İSTANBUL TEKNİK ÜNİVERSİTESİ ★ FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

LİNYİT KULLANILAN TERMİK SANTRALLERDE BACA GAZI DESÜLFÜRİZASYON PROSESLERİNİN EKONOMİK VE TEKNİK ANALİZİ

DOKTORA TEZİ

Bülent D. ÇİFT

Anabilim Dalı: Kimya Mühendisliği

Programı: Kimya Mühendisliği

ARALIK 2008

İSTANBUL TEKNİK ÜNİVERSİTESİ ★ FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

LİNYİT KULLANILAN TERMİK SANTRALLERDE BACA GAZI DESÜLFÜRİZASYON PROSESLERİNİN EKONOMİK VE TEKNİK ANALİZİ

DOKTORA TEZİ

Y. Müh. Bülent D. ÇİFT

(506982007)

Tezin Enstitüye Verildiği Tarih : 29 Mayıs 2008
Tezin Savunulduğu Tarih : 24 Aralık 2008

Tez Danışmanı : Prof. Dr.Hasancan OKUTAN (İTÜ)

Diğer Jüri Üyeleri : Prof. Dr. Ekrem EKİNCİ (IŞIK Ü.)
Prof. Dr. Ahmet Alp SAYAR (MÜ)
Prof. Dr. Hüsnü ATAKÜL (İTÜ)
Doç. Dr. Mustafa TIRIS (TÜBİTAK)

ARALIK 2008

ÖNSÖZ

Türkiye'de 1986 yılında yürürlüğe giren ve 2004 ve 2006 yıllarında yenilenen "Endüstriyel Kaynaklı Hava Kirliliğinin Kontrolü Yönetmeliği" ne göre termik santrallerden yayılan kükürt dioksit miktarını yasal sınırlara çekmek maksadıyla kurulan desülfürizasyon tesislerinin ilk yatırım maliyetleri, elektrik üretim maliyetini etkileyeceğinden bu tesislerin kurma kolaylığı ve ekonomik olması oldukça önem arz etmektedir. Ayrıca mevcut termik santraller için retrofit desülfürizasyon sistemlerin ekonomik olmasının da önemi açıktır. Bu sebeple önümüzdeki yıllarda yerli enerji kaynağımız olan linyit kömürünün ön plana çıkacağından tahminle desülfürizasyon prosesleri arasında ekonomik ve teknik açıdan mukayese yaparak Türkiye şartları için en ekonomik kükürt dioksit arıtma yönteminin belirlenmesi ve bunun için de Ankara-Beypazarı'ndaki trona yataklarının bu amaçla değerlendirilmesi bu çalışmanın ana amaçlarıdır. Bu tezin hazırlanmasında büyük emekleri geçen tez danışmanım ve hocam Sayın Prof. Dr. Hasancan OKUTAN'a, tez izleme komitesi üyeleri Sayın Prof. Dr. Ahmet Alp SAYAR'a ve Sayın Prof. Dr. Hüsnü ATAKÜL'e teşekkürü bir borç bilirim.

Tez çalışmalarımda yardımlarını esirgemeyen İstanbul Tersanesi Komutanı Sayın Tuğamiral Tayfun TANSAN'a, Sayın İkm. Alb. Cemal BOĞALIOĞLU'na, Sayın Müh. Alb. Tamer ÖZGAN'a, Dz. Alb. Zafer NEMUTLU'ya Y. Müh. Alb. Doğan GÜVEN'e, Dr. Y. Müh. Bnb. Uğur ŞİMŞİR'e, Dz.Kd. Alb. Gündüz ÖNCEL'e ve Y.Müh.Yzb.Kıvanç Ali ANIL'a teşekkürlerimi sunarım. EÜAŞ Santraller Dairesi'nden Sayın Ali Rıza KÖKNAL'a, ETİ Soda Yönetim Kurulu Başkanı Sayın İsmet KASAPOĞLU'na,Sayın Tanzer ERGÜL'e ve Tek.Astsb.Kemal METE'ye de teşekkürlerimi sunarım.

Çalışmalarımda desteklerini esirgemeyen sevgili eşim, annem ve kardeşime de teşekkürlerimi sunarım. Tezin yazılmasında emeği geçen Sayın Sema AKA ve Sayın A.Altuğ AKA'ya da teşekkürlerimi sunarım.

Nisan, 2008 Bülent Devrim ÇİFT

İÇİNDEKİLER

Sayfa No

KISALTMALAR ..... **ix**
TABLO LİSTESİ ..... **xi**
SEMBOL LİSTESİ ..... **xv**
ŞEKİL LİSTESİ ..... **xvii**
ÖZET ..... **xxi**
SUMMARY ..... **xxiii**

1. GİRİŞ **1**
1.1. Linyit Rezervleri 5
1.2. Çalışmanın Amacı 11

2. KÜKÜRT DİOKSİT ARITMADA KULLANILAN SORBENTLER **13**
2.1. Kalsiyum İçeren Sorbentler 13
2.1.1. Dolomit ile kireçtaşının kalsinasyonu 13
2.2. Magnezyum İçeren Sorbentler 14
2.3. Sodyumlu Bileşikler 15
2.3.1. Sentetik soda 15
2.3.2. Trona 16
2.3.3. Beypazarı trona yatakları 17
2.3.4. Trona'nın baca gazı arıtmada kullanımı 21
2.4. Diğer Sorbentler 21

3. ÜLKEMİZDE BULUNAN TERMİK SANTRALLER, KULLANILAN LİNYİT KÖMÜRÜ ÖZELLİKLERİ ve YASAL KÜKÜRT DİOKSİT EMİSYON SINIRLARI **25**
3.1. Yakıtlarda Kükürt İçeriği 30
3.2. Kükürt Dioksit Emisyon Sınırları 32
3.3. Termik Santrallerimizde Kullanılan Linyit Analizi Sonuçları 33
3.4. Elektrik Üretim Maliyeti 36
3.4.1. Yatırım masrafı 39
3.4.2. Yakıt masrafları 41
3.4.3. İşletme ve bakım masrafları 42

4. DESÜLFÜRİZASYON YÖNTEMLERİ **43**
4.1. Genel Bilgiler 43
4.2. Islak Yöntem Prosesleri 48
4.2.1. Wellman-Lord prosesi 51
4.2.2. Walther prosesi 53
4.3. Püskürtmeli Kurutma Prosesi 55
4.3.1. Püskürtmeli kurutucu ekipmanları 60

4.4. Kuru Enjeksiyon Yöntemi 65
4.5. Farklı Sorbent ve Yöntemlerde Kükürt Dioksit Tutma Verimi Literatür Araştırması 66
4.6. Desülfürizasyon Verimini Etkileyen Faktörler 72

5. YATIRIM VE İŞLETME MALİYETİ HESAPLAMALARI 75
5.1. Çeşitli Ekipmanların Üs Faktörleri 76
5.2. Yatırım Maliyeti Tahminlerinin Sınıflandırılması: 77
5.2.1. Lang faktör yöntemi 78
5.2.2. Modül maliyet yöntemi 79
5.2.3. Doğrudan maliyetler (DM) 81
5.2.4. Yardımcı ünite ve bina maliyeti (YEM) 82
5.2.5. Dolaylı maliyet; (KM) 82
5.3. İşletme Maliyeti 83
5.3.1. Yıllık doğrudan işletme maliyeti (YDM) 83
5.3.2. Yıllık dolaylı işletme maliyeti (YİM) 83
5.4. Kuru Enjeksiyon Yöntemi 84
5.4.1. Ana ekipman listesi 84
5.4.2. Kütle dengesi, boyutlandırma ve satınalma fiyatı 85
5.4.3. Kuru Enjeksiyon Yöntemi İlk Yatırım Maliyeti Hesaplamaları: 90
5.5. Islak Yöntem 104
5.5.1. Ana ekipman listesi 106
5.5.2. Tasarım prosedürü 109
5.5.3. Toplam sermaye yatırımının hesaplanması 115
5.5.4. Islak yöntemde trona kullanılması 121
5.5.4.1. Trona Kullanılan Islak Yöntemde İşletme Maliyetlerinin Hesaplanması 125
5.6. Püskürtmeli Kurutma Yöntemi 135
5.6.1. Fiziksel performans ve fiyatlandırma modelinin detayları 136
5.6.2. Püskürtmeli kurutma (EPA IAPCS modeli) 139
5.6.3. Püskürtmeli Kurutma Yatırım maliyetinin Hesaplanması 141
5.6.3.1. Püskürtmeli kurutma yöntemi (Kireç için) işletme maliyeti hesaplaması 146
5.6.4. Trona kullanılan püskürtmeli kurutma yöntemi 150
5.7. Yatırım ve İşletme Maliyeti Bilgisayar Programı 157
5.7.1. Algoritma 158
5.8. Prosesin Maliyet Fonksiyonu Modelinin Oluşturulması 161
5.8.1. Prosesin santralde üretilen elektrik enerjisinin birim maliyeti üzerine etkisi 162
5.8.2. Prosesin maliyetinin ekonomik ömür boyunca güncelleştirilmesi 162
5.8.3. Prosesin devreye alınmasıyla elde edilen ekonomik kazanımın analizi 163

6. SONUÇLARIN DEĞERLENDİRİLMESİ 167
6.1. Bilgisayar Programı ile Hesaplanan Desülfürizasyon, Yatırım ve İşletme Maliyetlerinin Değerlendirilmesi 167
6.2. Yatırım Maliyetlerinin Üç Boyutlu Grafikle Gösterimi 176

