandan geçer ve H<sup>+</sup> iyonları ile birleşerek sülfürik asit oluştururlar. Sülfürik asit yüksek konsantrasyonlarda, düşük akım verimi ve anyon değiştirici membranların zayıf seçiciliğine neden olur (zgrses 2003).

Elektrohizrolizde, alternatif olarak iki bölmeli hücreler de kullanılmaktadır (Gao *et al.* 2005).

- Bipolar membran prosesler

Bipolar membranlar, tuz ayrımı için kullanılan yeni proseslerdir. Bu proseslerde anyonik ve katyonik iyon değiştirici membran kullanılmaktadır. Hücrede protonlar, katyonik tabakaya doğru hareket ederken, hidroksil iyonları anyonik tabakaya doğru hareket ederler (Koyuncu 2006).

- Elektroozmoz prosesi

Membran bazlı bir ayırma prosesidir. Elektroozmoz, membranın iki tarafı arasında elektriksel potansiyel fark meydana gelmesiyle oluşur. Bu potansiyel fark, iyonların taşınımına ve sıvının membran gözeneklerinden geçişine yardımcı olur. Elektroozmoz prosesi, atıksudan kolloidal maddelerin uzaklaştırılmasında ve susuzlaştırma işlemlerinde de kullanılmaktadır (Erdoğan 2000).

- Elektroforez prosesi

Bu proses, genellikle atıksulardan kolloidal maddelerin uzaklaştırılmasında ve çamur yoğunlaştırmada kullanılmaktadır. Suya ve iyonik maddeler için geçirgen, kolloidal maddeler için ise geçirgen olmayan membranlar kullanılarak arıtım gerçekleştirilmektedir.

Elektroforez prosesinden, metal maddelerin üzerine kaplama yapılmasında da yararlanılmaktadır (Zito 1999; Bard ve Faulkner 2001).

### **2.13.8. Elektrokoagülasyon prosesi**

Elektrokoagülasyon prosesi kağıt ve kağıt hamuru endüstrisi atıksularının, galvanize sanayi atıksularının, petrokimya endüstrileri atıksularının, boya ve tekstil endüstrisi atıksularının, yağ ve gres içeren atıksuların, deterjan ve maden üretim işlemlerinde ortaya çıkan atıksuların, çöp deponi sahası sızıntı sularının, zeytin karasuyunun, restoran atıksularının, gül proses sularının, yumurta prosesi atıksularının, kimyasal elyaf üretim prosesi atıksularının, deri endüstrisi atıksularının, elektro kaplama endüstrisi atıksularının, çamaşırhane atıksularının, kimyasal ve mekanik cilalama endüstrisi atıksularının, yarı iletken üretim prosesleri atıksularının, arsenik içerikli, bor içerikli ve nitrat içerikli atıksuların, süspanse patiküller, fenolik bileşikler, lignin ve EDTA gibi dirençli organik kirleticilerin arıtımında bakteri ve virüslerin giderilmesinde, içme ve kullanma sularının arıtımında, kullanılmaktadır (İlhan 2006; Orkun 2007; Şimşeker 2009).

### Elektrokoagülasyonun Avantajları:

- Basit araç gereç kullanımının yanı sıra kolay işletme parametreleri ile iyi bir verim sunar (Mollah *et al.* 2001). Ayrıca reaktiflerin alıkonma süreleri kısadır (Delipınar 2007).
- Atık suların elektrokoagülasyon metoduyla arıtılmasıyla renk ve koku giderim iyi derecededir (Kaplan 2007) .
- Elektrokoagülasyon esnasında meydana gelen çökeltiler genellikle çok fazla metal hidroksit/metal oksit oluşumundan kaynaklanmaktadır. Oluşan çamur, metal oksit ve metal hidroksitlerden oluştuğu için kolaylıkla stabil hale getirilir ve susuzlaştırılabilir. Elektrokoagülasyon daha yüksek katı madde konsantrasyonuna sahip olması sebebiyle çamur miktarı azdır ( Mollah *et al.* 2001).
- Oluşan floklar kimyasal floklara benzemekle birlikte boyutları daha büyüktür ve daha az bağıl su bulundurlar. Floklar asidik ortama dirençli ve kararlı yapıdadırlar. Bundan dolayı filtrasyonla daha hızlı ayrılabilirler (Mollah *et al.* 2001). Ayrıca metal hidroksitler koagülant olarak kullanıldığında, hidroksitin mineral yüzeyine adsorpsiyonu yumaklaştırıcının reaktörde üretilmesi durumunda ön çökeltme uygulanmış hidroksitlerinkinden 100 kat daha büyüktür (Yıldırım 2007).
- Kimyasal arıtma oranla elektrokoagülasyon işlemi ile daha düşük toplam çözünmüş katı madde içerikli su elde edilir. Arıtılan su tekrar kullanıldığında bu düşük toplam katı madde içeriği, daha düşük geri kazanım maliyeti sağlar (Karadağ 2009).
- Elektrokoagülasyon uygulamasında küçük yüklü partiküller, bunların hareket etmesine neden olan elektriksel alan sayesinde koagüle olma eğilimi gösterdiğinden bu arıtma yöntemi kimyasal arıtma göre partiküllerin etkin bir şekilde giderimini mümkün kılmaktadır (Mollah *et al.* 2001).
- Elektrokoagülasyon prosesinde sisteme ayrıca kimyasal madde eklemesi gerekmediği için ikincil kirlilik, yani çamur oluşumu minimum düzeydedir (Mollah *et al.* 2001)
- Gaz kabarcıkları elektroliz süresince kirleticileri taşıyarak daha küçük konsantrasyonları bile flotasyon şeklinde giderebilir (Jiang *et al.* 2002).
- Elektokoagülasyon hücreesindeki elektrolitik prosesler elektrik enerjisiyle kontrol



edilir. İlave bir ekipman ya da hareketli parçalar sistemde olmadığı için de daha az bakım gerektirir (Mollah *et al.* 2001).

- Proses için gerekli olan elektrik, kırsal alanlarda güneş panellerinden temin edilebilir. Düşük akımlar kullanıldığından, bu prosesler güneş enerjisi, rüzgar enerjisi ve yakıt hücreleri gibi yeşil prosesler arasında sayılabilir (Delipınar, 2007).
- Alternatif proseslerde belli kontaminantları gidermede birkaç proses art arda kullanılırken elektrokoagülasyon bu kontaminantları tek bir prosesle giderebilmektedir (Orkun 2007).

Elektrokoagülasyonun Dezavantajları:

- Kurban elektrotlar oksidasyon sonucu olarak çözünmektedir ve bu yüzden periyodik olarak değiştirilmeleri gerekir (Yıldırım 2007).
- Özellikle elektrik enerjisinde dışa bağımlı olan ülkeler için elektrik maliyetinin yüksek olması ekonomik risk arzeder (Şahin 2009).
- Arıtımı yapılacak suda yüksek iletkenlik aranır (Delipınar 2007).
- Jelimsi yapıdaki hidroksitlerin çözünme eğiliminde olmaları arıtım verimini düşürür. (Mollah *et al.* 2001).
- Katot üzerinde geçirimsiz bir film tabakası oluşumu prosesin verimliliğine olumsuz etki eder (Öztürk 2006).
- EC reaktör dizaynı/işletimi ve elektrot güvenilirliği konusunda sistematik katılım eksiktir (Özyonar 2007).

#### **2.13.8.a. Elektrokoagülasyon teorisi**

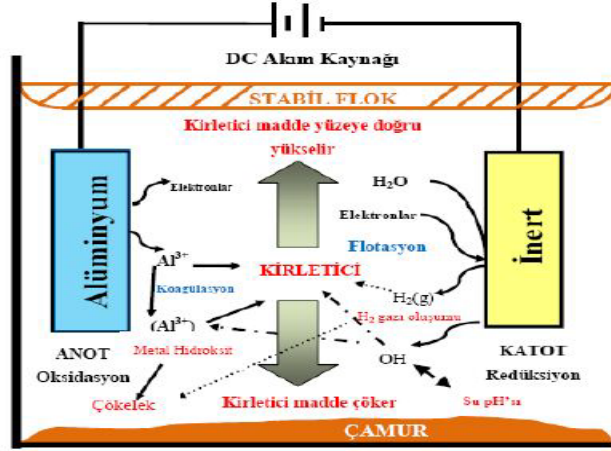
Çözelti sistemlerinin elektrokimyasal proses mekanizması oldukça komplekstir. Prosesde genellikle elektrokoagülasyon, elektroflotasyon ve elektrooksidasyon olmak üzere üç önemli mekanizma meydana gelmektedir (Mollah *et al.* 2001)

Elektrokoagülasyon prosesin mekanizmasında koagülasyon, adsorbsiyon, absorpsiyon,

çöktürme ve flotasyon prosesleri yer alır (Şanlı 2006). Elektrokoagülasyon prosesinde sulu ortamda elektrik akımı ile destabilize olmuş kirleticiler çöktürme ve flotasyonla giderilmektedir. Elektrokoagülasyonda yaygın olarak kullanılan elektrotlar alüminyum ( $Al^{+3}$ ) ve demir ( $Fe^{+3}$ ,  $Fe^{+2}$ )'dir (Bayar 2007). Bu elektrotlar suyla reaksiyona girerek  $Al(OH)_3$ ,  $Fe(OH)_2$  ve  $Fe(OH)_3$  gibi metal hidroksitler oluşturmaktadır. Sistemde arıtım metal hidroksitlerin oluşmasıyla başlamaktadır. Metal hidroksitler sudaki değişik kirletici parametreleri adsorbe ederek sudan uzaklaştırmaktadır. Oluşan yumaklara katottan çıkan hidrojen gazı kabarcıkları yapışarak onları yüzmeye zorlar ve reaktörün üst kısmına çıkarırlar. Bu da elektrokoagülasyon prosesinde bazı kirleticilerin elektroflotasyon ile uzaklaştırıldığına kanıttır. Bu sonuçlara göre elektroflotasyonun giderim verimi asidik ya da bazik bir ortamda nötral bir ortama göre daha yüksek olmaktadır (Chen, 2004). Bu olay elektrokoagülasyonda kirletici giderim verimini yükseltir. Bu verim işletme şartlarının optimizasyonu ile daha da artırılabilir. Diğer taraftan çözünmüş organik ve inorganik yapıdaki kirlilik oluşturu maddelerin kısmen de olsa oluşan flokların yüzeyinde adsorplanarak giderilmesi söz konusudur. Elektrokoagülasyon deneylerinde, oksitlenmiş formların öncelikli olarak oluştuğu, sisteme verilen enerjinin bu yapıların oluşumu için gerekli aktivasyon enerjisini sağladığı ve çözünür kirleticilerin birleşerek aside dayanıklı formda çökelti oluşturdukları belirlenmiştir (Kurt 2007).

Genel olarak baktığımızda elektrokoagülasyon yöntemi, elektrokimyasal pil (elektrolitik pil) oluşumu esasına dayanmaktadır. Bir elektrolit içine daldırılmış bir anot ve bir katot basit bir elektrokoagülasyon pilini oluşturur. Akım uygulandığı zaman anotta oksidasyon, katotta redüksiyon gerçekleşir. Bu durumda anot elektrokimyasal olarak çözünmekte ve katot ise pasivizasyona uğramaktadır (Bayar 2007).

Elektrokoagülasyon reaktöründe gerçekleşen olaylar Şekil 2.3'da gösterilmiştir (Can 2010).



Şekil 2.3. Elektrokoagülasyon prosesinde meydana gelen reaksiyonlar

Elektrokoagülasyon prosesinde genellikle art arda üç aşamanın olduğu kabul edilmektedir (İlhan 2006):

- Anodun yükseltgenmesi sonucu koagülantların oluşması,
- Kirleticilerin destabilizasyonu, askıda partiküllerin süspansiyonu ve emülsiyonların kırılması.

Destabilize edilmiş bileşenlerin floklar oluşturmak üzere bir araya gelmesi, Kirleticilerin destabilizasyonu, askıda partiküllerin süspansiyonu ve emülsiyonların kırılması mekanizması ise aşağıdaki şekilde özetlenebilir (Karadağ 2009):

- Çözeltiye verilen akımla anottan çözünen iyonların etkileşimi sonucu yüklü taneciklerin etrafındaki difüze çift tabakanın sıkıştırılması.
- Tanecikler arasındaki itme kuvvetlerini azaltan zıt iyonlar Van Der Waals çekim kuvvetlerini etkinleştirir ve pıhtılaşmanın meydana gelmesini sağlar. Böylelikle net yük sıfır olur.
- Koagülasyondan sonra, suda kalan kolloidal partiküllerin birleşmesi ile flokların oluşması (Mollah *et al.* 2004).

Oluşan bu reaksiyonlara ilaveten elektrokoagülasyon hücresinde aşağıda belirtilen reaksiyonlar da gerçekleşebilir (Kurt 2007):

- Kirleticilerin katodik indirgenmesi
- Koloidal partiküllerin koagülasyonu ve deşarjı
- Çözeltideki iyonların elektroforetik taşınımı
- Elektrotlarda oluşan O<sub>2</sub> ve H<sub>2</sub> gazları yardımı ile koagüle olmuş partiküllerin elektroflotasyonu
- Metal iyonlarının katotta indirgenmesi

Elektrokoagülasyon işleminde elektrot malzemesinin seçimi, sistemin verimi üzerine çok önemli etkiye sahiptir. En yaygın elektrot malzemeleri demir ve alüminyumdur. (Mollah *et al.* 2001). Her iki malzeme de özellikle ucuz, kolay bulunabilen ve etkili elektrot malzemeleridir (Şahin 2009).

Elektrokoagülasyon işleminde anotta çözülebilir Fe ve Al iyonları Fe<sup>+2</sup> ve Al<sup>+3</sup> formlarına yükseltgenmekte, katotta ise suyun elektrolizi sonucu H<sup>+</sup> ve OH<sup>-</sup> iyonlarının oluşumu meydana gelmektedir. OH<sup>-</sup> iyonları çözelti içine difüzlenererek Fe(OH)<sub>2</sub> veya Al(OH)<sub>3</sub> oluşturmak üzere tepkime verirler. Bu esnada organik ve koloidal kirleticiler, oluşan Fe(OH)<sub>2</sub> veya Al(OH)<sub>3</sub> kompleksleriyle birleşip eşzamanlı olarak çöker (Chen 2004).

Elektrot malzemesi olarak alüminyum kullanıldığında elektrot reaksiyonları (Yıldız 2003):

Anotta:



Katotta:



Çözeltide:



Bununla birlikte sulu ortamın pH değerine bağlı olarak reaksiyon sonucu  $Al(OH)_2$ ,  $Al_2(OH)^{+2}$  ve  $Al(OH)_4$  gibi diğer bazı alüminyum birleşik türleri görülebilir.  $Al^{+3}$  iyonlarının hidrolizi ile  $Al(H_2O)_6^{+3}$ ,  $Al(H_2O)_5OH^{+2}$ ,  $Al(H_2O)_4OH^{+2}$  oluşur. Hidroliz ürünleri geniş bir pH aralığında  $Al(OH)^{+2}$ ,  $Al_2(OH)_2^{+4}$ ,  $Al(OH)^{-4}$ ,  $Al_6(OH)_{15}^{+3}$ ,  $Al(OH)^{+4}$ ,  $Al_{18}(OH)_{20}^{+4}$ ,  $Al_{13}O_4(OH)_{24}^{+7}$ ,  $Al_{13}(OH)_{34}^{+5}$  gibi birçok monomerik ve polimerik türleri oluşturabilirler (Şimşeker 2009).

Anot olarak demir kullanılması durumunda  $Fe(OH)_n$ 'in oluşumunda iki farklı mekanizma öne sürülmektedir (n=2 veya 3 olmak şartı ile). Anot ve çözelti reaksiyonları aşağıda verildiği şekilde oluşur (İlhan 2006):

- 1. Mekanizma

Anot:



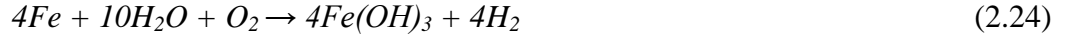
ve çözeltideki çözünmüş oksijen ile;



Katot:



nihai olarak toplam reaksiyon ise



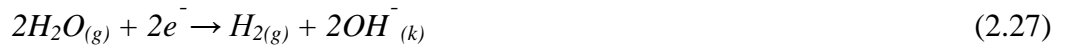
şeklinde özetlenebilir.

- 2. Mekanizma:

Anot:



Katot:



nihai olarak toplam reaksiyon ise;



şeklinde özetlenebilir.

Yine demir elektrodun elektrokimyasal oksidasyonu ile üretilen demir iyonları, su ortamının pH değerine bağlı olarak monomerik  $Fe(OH)_3$  iyonlarını ve  $Fe(H_2O)_6^{+3}$ ,  $Fe(H_2O)_5(OH)^{+2}$ ,  $Fe(H_2O)_4(OH)^{+2}$ ,  $Fe_2(H_2O)_8(OH)_2^{+4}$  ve  $Fe_2(H_2O)_6(OH)_4^{+4}$  polimerik

iyonlarını oluşturabilir. Demir iyonları çözeltinin pH'sına bağlı olarak hidratlamaya uğrayabilir ve solüsyon pH'sına bağlı olarak asidik koşullar altında  $\text{Fe}(\text{OH})_2^+$ ,  $\text{Fe}(\text{OH})_2^+$ ,  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  bileşikleri oluşturabilir. Alkali koşullar altında ayrıca  $\text{Fe}(\text{OH})_6^-$  ve  $\text{Fe}(\text{OH})_4^-$  iyonları görülebilir (Mollah *et al.* 2001).

Redoks reaksiyonu ile üretilen  $\text{H}_2$ , çözülmüş veya askıdaki maddeleri flotasyon yoluyla giderebilir. Polimerik  $\text{Fe}^{+3}$  ve  $\text{Al}^{+3}$  hidroksit kompleksleri ile ağır metalin adsorpsiyon ve absorpsiyonu geniş bir şekilde belirtilmiştir. Demir iyonlarının su arıtımında flotasyon ajanı olarak avantajı alüminyuma göre toksik etkisinin olmamasıdır (Mollah *et al.* 2001).

#### **2.13.8.b. Elektrokogülasyona etki eden parametreler**

EC mekanizması; ortamın kimyasal özelliğine ve iletkenliğine bağlıdır. Ayrıca pH, ortamdaki kolloidal partiküllerin boyutu ve kimyasal türlerin konsantrasyonu gibi özellikler de EC prosesi üzerine etki etmektedir. (Mollah *et al.* 2001).

Elektrokoagülasyon mekanizması, sulu ortamın kimyası ile bilhassa iletkenlikle sıkı bir ilişki içerisindedir. Buna ilaveten elektrokoagülasyona etkin parametreler arasında; pH, tanecik boyutu, kimyasal bileşenlerin konsantrasyonları da sayılabilir (Mollah *et al.* 2001) Elektrokoagülasyona etki eden parametreler şu şekilde açıklanmıştır (Yıldırım 2007).

- **Akım yoğunluğu ve elektriksel yük:** Elektrokoagülasyon sisteminde akım miktarı, elektrotlardan ayrılan  $\text{Al}^{+3}$  ve  $\text{Fe}^{+2}$  miktarını belirler. Elektrokimyasal eşdeğer kütle alüminyum için 335,6 mg/(A.saat), demir için 1041 mg/(A.saat)'dir. Büyük akım, küçük elektrokoagülasyon ünitesi demektir. Bununla birlikte; çok büyük akım da elektrik enerjisinin israf edilmesi demektir. Daha da önemlisi; çok büyük akım yoğunluğu, akım veriminde önemli bir azalmaya neden olmaktadır (Karadağ 2009). Yüksek akım verimliliğini sağlamak için akım yoğunluğunun seçimi akış hızı ile

birlikte pH ve sıcaklık gibi işletme parametreleri ile yapılmalıdır. Elektrokoagülasyon sistemini uzun süre kesintisiz çalıştırmak için önerilen akım yoğunluğu 2-2,5 mA/cm<sup>2</sup>'dir. Akım verimi alüminyum için %120-140 iken demir için %100 civarındadır. Alüminyum elektrotlarda akım veriminin yüksek olması alüminyumun amfoter bir metal olmasından kaynaklanır. Arıtılmış suyun kalitesi, üretilen iyonların miktarına (mg) veya elektriksel yüke, akım verimine ve zamana bağlıdır. Atıksuyun arıtılması için kritik değerlerde elektriksel yüke ihtiyaç vardır. Elektriksel yük kritik değere ulaştığında akımı daha fazla artırmak çıkış suyunun kalitesinde önemli bir değişiklik meydana getirmez (Tatar 2006).

- **NaCl'nin varlığı:** Arıtılacak su veya atıksuyun iletkenliğini artırmak için genelde tuz kullanılır. Ortamda klorür iyonlarının bulunması elektriksel yüke katkıda bulunabileceği gibi HCO<sub>3</sub> ve SO<sub>4</sub><sup>-2</sup> gibi anyonların olumsuz etkilerini de önemli ölçüde azaltır. Karbonat veya sülfat iyonlarının varlığı elektrotların yüzeyinde izolasyon tabakasını oluşturan Ca<sup>+2</sup> ve Mg<sup>+2</sup> iyonlarının çökmesine neden olur. Bu izolasyon tabakası ise, elektrotlar arasındaki potansiyeli artırarak akım veriminde önemli bir azalışa sebep olmaktadır. Bu nedenle mevcut anyonlar içinde su ve atıksu arıtımında elektrokoagülasyonun normal çalışmasını sağlamak için %20 oranında Cl<sup>-</sup>'ün olması gerekir. Ortama ilave edilen NaCl suyun iletkenliğini artırarak elektrik sarfiyatının azalmasına da neden olur. Aynı zamanda elektrokimyasal olarak üretilen klor su dezenfeksiyonunda da etkilidir (Özyonar 2007).

- **pH'nin etkisi:** Elektrokoagülasyon üzerine su veya atıksu pH'sının etkisi, hem akım verimi hem de metal hidroksitlerin çözünürlüğü ile olmaktadır. Alüminyumun akım verimi genellikle asidik ya da alkali şartlarda nötral durumdan daha yüksektir. Arıtım verimi kirleticinin doğasına bağlı olmakla birlikte en iyi kirletici gideriminin yaklaşık olarak pH 7'de olduğu bulunmuştur. Bununla birlikte enerji tüketimi iletkenliğin değişiminden dolayı nötral pH'da daha yüksektir. İletkenliğin yüksek olduğu durumlarda pH'ın etkisi önemsizdir (Öztürk 2006).

- **Sıcaklık:** Literatürde yapılan çalışmalar, alüminyumun akım veriminin sıcaklığın 60°C'ye kadar artmasıyla arttığını göstermektedir. Daha fazla sıcaklık artışı elektrokoagülasyon veriminde düşüğe neden olur. Sıcaklıkla elektrokoagülasyon verimindeki artışın nedeni olarak, sıcaklığın elektrot yüzeyindeki alüminyum oksit



filminin yok edilmesine katkıda bulunması gösterilebilir. Bununla birlikte sıcaklık çok yüksek olduğu zaman  $Al(OH)_3$  jelinin büyük porları büzüşecek ve bu durum elektrot yüzeyinde muhtemelen daha fazla tortu oluşmasına neden olacaktır (Kurt 2007).

- **Güç kaynağı:** Elektrokimyasal bir reaktöre uygulanan akım; denge potansiyel farkını, anot potansiyelini, katot potansiyelini ve çözeltinin potansiyel düşüşünü karşılayacak değerde olmalıdır (Şahin 2009). Elektrokoagülasyon sistemlerinde genellikle doğru akım (DC) güç kaynağı kullanılmaktadır. Elektrot yüzey oksidasyonunu veya pasifleşmesini mümkün olduğu kadar azaltmak için güç kaynağının yönü belirli zaman aralıklarında değiştirilir (Kaplan 2007).

### 3. MATERYAL ve YÖNTEM

#### 3.1. Materyal

Araştırmada Erzurum ilinde bulunan 73 günlük kampanya süresinde yaklaşık olarak 3.000 ton şeker pancarının işlendiği şeker fabrikasından sağlanan atıksu kullanılmıştır. Deneyler esnasında kullanılan atıksuyun karakteristik özellikleri izelge 3.1’de verildiği gibidir. Atıksuyun başlangıç pH’sının ayarlanmasında derişik nitrik asit ve sodyum hidroksit kullanılmış olup analizlerde kullanılan tüm kimyasal maddeler analitik saflıktadır. Erzurum şeker Fabrikası günlük atıksu debi miktarı 6.000 m<sup>3</sup>/gün’dür.

**Çizelge 3.1.** Kullanılan atıksuyun zellikleri

Parametreler	Değerler
İletkenlik (μ/cm)	1460
BOİ5 (mg/L)	800
Bulanıklık (NTU)	9.4
pH	5.17
KOİ (mg/L)	2580

##### 3.1.1. Deney düzeneği

Elektrokoagülasyon deneyleri şekil 3.1’de gösterilen düzenek kullanılarak gerçekleştirilmiştir.



Şekil 3.1. Deney Düzenegi

### 3.1.2. Deney şartları ve çalışma aralıkları

Çizelge 3.2. Şeker fabrikası atık sularının KOI giderimine etki eden parametrelerin çalışma aralıkları

İncelenen Parametre	Parametre Aralığı	
	Alüminyum Elektrot	Demir Elektrot
Karıştırma hızı (devir/dakika)	50, 150, 250, 400	50, 150, 250, 400
Başlangıç pH'sı (pH)	3, 4, 5, 6, 7	4, 5, 6, 7, 8,9
Akım yoğunluğu (mA/cm <sup>2</sup> )	0,714; 1,429; 2,143; 2,857; 3,571	1,429; 2,143; 2,857; 3,571; 4,286
Destek elektrolit türü	50 mmol NaCl, KCl, NaNO <sub>3</sub> , Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 25mmol, 75 mmol, 100 mmol NaCl	50 mmol NaCl, KCl, NaNO <sub>3</sub> , Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 25mmol, 75 mmol, 100 mmol NaCl

Denemelerde kullanılan reaktör pleksiglas malzemedan imal edilmiş olup, etkin hacmi 3000 ml'dir. Denemelerde 1100 ml atıksu kullanılmıştır.

Denemelerde etkin yüzey alanı  $1400 \text{ cm}^2$  olan alüminyum levha kullanılarak yapılan deneyler için 5 çift alüminyum elektrot, demir levha kullanılarak yapılan deneyler için 5 çift demir elektrot kullanılmıştır. Elektrotlar arası mesafe 5 mm'dir.

Hücreye uygulanan potansiyel fark için dijital kontrollü bir doğru akım kaynağı (Shenzen-Mastech HY3005-3) kullanılmış olup sistemden geçen akım ve potansiyel fark dijital multimetre-rymen-201) yardımı ile ölçülmüştür. Reaktör muhtevası manyetik karıştırıcı ile (Deidolph MR-3004) daha önceden belirlenmiş hızlarda karıştırılmıştır. Denemeler esnasında çözeltinin sıcaklık, pH ve iletkenlik değerleri çoklu parametre ölçer (WTW :H Cond 340i) kullanılarak ölçülmüştür.

Bulanıklık analizleri ise yine belirli zaman aralıklarında numuneler alınarak bulanıklık ölçer yardımıyla (Orbeco-Helliege) ölçülmüştür.

## **3.2. Yöntem**

### **3.2.1. Biyokimyasal oksijen ihtiyacı (BOİ) ölçümleri**

BOİ ölçümleri dijital manometreli BOİ ölçer (ENOLAB BOD-80) kullanılarak gerçekleştirilmiştir.

### **3.2.2. Kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ) ölçümleri**

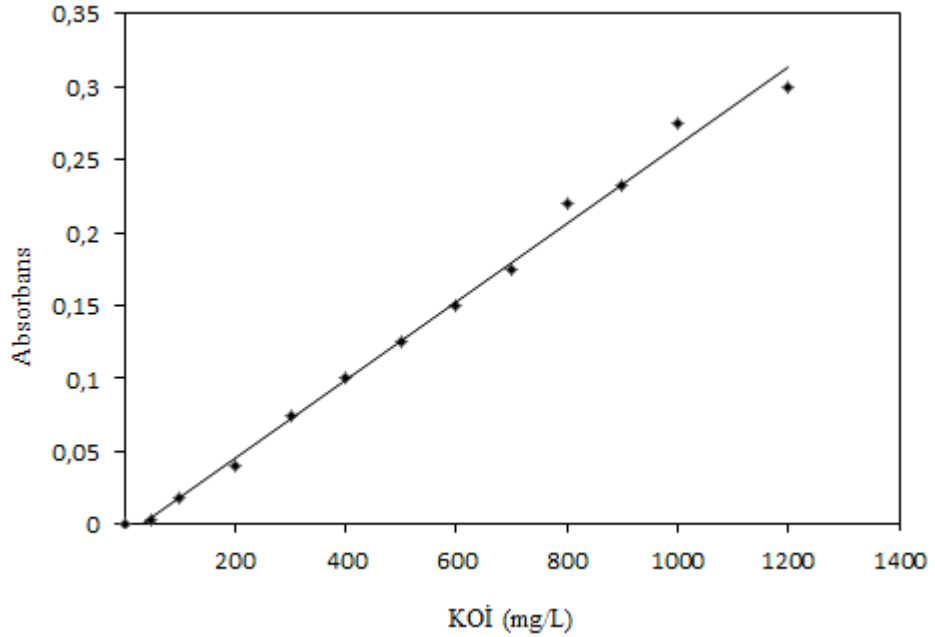
KOİ analizleri standart metotlarda (AWWA 1985) belirtilen kapalı sistem metoduna göre yapılmış olup metodun detayları aşağıda verilmiştir.

Parçalama Çözeltisi: 10,216 gram  $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$  ve 33 gram  $\text{HgSO}_4$ , 167 ml derişik  $\text{H}_2\text{SO}_4$ 'de

çözülerek karışım saf su ile 1000 ml'ye tamamlanır.

Asit Çözeltisi: 11 g  $Ag_2SO_4$ , 1000 ml derişik  $H_2SO_4$ 'de çözülür.

Borosilikat şişelere 1,5 ml numune ilave edilerek üzerine 1ml parçalama çözeltisi ve 2 ml asit çözeltisi eklendikten sonra  $148^\circ C$ 'de bir termoreaktör (WTW CR 3200) yardımı ile 2 saat süreyle kaynatılmıştır. Daha sonra karışım oda sıcaklığına ulaşınca kadar soğutulmuş 600 nm dalga boyunda spektrofotometre (Shimadzu UV 160A) yardımıyla okunmuştur. Şekil 3.2'de KOİ analizlerinde kullanılan kalibrasyon eğrisi verilmiştir. Kalibrasyon eğrisi de aynı kurala uygun olarak hazırlanmış ve model kirletici olarak potasyum-hidrojen-ftalat kullanılmıştır.



Şekil 3.2. KOİ Analizinde kullanılan kalibrasyon eğrisi

### 3.2.3. Deneysel olarak tespit edilen verilerin hesaplanması için kullanılan eşitliklerin incelenmesi

- Giderim (arıtma) veriminin hesaplanması:

$$\eta(\%) = \left( \frac{C_o - C_e}{C_o} \right) \times 100 \quad (3.1)$$

Burada,  $C_o$ ; başlangıçta çözültideki KOİ'yi,  $C_e$ ; t anında çözültideki KOİ'yi göstermektedir (Can 2010).

- Enerji tüketiminin hesaplanması:

$$W(\text{kW.saat.m}^{-3}) = \frac{I.V.t}{v} \quad (3.2)$$

Burada,  $W$ ; enerji tüketim değerini,  $I$ ; uygulanan akım şiddetini,  $V$ ; sistemde oluşan potansiyel farkı,  $t$ ; zamanı ve  $v$ ; reaktördeki toplam çözülti hacmini göstermektedir (Can 2010).

- Akım yoğunluğunun hesaplanması:

$$J = \frac{I}{A} \quad (3.3)$$

Burada,  $J$ ; akım yoğunluğunu ( $\text{mA/cm}^2$ ),  $I$ ; uygulanan akım şiddetini (amper),  $A$ ; aktif elektrot yüzey alanını ( $\text{cm}^2$ ) göstermektedir (Can 2010).

## 4. ARAŞTIRMA BULGULARI

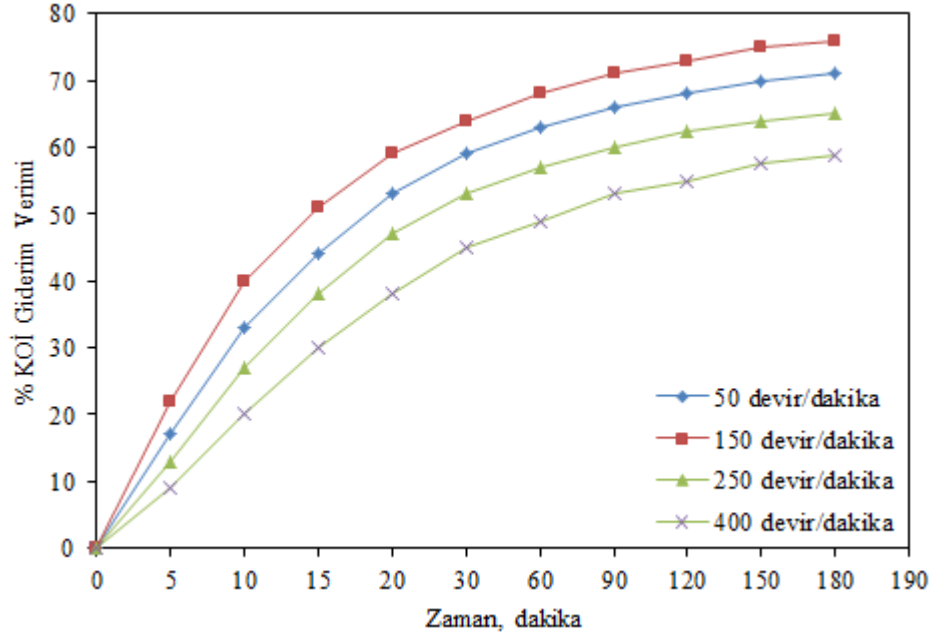
### 4.1. Alüminyum Elektrot ile Gerçekleştirilen Denemeler

#### 4.1.1. Karıştırma hızının sistem performansı üzerine etkisi

Karıştırma hızının KOİ giderim verimleri üzerindeki etkisi 50, 150, 250 ve 400 devir/dakikalık karıştırma hızlarında incelenmiş olup, elde edilen veriler Şekil 4.1’de grafiksel olarak gösterilmiştir. Denemeler atıksuyun kendi doğal pH değeri 5,20’de yapılmıştır. Denemeler süresince akım yoğunluğu  $1,429 \text{ mA/cm}^2$  ve sıcaklık  $20^\circ\text{C}$ ’dir.

Elektrotların çözünmesi ile oluşan yumaklaştırıcının eşit bir şekilde reaktöre dağılımını karıştırma hızı parametresi sağlamaktadır. Etkin dağılımın sağlanamaması, reaktör içeriğinin homojen olmamasına sebep olur. Ayrıca karıştırma; sistem içerisinde sıcaklık, pH gibi sistem değişkenlerinin homojenize olmasını da sağlar (Can 2010).

Şekil 4.1’de incelendiğinde en iyi giderim verimi 150 devir/dakika’lık karıştırma hızı ile gerçekleştirilen denemelerde elde edilmiştir. Bu hız değerinin altındaki değerlerde ve üstündeki değerlerde gerçekleştirilen denemelerde elde edilen giderim verimlerinde azalmalar görülmüştür. 50 devir/dakika’lık karıştırma hızında giderim veriminin azalmasının nedeninin, çözünen alüminyumun homojen dağılımının sağlanamaması ve kirlenici ile reaksiyona girmeden reaktör tabanında birikiminden kaynaklandığı düşünülmektedir. 150 devir/dakika’lık karıştırma hızından büyük değerlerde giderim veriminin azalmasının sebebinin ise, elektrokimyasal olarak çözünen alüminyumun homojen dağılımının sağlanmasına rağmen artan karıştırma hızından dolayı flok oluşma eğiliminin azalması ve oluşan flokların kesme kuvvetlerinin etkisinden dolayı tekrar parçalanması şeklinde olduğu düşünülmektedir.



**Şekil 4.1.** Alüminyum elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 1,429 mA/cm<sup>2</sup> ve pHi değeri 5,20'de karıştırma hızının KOİ giderim verimine etkisi

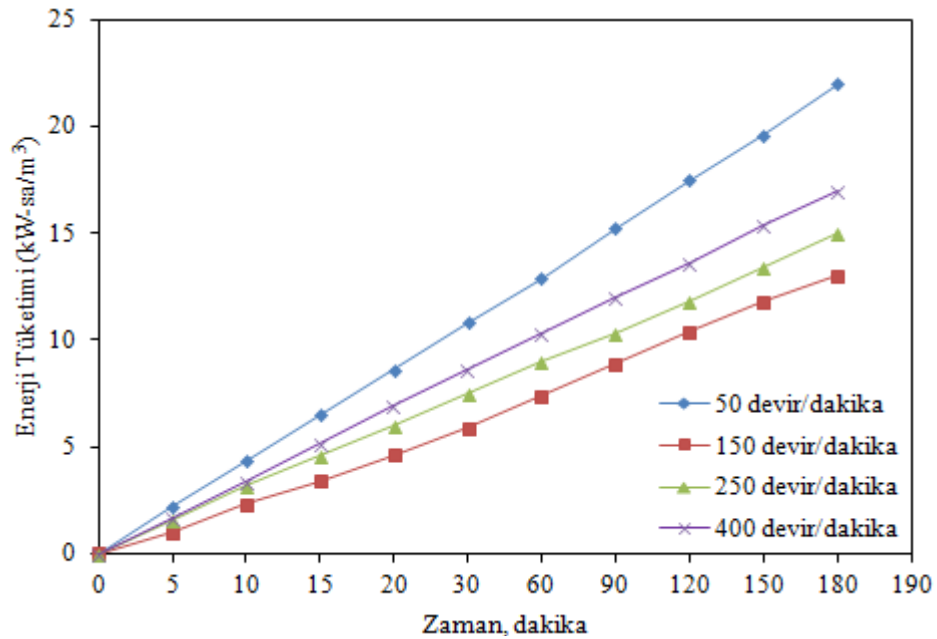
Şekil 4.1 incelendiğinde 50-400 devir/dakika arasında değişen karıştırma hızlarında 180 dakika boyunca sistemde elde edilen KOİ giderim verimleri sırasıyla %71,33; %74; %65,19 ve %58,86 olarak bulunmuştur. Daha önce yapılan çalışmalarda da karıştırma hızının KOİ giderim verimleri üzerine benzer etkisi gözlemlenmiştir (Yılmaz vd 2008).