6.3. Kurulu Güç, Kömür Isıl Değeri ve toplam kükürt değişkenleri altında Kükürt Dioksit Tutma Verimi Analizi 184
6.4. Trona ve Kömür Nakli Mukayesesi 190
6.5. Sodyum Bikarbonatın Geri Kazanılması 198
6.5.1. Atık geri kazanım fizibilite çalışması 200
6.6. Amortisman, paranın maliyeti ve baca gazı arıtmanın elektrik üretim maliyetine etkisi 207
6.7. Bulunan Yatırım Maliyetlerinin Literatür Maliyetleri ile Mukayesesi 208
6.8. Desülfürizasyon Tesislerinde Karşılaşılan Sorunlar 212

7. GENEL SONUÇLAR VE ÖNERİLER 215

KAYNAKLAR 219

EKLER 227

ÖZGEÇMİŞ 241

KISALTMALAR

EÜAŞ : Türkiye Elektrik Üretim Anonim Şirketi

EİAŞ : Türkiye Elektrik İletim Anonim Şirketi

EPA : ABD Çevre koruma ajansı

IAPCS : Integrated Air Pollution Control System

TCI : Total Capital Investment, İlk Yatırım Maliyeti

MW : Megavat Güç

DM : Değişken Maliyet

SM : Sabit Maliyet

S : Kömürün Kükürt Yüzdesi

DSI : Dry Sorbent Injection

FSI : Furnace Sorbent Injection

K : Kömür

F.O : Fuel-Oil

LPG : Sıvılaştırılmış Petrol Gazı

T.K : Taş Kömürü

D.G. : Doğal Gaz

YEM : Yardımcı Ünite ve Bina Maliyeti

KM : Dolaylı Maliyet

YDM : Yıllık Doğrudan İşletme Maliyeti

YİM : Yıllık Dolaylı İşletme Maliyeti

SR : Stokiyometrik Oran (Ca/S, Na/S)

TABLO LİSTESİ

Sayfa No

Tablo 1.1 : OECD ve AB Ülkelerinde Elektrik Kurulu Gücü (2005 Yılı, GW) 3
Tablo 1.2 : Kişi Başına Elektrik Tüketimi (2005 Yılı İtibariyle) 4
Tablo 1.3 : Türkiye'nin Linyit Kimliği 4
Tablo 1.4 : Türkiye Birincil Enerji Kaynakları Üretimi 4
Tablo 1.5 : Türkiye Birincil Enerji Tüketimi 5
Tablo 1.6 : Yıllara Göre Türkiye Elektrik İthalatı 5
Tablo 1.7 : Linyit Rezervlerinin Bölgelere Göre Dağılımı 6
Tablo 1.8 : Çeşitli Kömürlerden Yüksek Alan Şiddetli Ayırma Yöntemi İle Piritik Kükürdün Uzaklaştırılması 7
Tablo 1.9 : Türkiye'de Çeşitli Kaynaklara Ait SO_2 Emisyonları 10
Tablo 3.1: EÜAŞ'a Bağlı Kömür Kullanılan Termik Santrallerde Baca Gazı Emisyonu ve Gerekli Desülfürizasyon Yüzdesi 25
Tablo 3.2 : Kömür ve Fuel Oil İle Çalışan Termik Santrallerin Konumu ve Kurulu Güçleri 26
Tablo 3.3 : EÜAŞ'a Bağlı Elktrik Üretimi Yapan Termik Santrallerin Kurulu Güç ve Yakıt Bilgileri 28
Tablo 3.4 : Türkiye'deki Elektrik Üretim Santrallerinin Dağılımı 29
Tablo 3.5 : EÜAŞ Bağlısı Linyit İle Çalışan Termik Santrallerdeki Baca Gazı Arıtma Ünitelerine Ait Değerler 30
Tablo 3.6 : Çeşitli Ülkelerdeki SO_2 Emisyon Sınırları 33
Tablo 3.7 : Yeniköy Termik Santrali (Linyit) Yakıt Verileri 33
Tablo 3.8 : Kemerköy Termik Santrali (Linyit) Yakıt Verileri 34
Tablo 3.9 : Afşin-Elbistan Termik Santrali (Linyit) Yakıt Verileri 35
Tablo 3.10 : Termik Santrallerde Kullanılan Linyit Kömürüne Ait Analiz Sonuçları ve Linyit Fiyatları 37
Tablo 3.11 : Alternatif Santrallere Ait Kapasite Maliyet Karakteristikleri 40
Tablo 3.12 : Alternatif Santrallerin Harcama Dağılımları, İnşaat Süreleri ve Ekonomik Ömürleri 40
Tablo 4.1 : Baca Gazı Desülfürizasyon Sistemlerinin Genel Sınıflandırılması 43
Tablo 4.2 : Püskürtme Açısı ve Çözelti Besleme Debilerine Göre Atomize Edici Hava Miktarı ve Basıncı Değişimi 64
Tablo 4.3 : SO_2'nin Sulu Absorbsiyonu İçin Denge Sabitleri 71
Tablo 5.1 : Maliyet Tahminlerinin Sınıflandırılması 78
Tablo 5.2 : Çeşitli Tipteki Kimyasal Tesislerin Lang Faktörü Değerleri 79
Tablo 5.3 : Kimyasal Tesislerde Yatırım Maliyetini Etkileyen Etkenler 80
Tablo 5.4 : Ekipmanların Malzeme Faktörleri 81

Tablo 5.5 : 100 MW Kapasitede 2000 kcal/kg Isıl Değere Sahip Kömür Kullanan Termik Santralde Kireç ve Kireçtaşı Sorbentleri ve Çeşitli Kükürt Yüzdeleri İçin Hesaplanan İlk Yatırım Maliyetleri (Kireç (Kireçtaşı)) 96
Tablo 5.6 : Temel Durum İçin (100 MW; 2000 kcal/kg kömür) Trona Kullanılan Kuru Enjeksiyon Yöntemi Yatırım Maliyeti Tablosu 98
Tablo 5.7 : Kireçtaşı Kullanılan Kuru Enjeksiyon Yöntemi İçin Yalın Modül ve Toplam Modül Maliyeti (100 MW; %2 S ve 2000 kcal/kg Kömür İçin) 99
Tablo 5.8 : Kullanılan Kuru Enjeksiyon Yöntemi İçin Yalın Modül ve Toplam Modül Maliyeti (100 MW kapasite, %2 S ve 2000 kcal/kg Kömür Temeli İçin) 101
Tablo 5.9 : Trona Kullanılan Kuru Enjeksiyon Yöntemi İçin Yalın Modül ve Toplam Modül Maliyeti (100 MW; %2 S ve 2000 kcal/kg Kömür İçin) 101
Tablo 5.10 : Düşük Basınçtan Orta Basınca Kadar Yalın Modül Faktörleri 104
Tablo 5.11 : 210 MW'lik Tesis İçin 2000 kcal/kg Isıl Değere Sahip Kömür Kullanılan Durumda Ekipman Fiyatları 120
Tablo 5.12 : 210 MW Kapasitede ve %2 S Kömür Kullanılan Termik Santralde Islak Yöntem İçin Yıllık İşletme Maliyeti 121
Tablo 5.13 : 200 MW Kurulu Güç ve Trona Kullanılan Islak Yöntem İçin Yatırım Maliyeti (2000 kcal/kg) 126
Tablo 5.14 : Trona Kullanılan Islak Yöntem İçin Yalın Modül ve Toplam Modül Maliyeti(200 MW; %2 S ve 2000 kcal/kg Kömür İçin) 129
Tablo 5.15 : Çeşitli Kapasite ve Kükürt Yüzdeleri İçin Püskürtmeli Kurutma Yöntemi İlk Yatırım Maliyeti 142
Tablo 5.16 : Çeşitli Kapasite ve Kükürt İçerikleri İçin Püskürtmeli Kurutma Yöntemi Yıllık İşletme Maliyeti ($/yıl) 143
Tablo 5.17 : 200 MW Püskürtmeli Kurutma Yöntemi, Kireç Kullanılan, (2000 kcal/kg Kömür için) 147
Tablo 5.18 : Kireç Kullanılan Püskürtmeli Kurutma Yöntemi İçin Yalın Modül ve Toplam Modül Maliyeti (200 MW Isıl Güç, %2 S ve 2000 kcal/kg Kömür İçin) 148
Tablo 5.19 : 200 MW Püskürtmeli Kurutma Yöntemi, Trona Kullanılan, (2000 kcal/kg) Kömür İçin Yatırım Maliyeti 153
Tablo 5.20 : Trona Kullanılan Püskürtmeli Kurutma Yöntemi İçin Yalın Modül ve Toplam Modül Maliyeti (200 MW ısıl güç, %2 S ve 2000 kcal/kg kömür için) 154
Tablo 6.1 : 100 MW'ın Altındaki Santrallerde Kuru Enjeksiyon Yöntemi Kullanılabilme Sınır Değerleri 186
Tablo 6.2 : 100 MW Kapasitede (2000 kcal/kg Kömür ve %2 Kükürt İçeren) Kuru Enjeksiyon Yöntemi İle Desülfürizasyonda Atık Geri Kazanım Tesisi Yatırım Maliyeti 205
Tablo 6.3 : EÜAŞ Bağlısı Termik Santrallerdeki Baca Gazı Arıtma Ünitelerine Ait Firma ve Yatırım Maliyeti Bilgiler 210