Karıştırma hızının KOİ giderim verimine etkisinin incelendiği denemelerden elde edilen veriler yardımıyla, (3.2) eşitliği kullanılarak enerji tüketimi değerleri hesaplanmıştır. Akım yoğunluğu 1,429 mA./cm<sup>2</sup>, pH 5,20 ve sıcaklık 20°C'de farklı karıştırma hızları için sistemin enerji tüketiminin zamana göre değişimi Şekil 4.2'de grafiksel olarak gösterilmiştir.

Elde edilen grafiksel sonuçlar düşük karıştırma hızlarında elektrokimyasal olarak çözünen alüminyumun homojen olarak karışamamasından ötürü elektrotlar arasında biriktiğini ve bu birikimin sonucu olarak da çözeltinin aynı iletkenlik değerine sahip olmasına rağmen hücre direncinin artmasına neden olduğunu göstermiştir. Hücre direncinin artması, sabit akım yoğunluğunda çalışılan sistemlerde potansiyel



değerlerinin artmasına, bu da birim hacim başına daha çok enerji tüketimine yol açmaktadır. Yüksek karıştırma hızlarının enerji tüketimini artırmaların sebebinin ise, reaktör içerisinde meydana gelen yüksek hızın devreyi tamamlayan elektron akışı üzerinde olumsuz yönde oluşturduğu baskı neticesinde, elektron akışının yavaşlaması veya ilave bir direnç oluşturmasından kaynaklandığı düşünülmektedir (Yılmaz *et al.* 2008).



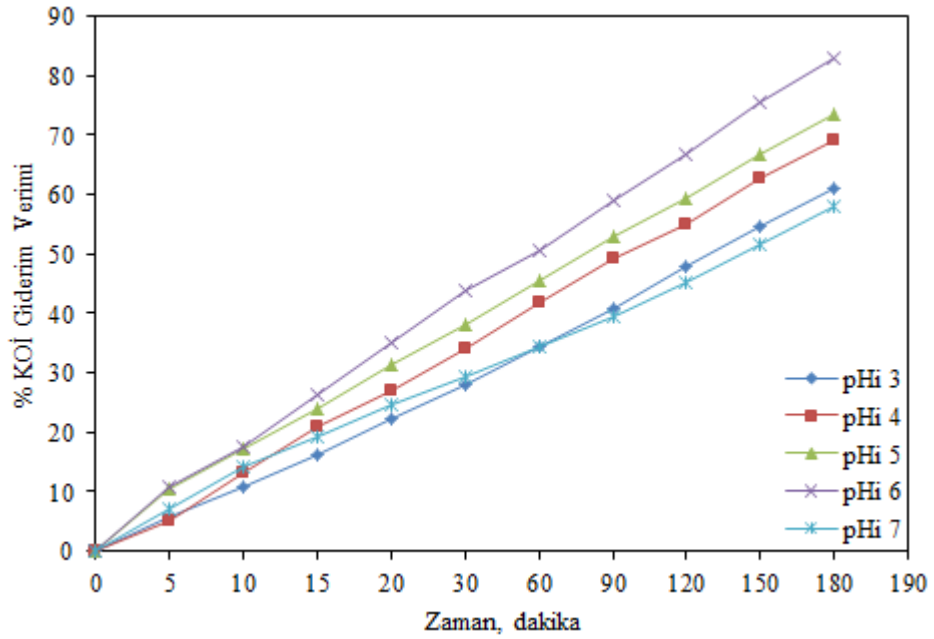
Şekil 4.2. Alüminyum elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 1,429 mA/cm<sup>2</sup> ve pH'i değeri 5,20'de karıştırma hızının hızının enerji tüketimi üzerine etkisi

#### 4.1.2. Başlangıç atıksu pH'sının sistem performansı üzerine etkisi

Elektrokoagülasyonda en önemli parametrelerinden birisi başlangıç atıksu pH'sıdır (Kumar *et al.* 2004). Ham atıksuyun pH'sı oluşan hidroksit türlerinin kararlılığını etkilediğinden kirlenici giderim verimi üzerine etki yapar. Anot ve katot reaksiyonları sonucu atıksuyun pH değerinde değişimler olmaktadır. Bu yüzden, atıksu pH değerlerine bağlı olarak elektrolitik olarak çözünen metal iyonları (Al<sup>+3</sup>, Fe<sup>+2</sup> gibi) farklı pH değerlerinde farklı metal hidroksit türleri oluştururlar. Ayrıca, pH'daki değişim partiküllerin yüzey yükünü değiştirmekte ve bu da atıksuda dağılmış halde

bulunan organik maddelerin giderim verimini etkilemektedir (Droguı *et al.* 2008).

Alüminyum elektrot kullanıldığında atıksuyun başlangıç pH'sının sistem performansı üzerine etkisini incelemek için atıksuyun başlangıç pH'sı 3-7 aralığında değişen başlangıç pH değerlerine derişik nitrik asit (HNO<sub>3</sub>) ve sodyum hidroksit (NaOH) ilave edilerek ayarlanmış ve deney boyunca pH parametresine müdahale edilmeden denemeler yapılmıştır. Denemeler süresince akım doğru akım güç kaynağı kullanılarak 1,429 mA/cm<sup>2</sup> sabit akım yoğunluğunda, karıştırma hızı 150 devir/dakika'da sabit tutulmuştur. Elde edilen sonuçlar Şekil 4.3'de grafiksel olarak gösterilmiştir.

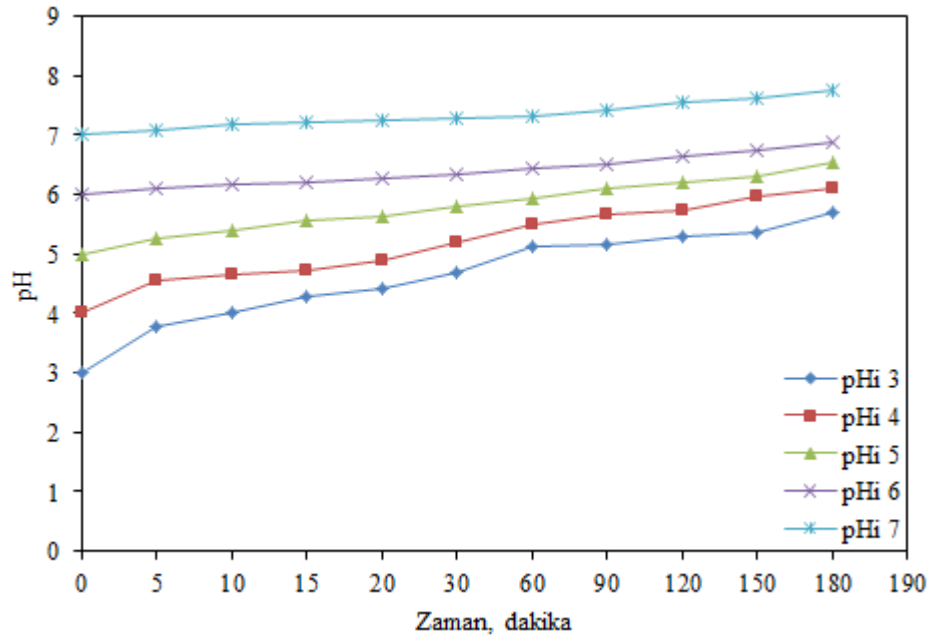


**Şekil 4.3.** Alüminyum elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 1,429 mA/cm<sup>2</sup> ve 150 devir/dakika karıştırma hızında başlangıç pH değerinin KOİ giderim verimine etkisi

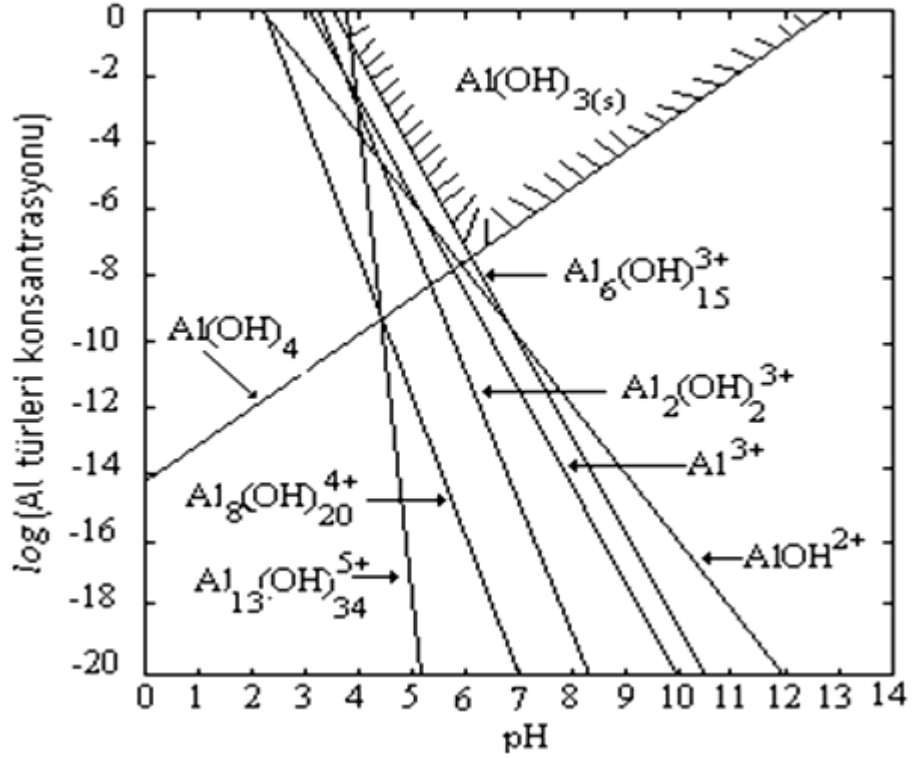
3,0-7,0 arasında değişen başlangıç pH değerlerinde 180 dakikalık bekleme süresi (t) sonunda elde edilen KOİ giderim verimleri ( $\eta$ ) sırasıyla %60,8; %68,98; %74; %83 ve %56,96'dir. Şekil 4.3 incelendiğinde, elektrokoagülasyon prosesi ile Şeker Sanayi atık sularından KOİ giderme veriminin atıksuyun başlangıç pH değerine güçlü bir şekilde bağlı olduğu görülmektedir. Atıksudan KOİ giderim verimi, atıksuyun başlangıç pH

değeri 3,0'dan 6,0'a yükseltildiğinde KOİ giderim verimi %60,8'den %83'e yükselmiştir. Fakat pH 6,0'dan yüksek başlangıç pH değerinde KOİ giderim verimi azalmıştır ve atıksuyun başlangıç pH değeri 7,0'de giderim verimi %56,96'ya kadar düşmüştür.

Bu durumun daha iyi anlaşılabilmesi için çalışılan tüm başlangıç pH değerlerinde akım yoğunluğu  $1,429 \text{ mA/cm}^2$ , karıştırma hızı 150 devir/dakika, sıcaklık  $20^\circ\text{C}$  ortam şartlarında denemeler süresince pH değişimleri incelenmiş ve Şekil 4,4'de grafiksel olarak verilmiştir. Atıksu içerisinde anot ve katotta oluşan reaksiyonlar sonucu başlangıç pH değerinde değişimler gözlenmektedir. Oluşan bu değişim konunun iki farklı noktadan ele alınmasını gerektirir. Bunlardan birincisi atıksuyun başlangıç pH'sı düşükse pH'daki yükselmenin zamana bağlı olarak fazla olması, yüksek ise pH'daki yükselmenin zamanla azalıp durmasıdır. İkincisi ise elektrokoagülasyon süresince çözünen alüminyumun atıksuyun pH'sına ve mevcut olan diğer kimyasallara bağlı olarak farklı formlarda bulunmasıdır.

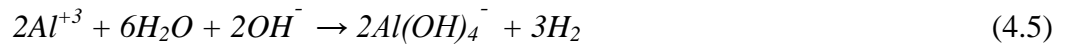
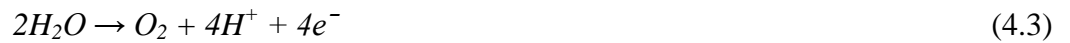


**Şekil 4.4.** Alüminyum elektrot kullanılan denemelerde,  $20^\circ\text{C}$  sıcaklıkta, akım yoğunluğu  $1,429 \text{ mA/cm}^2$  ve 150 devir/dakika karıştırma hızında başlangıç pH'sının zamanın fonksiyonu olarak değişimi



Şekil 4.5. Alüminyumun ortam pH'sına bağlı olarak aktivite diyagramı (Jiang *et al.* 2002)

Alüminyum elektrot kullanılan elektrokoagülasyon prosesinde  $Al^{3+}$ 'ün hidrolizi ve çeşitli alüminyum hidroksit polimer kompleks ve çökeltileri oluşmaktadır (Mollah *et al.* 2001). Katotta suyun indirgenmesi sonrası hidrojen oluşumu ve hidroksit birikmesi sonucu pH artar (4.4 eşitliği). Şekil 4.4 incelendiğinde pH artış hızı farklılık göstermekte, çalışılan aralıkta atıksuyun pH'sının kademeli olarak yükseldiği görülmektedir. Sistemin bu oluşumu daha önce yapılan çalışmalarda da gözlemlenmiştir (Koparal vd 2008; Merzouk *et al.* 2009). Aşağıda anot ve katotta oluşabilecek reaksiyonlar verilmiştir.



çok yüksek pH'larda  $Al(OH)_3$ 'ün amfoterik metal hidroksit özelliğinden ötürü mevcut  $OH^-$  iyonlarıyla reaksiyona girerek ortamın pH'sını düşürmektedir (Can vd 2003).



Alüminyum hidroliz ürünlerinin dağılımlarına pH'nın etkisini daha iyi açıklayabilmek için Şekil 4.5'de alüminyumun ortam pH'sına göre çözünme diyagramı verilmiştir. Alüminyum elektrotlar kullanıldığında üretilen alüminyum iyonları, pH'ya bağlı olarak monomerik ve polimerik alüminyum hidroksit kompleks türlerini oluşturur (Mollah *et al.* 2001, Can 2010, ;Özyonar 2007). Düşük pH'larda alüminyumun, koagülasyon etkisi önemsiz olan  $Al^{+3}$  formunda olduğu, pH 5,0-8,5 arasında ise kirleticiler için etkin koagülantlar olan  $Al(OH)_3$ ,  $Al(OH)^{+2}$ ,  $Al_{17}(OH)_{32}^{+7}$  gibi monomerik ve polimerik alüminyum kompleksleri formunda olduğu gözlenmektedir. Daha yüksek pH değerlerinde  $Al(OH)_3$ 'ün çözünürlüğü artacak ve bu yüzden (4.5) reaksiyonu ile atıksu arıtımında etkisiz olan çözülebilir  $Al(OH)_4^-$  formu oluşacaktır (Zaied and Bellakhal 2009; Wang *et al.* 2009; Vasudevan *et al.* 2009).

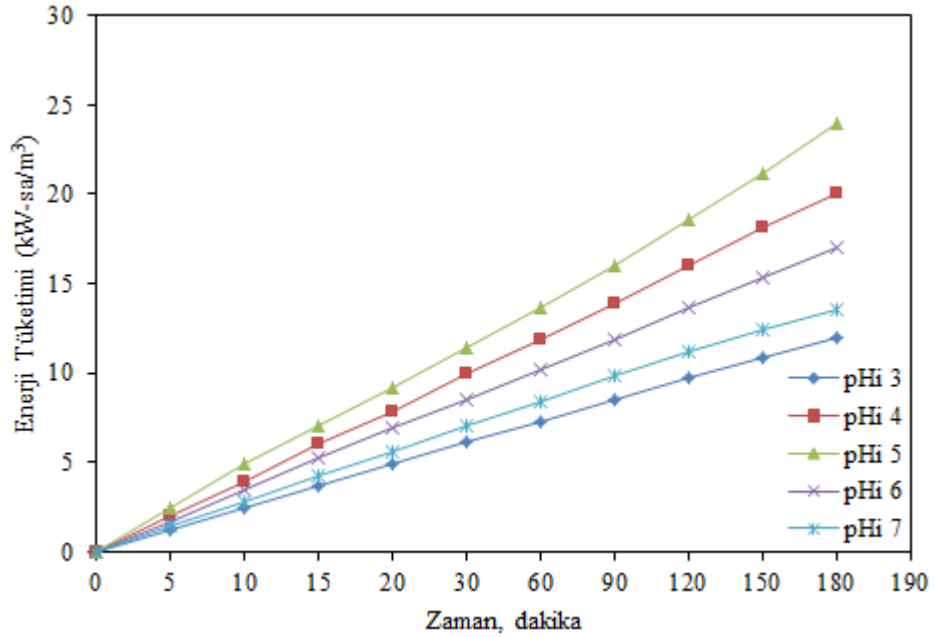
En çok bilinen monomerik türler;  $Al(OH)^{2+}$ ,  $Al(OH)_2^+$ ,  $Al_2(OH)_2^{4+}$ ,  $Al(OH)_4^-$  ve en çok bilinen polimerik türler;  $Al_6(OH)_{15}^{3+}$ ,  $Al_7(OH)_{17}^{+4}$ ,  $Al_8(OH)_{20}^{4+}$ ,  $Al_{13}O_4(OH)_{24}^{7+}$ ,  $Al_{13}(OH)_{34}^{5+}$  'dir (Vasudevan *et al.* 2009).

Şekil 4,3' den görüleceği üzere, atık suyun başlangıç pH değerinin düşük olduğu aralıklarda, özellikle pH 3,0-6,0'da KOİ giderim verimi yüksek olmakla birlikte, bu pH aralıklarında reaksiyonun ilk dakikaları KOİ giderim verimi düşük kalmakta ve daha sonra artış göstermektedir. Bu durumun sebebi deney periyodunda pH'sının  $Al(OH)_{3(katı)}$  oluşumunu sağlayacak aralığa henüz gelmemesinden kaynaklandığı düşünülmektedir.

Atıksuyun başlangıç pH değerinin yükselmesi Şekil 4.3'den de açıkça görüldüğü gibi KOİ giderim verimini önemli bir şekilde azaltmaktadır. Tüm şartların sabit tutularak

gerçekleştirildiği denemelerde görülmüştür ki; atık suyun başlangıç pH'sının düşük olması KOİ giderim verimini yükseltmektedir. Bu durum  $Al(OH)_3(katı)$  oluşumu için gerekli pH değerinin 5,0-8,5 aralığında olması şartı göz önüne alındığında, en fazla  $Al(OH)_3(katı)$  oluşumunun gerçekleştiği düşük başlangıç atık su pH değerlerinde daha fazla KOİ gideriminin gerçekleşmesinin bir göstergesidir (Ihoş *et al.* 2005).