Tablo 6.4 : EÜAŞ Bağlısı Termik Santrallerde Baca Gazı Arıtma Tesisleri Yatırım Bedelinin Termik Santral Yatırım Bedeline Oranı ve Tüketim Değerleri (Normal Yük) 211
Tablo 6.5 : Kapasiteye Göre Ekipman Fiyatlandırılması 211
Tablo A1 : Çeşitli. Ocaklarda Geçerli Olan Hava Fazlalık Katsayıları 227
Tablo A2 : Baca Gazının Fiziksel Özellikleri ile SO_2 'nin Difüzyon/ Disosiasyon Sabitleri..... 227
Tablo B1 : Kireçtaşı ve Kirecin Sorbent olarak Mukayesesi 228
Tablo B2 : Desülfürizasyon Reaksiyonlarının İncelenmesi 228
Tablo B3 : Islak Yöntemlere ait Su Sarfiyatları ve Basınç Düşüşleri 228
Tablo B4 : Baca Gazı Arıtma Olmadığı Durumda Santrallerdeki SO_2 Emisyon Değerleri 228
Tablo C : Malzeme konstrüksüyon Faktörleri (pompalar için)..... 229
Şekil A1 : 50 MW Gücündeki Termik Santralde 2000 kcal/kg Kömür ve %2 Kükürt İçeriği İçin Kuru Enjeksiyon Yönteminde Kireç Taşı Kullanılması Durumında Yatırım Ve İşletme Maliyeti Bilgisayar Programı Çıktıları..... 229
Tablo D : Trona Kullanılan Püskürtmeli Kurutma Yöntemi İçin (2000 kcal/kg kömür için) Çeşitli Kapasite ve Kükürt Yüzdelerine Göre İşletme Maliyetleri ($/yıl) 233
Tablo E : Kireçtaşı Kullanılan Kuru Enjeksiyon Yöntemi İçin (2000 kcal/kg kömür için) Çeşitli Kapasite ve Kükürt Yüzdelerine Göre İşletme Maliyetleri ($/yıl) 234
Tablo F : Kireç Kullanılan Kuru Enjeksiyon Yöntemi İçin (2000 kcal/kg kömür için) Çeşitli Kapasite ve Kükürt Yüzdelerine Göre İşletme Maliyetleri ($/yıl) 235
Tablo G : Trona Kullanılan Kuru Enjeksiyon Yöntemi İçin (2000 kcal/kg kömür için) Çeşitli Kapasite ve Kükürt Yüzdelerine Göre İşletme Maliyetleri ($/yıl) 236
Tablo H : Kireçtaşı Kullanılan Islak Yöntem Prosesi İçin (2000 kcal/kg kömür için) Çeşitli Kapasite ve Kükürt Yüzdelerine Göre İşletme Maliyetleri ($/yıl) 237
Tablo I : Trona Kullanılan Islak Yöntem Prosesi İçin (2000 kcal/kg kömür için) Çeşitli Kapasite ve Kükürt Yüzdelerine Göre İşletme Maliyetleri ($/yıl) 238
Tablo J : Kullanılan Püskürtmeli Kurutma Yöntemi İçin (2000 kcal/kg kömür için) Çeşitli Kapasite ve Kükürt Yüzdelerine Göre İşletme Maliyetleri ($/yıl) 239

SEMBOL LİSTESİ

S_o : Teorik Cidar Kalınlığı

S : Gerçek Cidar Kalınlığı

σ_{em} : Emniyet Gerilmesi

$\sigma_{0,2}$: %0,2 kılıcı Uzatmaya Neden Olan Gerilme

K_{hs} : Çözünürlük

$K_{sı}$: Denge Sabiti

K_w : Su Sabiti

$[H^+]$: Hidrojen iyonu konsantrasyonu

$C_{cont.}$: Beklenmedik Giderler.

E_M : Toplam Ekipman Maliyeti

C_{TM} : Toplam Modül Maliyeti

C_{PW} : Referans Tarihindeki Ömür Boyu Masrafı

C_{kt} : t Yılındaki Yatırım Masrafları

C_{aw} : Yıllık Eşdeğer Masrafları

L_f : Yük Faktörü

η : Mekanik Verim

$\dot{m}$: Kütle Akış Hızı

Dp : Tanecik Boyutu

ŞEKİL LİSTESİ

Sayfa No

Şekil 1.1 : Dünya Elektrik Üretiminin Kayanaklara Göre Dağılımı 1
Şekil 1.2 : Türkiye EÜAŞ Kurulu Güç Gelişimi (MW) 8
Şekil 1.3 : EÜAŞ ve Bağlı Ortaklık Termik Santrallerinin 2006 Yılı İtibari İle Türkiye Üretimine Katkısı (%) 9
Şekil 2.1 : Beypazarı Trona Cevheri 18
Şekil 2.2 : Beypazarı Trona Cevher Sahası 19
Şekil 2.3 : Beypazarı Trona Cevheri Genel Kesit Görünümü 20
Şekil 4.1 : Islak Yöntem Baca Gazı Arıtma Prosesine Ait Akım Şeması 50
Şekil 4.2 : Kemerköy Baca Gazı Arıtma Ünitesine Ait Sıyırıcı Kolon ve Ekipmanlara Ait Şema 50
Şekil 4.3 : Wellman-Lord Prosesi Akım Şeması 53
Şekil 4.4 : Walther Prosesi Akım Şeması 54
Şekil 4.5 : Püskürtmeli Kurutucu ve Torba Filtre Uygulamasından Görünüm 57
Şekil 4.6 : Baca Gazı Desülfirizasyonunda Kullanılan Püskürtmeli Kurutma Yöntemi İçin Akım Şeması 59
Şekil 4.7 : İşletme Sırasındaki Atomizer (Döner Tekerlek Şeklinde) 63
Şekil 4.8 : Türbin Kuvvetli ve Kayış Dişlili Atomizör Cihazları 64
Şekil 4.9 : Kuru Enjeksiyon Yöntemi Akım Şeması 67
Şekil 5.1 : Kuru Enjeksiyon Yöntemi Akış Diyagramı 86
Şekil 5.2 : Katı Yakıtlar İçin Isıl Değer ve Hava Fazlalık Katsayısına Bağlı Olarak Yanma Sonunda Oluşacak Baca Gazı Miktarları 91
Şekil 5.3 : Islak Yöntem Baca Gazı Arıtma Yöntemi 108
Şekil 5.4 : Dolgulu Kolon Kütle Dengesi 110
Şekil 5.5 : Püskürtmeli Kurutucu Yöntemi İle Baca Gazı Arıtma Akım Şeması 138
Şekil 5.6 : İlk Yatırım Maliyeti Ve İşletme Maliyeti Hesaplama Yöntemine Ait Algoritma 158
Şekil 6.1 : Sorbent Olarak Kireç Kullanılması Durumunda Kuru Enjeksiyon ve Püskürtmeli Kurutma Yöntemleri Arasındaki Yatırım Maliyeti Mukayese Grafiği 168
Şekil 6.2 : Sorbent Olarak Trona Kullanılması Durumunda Kuru Enjeksiyon, Püskürtmeli Kurutma ve Islak Yöntem Prosesleri Arasındaki Yatırım Maliyeti Mukayese Grafiği 169
Şekil 6.3 : Sorbent Olarak Kireçtaşı Kullanılması Durumunda Kuru Enjeksiyon ve Islak Yöntem Prosesleri Arasındaki Yatırım Maliyeti Mukayese Grafiği 170
Şekil 6.4 : Sorbent Olarak Trona Kullanılması Durumunda Kuru Enjeksiyon, Püskürtmeli Kurutma ve Islak Yöntem Prosesleri Arasındaki İşletme Maliyeti Mukayese Grafiği 171

Şekil 6.5 : Sorbent Olarak Kireç Kullanılması Durumunda Kuru Enjeksiyon ve Püskürtmeli Kurutma Yöntemleri Arasındaki İşletme Maliyeti Mukayese Grafiği..... 172
Şekil 6.6 : Sorbent Olarak Kireçtaşı Kullanılması Durumunda Kuru Enjeksiyon ve Islak Yöntem Prosesleri Arasındaki İşletme Maliyeti Mukayese Grafiği 173
Şekil 6.7 : Kuru Enjeksiyon Yöntemi İçin Üç Farklı Sorbentin Yatırım Maliyetine Etkisini Gösteren Grafik 174
Şekil 6.8 : Islak Yöntem İçin İki Farklı Sorbentin Yatırım Maliyetine Etkisini Gösteren Grafik..... 175
Şekil 6.9 : Püskürtmeli Kurutma Yöntemi İçin İki Farklı Sorbentin Yatırım Maliyetine Etkisini Gösteren Grafik..... 175
Şekil 6.10 : Kireçtaşı Kullanılan Kuru Enjeksiyon Yöntemi Yatırım Maliyetinin Kapasite ve Kükürt Yüzdesi İle Değişimini Gösteren Üç Boyutlu Grafik 176
Şekil 6.11 : Kireç Kullanılan Kuru Enjeksiyon Yöntemi Yatırım Maliyetinin Kapasite ve Kükürt Yüzdesi İle Değişimini Gösteren Üç Boyutlu Grafik 177
Şekil 6.12 : Trona Kullanılan Kuru Enjeksiyon Yöntemi Yatırım Maliyetinin Kapasite ve Kükürt Yüzdesi İle Değişimini Gösteren Üç Boyutlu Grafik 178
Şekil 6.13 : Kireç Kullanılan Püskürtmeli Kurutma Yöntemi Yatırım Maliyetinin Kapasite ve Kükürt Yüzdesi İle Değişimini Gösteren Üç Boyutlu Grafik 179
Şekil 6.14 : Trona Kullanılan Püskürtmeli Kurutma Yöntemi Yatırım Maliyetinin Kapasite ve Kükürt Yüzdesi İle Değişimini Gösteren Üç Boyutlu Grafik 180
Şekil 6.15 : Kireçtaşı Kullanılan Islak Yöntem Yatırım Maliyetinin Kapasite ve Kükürt Yüzdesi İle Değişimini Gösteren Üç Boyutlu Grafik..... 181
Şekil 6.16 : Trona Kullanılan Islak Yöntem Yatırım Maliyetinin Kapasite ve Kükürt Yüzdesi İle Değişimini Gösteren Üç Boyutlu Grafik..... 182
Şekil 6.17 : 100 MW'ın altındaki Termik Santrallerde Kuru Enjeksiyon Yöntemi İçin Farklı Sorbentlerin Kullanılabilme Sınırları 187
Şekil 6.18 : 100 ile 300 MW Arasındaki Termik Santrallerde Santrallerde Kuru Enjeksiyon Yöntemi İçin Farklı Sorbentlerin Kullanılabilme Sınırları..... 188
Şekil 6.19 : 300 MW'ın Üzerindeki Termik Santrallerde Kuru Enjeksiyon Yöntemi İçin Farklı Sorbentlerin Kullanılabilme Sınırları..... 188
Şekil 6.20 : 100 MW'tan Küçük Kapasitelerde Kömürün Isıl Değerine Göre Kuru Enjeksiyonyönteminde Kullnılabilecek Maksimum Toplam Kükürt Yüzdeleri Grafiği..... 189
Şekil 6.21 : 100-300 MW Arası Kapasitelerde Kömürün Isıl Değerine Göre Kuru Enjeksiyon Yönteminde Kullanılabilecek Maksimum Toplam Kükürt Yüzdeleri Grafiği..... 189
Şekil 6.22 : 300 MW'tan Büyük Kapasitelerde Kömürün Isıl Değerine Göre Kuru Enjeksiyon Yönteminde Kullanılabilecek Maksimum Toplam Kükürt Yüzdeleri Grafiği..... 190