Alüminyum elektrot kullanılarak yapılan elektrokoagülasyon prosesinde atıksuyun başlangıç pH değerinin KOİ giderim verimlerine etkilerinin incelendiği denemelerde, sisteme bağlanan volt ölçer vasıtasıyla zamana bağlı olarak uygulanan potansiyel farklar tespit edilmiştir. Elde edilen veriler yardımıyla her bir başlangıç pH değeri için KOİ giderimlerinin gerçekleştirildiği akım yoğunluğu  $1,429 \text{ mA/cm}^2$ , karıştırma hızı 150 devir/dakika,  $20^\circ\text{C}$  ortam şartlarındaki denemelerde enerji tüketimi değerleri hesaplanmıştır. Elde edilen sonuçlar Şekil 4.6'da grafiksel olarak gösterilmiştir.



**Şekil 4.6.** Alüminyum elektrot kullanılan denemelerde,  $20^\circ\text{C}$  sıcaklıkta, akım yoğunluğu  $1,429 \text{ mA/cm}^2$  ve 150 devir/dakika karıştırma hızında başlangıç pH değerinin enerji tüketimi üzerine etkisi

Şekil 4.6 incelendiğinde sistemden aynı akım geçmesine rağmen en düşük enerji

tüketiminin başlangıç pH'sının 3 olması durumunda gerçekleştiği görülmektedir. Ardından ise başlangıç pH'sının 7 olduğu durum gelmektedir. Atıksuyun kendi doğal pH'sı 5,20'dir. Başlangıç atıksu pH değerlerini istenilen başlangıç pH değerlerine ayarlamak için atıksuya ilave edilen HNO<sub>3</sub> ve NaOH atıksuyun iletkenliğini artırmış, bu yüzden sisteme uygulanan potansiyel fark düşmüştür. Azalan potansiyel fark da daha düşük enerji tüketim değerlerine sebep olmuştur. Daha önce belirtildiği üzere maliyet avantajının sağlanabilmesi için yüksek giderme verimi ve düşük enerji tüketimini sağlayan başlangıç şartları seçilmelidir. Bu durumu sağlamak pek mümkün değildir. Böylesi durumlarda karar verebilmek için daha farklı parametreler de değerlendirilmeli daha önemlisi ise hedeflenen giderme veriminin mi yoksa maliyet avantajının mı öncelikli olduğuna karar verilmelidir. Şekil 4.6'da enerji tüketimine göre en avantajlı başlangıç pH'sı 3 gibi gözükmesine rağmen KOİ giderme verimi dikkate alındığında başlangıç pH'sının 6 olması daha uygun gözükmektedir.

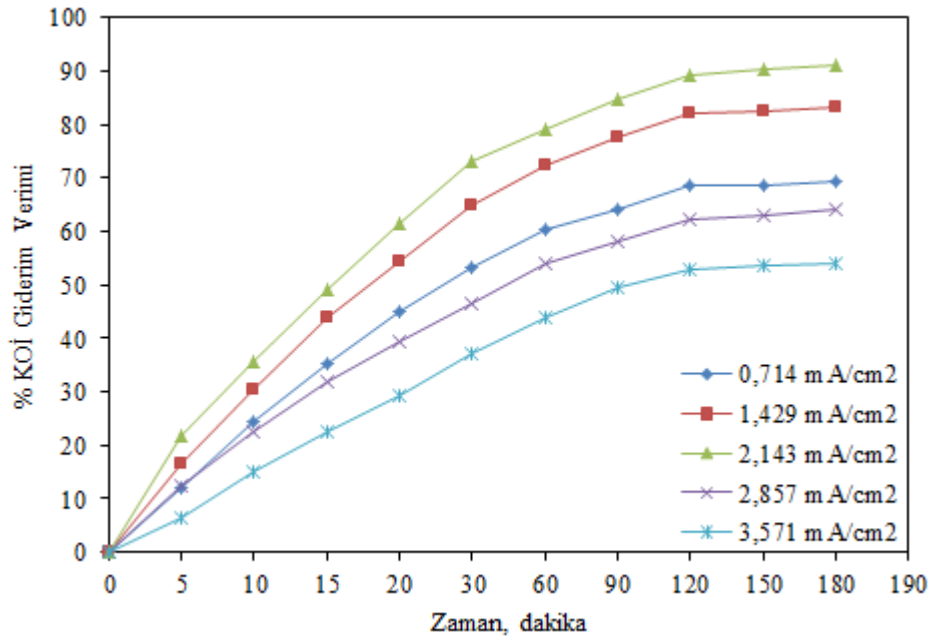
**Çizelge 4.1.** Alüminyum elektrot kullanılarak farklı başlangıç pH değerlerinde yapılan denemelerde elde edilen zamana bağlı pH değişimi verileri

Zaman (dk)	pHi 3	pHi 4	pHi 5	pHi 6	pHi 7
0	3	4	5	6	7
5	3,79	4,56	5,26	6,09	7,09
10	4	4,65	5,41	6,18	7,18
15	4,29	4,72	5,55	6,21	7,23
20	4,42	4,78	5,62	6,26	7,26
30	4,69	4,84	5,79	6,34	7,29
60	5,12	4,97	5,94	6,43	7,32
90	5,16	5,67	6,09	6,51	7,41
120	5,29	6,01	6,22	6,65	7,54
150	5,36	6,23	6,31	6,74	7,63
180	5,69	6,37	6,53	6,89	7,75

#### 4.1.3. Akım yoğunluğunun sistem performansı üzerine etkisi

Birim elektrot alanına düşen akım, akım yoğunluğu olarak tanımlanmaktadır. Bu bölümde akım yoğunluğunun arıtma verimi üzerine etkisi araştırılmıştır. Akım yoğunluğu elektrotlardan ayrılan alüminyum ve demir miktarını, gaz kabarcıklarının büyüklüğünü, oluşum hızını ve flokların gelişimini belirlemektedir (Mollah *et al.* 2004; Chen 2004; Uğurlu vd 2008).

Şeker Fabrikası atıksularının elektrokoagülasyon prosesi ile arıtılmasında akım yoğunluğunun kirlenmelerin giderim verimi üzerindeki etkisi 0,714; 1,429; 2,143; 2,857 ve 3,571 mA/cm<sup>2</sup> akım yoğunluklarında ve en iyi giderimin sağlandığı başlangıç pH'sı 6,0 değerinde incelenmiştir. Denemeler esnasında karıştırma hızı 150 devir/dakika'da sabit tutulmuştur. Şekil 4,7'de pH 6,0 değerinde, 20°C'de 0,714-3,571 mA/cm<sup>2</sup> akım yoğunluğu değerlerinde elde edilen KOİ giderim verimleri grafiksel olarak verilmiştir.



**Şekil 4.7.** Alüminyum elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, pH'i değeri 5,20 ve 150 devir/dakika karıştırma hızında başlangıç akım yoğunluğunun KOİ giderim verimine etkisi

Şekil 4.7 incelendiğinde uygulanan akım yoğunluğu arttıkça ilk dakikalarda giderme



veriminin hızlı bir şekilde arttığı, arıtma süresinin ve enerji tüketiminin kademeli olarak artmasına rağmen giderme verimlerinde bu parametrelerdeki artışa oranla daha düşük bir verimin görüldüğü arıtma periyodu gözlenmektedir. Bu genel bir eğilimdir (İrdemez vd 2006; Yıldız 2003).

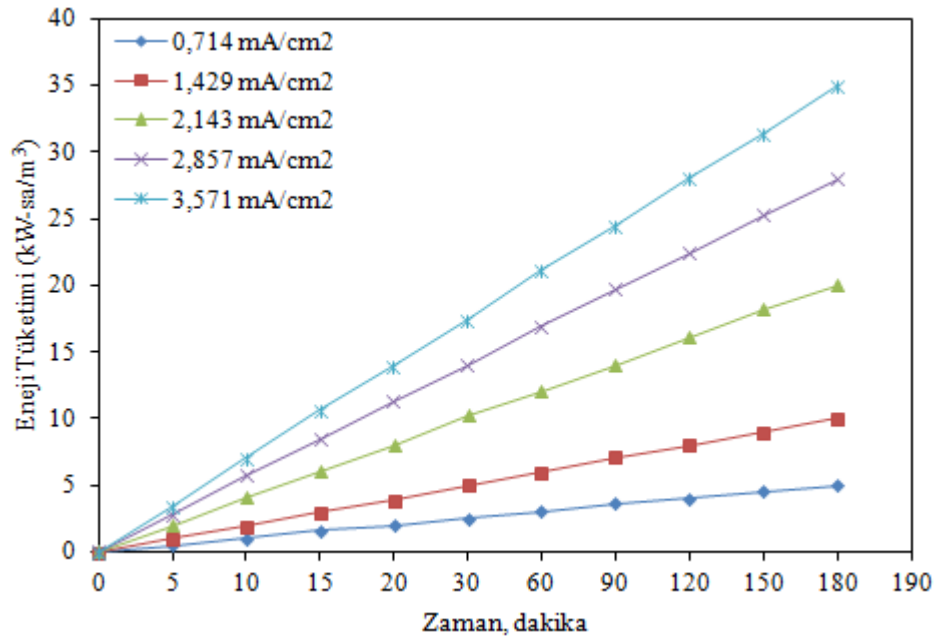
Sisteme uygulanan akım yoğunluğunun artması ile alüminyumun çözünme hızı artmakta ve sabit kirletici miktarı ile daha fazla  $Al(OH)_3$ (katı) reaksiyona girerek ortamdan daha fazla kirletici uzaklaştırılmaktadır. Akım yoğunluğunun artmasıyla kabarcıkların yoğunluğu ve oluşum hızları artmakta ve boyutları küçülmektedir. Bu durum  $H_2$  flotasyonuna neden olmakta bu da kirleticilerin daha hızlı giderilmesini sağlamaktadır (Merzouk *et al.* 2009; Abdelwahab *et al.* 2009). Literatürde bazı araştırmacılar tarafından yapılan çalışmalarda da akım yoğunluğu arttıkça KOİ giderim veriminin arttığı rapor edilmiştir (Chen 2004).

Ancak denemelerin yapıldığı akım yoğunluğunun miktarı artıkça, özellikle 2,857-3,571  $mA/cm^2$  akım yoğunluklarında, giderim veriminde azalma görülmüştür. Bunun nedeni, yüksek akım yoğunluğunun uygulandığı denemelerde reaktörde oluşan çamur miktarının çok fazla olması sebebiyle alüminyumun oluşan aşırı çamur miktarından dolayı yeterince çözünemediğinden kaynaklandığı düşünülmektedir (Ciardelli and Ranieri 2000). Bu sebepten dolayı, yüksek akım şiddetleri ile yapılan denemelerde reaksiyonun ilk dakikalarında hızlı bir giderim verimi elde edilmesine rağmen müteakip dakikalarda giderim verimi düşük seviyelerde kalmaktadır. Şayet yüksek akım yoğunluklarında sistemde oluşan çamur, reaksiyon boyunca ortamdan uzaklaştırılırsa düşük akım yoğunluklarında elde edilen giderim verimlerinin çok daha kısa zamanlarda elde edileceği düşünülmektedir.

Başlangıç pH değeri 6, Karıştırma hızı 150 devir/dakika, 20°C ortam şartlarında akım yoğunluğu arttıkça atıksu pH'sının yükselme hızının da arttığı görülmektedir (Çizelge 4.2). Akım yoğunluğu arttıkça anottaki elektrot malzemesinin çözünmesi artacak ve buna paralel olarak katot bölgesinde suyun hidrolizi sonucu sürekli olarak ortama hidroksil iyonu verilmesinden dolayı reaktör içerisinde pH artışı olacaktır.

**Çizelge 4.2.** Alüminyum elektrot kullanılarak farklı akım yoğunluklarında yapılan denemelerde elde edilen zamana bağlı pH değişimi verileri

Zaman (dk)	0,714 mA/cm <sup>2</sup>	1,429 mA/cm <sup>2</sup>	2,143 mA/cm <sup>2</sup>	2,857 mA/cm <sup>2</sup>	3,571 mA/cm <sup>2</sup>
0	6,00	6,00	6,00	6,00	6,00
5	5,28	5,23	5,17	5,13	5,09
10	5,34	5,36	5,4	5,41	5,35
15	5,46	5,52	5,61	5,67	5,44
20	5,61	5,63	5,89	5,9	5,73
30	5,74	5,74	6,00	6,14	6,04
60	5,9	6,14	6,17	6,4	6,32
90	6,15	6,3	6,38	6,65	6,57
120	6,31	6,44	6,55	6,89	6,85
150	6,49	6,73	6,89	6,21	7,14
180	6,74	6,91	7,21	7,46	7,59



**Şekil 4.8.** Alüminyum elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, pHi değeri 6 ve 150 devir/dakika karıştırma hızında başlangıç akım yoğunluğunun enerji tüketimi üzerine etkisi

Şeker Fabrikası atıksularından kirleticilerin giderimine akım yoğunluğunun etkisinin incelendiği atıksuyun başlangıç pH'sı 6, karıştırma hızı 150 devir/dakika, sıcaklık 20°C olduğu ortam şartlarındaki denemelerden elde edilen veriler yardımıyla, (3.2) eşitliği kullanılarak enerji tüketimi değerleri hesaplanmıştır. Bulunan değerler Şekil 4.8'da grafiksel olarak gösterilmiştir. 180. dakikada 0,714 mA/cm<sup>2</sup> akım yoğunluğunda KOİ giderim verimi %69,21 ve enerji tüketimi 4,5 kw-saat/m<sup>3</sup> iken 2,143 mA/cm<sup>2</sup> akım yoğunluğunda KOİ giderim verimi %91,14 ve enerji tüketimi 19,1 kw-saat/m<sup>3</sup>'dür. Akım yoğunluğu arttıkça sisteme uygulanan potansiyel fark artmakta, potansiyel farkın artması da enerji tüketimini artırmaktadır. Ancak akım yoğunluğu ile potansiyel fark doğrusal olarak artarken enerji tüketimi üssel olarak artmaktadır. Ayrıca Faraday Yasası'na göre akım yoğunluğunun artması elektrot tüketimini de arttırmaktadır.

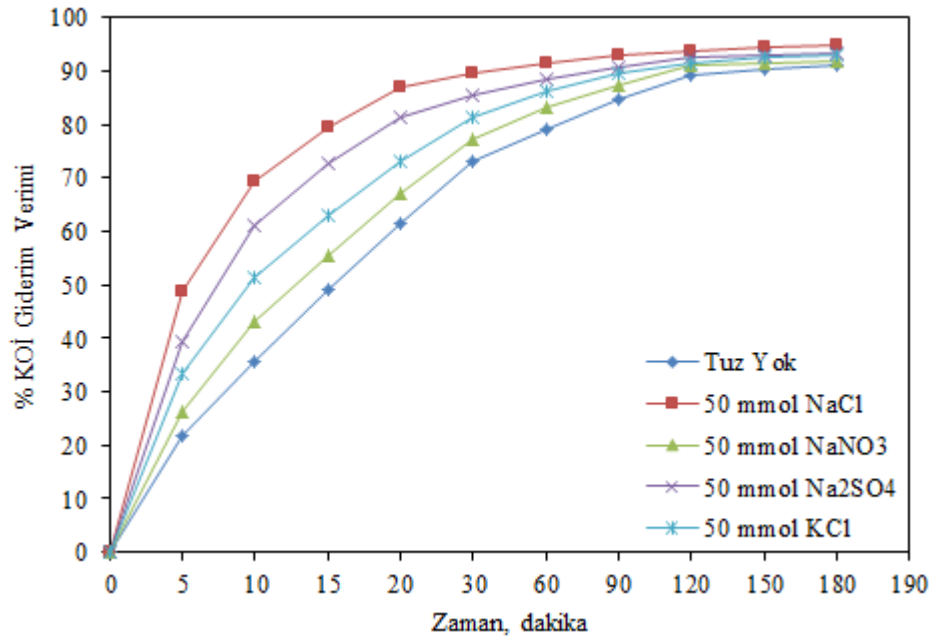
Sonuç olarak akım yoğunluğu arttıkça hem enerji hem de elektrot maliyeti yani toplam maliyet artmış olmakla birlikte giderim veriminde bir noktadan sonra azalma kaydedilmiştir. Bu durum literatürde yapılan çalışmalar tarafından da desteklenmektedir (Kumar *et al.* 2004; İrdemez 2004; Gao *et al.* 2005; Yılmaz vd 2009).

#### **4.1.4. Destek elektrolit türünün ve konsantrasyonunun sistem performansı üzerine etkisi**

Atıksuların arıtımında elektrokimyasal prosesler için atıksuyun iletkenliği önemli bir faktördür. Çünkü elektrokimyasal prosesler elektrot yüzeyinden çözeltilere ve çözeltiler içinde de heterojen iyon transfer reaksiyonlarına dayanmaktadır. İletkenlik elektrokoagülasyon prosesinin voltajını ve enerji tüketimini değiştirir. Atıksu iletkenliği arttıkça elektrokoagülasyon prosesinde elektrotlar arası potansiyel ve enerji tüketimi azalır. Oldukça yüksek iletkenlik, yüksek çözünürlük, düşük klorür maliyeti ve aktif klorun güçlü oksitleme özellikleri sebebiyle elektrokimyasal proseslerde genellikle elektrolit olarak NaCl ilavesi yapılmaktadır (Kim *et al.* 2002). Klorür iyonlarının ortamda bulunan HCO<sub>3</sub><sup>-</sup> ve SO<sub>4</sub><sup>-2</sup> gibi iyonların olumsuz etkilerini önemli ölçüde azalttığı görülmüştür. Karbonat ve sülfat iyonları Ca<sup>2+</sup> ve Mg<sup>2+</sup> iyonlarının çökmesine sebebiyet veren elektrotların yüzeyinde geçirimsiz tabaka oluşturmaktadır (Jüttner *et al.*

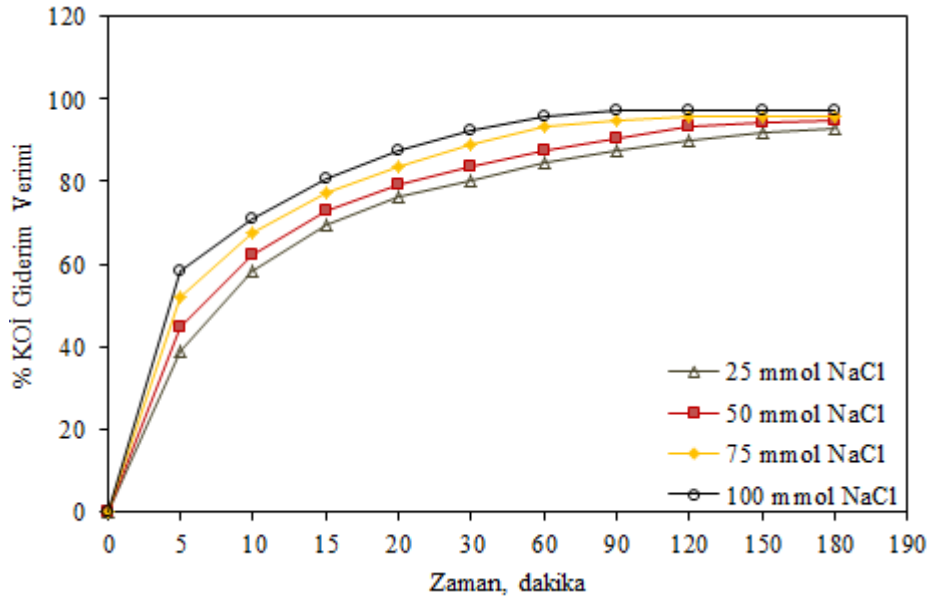
2000). Bu tabaka elektrotlar arası potansiyeli artırmakta ve akım veriminde düşüş gözlenmektedir. Su ortamında elektrokoagülasyon prosesinin etkin bir şekilde sürdürülebilmesi için ortamda bulunan anyonların %20'sinin klorür iyonu olması önerilmektedir. Ayrıca iletkenliği artıran NaCl ilavesi böylelikle güç tüketimini azaltmaktadır (Chen 2004).