Şekil 6.23 : Güneybatı Anadolu'daki Termik Santraller, Yüksek, Orta Ve Alçak Gerilim Bağlantıları 194
Şekil 6.24 : Beypazarı Civarına Kurulması Önerilen Termik Santral Yerleşimi 197
Şekil 6.25 : Baca Gazı Arıtma Sonucu Oluşan Sodyum Sülfat'tan Gübre Eldesi İçin Proses Akım Şeması 200
Şekil 6.26 : Bikarbonat Geri Kazanım ve Gübre Üretim Tesisi Akım Şeması 202
Şekil B1 : 200 MW Gücündeki Termik Santralde 1500 kcal/kg Kömür ve %3 Kükürt İçeriği İçin Püskürtmeli Kurutma Yönteminde Trona Kullanılması Durumunda Yatırım ve İşletme Maliyeti Bilgisayar Programı Çıktıları..... 231

LİNYİT KULLANILAN TERMİK SANTRALLERDE BACA GAZI DESÜLFÜRİZASYON PROSESLERİNİN EKONOMİK VE TEKNİK ANALİZİ

ÖZET

Ülkemizde, enerji politikalarının ana hedefi, "gerekli olan enerjinin güvenilir, ucuz, kaliteli, temiz ve öngörülen kalkınma hızı ile sosyal gelişmeyi destekleyecek şekilde temin edilmesi" olarak benimsenmelidir. Enerji üretiminde verimliliğin arttırılması ve daha temiz enerji kaynaklarının kullanılmasının yanında, yerli kaynaklar ile çeşitliliğin sağlanmasına da özen gösterilmesi enerji politikalarımızın önemli prensipleri olmalıdır. Ancak Türkiye hızla artan enerji ihtiyacının büyük bölümünü dış kaynaklardan sağlamak durumunda kalmış ve son senelerde birincil enerjideki dışa bağımlılığımız %73.5 olmuştur. Günümüzde dünyada elde edilen elektriğin %40' tan fazlası kömür ile elde edilmektedir. Dünyada gelişmiş ve gelişmekte olan pek çok ülkede kömür önemli bir enerji kaynağıdır ve uzun bir süre daha elektrik enerjisi üretiminde en çok kullanılan yakıt olacağı tahmin edilmektedir. Yerli fosil yakıtlar arasında linyitlerimiz önemli bir yer tutmaktadır. Linyitlerimizin ısıl değerlerinin düşük, kül ve kükürt oranlarının yüksek olması, bu yakıtın taşınabilirliğini ortadan kaldırmakta olup, santralin linyit yatakları civarında kurulmasını gerektirmektedir. Mevcut kurulu santrallerimiz, bu düşük kaliteli linyitlerin kullanımından kaynaklanan birtakım çevresel sorunların yaşanmasına neden olmuştur. Ancak gelişmiş emisyon kontrolü ve kazan/yakma teknolojilerinin kullanılması ve gerekli önlemlerin alınması ile bu olumsuz çevresel etkilerin en az düzeye indirilmesi mümkün olabilmektedir. 2007 yılında Türkiye elektrik üretiminin %48.2'si EÜAŞ 'a bağlı santrallerde üretilmiş olup bu üretimin %58.4'ü kömürle çalışan termik santrallerde gerçekleştirilmiştir. Ancak bu termik santrallerin ancak %53'ünde baca gazı arıtma ünitesi mevcuttur. Termik santrallerde elektrik üretim maliyetine ek bir maliyet getireceğinden baca gazı arıtma tesislerinin yatırım ve işletme maliyetlerinin düşük olması önem arz etmektedir. Yanma öncesinde kömürün kükürdünün giderilmesi yönteminde toplam kükürdün ancak %40'a kadarlık bölümünün fiziksel yöntemlerle giderilebiliyor olması baca gazı desülfürizasyon yöntemlerinin önemini daha da arttırmıştır.

Bu çalışmada, kömür kullanılan termik santrallerde oluşan baca gazı içerisindeki kükürt dioksit (SO_2) yayınımının en aza indirilerek SO_2 'nin çevre ve insan sağlığına olumsuz etkilerini ortadan kaldıracak/azaltacak belli başlı baca gazı desülfürizasyon yöntemlerinin ekonomik ve teknik açıdan değerlendirilmesi amaçlanmıştır. Bu şekilde Türkiye'nin yerli kaynağı olan linyit, elektrik üretiminde daha etkin değerlendirilmiş olacaktır. Bu amaca yönelik olarak dünyada ve Türkiye'de mevcut linyit rezervlerinin durumu ve ortalama fiziksel ve kimyasal özellikleri verilerek Türkiye'de ve dünyada kullanılan yanma sonrası baca gazı arıtma prosesleri

incelenmiş, bunlar arasından en yaygın kullanılan ıslak yöntem, yaygınlaşmakta olan püskürtmeli kurutma ve gelişmekte olan kuru enjeksiyon yöntemleri seçilerek irdelenmiştir. Yöntemlerde kullanılacak sorbent olarak kireçtaşı, kireç ve trona seçilmiştir. Proseslerin ekonomikliğini etkileyen en önemli parametrelerden olan sorbent maliyetini düşürmek ve SO_2 tutma verimini arttırmak amacıyla Beypazarı trona yataklarının değerlendirilmesi konusunda araştırma yapılmıştır. Desülfürizasyon yöntemleri arasında ekonomik mukayese yapmak amacıyla yatırım maliyetlerinin hesaplanmasında Gutrie yöntemi kullanılmıştır. Termik santral kapasitesi, kullanılacak kömürün ısıl değeri ve toplam kükürt yüzdesi değişkenlerine bağlı olarak baca gazı arıtma tesislerinin seçilecek yöntem ve sorbente göre yatırım ve işletme maliyetini hesaplayabilen Turbo Pascal programlama dilinde bilgisayar programı yazılmıştır. Programda ıslak yöntem için iki (kireçtaşı ve trona), püskürtmeli kurutma yöntemi için iki (kireç ve trona) ve kuru enjeksiyon için üç (kireçtaşı, kireç ve trona) farklı sorbent için yatırım ve işletme maliyeti hesaplanabilmektedir. Proseslerin yatırım maliyetlerinin, kapasite ve kullanılan kömürün kükürt yüzdesine bağlı olarak üç boyutlu grafikle gösterimi yapılmış ve bu değişkenlerin bir fonksiyonu olarak maliyet modeli geliştirilmiştir.

ECONOMIC AND TECHNICAL ANALYSIS OF THE DESULFURIZATION PROCESSES AT LIGNITE USING THERMAL POWER STATIONS

SUMMARY

In our country, the main goal of energy policy should be identified as ‘’to obtain the required energy safely, inexpensively,of good quality and in a cleaner way and procure the energy parallel to the development rate and social growth”. Besides increasing the efficiency in energy production and using the renewable energy sources, showing particular care to maintain the variety in energy sources by using the native sources should be the important principles of our energy policy. But unfortunately, Turkey might have supplied her increasing energy demand by importing and our dependency to abroad in primary energy sources increased to 73,5% during the last years. Today 40% of world’s electrical power production is supplied from coal. In many of developed and developing countries coal is still the main energy source and it is assumed that it will be the most consumed energy source and it is assumed that it will be the most consumed energy source in electrical power production in the future. Lignite, as our native energy source, has a considerable position among fosil fuels. The low calorific value and high sulfur content of our lignite removed it’s transportability chance and because of this the thermal power stations are constructed nearby the lignite sources. Existing power stations have been confronting some environmental problems due to that low quality lignite. But with the advanced emission control and using advanced boiler/combustion technology and by taking the required precautions it is possible to minimize those adverse environmental effects. In 2007, 48,2 % of electrical power production of Turkey is accomplished by thermal power plants which are managed by EÜAŞ, and 58,4 % of this production is achieved by coal burning plants. But only 53% of those plants have flue gas desulfurization units. Since desulfurization units bring additional cost over the electricity production cost, lowering the capital investment of these desulfurization units denotes a great importance. Since by physial methods in sulfur reduction of coal before combustion can achieve 10-40 % of sulfur removal, methods of desulfurization of the gas after combustion have been given more attention.

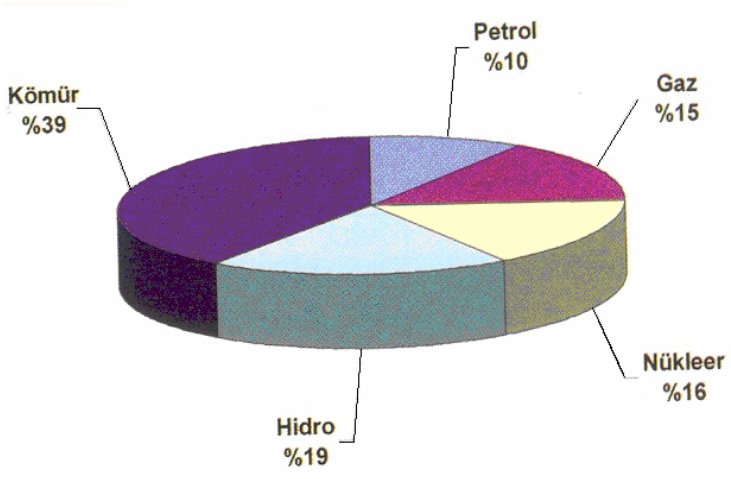
In this study tecnical and economical investigation is aimed for certain desulfurization methods which remove/reduce the adverse effets of sulfur dioxide (SO_2) on environment and human health arise from emissions of lignite using thermal power plants. Thus, lignite, native energy source of Turkey can be evaluated in a more effective way. Orienting to this aim, existing situation of the reserves of lignite and it’s average physical and chemical properties are given, the post-combustion desulfurization units used in the world and in Turkey are investigated. Among the desulfurization units; the most prevalent wet method, becoming widespread spray dry method and developing dry sorbent injection methods are selected and examined. As a sorbent that is going to be used in these methods , lime, limestone and trona are selected. In order to lower the sorbent cost which is the most

important parameter effecting the economics of desulfurization processes and to increase the efficiency of SO_2 reduction, evaluation of BEYPAZARI trona reserves is researched. For economic comparison among the desulfurization techniques capital investments of them are calculated by using Gutrie Method. A computer programme in Turbo Pascal programming language is written in order to calculate the capital investment and operation cost for the selected methods using selected sorbents by taking the capacity of thermal power plant calorific value and total sulfur content of the coal as indepentend parameters. By using this programme capital investment and operating costs can be calculated for two different sorbents (limestone and trona) in wet method, two different sorbents (lime and trona) in spray drying method and three different sorbents (limestone, lime and trona) in dry sorbent injection method.

The capital investment costs of desulfurization processes are demonstrated by 3-dimensional graphics as a function of the thermal power plant capacity and coal sulfur content and capital invesment models for these methods are developed.

1. GİRİŞ

Sanayileşme ile birlikte ülkemizin enerji artan ihtiyacını karşılamak amacıyla enerji tasarrufuna, yeni ve yenilenebilir enerji kaynaklarına yönelirken yerli enerji kaynağımız olan ve yaklaşık 8.3 milyar ton rezerve sahip olan linyit kömürünün elektrik santrallerinde değerlendirilmesi ihmal edilmiştir. Yerli linyitlerimizin düşük ısıl değerli (%65'i 2000 kcal/kg'ın altında) ve yüksek kükürt içerikli (%1.4-4.65) olması hava-çevre kirliliği ve dolayısıyla insan sağlığı açısından önemli sakıncalar yaratmaktadır [1]. Bu sakıncaların ortadan kaldırılmasına yönelik olarak yanma öncesi kömürden kükürt giderme, yanma sırasında boylerde kükürt dioksit giderme ve yanma sonrasında baca gazından kükürt dioksit giderme gibi yöntemler kullanılmaktadır. Yanma öncesi kömürden kükürt giderme kömürün alışılagelmiş ve ileri fiziksel tekniklerle, kırma, öğütme, jigler, ağır ortam tankları, siklonlar ve köpük yüzdürme yöntemleri ile toplam kükürdün %10 ila %40 arasındaki bölümü giderilmiş olmakta organik kükürt giderme için ise kimyasal ve biyolojik yöntemlerin uygulanması gerekmektedir. Fiziksel yöntemle kömürden kükürt ayrımı kömürün tonu başına 1-5 $'a mal olmakta ve temizlenme tesisinin kurulması 1-2 seneyi bulmaktadır [2]. Ancak bu yatırıma rağmen kömürün organik bağlı kükürdünü gidermek mümkün olamamaktadır. Böylece yanma sonrası baca gazında kükürt dioksit (SO_2) gidermenin daha etkin olacağı görülmektedir.



Şekil 1.1 : Dünya Elektrik Üretiminin Kayanaklara Göre Dağılımı [3].

2003 yılı itibariyle, dünya toplam elektrik üretiminde kullanılan kaynaklar içerisinde en büyük pay, %40 ile kömürdür. Kömürü %20 ile doğalgaz, %16 ile hidrolik ile nükleer, %7 ile petrol ve yaklaşık %2 ile diğer kaynaklar izlemektedir[4]. 2006 yılı verilerine göre ise Şekil 1.1'den de görüleceği üzere dünyadaki elektrik üretiminde kömür %39 ile yine ilk sırada, hidrolik %19 ile ikinci, nükleer %16 ile üçüncü, doğalgaz %15 ile dördüncü, petrol %10 ile beşinci sıradadır [3]. Şekil 1.1'de dünya elektrik üretiminin kaynaklara göre dağılımı gösterilmektedir.

Enerji Sektöründe özelleştirme uygulamalarının aracı olarak yap-işlet-devret (YİD), yap-işlet (Yİ) ve işletme hakkı devri (İHD) modelleri kullanılmıştır. 1999 yılında, 4446 sayılı yasa ile Anayasa değişikliği yapılarak devlet tarafından gerçekleştirilen yatırım ve hizmetlerin özel hukuk sözleşmeleri gerçek ve tüzel kişilere yaptırılabilmesi veya devredilebilmesi, bu sözleşmeler nedeniyle doğacak uyuşmazlıklarda uluslar arası tahkime gidilebilmesine müsaade edilmiştir. Bunu yeterli görmeyen OECD uluslar arası tahkime ilaveten, EPKD (Enerji Piyasası Denetleme Kurulu) kararlarına karşı itirazın Danıştay'a değil uzmanlardan oluşacak bir panele yapılmasını önermektedir [5].

Türkiye'de 2002 verilerine göre elektrik sektöründe üretimin %71,3'ü kamu santralleri, %13'ü YİD, Yİ, İHD santralleri, %14,6'sı otoprodüktör şirketler, %1,1'i imtiyaz şirketleri tarafından gerçekleştirilmiştir. 2006 yılı 2. döneminde ise elektrik enerjisi üretiminin %48,72'si Elektrik Üretim A.Ş.(EÜAŞ) ve EÜAŞ'a bağlı ortaklıklar, %41,59'u YİD, Yİ, İHD ve diğer imtiyaz şirketleri, %9,69'u otoprodüktörler tarafından gerekleştirilmiştir. [5].

Elektrik üretiminde ülkelere göre kömür kullanım payları; Polonya'da %94, Güney Afrika Cumhuriyeti'nde %92, Çin ve Avustralya'da %78, Kazakistan'da %71, Hindistan'da %70, Çek Cumhuriyeti'nde %67, Yunanistan'da %64, Almanya ve ABD'de ise %51'dir. Ülkemizde 2005 yılı sonu itibariyle elektrik üretiminde kömür %25 oranında kullanılmış olup bu oranın sadece %19'u yerli kömürün, kalan %6,2'si ise ithal kömürün payıdır [4]. Kömür rezervleri bakımından şanslı ülkelerde doğalgaz kullanımı istisnadır. Görece yüksek oranda doğalgaz kullanan ülkeler sırasıyla; Türkiye %43,5, Rusya %43, Pakistan %36, Ukrayna %32, Macaristan %30 ve Endonezya %22'dir. Bu ülkelerden Rusya'nın 82 yıl, Ukrayna'nın 61 yıl Endonezya ve Pakistan'ın 35 yıl kendilerine yetecek doğalgaz kaynakları bulunmaktadır. Bununla beraber, ülkemizde önemli sayılabilecek bir doğalgaz

rezervi yoktur. Ülkemizde elektrik sektörünün, özellikle 1990'lardan itibaren dönüştürülmeye başlanan yeni yapısı ile, kömür değil, doğalgaz yatırımları tercih edilmiştir. Kömüre dayalı kurulu güç 1990'dan 2004'e %60 artarken, doğalgaza dayalı kurulu güç %450 artmıştır [4].

Bu özelleştirme sürecinde kömüre dayalı yapılan tek santral, 2004 yılında Adana'nın Yumrtalık ilçesinde bir Alman konsorsiyumunca inşa edilen Sugözü Termik Santrali'dir. 1210 MW gücündeki bu santral, Kolombiya'dan getirilen ömürlerle çalıştırılmaktadır. Oysa 150-200 kilometre uzakta bulunan Adana Tufanbeyli İlçesinde ve Kahramanmaraş Elbistan Havzası'nda termik santrallerde tüketime uygun önemli miktarlarda kömür rezervleri bulunmaktadır [5]. Tablo 1.1'de ülkelere göre elektrik kurulu gücü görülmektedir.

Tablo 1.1 : OECD ve AB Ülkelerinde Elektrik Kurulu Gücü (2005 Yılı, GW) [3].

Ülke	Termik	Nükleer	Hidrolik	Diğer	TOPLAM
ABD	584.1	97.1	98.1	5.1	784.8
Almanya	79.8	22.3	8.9	2.7	113.6
Finlandiya	10.6	2.6	2.9	0.02	16.1
Fransa	25.5	6.7	25.1	0.3	112.6
İspanya	25.3	7.3	16.6	0.8	50.0
İsveç	6.5	10.1	16.3	0.2	33.0
Japonya	13.,9	45.1	43.9	0.5	222.4
Kanada	32.3	10.6	67.0	0.05	109.4
TÜRKİYE	26.6	-	12.9	0.07	39.6

Tablo 1.2'de ülkelere göre kişi başına elektrik tüketimi görülmektedir. Ülkemizde kişi başına elektrik tüketimi gelişmiş ülkelere göre düşük seviyededir. Yıllık ortalama %8 oranında artan elektrik tüketimizi karşılamak üzere yerli enerji kaynaklara dayanan yatırımlar yapılmalıdır.