Destek elektrolit konsantrasyonunun KOİ giderme verimi üzerine etkisi incelenirken,  $2,143 \text{ mA/cm}^2$  akım yoğunluğunda, 150 devir/dakika karıştırma hızında, sıcaklık  $20^\circ\text{C}$  ve başlangıç atıksu pH 6'da bir dizi deneme yapılmış ve denemeler boyunca 50 mmol konsantrasyonunda NaCl,  $\text{NaNO}_3$ ,  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  ve KCl kullanılmıştır. Bu deneylerde de anlaşıldığı üzere en yüksek KOİ giderim verimine 50 mmol NaCl kullanıldığında ulaşılmıştır. Elde edilen veriler Şekil 4.9'da grafiksel olarak gösterilmiştir. Bu sonuçtan yola çıkarak aynı şartlar altında 25, 50, 75 ve 100 mmol NaCl kullanarak bir dizi deney daha yapılmıştır Elde edilen veriler Şekil 4.10'da grafiksel olarak gösterilmiştir.



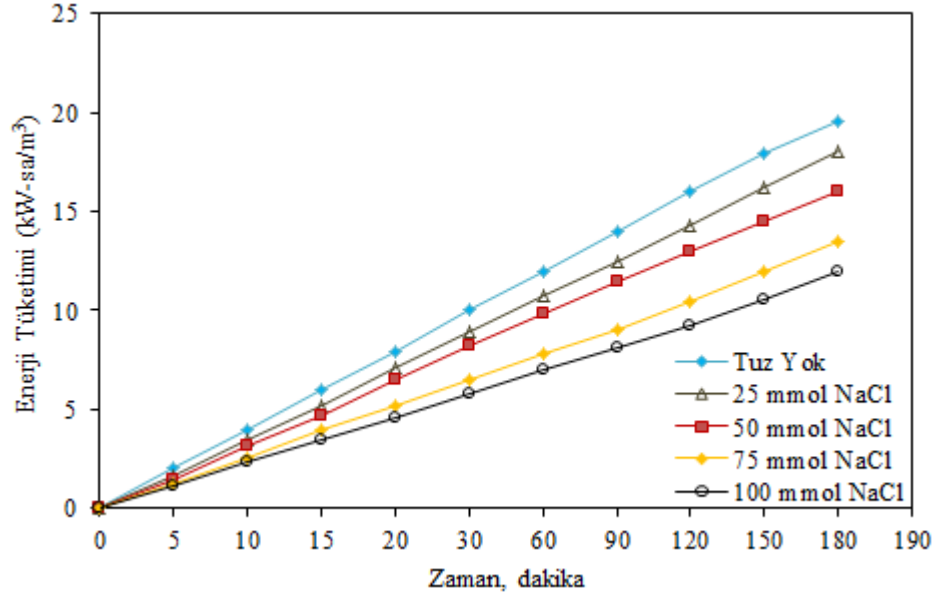
**Şekil 4.9.** Alüminyum elektrot kullanılan denemelerde,  $20^\circ\text{C}$  sıcaklıkta, akım yoğunluğu  $2,143 \text{ mA/cm}^2$ , 150 devir/dakika karıştırma hızında ve pH 6'da destek elektrolit türünün KOİ giderme verimi üzerine etkisi

Şekil 4.10 incelendiğinde, Şeker Fabrikası atıksularında destek elektrolit konsantrasyonunun KOİ giderim verimlerine etkisinin düşük olduğu görülmektedir. Bu tür sistemlerde destek elektrolit, çözelti iletkenliğinin artmasını sağlayarak sistemde daha fazla yumaklaştırıcı oluşturmak için kullanılır. Dolayısı ile spesifik iletkenliği düşük olan atıksular için destek elektrolit kullanımı genellikle giderim verimini artırıcı bir etki göstermemektedir.



**Şekil 4.10.** Alüminyum elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 2,143 mA/cm<sup>2</sup>, 150 devir/dakika karıştırma hızında ve pHi değeri 6'da destek elektrolit konsantrasyonunun KOİ giderme verimi üzerine etkisi

Destek elektrolit konsantrasyonunun KOİ giderim verimine etkisinin incelendiği denemelerden elde edilen veriler yardımıyla, (3.2) eşitliği kullanılarak enerji tüketimi değerleri hesaplanmıştır. Değişik destek elektrolit konsantrasyonları için sistemin enerji tüketiminin zamana göre değişimi Şekil 4.11'da grafiksel olarak gösterilmiştir. Şekil 4.11 incelendiğinde destek elektrolit konsantrasyonunun artırılmasının enerji tüketimini azalttığı kanısına varılmaktadır. Bunun sebebi; sisteme ilave edilen destek elektrolit miktarının atıksuyun iletkenliğinin artırmasıdır. Bu durum da sistemden aynı akımın geçmesi için gerekli olan potansiyelin düşmesine neden olmaktadır. Bu da sistemin enerji sarfiyatını düşürmektedir.



**Şekil 4.11.** Alüminyum elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 2,143 mA/cm<sup>2</sup>, 150 devir/dakika karıştırma hızında ve pH<sub>i</sub> değeri 6'da destek elektrolit konsantrasyonunun enerji tüketimi üzerine etkisi

## 4.2. Demir Elektrot İle Gerçekleştirilen Denemeler

### 4.2.1. Karıştırma hızının sistem performansı üzerindeki etkisi

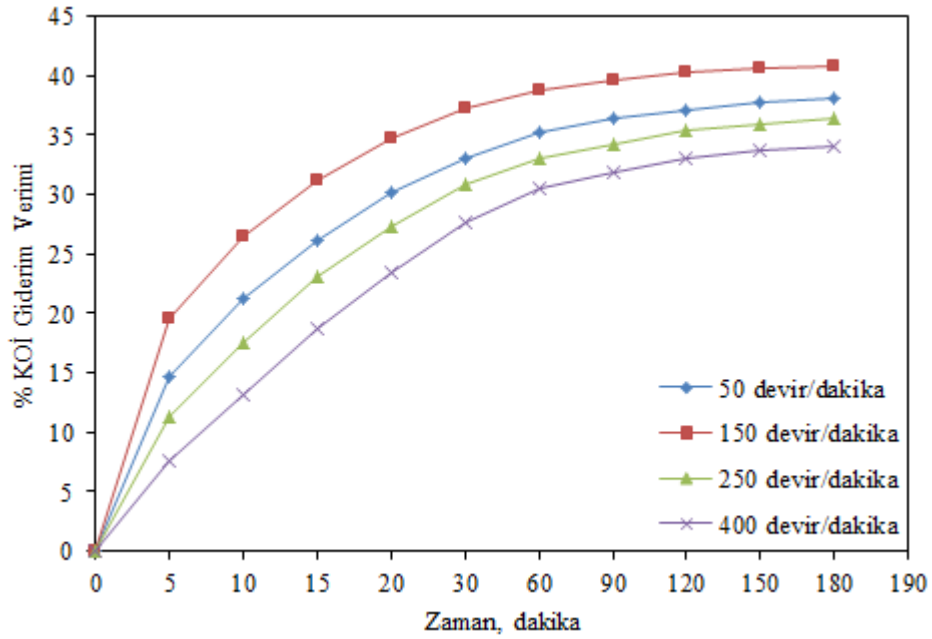
Karıştırma hızının KOİ giderim verimi üzerine etkisini incelemek üzere 50, 150, 250 ve 400 devir/dakika karıştırma hızlarında bir dizi deneme yapılmıştır. Denemeler atıksuyun kendi doğal pH değeri olan 5,20 değerinde ve 1,429 mA/cm<sup>2</sup> akım yoğunluğunda gerçekleştirilmiştir. Denemeler süresince sıcaklık 20°C'de sabit tutulmuştur. Elde edilen veriler Şekil 4.12'de grafiksel olarak verilmiştir.

Karıştırma hızı parametresinin temel işlevi elektrotların çözünmesi sayesinde oluşan yumaklaştırıcının makul bir şekilde reaktöre dağılımının sağlanmasıdır. Zira etkin dağılımın sağlanamaması reaktör içerisinde homojen olmamasına ve bölgesel farklılıklar oluşmasına sebep olmaktadır.

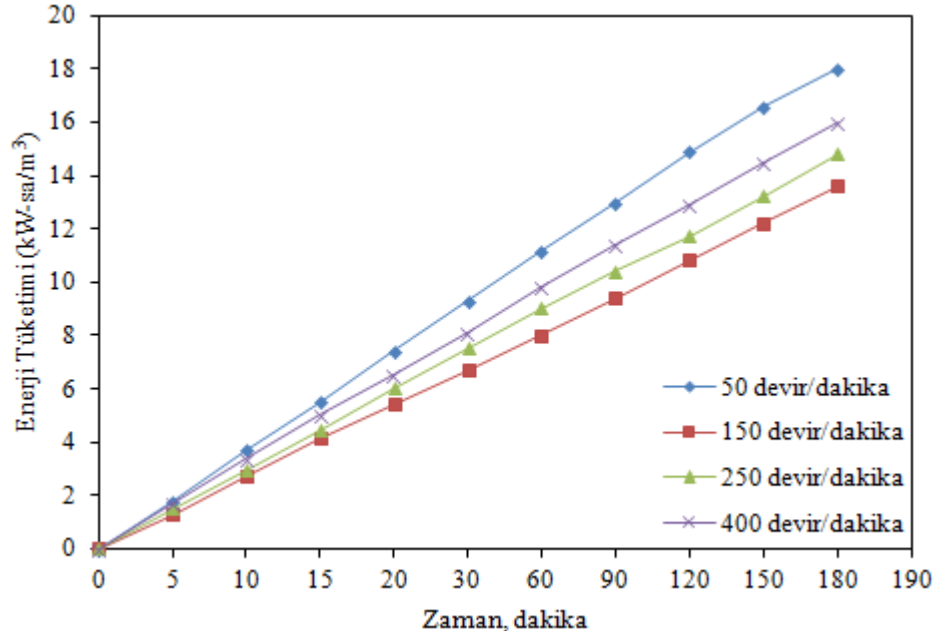
Şekil 4.12 incelendiğinde en yüksek KOİ giderim veriminin 150 devir/dakika'lık

karıştırma hızında yapılan denemelerde elde edildiği görülmektedir. Bu denemede 180 dakika sonunda elde edilen KOİ giderim verimi %40.88 gerçekleşmiştir.

Yukarıda bahsedilen temel işlevin dışında karıştırma sistem içerisinde sıcaklık ve pH gibi sistem değişkenlerinin homojenize olmasını da sağlar. 50 devir/dakika karıştırma hızında KOİ giderim veriminin azalmasının sebebi, elektrokimyasal olarak çözünen demirin homojenize olamaması ve kirletici ile reaksiyona girmeden reaktör tabanında birikmesinden kaynaklandığı düşünülmektedir. Optimum karıştırma hızı olarak belirlenen 150 devir/dakika karıştırma hızından büyük değerlerde KOİ giderim veriminin belirgin bir şekilde azalmasının nedeninin ise, çözünen demirin homojen dağılımının sağlanmasına rağmen artan karıştırma hızlarından dolayı flok oluşturma eğiliminin azalması ve oluşacak flokların kesme kuvvetlerinin etkisinden dolayı tekrar parçalanması olduğu düşünülmektedir.



**Şekil 4.12.** Demir elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 1,429 mA/cm<sup>2</sup> ve pH'i değeri 5,20'de karıştırma hızının KOİ giderim verimine etkisi



**Şekil 4.13.** Demir elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 1,429 mA/cm<sup>2</sup> ve pHi değeri 5,20'de karıştırma hızının hızının enerji tüketimi üzerine etkisi

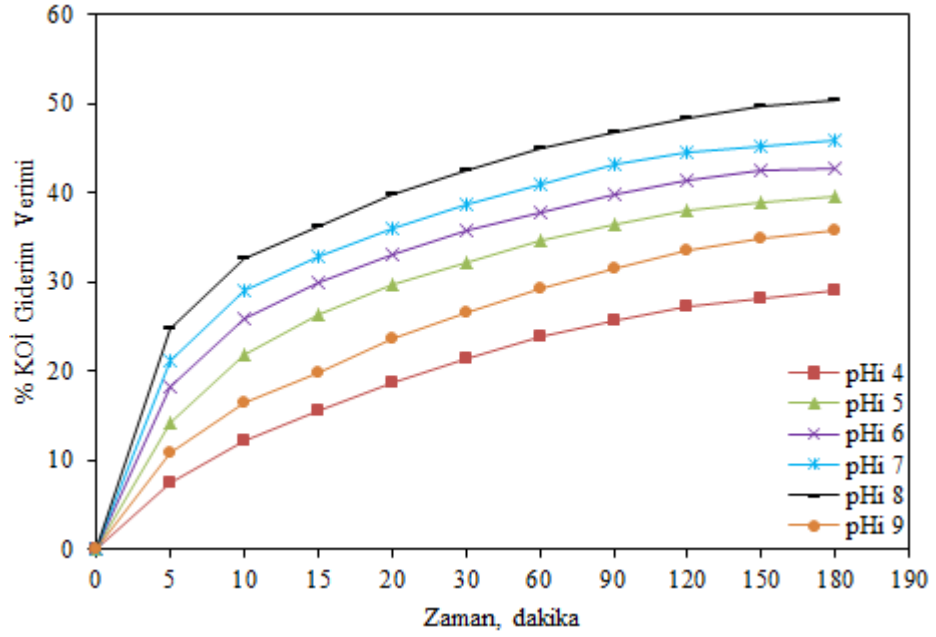
Şekil 4.13'de enerji tüketiminin zamanın fonksiyonu olarak karıştırma hızı ile değişimi verilmiştir. Şekil 4.13 incelendiğinde optimum karıştırma hızındaki enerji tüketim değerlerinin diğer karıştırma hızlarındaki enerji tüketim değerlerine oranla daha düşük olduğu görülmektedir. 150 devir/dakikalık karıştırma hızında enerji tüketimi 14,72 kw-saat/m<sup>3</sup> iken 50 devir/dakikada 17,72 kw-saat/m<sup>3</sup>, 250 devir/dakikada 15,47 kw-saat/m<sup>3</sup> ve 400 devir/dakikada 15,94 kw-saat/m<sup>3</sup>'dür. Düşük karıştırma hızında çözünen demirin homojen olarak dağılamaması, yüksek karıştırma hızlarında ise sistem içerisindeki elektron akışının olumsuz yönde etkilenmesi ilave dirençlerin oluşmasına neden olmuş ve bu durumda enerji tüketim değerlerinin artmasına sebebiyet vermiştir.

#### 4.2.2. Atıksu başlangıç pH'sının sistem değişkenleri üzerine etkisi

Demir elektrotlar kullanılarak elektrokoagülasyon prosesi ile Şeker Fabrikası atıksularının arıtımında başlangıç atıksu pH'sının KOİ giderim verimi üzerine etkisi 4-9 arasında değişen başlangıç pH değerlerinde incelenmiştir. 180 dakika boyunca pH değerlerine müdahale edilmeden denemeler yapılmıştır. Denemeler süresince akım



doğru akım güç kaynağı kullanılarak  $1,429 \text{ mA/cm}^2$  sabit akım yoğunluğunda gerçekleştirilmiştir. Karıştırma hızı 150 devir/dakikada, sıcaklık  $20^\circ\text{C}$ 'dir. KOİ giderim verimleri için elde edilen sonuçlar Şekil 4.14'de grafiksel olarak gösterilmiştir.



**Şekil 4.14.** Demir elektrot kullanılan denemelerde,  $20^\circ\text{C}$  sıcaklıkta, akım yoğunluğu  $1,429 \text{ mA/cm}^2$  ve 150 devir/dakika karıştırma hızında başlangıç pH değerinin KOİ giderim verimine etkisi

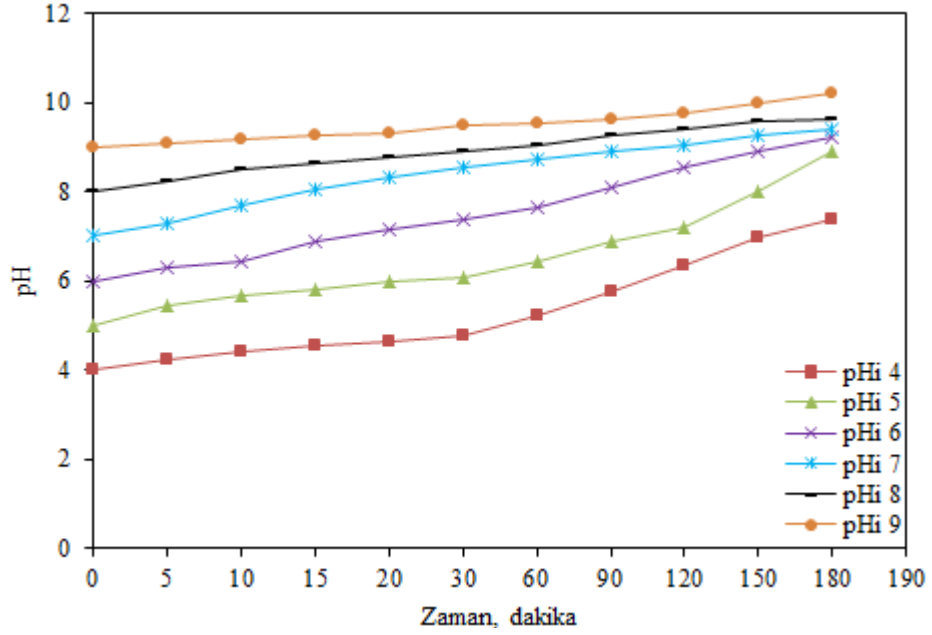
Şekil 4.14 incelendiğinde en yüksek KOİ giderim verimlerinin başlangıç atıksu pH'sının 4-8 aralığında elde edildiği görülmektedir. Demir elektrotlar ile yapılan denemelerde 4-9 arasında değişen başlangıç pH değerlerinde 180 dakikalık denemeler sonunda elde edilen KOİ giderim verimleri sırasıyla %28,93; %39,62; %42,77; %45,91; %50,31 ve %35,85'dir.