Tablo 1.2 : Kişi Başına Elektrik Tüketimi (2005 Yılı İtibariyle) [3].

Ülke	Kişi Başına Elektrik Tüketimi (kWh)
Gelişmiş Ülkeler	8900
ABD	12322
Avrupa Birliği	6000
TÜRKİYE	2200
Dünya Ortalaması	2500

Tablo-1.3'te Türkiye'nin linyit kimliği görülmektedir.

Tablo 1.3 : Türkiye'nin Linyit Kimliği [6].

Rezerv	8.31 milyar ton
Görünür Rezerv Yüzdesi	%72
Ortalama Isıl Değer	1807 kcal/kg
Ortalama Nem	%41.8
Ortalama Kül	%21.5
Ortalama Kükürt	%1.85

Tablo 1.4 ve Tablo 1.5'te sırasıyla Türkiye birincil enerji kaynakları üretimi ve tüketimi görülmektedir. 2000 yılına değin linyit üretimi ve tüketimi görülmektedir. 2000 yılına değin linyit üretim ve tüketimi hızla artmakta iken bu tarihten sonra azalma göstermiştir [7].

Tablo 1.4 : Türkiye Birincil Enerji Kaynakları Üretimi [7].

Yıllar	Taşkömürü (Bin ton)	Linyit (Bin ton)	Asfaltit (Bin ton)	Petrol (Bin ton)	Doğalgaz (10^6 m^3)	Hidrolik (GWh)	Jeotermal	
							Elektrik (GWh)	Isı (Bin ton)
1985	3605	35869	523	2110	63	12045	6	232
1990	2745	44407	276	3717	212	23148	80	364
1995	2248	52758	67	3516	182	35541	86	437
2000	2392	60854	22	2749	639	30879	76	648
2005	2170	55282	886	2281	980	39561	94	926

Bu azalmadaki etkenlerden evsel ısınma da linyit kömürü ve kömürün yerini doğalgazın alması ki bu hava kirliliği açısından olumlu bir gelişmedir. Ancak 1995 yılında elektrik ihraç eder durumda iken 2000 yılında yıllık 3791 GWh elektrik ithal

etmemiz ise dışa bağımlılık açısından olumsuz bir gelişme olmuştur. Tablo 1.6'da Türkiye'nin yıllara bağlı elektik ithalatı görülmektedir.

Tablo 1.5 : Türkiye Birincil Enerji Tüketimi [7].

Yıllar	Taşkömürü (Bin ton)	Linyit (Bin ton)	Asfaltit (Bin ton)	Petrol (Bin ton)	Doğalgaz (10^6 m^3)	Hidrolik (GWh)	Jeotermal	
							Elek. (GWh)	Isı (Bin ton)
1985	6189	34767	523	17270	68	12045	6	232
1990	8191	45891	287	22700	3418	23148	80	364
2000	15525	64384	22	31072	15086	30879	76	648
2005	19421	56577	738	30016	27314	39561	94	926

Tablo 1.6 : Yıllara Göre Türkiye Elektrik İthalatı [8].

Yıllar	Elektrik İthalatı (GWh)
1985	2142
1990	176
1995	0
2000	3791
2005	636

Doğalgazın temiz bir yakıt olarak evsel ısınmada kullanımı makul karşılanabilir olmakla birlikte linyite göre daha pahalı olmaktadır. Doğalgaz fiyatı 1319 cent/10^6 kcal iken linyit ortalama 700 cent/10^6 kcal'lik bir maliyete sahiptir [9]. Bu durumda linyite dayalı merkezi ısıtma santralleri kurularak bölgesel olarak belli büyüklükteki yerleşim yerlerinin ısınma ihtiyacının sağlanabileceği değerlendirilmektedir. Tek handikap olarak linyitin yüksek kükürt içeriğine sahip olması sebebiyle oluşacak kükürt dioksit (SO_2)'in çevre ve insan sağlığına vereceği zarar olacaktır [10]. Ancak bunun içinde ekonomik olarak uygun baca gazı arıtma (desülfürizasyon) yöntemleri kullanılabilmektedir.

1.1. Linyit Rezervleri

Doğu, iç ve Batı Anadolu'da kayda değer miktarda neojen yaşlı linyit rezervleri bulunmaktadır. Akdeniz, Karadeniz ve Güneydoğu Anadolu'da önemli linyit oluşumlarına rastlanmamaktadır. Doğu Anadolu'da yer alan, yaklaşık 3.6 milyar

tonluk linyit rezervlerinin 3.2 milyar tonluk bölümü, Türkiye'nin en büyük linyit havzası olan Afşin-Elbistan'a aittir [11].

Tablo 1.7 : Linyit Rezervlerinin Bölgelere Göre Dağılımı [5].

Bölgeler	Toplam Rezerv (milyon ton)
Marmara Bölgesi	825
Karadeniz Bölgesi	215
İç Anadolu Bölgesi	1325
Güney Anadolu Bölgesi	53
Ege Bölgesi	2014
Doğu Anadolu Bölgesi	3580
Akdeniz Bölgesi	363
Toplam	8375

Tablo 1.7'de yer alan linyit rezervlerinin yaklaşık olarak %68'ini alt ısıl değer olarak 8.4 MJ/kg değere sahip linyitler oluşturmaktadır.Türkiye'deki linyitlerin ısıl değerlerinin oldukça düşük olduğu görülmektedir.

Beypazarı neojen havzası yaklaşık 600 milyon tona ulaşan linyit rezervi ile orta Anadolu'nun önemli kömür havzalarından biridir [12]. Yöredeki linyit yatakları, havzanın Çayırhan ve Koyunoğlu bölümlerinde yeralmaktadır. Çayırhan kömür sahasının Doğu-Batı yönündeki uzanımı yaklaşık 20 km.dir Alt linyit düzeyi, işletilmekte olan üst linyit düzeyinin 150 m. Altında olup, dar sayılabilecek bir alanda yayılım gösterir. Alt linyitlerin 90 milyon ton, üst linyitlerin 450 milyon tonluk bir toplam rezerve sahip oldukları belirlenmiştir. .Bunlardan üst linyit düzeyi 1966 yılından bu yana Orta Anadolu Linyitleri İşletmesi tarafından işletilmekte iken 2005 yılında Park Holding'e işletme hakkı devredilmiştir. Üst linyitlerin Çayırhan sahası indeki kalorifik değerleri 2700-3000 kcal/kg arasında değişir. Kükürt ve kül içeriği genellikle yüksek olup, ortalama kükürt %5, kül %41 düzeyindedir. Koyunağılı yöresindeki linyit rezervi 60 milyon ton olup ortalama kalorifik değeri 2540 kcal/kg kül ve kükürt içeriği %36,9 ile %2,51 olup nem miktarı %25,73 mertebesindedir [12].

Manyetik Ayırma; Kömürün diyamanyetik,piritin ise paramanyetik olmasından doğan manyetik özellik farklılığı, piritin kömürden uzaklaştırılmasında manyetik

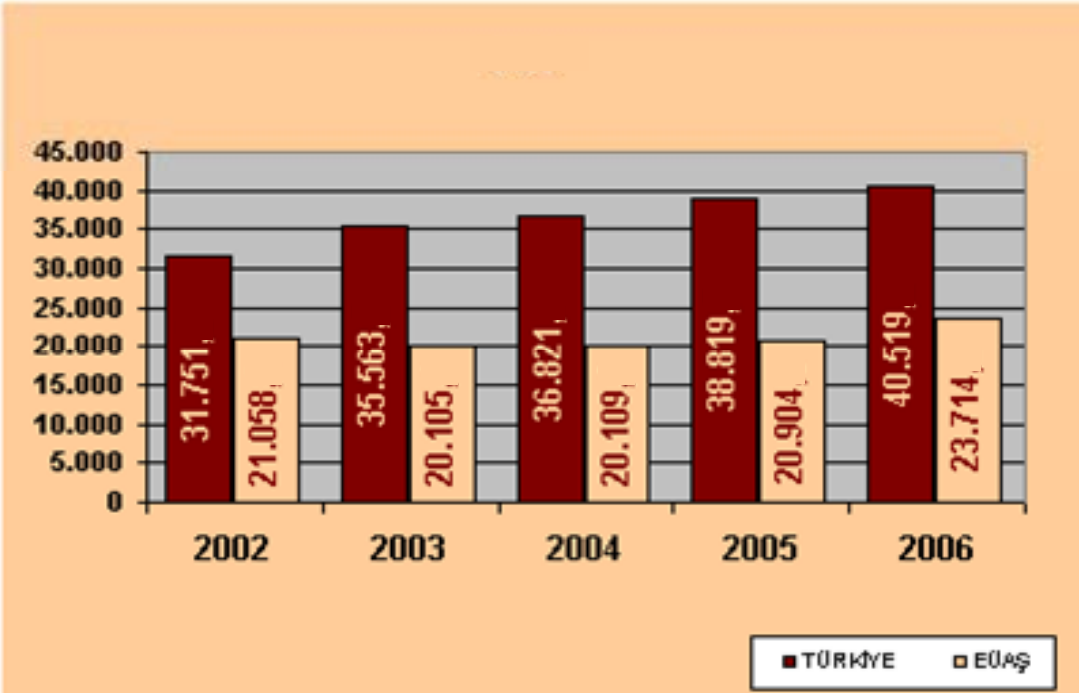
ayırma yönteminin uygulanabileceğini göstermektedir[11]. Laboratuvar çapında yapılan bir çalışma ile yüksek alan şiddetli manyetik ayırıcı kullanılarak-48+200 mesh'e öğütülmüş "Upper Freeport" kömürlerindeki kükürt oranı % 2,58'den %1.09'a,Pittsburgh kömürlerinde ise % 4,38'den % 1.94'e düşürülebilmiştir.

Yüksek alan şiddetli Carpco Laboratuar tipi yaş manyetik ayırıcı kullanarak 100 mesh'in altına ufaltılmış kömür numuneleri ile % 10 pülp yoğunluğunda ve 24000 Gauss'luk manyetik alanda piritik kükürdün kömürden uzaklaştırılmasına .çalışmış olup alınan sonuçlar Tablo 1.8'de gösterilmiştir.

Tablo 1.8 : Çeşitli Kömürlerden Yüksek Alan Şiddetli Ayırma Yöntemi İle Piritik Kükürdün Uzaklaştırılması [11].

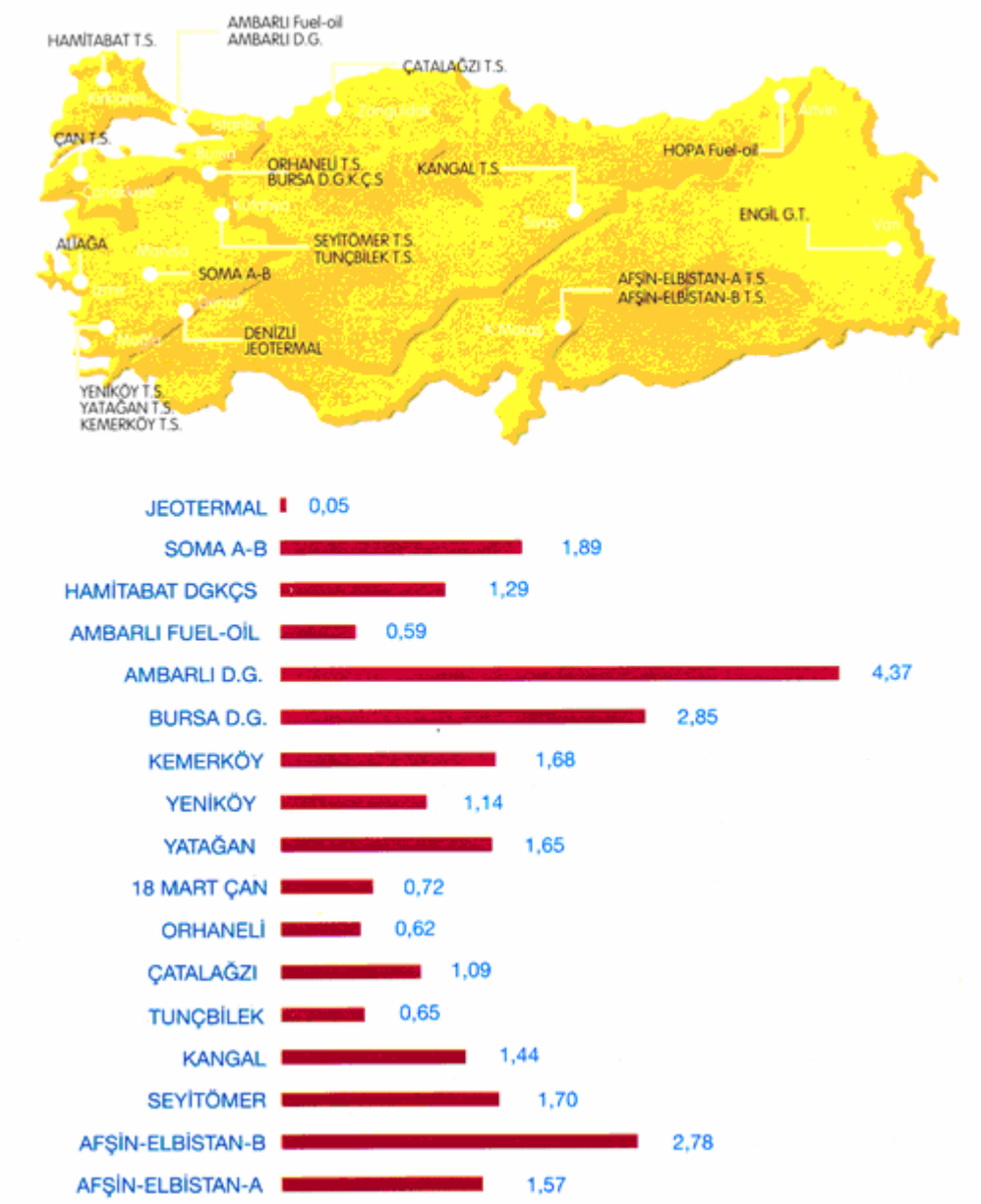
Kömür Yatağı	Beslenen Kömür		Temiz Kömür		Ayırma Verimi (%)
	Toplam S (%)	Piritik S (%)	Toplam S (%)	Piritik S (%)	
Muğla-Yatağan	3.91	1.30	2.35	0.26	80.0
Aydın-Söke	2.97	1.00	2.10	0.13	87.0
Ankara-Beypazarı	5.00	2.10	3.20	0.13	85.7
Çanakkale-Asmalıköy	3.78	1.90	2.15	0.27	85.8
İstanbul-Kilyos	6.66	3.80	3.30	0.44	85.8
Afşin-Elbistan	1.62	1.20	0.48	0.06	95.0
Şırnak(Asfaltit)	2.94	1.80	1.40	0.26	85.6

Bazı ısısal ve kimyasal işlemler sonunda piritin manyetik duyarlılığının artırılabileceği bulunmuş ve 200-300 °C'de hava veya buharla muamele edilen kömürlerdeki paramanyetik sülfürlerin yüzeylerinde ferromanyetik bir oksit filminin oluşmasının manyetik duyarlılığının artmasına neden olduğu saptanmıştır.Yapılan bir araştırma,basınç altında yapılan oksitleyici bir alkali ekstraksiyon işlmenin kömür/pirit parçacıklarının manyetik duyarlığını artırdığını göstermiştir [11].



Şekil 1.2 : Türkiye EÜAŞ Kurulu Güç Gelişimi (MW) [8].

2007 yılında kurulu gücün 40819 MW olduğu bilinmekte ve Şekil 1.2'den de görüleceği gibi 2002-2007 yılları arasında EÜAŞ kurulu gücü %28.5'lik artış ile yıllık ortalama %4.75 artmıştır. Buna mukabil büyüme ve enerji sarfiyatı daha fazla artış gösterdiğinden Türkiye'nin artan enerji ihtiyacı yurtdışı ithalatına bağımlı doğalgaz ile karşılanmaya çalışılmıştır. Sonuç olarak bugün Türkiye'nin birincil enerjide dışa bağımlılık oranı %73'e ulaşmış bulunmaktadır[13].



Şekil 1.3 :EÜAŞ ve Bağlı Ortaklık Termik Santrallerinin 2006 Yılı İtibari İle Türkiye Üretimine Katkısı (%) [7].

Şekil 1.3'den de görüleceği gibi Türkiye'nin yıllık elektrik üretiminin %18'i EÜAŞ'a bağlı linyitle çalışan termik santrallerden sağlanmaktadır. Linyitle çalışan EÜAŞ'a bağlı termik santrallerdeki elektrik üretimi toplam EÜAŞ termik elektrik üretiminin %53.7'sine tekabül etmektedir.

Tablo 1.9 : Türkiye'de Çeşitli Kaynaklara Ait SO_2 Emisyonları [14].

10^3 Ton	1990	2000	2010 (Tahmini)
Güç Santralleri	432	912	1735 (% 49)
Sanayi	345	126	1014 (% 28)
Ulaşım/Taşıt	58	94	163 (% 4)
Evsel Kullanım	287	472	616 (% 17)
Tarım	28	62	72 (% 2)

Tablo 1.9'da Türkiye'de kükürt dioksit emisyon miktarları, kaynaklara göre dağılımı ve 2010 yılı projeksiyonları verilmektedir. Tablodan görüleceği gibi her 10 yılda bir güç santrallerinden yayılan SO_2 emisyon miktarı ikiye katlanmakta, çevre ve insan sağlığı için bir tehdit oluşturmakta ve desülfürizasyon tesislerinin kurulmasını zorunlu kılmaktadır.

Termik santrallerin civarında oluşan SO_2 gazı, tarım arazileri ile bitki örtüsü üzerinde asit yağmuru şeklinde çökmektedir. Ekonomik değerli bitkilerin verimleri düşmekte, toprakların asitlenmesiyle besin mikterı ve mikrobiyolojik faaliyetler azalma göstermektedir. Tarım alanlarında ceviz, badem, şeftali, tütün, armut gibi hassas ürünlerin ölmesi ile gaz konsantrasyonuna bağlı olarak tüm meyve ağaçlarında verimin düşmesi gözlemlenmektedir. Baca çıkışlı SO_2, NO_2 ve partikül maddelerin tarla ürünleri, meyve ağaçları ile zeytinliklerde verimi azalttığı tespit edilmiştir [15].

SO_2, NO_2 ve tozlar milli servet olan ormanları da olumsuz etkilenmektedir. Örneğin Yatağan, Yeniköy ve Kemerköy Termik santralleri çevresinde SO_2'ye hassas ağaçlar şu şekilde belirlenmiştir; katır tırnağı, Kıbrıs akasyası, karaağaç, okaliptus, ceviz, sahil çamı, kızıl çam, zeytin, kavak, meşe. Zararlı gazlar miktar ve süre itibariyle fazlaca eltili olurlarsa, yapraklı ağaçların yaprak uçlarında kızarma ve yaprak damarları arasında kahverengi lekeler meydana gelir. Bitkilerin yeşil rengi açık sarı veya sarıya döner. Termik santraller çevresinde kuru ve yağmursuz havalarda kronik zararlar, az yağmurlu havalarda ise akut zararlar ortaya çıkar. Ormanlar hakim rüzgar yönüne aksi yönde ise veya yoğun gaz konsantrasyonu bulunmuyorsa, SO_2' ye hassas ağaçlar ölürken dayanıklı olanlar canlı kalabilir. Özet olarak, biyokimyasal ve fiziksel deneysel sonucu; fotosentez kaybı, solunum oranındaki değişimler, kök/gövde oranındaki değişim, yaprak dokularında mikroskobik değişimler gibi etkiler tespit edilmiş bulunmaktadır.