Şekil 4.14 ve izelge 4.3 birlikte incelendiğinde ortam pH'sının 8'in üzerine çıktığı başlangıç pH değerinde KOİ giderim veriminin de azaldığı görülmektedir. Bu nedenle bu tip bir sistem tasarımında sistemin pH değerinin 8'in üzerinde çalıştırılmasının verime olumsuz yönde etkisinin olduğu dikkate alınmalı ve başlangıç pH'sı düşük tutulmalıdır.

Elektrokoagülasyon prosesinde sıkça kullanılan demir elektrotların sulu ortamda oluşturacağı demir kompleksleri arıtım açısından çok önemlidir. Elektrokoagülasyon esnasında elektrotlardan çözünen  $Fe^{+2}$  ve  $Fe^{+3}$  iyonları sudaki hidroksil iyonları ile birleşerek ortamın pH değerlerine göre çok az çözünen  $Fe(OH)_2$  ve  $Fe(OH)_3$  gibi metal hidroksitler oluşturmaktadır.

**Çizelge 4.3.** Demir elektrot kullanılarak farklı başlangıç pH değerlerinde yapılan denemelerde elde edilen zamana bağlı pH değişimi verileri

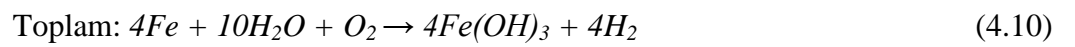
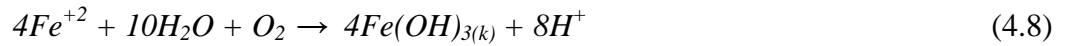
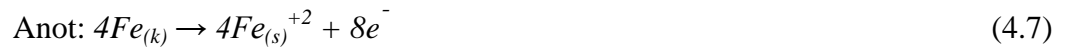
Zaman (dk)	pHi 4	pHi 5	pHi 6	pHi 7	pHi 8	pHi 9
0	4	5	6	7	8	9
5	4,24	5,43	6,28	7,29	8,23	9,09
10	4,41	5,67	6,41	7,69	8,49	9,19
15	4,53	5,81	6,89	8,05	8,63	9,25
20	4,65	5,96	7,14	8,33	8,76	9,33
30	4,76	6,09	7,37	8,55	8,89	9,47
60	4,84	6,43	7,63	8,73	9,03	9,54
90	5,74	6,86	8,11	8,91	9,27	9,62
120	6,35	7,21	8,53	9,03	9,42	9,78
150	7,21	8,01	8,89	9,28	9,57	9,99
180	7,38	8,89	9,21	9,4	9,63	10,23



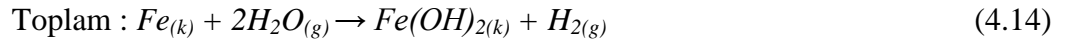
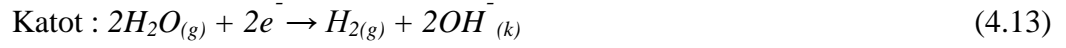
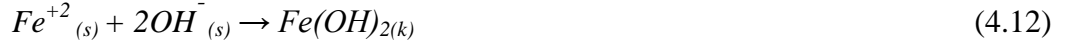
Şekil 4.15. Demir elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 1,429 mA/cm<sup>2</sup> ve 150 devir/dakika karıştırma hızında başlangıç pH'sının zamanın fonksiyonu olarak değişimi

Demir elektrotlar kullanılarak elektrokoagülasyon prosesi ile arıtım gerçekleştiğinde farklı pH değerlerinde metal hidroksitlerin oluşumu aşağıdaki mekanizmalardaki reaksiyonlara göre oluşmaktadır (Mollah *et al.* 2004; Chen 2004).

- Mekanizma 1



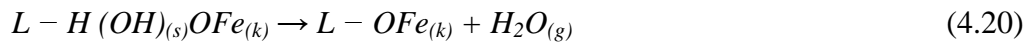
Mekanizma 2



- Oksidasyon

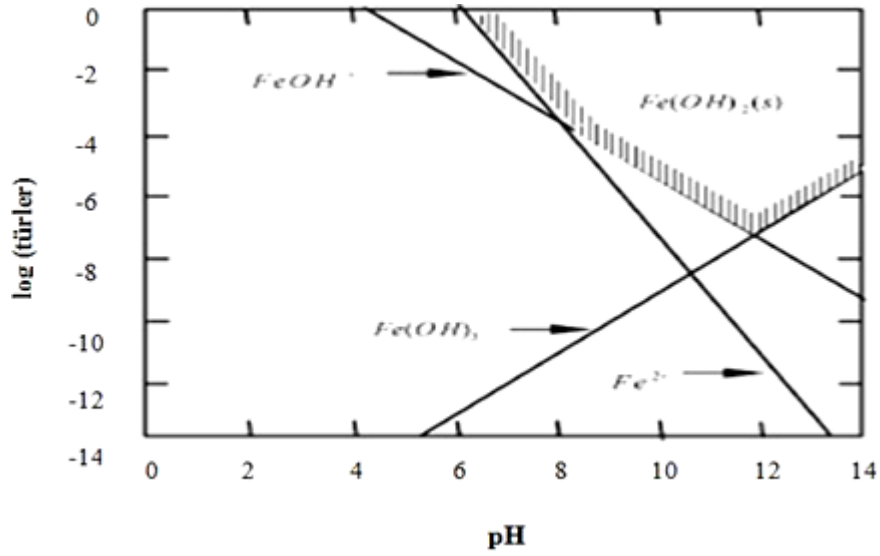


$Fe(OH)_{n(kat)}$  elektrostatik kompleksleşme ve takip eden koagülasyon yoluyla atıksudan kirleticileri ayıran jelatinimsi bir süspansiyon olarak sucul ortamda kalır. Yüzey kompleksleşme durumunda kirletici  $Fe(OH)_{n(k)}$ 'e kimyasal olarak bağlanan bir ligand gibi davranır (Chen 2004).

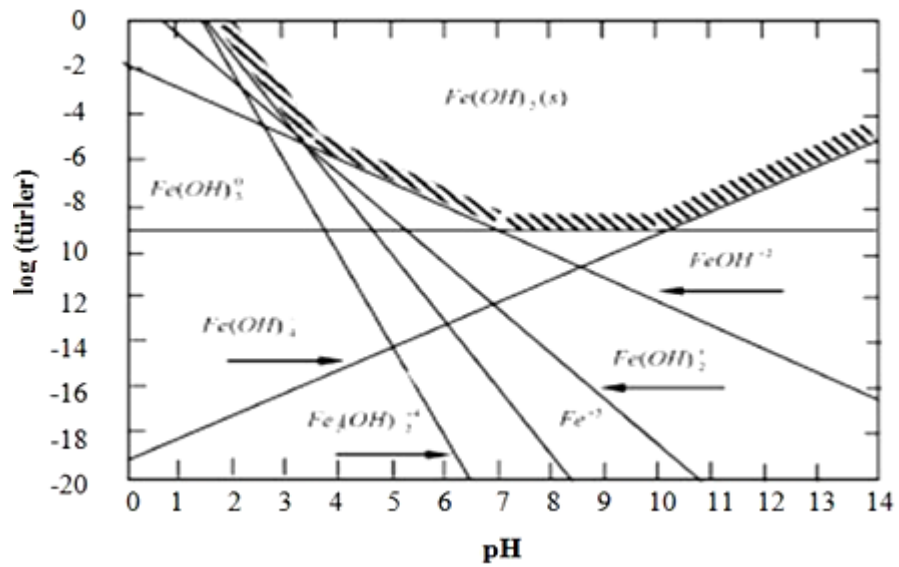


Şekil 4.16'de Fe(II)'nin ve Şekil 4.17'de Fe(III)'ün ortamın pH'sına bağlı olarak aktivite diyagramları (Gao *et al.* 2005) verilmiştir. Şekiller incelendiğinde  $Fe(OH)_3$ 'in

çözünürlüğünün bütün pH'larda sabit ve  $10^{-9}$  mertebesinde olduğu,  $\text{Fe}(\text{OH})_2$ 'in ise pH 6 değerinden sonra çözünürlüğünün azalmaya başladığı görülmektedir. Demir iyonları ortamda pH'ya bağlı olarak monomerik iyonlar, polimerik türler ve hidroksil iyonları ile demir hidroksit kompleksleri şeklinde bulunurlar. Bunlar;  $\text{Fe}(\text{OH})^{-4}$ ,  $\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_5\text{OH}^{+2}$ ,  $\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_4(\text{OH})^{+2}$ ,  $\text{Fe}_2(\text{H}_2\text{O})_8(\text{OH})_2^{+4}$ ,  $\text{Fe}_2(\text{H}_2\text{O})_6(\text{OH})_4^{+2}$  ve  $\text{Fe}_2(\text{H}_2\text{O})_6^{+3}$ 'dür.



Şekil 4.16. Fe(II)'nin ortamın pH'sına bağlı olarak aktivite diyagramı



Şekil 4.17. Fe(III)'ün ortamın pH'sına bağlı olarak aktivite diyagramı

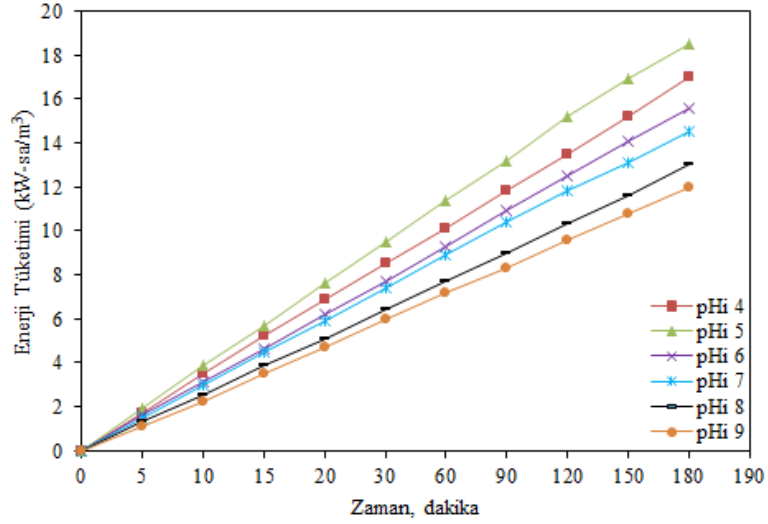
Elektrokoagülasyon proseslerinde kirleticilerin yük dengesinin bozunma mekanizması yukarıda bahsedilen demir komplekslerinin meydana gelişi ile oluşur. Yük dengesi bozulan kirleticiler demir hidroksit türleri ile çökelti meydana getirerek ortamdan ayrılırlar (Mollah *et al.* 2001).

Sistemin performansı Şekil 4.16 ve 4.17'daki Fe(II) ve Fe(III)'ün aktivite diyagramları dikkate alınarak tekrar incelendiğinde en yüksek giderim verimlerinin ortam pH'sının Fe(OH)<sub>2</sub>'in yüksek miktarda bulunduğu ve çözünürlüğünün en düşük olduğu başlangıç pH değerlerinde elde edildiği görülmektedir. Başlangıç pH değeri 4 olduğunda katotta üretilen hidroksil iyonları, H<sup>+</sup> iyonları ile nötralize olduğundan ve bu durum demir hidroksit komplekslerinin oluşumunu sınırladığından bu pH değerinde en düşük KOİ giderim verimleri elde edilmiştir. Başlangıç pH değerleri 9 olduğunda ise sistem pH'sı 10'un üzerine çıktığından ve bu pH'larda da Fe(OH)<sub>2</sub>'in çözünürlüğü yüksek olduğundan giderim verimi düşmüştür.

KOİ giderim verimi için en yüksek verimin elde edildiği pH, sistemin uygulanabilirliği açısından önemlidir. Optimum pH'ın aynı zamanda en düşük enerji sarfiyatına da sahip olması işletme maliyeti açısından önemlidir. Bu nedenle optimum pH değerinin belirlenmesinde gerçekleştirilen bütün denemelerde sisteme bağlı dijital güç kaynağı ve ampermetre yardımı ile sabit akım yoğunluğu altında sistemde oluşan potansiyel farklar ölçülmüş ve bu veriler ışığında (3.2) eşitliği kullanılarak elde edilen enerji tüketim eğrileri grafiksel olarak belirlenmiştir.

Şekil 4.18'da sistemin enerji tüketiminin pH'ya göre değişimi zamanın fonksiyonu olarak verilmiştir. Şekil 4.18 incelendiğinde sistemden aynı akımın geçmesine rağmen çözeltilerin başlangıç pH değerinin 4 ve 9'a ayarlanarak gerçekleştirilen denemelerde enerji tüketimi değerleri düşük çıkmıştır. Ham atıksuyun kendi pH değeri yaklaşık 5,2 olduğu için düşük pH değerlerindeki çalışmalarda atıksuyun pH'sı derişik nitrik asit (HNO<sub>3</sub>) ve sodyum hidroksit (NaOH) ile ayarlanmıştır. Atıksuya derişik HNO<sub>3</sub> ve NaOH ilavesi atıksuyun iletkenliklerini yükseltmiş ve iletkenliğin artması sabit akım yoğunluğu ile gerçekleştirilen denemelerde potansiyel farkı düşürmüştür. Azalan pH ile

düşük değerlerde seyreden potansiyel fark doğal olarak enerji tüketimi eğrilerine yansımakta ve atıksuyun başlangıç pH değerinin 4 ve 9'a ayarlanarak gerçekleştirilen denemelerde enerji tüketimlerinin çok düşük olmasına sebep olmaktadır



**Şekil 4.18.** Demir elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 1,429 mA/cm<sup>2</sup> ve 150 devir/dakika karıştırma hızında başlangıç pH değerinin enerji tüketimi üzerine etkisi

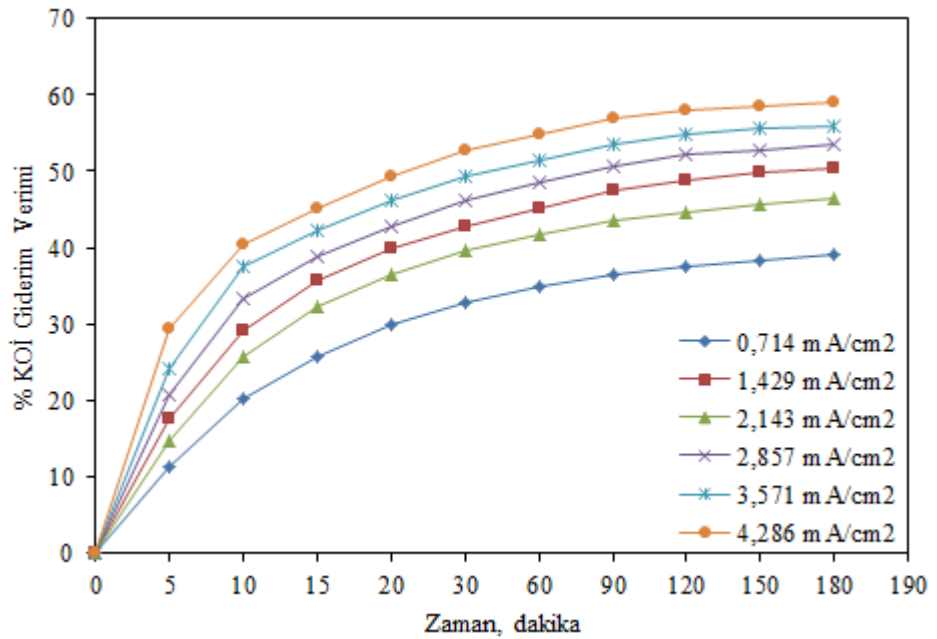
#### 4.2.3. Akım yoğunluğunun sistem performansı üzerindeki etkisi

Akım yoğunluğu elektrokoagülasyon prosesinde elektrotlardan ayrılan alüminyum ve demir miktarını, gaz kabarcıklarının oluşum hızını, büyüklüğünü ve flokların gelişimini belirlemektedir (Mollah *et al.* 2004; Chen 2004; Uğurlu vd 2008). Bu sebeple kirleticilerin giderim verimini etkileyen önemli parametrelerden biridir. KOİ giderim verimi üzerinde akım yoğunluğunun etkisi 0,714-4,286 mA/cm<sup>2</sup> arası değişen akım yoğunluklarında incelenmiştir. Denemeler esnasında karıştırma hızı 150 devir/dakika'da sabit tutulmuştur. Şekil 4,19'da pH 8 değerinde 0,714-4,286 mA/cm<sup>2</sup> akım yoğunluğu değerlerinde elde edilen KOİ giderim verimi grafiksel olarak verilmiştir.

Şekil 4.19'da akım yoğunluğunun KOİ giderimi üzerinde olumlu etkisinin olduğu görülmektedir. Akım yoğunluğu arttıkça kirletici giderim verimleri artmakta ve dengeye

gelme süreleri kısalmaktadır. 180 dakika deney süresi sonunda KOİ giderme verimi en yüksek giderim veriminin ulaşıldığı akım yoğunluğu  $4,286 \text{ mA/cm}^2$  olmak üzere sırasıyla, %59,12, %55,98, %53,46, %46,54, %50,31 ve %39 olarak gerçekleşmiştir.

Sisteme uygulanan akım yoğunluğunun artması ile elektrokimyasal olarak demirin çözünme hızı artmakta, bununla beraber daha fazla yumaklaştırıcı ortamda bulunmaktadır. Sabit kirletici miktarı ile daha fazla  $\text{Fe(OH)}_2$  ve  $\text{Fe(OH)}_3$  reaksiyona girerek ortamdan daha çok kirletici uzaklaştırılmaktadır. Akım yoğunluğunun artmasıyla KOİ giderim verimlerinin artması literatür ile de desteklenmektedir (Kumar *et al.* 2004).



**Şekil 4.19.** Demir elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, pHi değeri 8 ve 150 devir/dakika karıştırma hızında başlangıç akım yoğunluğunun KOİ giderim verimine etkisi

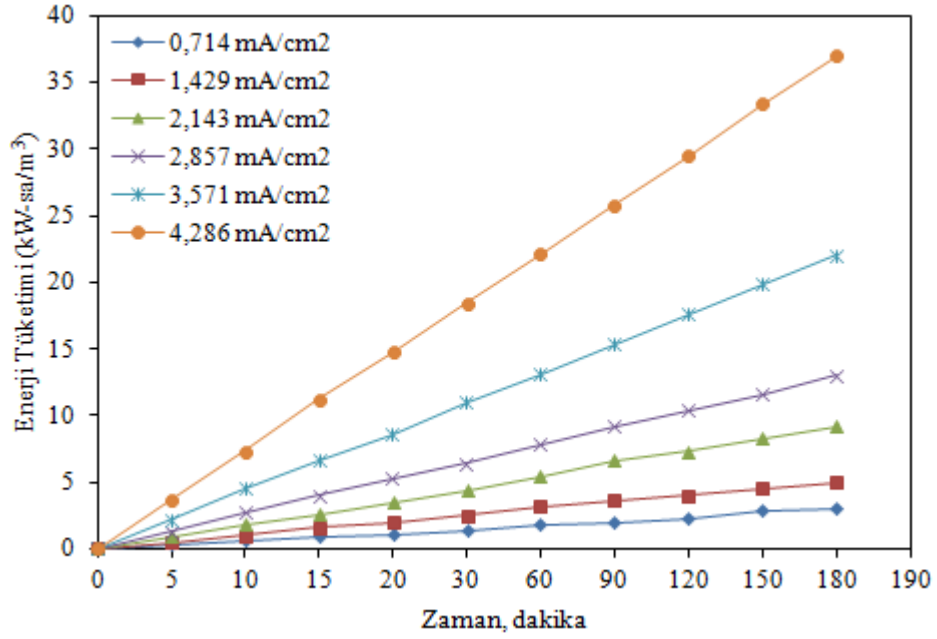


**Çizelge 4.4.** Demir elektrot kullanılarak farklı akım yoğunluklarında yapılan denemelerde elde edilen zamana bağlı pH değişimi verileri

Zaman (dk)	0,714 mA/cm <sup>2</sup>	1,429 mA/cm <sup>2</sup>	2,143 mA/cm <sup>2</sup>	2,857 mA/cm <sup>2</sup>	3,571 mA/cm <sup>2</sup>	4,286 mA/cm <sup>2</sup>
0	8,00	8,00	8,00	8,00	8,00	8,00
5	8,09	8,16	8,20	8,24	8,28	8,30
10	8,17	8,30	8,36	8,49	8,51	8,56
15	8,35	8,41	8,50	8,67	8,72	8,77
20	8,47	8,56	8,69	8,81	9,04	9,10
30	8,56	8,92	8,99	9,09	9,23	9,30
60	8,67	9,01	9,10	9,31	9,46	9,67
90	8,79	9,13	9,27	9,58	9,63	9,86
120	8,85	9,26	9,38	9,71	9,89	10,06
150	8,98	9,36	9,54	9,84	10,01	10,32
180	9,03	9,43	9,73	10,01	10,17	10,53

Akım yoğunluğunun sistem performansı üzerine etkisinin incelendiği denemelerden elde edilen veriler yardımıyla, (3.2) eşitliği kullanılarak enerji tüketimi değerleri hesaplanmıştır. Bulunan değerler Şekil 4.20’de grafiksel olarak gösterilmiştir.

Akım yoğunluğundaki artış sisteme uygulanan potansiyel farkı artırmakta, potansiyel farkın artması da enerji tüketiminde artışa neden olmaktadır. Ayrıca Faraday Yasası’na göre akım yoğunluğunun artması elektrot tüketimini de arttırmaktadır (Kumar *et al.* 2004; Gao *et al.* 2005; Yılmaz vd 2008).

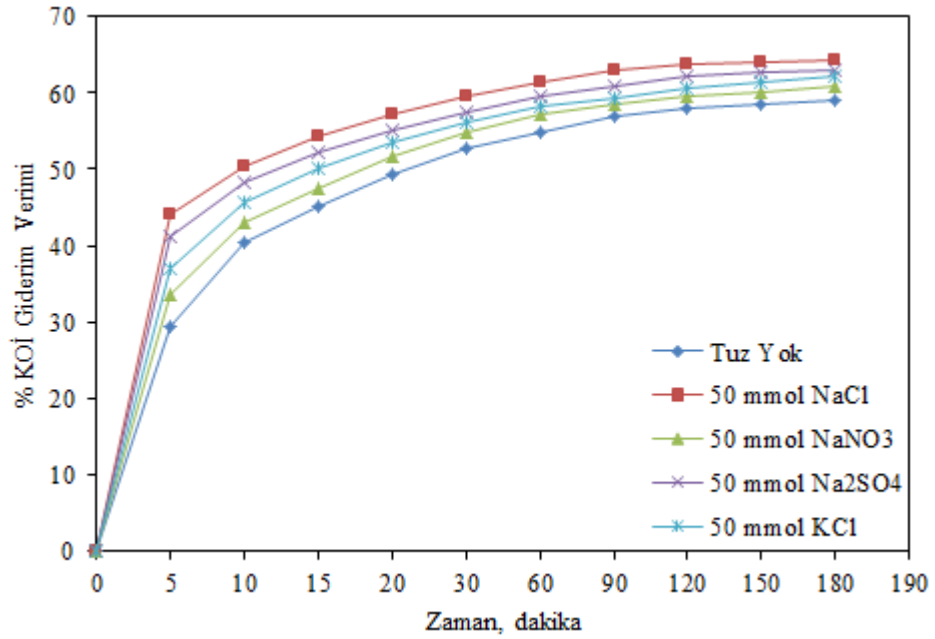


Şekil 4.20. Demir elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, pHi değeri 8 ve 150 devir/dakika karıştırma hızında başlangıç akım yoğunluğunun enerji tüketimi üzerine etkisi

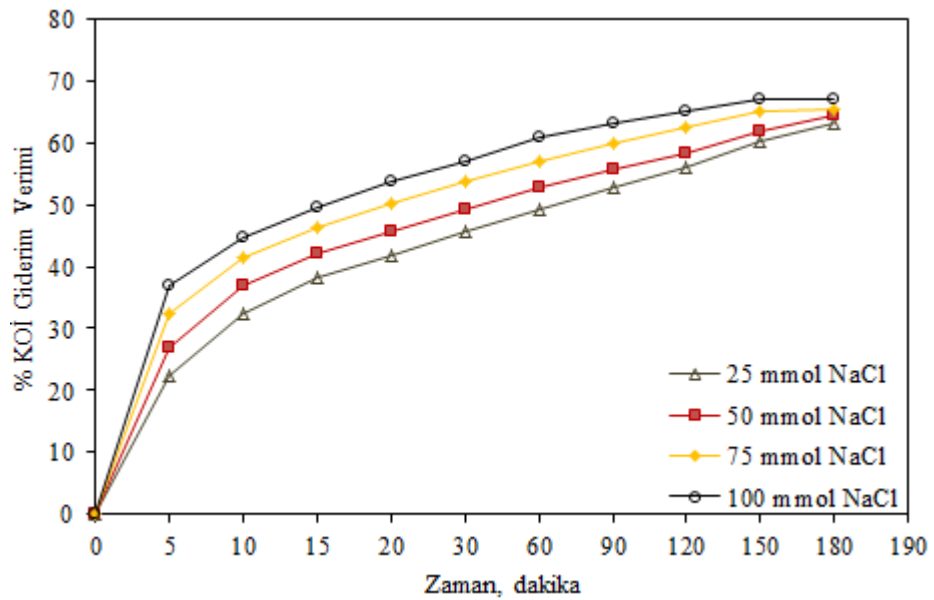
#### 4.2.4. Destek elektrolit türünün ve konsantrasyonunun ve sistem performansı üzerine etkisi

Destek elektrolit konsantrasyonunun KOİ giderme verimi üzerine etkisini araştırmak amacı ile atıksu başlangıç pH değeri 8 de, 4,286 mA/cm<sup>2</sup> akım yoğunluğu altında ve 150 devir/dakika karıştırma hızında 50 mmol NaCl, NaNO<sub>3</sub>, Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> ve KCl, kullanılarak bir dizi deneme gerçekleştirilmiştir. Bu deneyler sonucunda en yüksek KOİ giderim verimine 50 mmol NaCl ilavesinde ulaşılmıştır. Elde edilen veriler Şekil 4.21’de grafiksel olarak gösterilmiştir.

Bu deneylere müteakiben aynı şartlar altında atıksuya 25, 50, 75 ve 100 mmol NaCl ilave edilerek denemeler yapılmıştır. Elde edilen veriler Şekil 4.22’de grafiksel olarak gösterilmiştir.



**Şekil 4.21.** Demir elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 4,286 mA/cm<sup>2</sup>, 150 devir/dakika karıştırma hızında ve pHi değeri 8'de destek elektrolit türünün KOİ giderme verimi üzerine etkisi



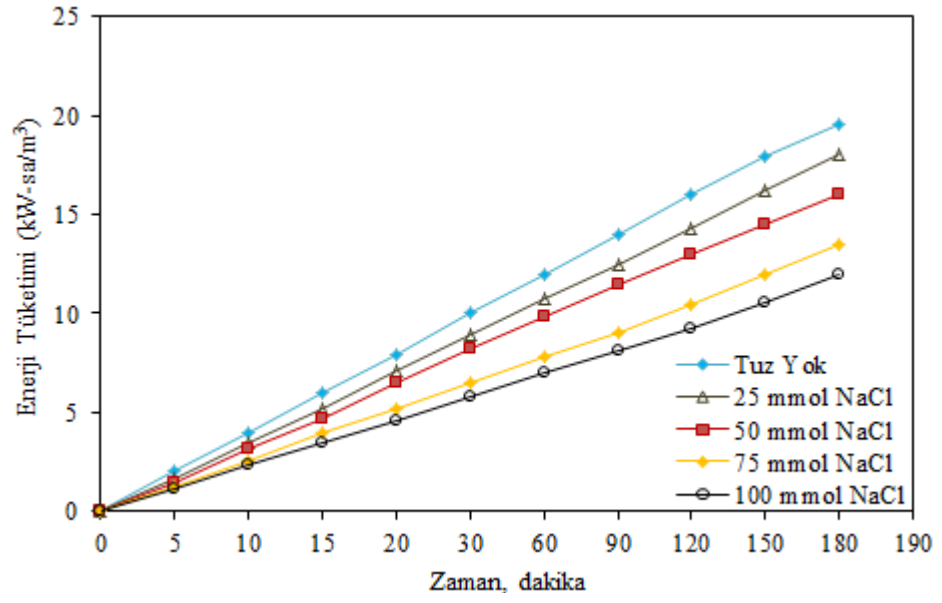
**Şekil 4.22.** Demir elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 4,286 mA/cm<sup>2</sup>, 150 devir/dakika karıştırma hızında ve pHi değeri 8'de destek elektrolit konsantrasyonunun KOİ giderme verimi üzerine etkisi

Şekil 4.22 incelendiğinde, yüksek elektriksel iletkenliğe sahip Şeker Fabrikası

atıksularında destek elektrolit konsantrasyonunun KOİ giderim verimlerine etkisinin çok düşük değerlerde artış gösterdiği görülmektedir.

Esasen bu tür sistemlerde destek elektrolit, çözelti iletkenliğinin artmasını sağlayarak sistem içerisinde daha fazla yumaklaştırıcı oluşturmak için kullanılır. Dolayısı ile spesifik iletkenliği düşük olan atıksular için destek elektrolit kullanımı genellikle KOİ giderim verimini artırıcı bir etki göstermektedir.

Destek elektrolit konsantrasyonunun KOİ giderim verimine etkisinin incelendiği denemelerden elde edilen veriler yardımıyla, (3.2) eşitliği kullanılarak enerji tüketimi değerleri hesaplanmıştır. Değişik destek elektrolit konsantrasyonları için sistemin enerji tüketiminin zamana göre değişimi Şekil 4.23’de grafiksel olarak gösterilmiştir. Şekil 4.23 incelendiğinde destek elektrolit konsantrasyonunun artırılmasının enerji tüketimini azalttığı kanısına varılmaktadır. Bunun sebebi; sisteme ilave edilen destek elektrolit miktarının atıksuyun iletkenliğinin artırmasıdır. Bu durum da sistemden aynı akımın geçmesi için gerekli olan potansiyelin düşmesine neden olmaktadır. Bu da sistemin enerji sarfiyatını düşürmektedir.



**Şekil 4.23.** Demir elektrot kullanılan denemelerde, 20°C sıcaklıkta, akım yoğunluğu 4,286 mA/cm<sup>2</sup>, 150 devir/dakika karıştırma hızında ve pHi değeri 8'de destek elektrolit konsantrasyonunun enerji tüketimi üzerine etkisi

## 5. SONUÇ ve ÖNERİLER

Bu çalışmada, Şeker Fabrikası atıksularının elektrokoagülasyon yöntemi ile arıtılabilirliği incelenmiş ve sistem parametrelerinin giderim verimi üzerindeki etkileri belirlenmiştir. Çalışmalarda kullanılan atıksu Erzurum Şeker Fabrikası'nın atıksu dengeleme havuzundan alınmıştır.

Sistem parametreleri olarak; elektrot malzemesi, karıştırma hızı, çözeltinin başlangıç pH'sı, uygulanan akım yoğunluğu, destek elektrolit türü ve konsantrasyonu seçilmiştir.

Elektrot malzemesi olarak genellikle kolay bulunabilen, ucuz ve etkili malzemeler olan alüminyum ve demir elektrotlar tercih edilmiştir.

Şeker Fabrikası atıksuyunun elektrokoagülasyonla arıtımında ilk denemelerde karıştırma hızı değiştirilmiş diğer parametreler sabit tutulmuştur. Denemelerde karıştırma hızı aralıkları 50, 150, 250 ve 400 devir/dakika seçilmiştir. En yüksek KOİ giderim verimi 150 devir/dakika'da gözlemlenmiştir. Karıştırma hızının 150 devir/dakika olduğu denemede KOİ verimi %74 bulunmuştur.

Alüminyum elektrotlar kullanılarak, başlangıç pH'sının KOİ giderim verimine etkisinin incelendiği denemelerden edilen veriler, bu parametrenin KOİ giderim verimini önemli şekilde etkilediğini göstermiştir. Karıştırma hızının 150 devir/dakika, akım yoğunluğunun  $1,429 \text{ mA/cm}^2$  olduğu denemelerde atıksuyun pH'sı 3, 4, 5, 6 ve 7'ye ayarlanarak pH'nın KOİ giderim verimine etkisi araştırılmıştır. Denemelerde en yüksek KOİ giderim verimi çözeltinin başlangıç pH değeri 6'ya ayarlanarak gerçekleştirilen denemelerde elde edilmiştir. Bu denemede elde edilen KOİ giderim verimi %83'dür.

Akım yoğunluğunun KOİ giderim verimleri üzerine etkisi incelenirken  $0,714-3,571 \text{ mA/cm}^2$  aralığında denemeler gerçekleştirilmiştir. Denemelerde başlangıç ortam pH'sı 6'ya ayarlanmış ve karıştırma hızı 150 devir/dakikada sabit tutulmuştur. Bu şartlar sabit

kalıp akım yoğunluğu artırıldığında, KOİ giderim veriminin arttığı gözlemlenmiştir. Akım yoğunluğundaki artışla elektrotlar arası potansiyel farkının artmasından ötürü elektrot sarfiyatı ve enerji tüketimi artmıştır. Gerek sistemin bekletme süresi gerekse ortama verilen alüminyumun etkin kullanımı ve enerji tüketimi açısından 2,143 mA/cm<sup>2</sup> akım yoğunluğunda çalışılmasının uygun olduğu görülmüştür. Karıştırma hızının 150 devir/dakika, başlangıç pH'sının 6, akım yoğunluğunun 2,143 mA/cm<sup>2</sup> olduğu denemede KOİ giderim verimi %91,14 bulunmuştur.

Destek elektrolit kullanılmasının KOİ giderim verimi üzerine etkisini incelemek amacıyla 50 mmol NaCl, Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, KCl ve NaNO<sub>3</sub> sisteme ilave edilmiştir. Destek elektrolit türünün KOİ giderim verimini az da olsa artırdığı görülmüştür. En iyi giderim verimleri NaCl ile yapılan denemelerde elde edilmiştir. Karıştırma hızının 150 devir/dakika, başlangıç pH'sının 6, akım yoğunluğunun 2,143 mA/cm<sup>2</sup> olduğu ve 50 mmol NaCl eklenerek yapılan denemede KOİ giderim verimi %94,78 bulunmuştur. Daha sonra en iyi KOİ giderim verimi sağlanan NaCl'nin farklı konsantrasyonlarında denemeler yapılmıştır. Bu denemelerde 25 mmol, 50 mmol, 75 mmol, 100 mmol NaCl kullanılmıştır. Destek elektrolit konsantrasyonunun artırılması da KOİ giderim veriminde artış sağlamıştır. En yüksek KOİ giderim verimi karıştırma hızının 150 devir/dakika, başlangıç pH'sının 6, akım yoğunluğunun 2,143 mA/cm<sup>2</sup> olduğu ve 100 mmol NaCl eklenerek yapılan denemede elde edilmiştir. Burada KOİ giderim verimi %97,43 bulunmuştur Destek elektrolit kullanılmasının sistem değişkenleri üzerine olumlu etkisi enerji tüketimi eğrilerinde de görülmüştür.

Elde edilen bu sonuçlar alüminyum elektrotlar ile yapılan elektrokoagülasyon arıtma yönteminin Şeker Fabrikası atıksularından KOİ giderimi için oldukça umut verici olduğunu göstermektedir. Mevcut laboratuvar ölçekli çalışmaların geliştirilmesiyle, pilot ölçekte elektrokoagülasyon sistemleri oluşturulabilir.

Demir elektrotlar kullanılarak KOİ verimi için ilk önce karıştırma hızı parametresi araştırılmış bu amaçla 50, 150, 250, 400 devir/dakika karıştırma hızlarında denemelere devam edilmiştir. En yüksek KOİ giderim verimine 150 devir/dakika'da ulaşılmıştır. Bu

denemede verim %40.88'dir.

Başlangıç pH'sının KOİ giderim verimine etkisinin incelendiği denemelerden edilen veriler, başlangıç pH'sının KOİ giderim verimini önemli şekilde etkilediğini göstermiştir. Çözeltinin başlangıç pH değerinin 4, 5, 6, 7, 8 ve 9'a ayarlanarak gerçekleştirilen denemelerden yola çıkarak en yüksek KOİ giderim verimine pH 8'de rastlanmıştır. Bu denemedeki KOİ giderim verimi %50,31'dir.

Akım yoğunluğunun KOİ giderim verimleri üzerine etkisi incelenirken 0,714-4,286 mA/cm<sup>2</sup> aralığında denemeler gerçekleştirilmiştir. Çözeltilerin başlangıç pH'sı 8'e ayarlanmış ve karıştırma hızı 150 devir/dakika'da sabit tutulmuştur. Bu şartlarda akım yoğunluğunu artırdıkça KOİ giderim verimi artmıştır. En yüksek giderim verimine başlangıç pH'sının 8, karıştırma hızının 150 devir/dakika ve akım yoğunluğunun 4,286 mA/cm<sup>2</sup> olduğu ortam şartlarında ulaşılmıştır. Buradaki KOİ giderim verimi %59,12'dir. Akım yoğunluğundaki artışla elektrotlar arası potansiyel farkının artmasından dolayı elektrot sarfiyatı ve enerji tüketimi artmıştır.

Destek elektrolit kullanılmasının KOİ giderim verimi üzerine etkisini incelemek amacıyla 50 mmol NaCl, Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, KCl ve NaNO<sub>3</sub> sisteme ilave edilmiştir. Başlangıç pH'sının 8'e, karıştırma hızının 150 devir/dakikaya, akım yoğunluğunun 4,286 mA/cm<sup>2</sup>'ye ayarlandığı ve ortama 50 mmol NaCl eklendiği denemede KOİ giderim veriminin en yüksek olduğu görülmüştür. Daha sonra en iyi KOİ giderim verimi sağlanan NaCl'nin farklı konsantrasyonlarında denemeler yapılmıştır. Bu denemelerde 25 mmol, 50 mmol, 75 mmol, 100 mmol NaCl kullanılmıştır. Destek elektrolit konsantrasyonunun arttırılması KOİ giderim veriminde çok fazla bir artışa neden olmamıştır. En yüksek KOİ giderim verimi karıştırma hızının 150 devir/dakika, başlangıç pH'sının 8, akım yoğunluğunun 4,286 mA/cm<sup>2</sup> olduğu ve 100 mmol NaCl eklenerek yapılan denemede elde edilmiştir. Burada KOİ giderim verimi %67,24 bulunmuştur. Destek elektrolit ilavesi KOİ giderim verimini pek fazla değiştirmezken enerji tüketimini düşürmüştür. Demir elektrotların yüzeylerinde oluşan renkli oksit tabakasının proste temizlenme ve yine oluşturacağı renk problemleri sistemin



dezavantajı olarak karşımıza çıkmaktadır. Demir elektrotların klorla tepkimesi sonucu yer yer yeşile çalan ve siyah-kırmızı renkli bir bileşik olan ferrik klorür oluşmuştur. Elektrokoagülasyon uygulanmasında farklı türde elektrotlar için elektrokoagülasyon verimi araştırılabilir (Nikel, pilatin, çelik, bakır v.s).

Yapılan çalışmada denemeler boyunca alınan numunelerde bulanıklık ve fenol parametrelerine de bakılmıştır. Ancak değerler atıksu deşarj limit değerlerinden düşüktür. Bu nedenle herhangi bir arıtım yöntemine tabi tutulmasına gerek yoktur.

Koyuncu (2006) tıkaç akım reaktörde, bor katkılı elmas elektrotlar kullanarak, Şeker Endüstrisi atıksularının (şeker fabrikası ve alkol fabrikası atıksuları) elektrokimyasal yükseltgeme ile arıtımını araştırmıştır. Alkol fabrikası atıksuyunda akım yoğunluğunun, destek elektrolit derişiminin, çözelti akış hızının, sıcaklığın ve pH'nın, şeker fabrikası atıksuyunda ise; akım yoğunluğunun, destek elektrolit derişiminin ve çözelti akış hızının arıtma verimine etkileri incelenmiştir. Başlangıç KOİ'si 4500 mg/L olan alkol fabrikası atıksuyunda %96, 1000 mg/L olan şeker fabrikası atıksuyunda ise %95 KOİ giderimi elde edilmiştir. Bu çalışmada kullanılan elektrotların maliyeti alüminyum ve demir elektrotlara göre yüksektir. Bu da alüminyum ve demir elektrot kullanılarak yapılan elektrokoagülasyonla arıtım sistemine avantaj sağlar.

Elektrokimyasal giderim prosesleri sanıldığığının aksine aşırı bir maliyetinin olmaması, çok yüksek ve etkin giderim verimlerine ulaşılabilme, işletme ve bakımının kolaylığı gibi nedenlerden gelişmekte olan bir arıtım yöntemidir.

Elektrokoagülasyon prosesi için bir diğer önemli parametre reaksiyon süresidir. Kirlilik potansiyeline göre farklı sürelerde arıtım gerçekleştirilirse bile elektrokoagülasyon da genel olarak arıtım kısa sürelerde gerçekleşmektedir.

**KAYNAKLAR**

- Abdelwahab, O., Amin N.K., El-Ashtouky, E-S.Z., 2009. Electrochemical removal of phenol from oil refinery wastewater. *Journal of Hazardous Materials. Chemical Engineering*, 163 (2), 711-716.
- Bard, A.J., Faulkner, L.R., 2001. *Electrochemical Methods. Fundamentals and Applications*, Wiley, 26 (1), 43-49.
- Bayar, S., 2007. Tavuk İşletme Sanayi Atıksularının Elektrokoagülasyon Metodu ile Arıtımı. Yüksek Lisans Tezi, Atatürk Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Erzurum.
- Bejankiwar, R.S., 2001. Electrochemical treatment of cigarette industry wastewater. feasibility study, *Water Res.*, 36 (5), 4386-4390.
- Bogliolo, M., Bottino, A., Capannelli, G. De Petro, Servida, M., Pezzi, A.G., Valini, G., 1996. Clean water recycle in sugar extraction process. Performance analysis of reverse osmosis in the treatment of sugar beet pres water. *Desalination*, 108 (3), 261-271.
- Can, B.Z., 2010. Sulu Çözeltilerden Arsenik ve Bor'un Birlikte Ve Seçimli Olarak Elektrokoagülasyon Yöntemi İle Giderimi. Doktora Tezi, Atatürk Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Erzurum
- Can, O.T., Kobya, M., Demirbas, E., Bayramoglu, M., 2003. Treatment of the textile wastewater by combined electrocoagulation. *Chemosphere*, 62 (2), 181-187.
- Chen, G., 2004. Electrochemical technologies in wastewater treatment, 38 (1), 11-41.
- Ciardelli, G., Ranieri, N., 2000. The treatment and reuse of wastewater in the textile industry by means of ozonation and electroflocculation. *Water Research*, 35 (2), 567-572.
- Çınar, H., 2001. Endüstriyel Atıksuların Özellikleri ve Arıtılması. Lisans Bitirme Tezi, Fen Bilimleri Enstitüsü, Eskişehir.
- Delipınar, Ş., 2007. Maya Endüstrisi Atıksularının Elektrokoagülasyon ve Kimyasal Koagülasyon ile Arıtımı. Yüksek Lisans Tezi, GYTE Müh. ve Fen Bil. Enstitüsü Gebze.
- Droguı, P., Asselin, M., Brar, S.K., Benmoussa, H., Blais, J.F., 2008. Electrochemical removal of pollutants from Agro-industry wastewaters. *Separation and Purification Technology*, 61 (3), 301-310.
- Erdinç, Z., 2000. Şeker Pancarı Ziraatı İle Şeker Sanayii'nin Ekonomik Gelişmeye Etkileri, Anadolu Üniversitesi Yayınları, Eskişehir.
- Esad, B., 1958. Türkiye Şeker Sanayinin Dünü, Bugünü Ve Yarını. Türkiye Şeker Fabrikaları, 6 (2), 21-23.
- Gao, P., Chen, X., Shen, F., Chen, G., 2005. Removal of chromium (VI) from wastewater by combined electrocoagulation–electroflotation without a filter, *Separation and Purification Technology*, 43 (2), 117–123.
- Geerdes, T., 1966. Ana Besin Maddelerinden Şeker ve Tarihi, Türkiye Şeker Fabrikaları, 123 s., Ankara.

- Grimm, J.H., Bessarabov, D.G., Simon, U. ve Sanderson, R.D., 2000. characterization of doped tin dioxide anodes prepared by a sol-gel technique and their application in an spe reactor, *journal of applied electrochemistry*, 30, 293-302.
- Ihoş, M., Negrea, A., Lupa, L., Ciopec, M., Negrea, P., 2005. Comparative study of As (III) removal efficiency from water by electrocoagulation and conventional coagulation. *Chem. Bull. Politehnica (Univ. Timișoara)*, 50 (64), 121-136.
- Israilides, C.J., Vlyssides, A.G., Mourafeti, V.N. and Karvouni, G., 1997. Olive oil wastewater treatment with the use of an electrolysis system. *Bioresource Technology*, 61 (2), 163-170.
- İlhan, F., 2006. Sızıntı Sularının Elektrokoagülasyon Yöntemiyle Arıtılması. Yüksek Lisans Tezi, Yıldız Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul.
- İrdemez, A.T., 2004. Elektrokoagülasyon Yöntemi ile Atıksulardan Fosfat Giderimi. Doktora Tezi, Atatürk Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Erzurum.
- İrdemez, Ş., Demircioğlu N., Yıldız Y.Ş., 2006. The effects of pH on phosphater emoval from wastewater by electrocoagulation with ironplate electrodes. *Journal of Hazar dous Materials*, 137 (2), 1231-1235.
- Jiang, J.Q., Graham, N., André, C., Kelsall, G.H., Brandon N., 2002. Laboratory study of electro-coagulation–flotation for water treatment, *Water Research*, 36 (16), 4064-4078.
- Jimenez, B., Antonia M., Borja, R., Martin, A., 2003. Aerobic-anaerobic biodegradation of beet molasses alcoholic fermentation wastewater. *Process Biochemistry*, 38 (2), 1275-1284.
- Jüttner, K., Gala, U., Schmeider, H., 2000. Electrochemical approaches to environmental problems in the process industry. *Electrochimica Acta*, 45 (3), 2575-2594.
- Kaplan, F., 2007. Zeytin Kara Suyundaki Toksik Fenolik Bileşiklerin, Farklı Karbon Elektrotlar Kullanılarak, Elektrofenton Yöntemi ile Parçalanmaları. Yüksek Lisans Tezi, Çukurova Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Adana.
- Karadağ, E.K., 2009. Elektrokoagülasyon Yöntemi ile Karışım Halindeki Tekstil Boyar Maddelerin Renk Giderimi. Yüksek Lisans Tezi, Sakarya Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Sakarya.
- Kim, T.H., Park C., Shin E.B., Kim S., 2002. Decolorization of disperse andreactivedyes by continuouselectrocoagulationprocess. *Desalination*, 150 (2), 165-175.
- Koparal, A.S., Yıldız Y.Ş., Keskinler B., Demircioğlu N., 2008. Effect of initial pH on the removal of humic substances from wastewater by electrocoagulation. *Separation and Purification Technology*, 59 (2), 175-182.
- Koyuncu, A.G., Şeker Endüstrisi Atıksularının Elektrokimyasal Yöntemlerle Arıtımı. Yüksek Lisans Tezi, Fen Bilimleri Enstitüsü, Eskişehir.
- Kumar, P.R., Chaudhari, S., Khilar, K.C., Mahajan, S.P., 2004. Removal of arsenic from water by electrocoagulation, *Chemosphere*, 55 (9), 1245-1252.
- Kurt, U., 2007. Fenton ve Elektrokimyasal Yöntemlerle Evsel Atıksuların Arıtılabilirliğinin Araştırılması. Doktora Tezi, Yıldız Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul
- Merzouk, B., Gourich, B., Sekki, A., Madani, K., Chibane, M., 2009. Removal turbidity and separation of heavy metals using electrocoagulation–electroflotation

- technique: A case study. *Journal of Hazardous Materials*, 164 (1), 215-222.
- Mollah, M.Y.A., Schennach, R., Parga, J.R., Cocke, D.L., 2001. Electrocoagulation (EC)- science and applications. *Journal Hazardous Materials*, Vol:B84, 13 (1), 29-41.
- Mollah, M.Y.A., Morkovsky, P., Gomes, J.A.G., 2004. Fundamentals, present and future perspectives of electrocoagulation. *Journal Hazardous Materials*, Vol:B114, 1 (3), 199-210.
- Naumczyk, J., Szpyrkowicz, L. And Grandi, F. Z., 1996. Electrochemical treatment of textile wastewater. *Water Science And Technology*, 34 (1), 17-24.
- Niğde, İ., 2003. Kojenerasyon Tesislerinde Kullanılan Güç Teknolojileri. Anadolu Üniversitesi Yüksek Lisans Tezi, Fen Bilimleri Enstitüsü, Eskişehir.
- Nurveren, K., 2001. Bor Şeker Fabrikası Buharlaştırma Sistemlerinin Ekserji Analizi. Yüksek Lisans Tezi, Niğde Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Niğde.
- Orkun, M.O., 2007. Katı Atık Sızıntı Sularının Elektrokimyasal Yöntemlerle Arıtımının İncelenmesi. Yüksek Lisans Tezi, Ondokuz Mayıs Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Samsun.
- Özgürses, M.T., 2003. Elektrokoagülasyon ile Reaktif Tekstil Boya Çözeltilerinin Arıtımı. Yüksek Lisans Tezi, Gebze Yüksek Teknoloji Enstitüsü, Kocaeli.
- Öztürk, T., 2006. İzmit Eysel ve Tehlikeli Katı Atık Düzenli Depolama Tesisi Elektro-ve Kimyasal Koagülasyon Yöntemleriyle Arıtılabilirliğinin İncelenmesi. Kocaeli Üniversitesi Doktora Tezi, Fen Bilimleri Enstitüsü, Kocaeli.
- Özyonar, F., 2007. Entegre Et Ve Et Ürünleri Tesisleri Atıksularının Kimyasal Koagülasyon ve Elektrokoagülasyon Yöntemleriyle Arıtılabilirliğinin İncelenmesi. Yüksek Lisans Tezi, Cumhuriyet Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Sivas.
- Panizza, M., Boca, C., Cerisola, G., 2000. Electrochemical treatment of wastewater containing polyaromatic organic amines. *Water Research.*, 34 (3), 2604-2605.
- Pena, M., Coca, M., Gonzalez, G., Rioja, R., Garcia M.T. 2003. Chemical oxidation of wastewater from molasses fermentation with ozone. *Chemosphere*, 51 (4), 893-900.
- Pletcher, D., Walsh, F.C., 1990. *Industrial Electrochemistry*. The Universty press, 32 p, Cambridge.
- Rajeshwar, K., İbanez, J.G., Swai, G.M., 1994. Electrochemisty and the environmental, *Journal of Applied Electrochemisty*, 24 (1), 1077-1091.
- Rajkumar, D., Palanivelu, K., 2004. Electrochemical treatment of industrial wastewater. *Journal of Hazardous Materials*, B113, 34 (2), 123-129.
- Ramjeawon, T., 2000. Cleaner production in Mauritian cane-sugar factories. *Journal of Cleaner Production*, 8 (1), 129-256.
- Scott, K., 1995. *Electrochemical processes for clean technology*. The Royal Society of Chemistry Cambridge UK, 18 (1), 12-62.
- SKKY, 2008. Şeker Fabrikaları atıksularının Su Kirliliği Kontrolü Yönetmeliği'ne göre deşarj standartları, resmi gazete tarihi: 31.12.2004, resmi gazete Sayısı: 25687
- Szpyrkowicz, L., Naumczyk, J., Zilio F., 1995. Electrochemical treatment of tannery wastewater. *Water. Ressistant*, 32 (2), 517-524.

- Şahin, O., 2009. Fenol İçeren Atıksuların Elektrokimyasal Metot ile Arıtımı. Yüksek Lisans Tezi, Gebze İleri teknoloji Mühendislik ve Fen Bilimleri Enstitüsü, Gebze.
- Şanlı, N., 2006. Deri Sanayi Atıksularının Kimyasal Koagülasyon ve Elektrokoagülasyon ile Arıtımı. Yüksek Lisans Tezi, Gebze Yüksek Teknoloji Mühendislik ve Fen Bilimleri Enstitüsü, Gebze.
- Şimşeker, M., 2009. Tekstil Endüstrisi İndigo Atıksularının Elektrokoagülasyon ve Diğer Fiziksel-Kimyasal Yöntemler ile Arıtımı. Yüksek Lisans Tezi, İstanbul Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul.
- Tatar, M., 2006. Demir Elektrotlar Kullanarak Elektrokoagülasyon Yöntemiyle Sulu Çözümlerden  $SCN^-$  İyonlarının Giderimi. Yüksek Lisans Tezi, Gebze Yüksek Teknoloji Mühendislik ve Fen Bilimleri Enstitüsü, Gebze.
- Türk, H., 2007. Elektrokimya. Ankara, <http://www.aof.edu.tr/kitap/10LTP/2280/unite14> (09.09.2012).
- Uğurlu M., Gürses A., Doğan Ç., Yalçın M., 2008. Theremoval of lignin and phenol from paper mill effluents by electrocoagulation. *Journal of Environmental Management*, 87 (3), 420-428.
- Üçok, O., Akıncı, M., 1973. Cumhuriyetimizin 50.Yılında Şeker Sanayimiz. Teknoloji Yayınları, 13 s, Ankara.
- Vasudevan,S., Lakshmi, J., Jayaraj, J., Sozhan, G., 2009. Remediation of phosphate-contaminated water by electrocoagulation with aluminium, aluminium alloy and mild steel anodes. *Journal of Hazardous Materials*, 164 (3), 1480-1486.
- Veldet, T., 1965. Vücudumuzun En Önemli, En Tatlı, En Saf, En Ucuz Kuvvet Kaynağı Şekerdir. *Pancar Dergisi*,12 (1),159-162.
- Vlyssides, A.G., Israilides, C.J., Lozizidou, M., Karvouni G., Mourafeti, V., 1997. Electrochemical treatmentof vinasse from beet molasses. *Water Science Tech.* Vol.36 (2), 271-278.
- Wang, C.T., Chou, W.L., Kuo Y. M., 2009. Removal of COD from laundry wastewater by electrocoagulation/electroflotation. *Journal of Hazardous Materials*, 164 (4), 810-982.
- Whalley, H.C.S. De., 1969. International Commission For Uniform Methods Of Sugar Analysis. Çeviren, Perihan Güray, Ankara.
- Yıldırım, Ö., 2007, Kağıt Endüstrisi Atıksularının Elektro-Fenton Yöntemiyle Arıtılabilirliğinin İncelenmesi. Yüksek Lisans Tezi, Zonguldak Karaelmas Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Zonguldak.
- Yıldız, Y.Ş., 2003. Humik Maddeler İçeren Atık Suların Elektrokoagülasyon Metodu ile Arıtımı. Doktora Tezi, Fen Bilimleri Enstitüsü, Erzurum.
- Yılmaz, A.E., Boncukcuoğlu, R., Kocakerim, M.M., Yılmaz, M.T., Paluluoğlu, C., 2008. Boron removal from geothermal waters by electrocoagulation, *Journal of Hazardous Materials*, 153 (12), 146-151.
- Yılmaz, A.E., Boncukcuoğlu, R., Kocakerim, M.M., Kocadağistan, E., 2009. An empirical model for kinetics of boron removal from boron containing wastewaters by the electrocoagulation method in a batchreactor. *Desalination*, 230 (1-3), 288-297.
- Yokovlev, S.V., Krosnoboradko, S.G., Svetoshova, E.S., 1988. Electrochemical decolourization of organic dye containing wastewaters, *Khim Tekhnol Vody*

- (USSR), 10 (1), 226-235.
- Zaied, M., Bellakhal, N., 2009. Electrocoagulation treatment of black liquor from paper industry *Journal of Hazardous Materials*. 163 (2-3), 995-1000.
- Zeytinoğlu, E., 1964. Türkiye'deki Şeker Endüstrisi. Şeker Endüstrisi Yayınları, 12 s, İstanbul.
- Zito, R., 1999. Electrochemical approaches to water processing. *Technology Research Laboratories*, 125 (1), 129-181.

## ÖZGEÇMİŞ

1987 yılında Tokat'ın Turhal ilçesinde doğdu. İlköğretimini Cumhuriyet İlkokulu'nda, ortaokulu Alparslan İlköğretim Okulu'nda ve lise öğrenimini Turhal Cumhuriyet Süper Lisesi'nde tamamladı. 2005 yılında girdiği Atatürk Üniversitesi Mühendislik Fakültesi Çevre Mühendisliği Bölümünden 2009 yılında mezun oldu. 2009 yılı güz döneminde Atatürk Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Çevre Mühendisliği Bölümü'nde Çevre Teknolojileri Ana Bilim Dalında yüksek lisans öğrenimine başladı.