1920'li yıllarda İngiltere'de büyük ölçekli enerji santrallerinin kurulması ile büyük miktarda SO_2 yayınımı halk sağlığını tehdit etmeye başlamıştır.İlk de sülfürizasyon ünitesi 1931 yılında Londra enerji şirketi'ne bağlı battersea santralinde kuruldu.1935 yılında ikinci baca gazı arıtma sistemi Swansea enerji şirketince battersea'dekine benzer olarak kuruldu.Üçüncü ana arıtma sistemi 1938 yılında fulham Güç istasyonunda kuruldu.Bunların kullanımı ikinci dünya savaşı sürenince durduruldu ve 1970'li yıllara kadar büyük ölçekte bir arıtma yapılmazken Japonya ve Amerika Birleşik Devletleri'nde gelişmeler yaşanmıştır.

Haziran 1973 itibariyle 5MW'tan 250 MW'a kadar değişen ölçeklerde mevcut 42 adet baca gazı arıtma ünitesinin 36 adeti Japonya'da 6 adeti ABD'de bulunmakta idi.2000 yılına geldiğimizde 27 farklı ülkede toplam kurulu gücü 229 GW'a ulaşan 678 adet baca gazı arıtma ünitesi bulunan termik santral mevcuttu. Bunların %45'i ABD'de %24'ü Almanya'da;%11'i Japonyada ve %20'si diğer ülkelerde idi. Bu arıtma ünitelerinin199 GW'a tekabül eden %79'luk kısmı kireç veya kireçtaşı kullanan ıslak yöntemi,25 GW'a tekabül eden %18'lik kısmı da püskürtmeli kurutma veya sorbent enjeksiyonu yöntemi ile baca gazı arıtma yapmakta idi. 1990 yılında ABD'de CAAA (Clean Air Act Amendment) imzalanmış ve hava kalitesinin korunması amaçlanarak yanmadan kaynaklanan tüm emisyonların azaltılması amaçlanmıştır. 2000 yılına gelindiğinde ülkede enerji tüketimi 1970 yılının 2 katına çıkmış olmasına rağmen kirletici emisyon değerleri 1970 seviyesinin de altına düşürülmüştür. 2000 yılında Karbon monoksit emisyonunda 1990 yılı değerinden %31 azalma, kükürt dioksitte %27, partikül maddede %71 azalma ve kurşunda %98 azalma kaydedilmiştir [16]. 1963 yılında başlayan "temiz hava" hareketi aralıksız devam etmektedir

1.2. Çalışmanın Amacı

Ülkemizde, enerji politikalarının ana hedefi, "gerekli olan enerjinin güvenilir, ucuz, kaliteli, temiz ve öngörülen kalkınma hızı ile sosyal gelişmeyi destekleyecek şekilde temin edilmesi" olarak benimsenmelidir. Enerji üretiminde verimliliğin arttırılması ve daha temiz enerji kaynaklarının kullanılmasının yanında, yerli kaynaklar ile çeşitliliğin sağlanmasına da özen gösterilmesi enerji politikalarımızın önemli prensipleri olmalıdır. Ancak Türkiye hızla artan enerji ihtiyacının büyük bölümünü

dış kaynaklardan sağlamak durumunda kalmış ve son senelerde birincil enerjideki dışa bağımlılığımız %73.5 olmuştur[13].

Günümüzde dünyada elde edilen elektriğin %40' tan fazlası kömür ile elde edilmektedir. Dünyada gelişmiş ve gelişmekte olan pek çok ülkede kömür önemli bir enerji kaynağıdır ve uzun bir süre daha elektrik enerjisi üretiminde en çok kullanılan yakıt olacağı tahmin edilmektedir. Yerli fosil yakıtlar arasında linyitlerimiz önemli bir yer tutmaktadır. Linyitlerimizin ısıl değerlerinin düşük, kül ve kükürt oranlarının yüksek olması, bu yakıtın taşınabilirliğini ortadan kaldırmakta olup, santralin linyit yatakları civarında kurulmasını gerektirmektedir. Mevcut kurulu santrallerimiz, bu düşük kaliteli linyitlerin kullanımından kaynaklanan birtakım çevresel sorunların yaşanmasına neden olmuştur. Ancak gelişmiş emisyon kontrolü ve kazan/yakma teknolojilerinin kullanılması ve gerekli önlemlerin alınması ile bu olumsuz çevresel etkilerin en az düzeye indirilmesi mümkün olabilmektedir.

Yerli enerji kaynağımız olan linyitlerin elektrik üretiminde yaygınlaştırılması gerektiği stratejisinden hareketle, linyit kullanımı sonrası çevreye ve canlıya zarar veren yanma gazları içindeki kükürt dioksitin giderilmesi prensibinin (desülfürizasyon prosesi) ekonomikliğinin incelenmesi bu çalışmanın ana amacıdır. Desülfürizasyon proseslerinin ekonomikliğini etkileyen önemli parametrelerden birisi de kullanılan arıtıcı maddenin (sorbent) maliyetidir. Bu çalışma kapsamında, desülfürizasyon proseslerinde kullanımı çok yaygın olan kalsiyum temelli sorbentlerle birlikte Beypazarı trona mineralinin de sorbent olarak kullanılabilirliği göz önüne alınarak üç farklı desülfürizasyon yöntemi için proses akım şemaları, kütle/enerji denkliklerinin çıkarılması ve tasarım hesaplamaları amaçlanmış; çeşitli kapasite, farklı kükürt içeriği ve ısıl değere sahip linyit kullanan termik santraller için öngörülen desülfürizasyon proseslerinin yatırım ve işletme maliyetini hesaplayacak bir bilgisayar programının geliştirilmesi planlanmıştır.

Desülfürizasyon sonunda açığa çıkan atığın değerlendirilmesi ve de ekonomik değeri olan bir ürün halinde satışının mümkün olabilmesi yöntemler arasında ekonomikliği etkileyen parametrelerdendir. Bu çalışmada yerli kaynağımız olan Beypazarı tronasının desülfürizasyon proseslerinde değerlendirilmesi araştırılırken diğer taraftan açığa çıkacak atığın değerlendirilmesi hedeflenmiştir.

2. KÜKÜRT DİOKSİT ARITMADA KULLANILAN SORBENTLER

2.1. Kalsiyum İçeren Sorbentler

Kireçtaşı ve dolomit kalsiyum içeren sorbentlerdendir. Kireçtaşı, kimyasal ve organik etkilerle akarsularda çöken maddelerin oluşturduğu bir kayaçtır. Bütün jeologlar kireçtaşının, safsızlıklar hariç, dört ana mineralden oluştuğunu belirtmektedirler, kalsit, aragonit, dolomit ve manyezit [17]. Kireçsütü içeren maden yatakları, bileşimlerinde ayrıca aragonit ve kalsiyum karbonat da bulundurmaktadır .

Kireçtaşı, kimyasal bileşimi esas alınarak şu şekilde sınıflandırılmaktadır;

a) Kalsiyum içeriği yüksek kireçtaşı: Yüksek oranda kalsiyum karbonat ile %5'den daha az magnezyum karbonat içerir.

b) Magnezyum içeriği yüksek kireçtaşı: Kalsiyum karbonat'ın yanısıra %5-20 kadar da magnezyum karbonat içerir.

c) Dolomit: Kalsiyum karbonat ve %26-46 kadar da magnezyum karbonat içerir.

Kireçtaşlarının gözenekliliği değiştiği için birim hacminin ağırlığı da ≈2000-2800 $kg.m^{-3}$ arasında değişmektedir. Eğer Ca/Mg=1 olursa, bu dolomit'in, kireçtaşının bozunması ile oluştuğu söylenebilir.

2.1.1. Dolomit ile kireçtaşının kalsinasyonu

Kireçtaşı ve dolomit ısı etkisiyle hızla kalsine olmakta ve ayrışma sıcaklığı ortamdaki karbon dioksit'in derişimi ile kısmi basıncına bağlı olarak değişmektedir. Kalsiyum karbonat'ın saf (%100) karbon dioksit atmosferinde ve atmosferik basınçtaki (101.3 kPa) ayrışma sıcaklığı 1171 K olarak saptanmıştır. Akışkan yataklı yakıcıların çalışma koşullarında ise bu sıcaklık 1073-1173 K aralığında değişmektedir. Dolomit'in magnezyum karbonat bileşeninin, saf karbon dioksit ortamında ve atmosferik basınçtaki ortalama ayrışma sıcaklığı 998 K olarak saptanmıştır; kalsiyum karbonat bileşeninin ise, aynı koşullar altındaki ayrışma sıcaklığının daha yüksek olduğu bilinmektedir; yani, dolomit'in kalsinasyon

tepkimesi iki aşamada gerçekleşmektedir. Kireçtaşı (2.1) ve dolomit'in (2.2-2.3) kalsinasyon tepkime denklemleri şunlardır:

$$CaCO_3 + \text{ısı} \rightleftharpoons CaO + CO_2 \quad \textbf{(2.1)}$$

$$MgCO_3.CaCO_3 + \text{ısı} \rightleftharpoons MgO.CaCO_3 + CO_2 \quad \textbf{(2.2)}$$

$$MgO.CaCO_3 + \text{ısı} \rightleftharpoons MgO.CaO + CO_2 \quad \textbf{(2.3)}$$

Dolomit'in farklı sıcaklıklarda gerçekleşen iki kademeli kalsinasyonu sırasında, kalsiyum oksit'in oluştuğu yüksek sıcaklıklarda magnezyum oksit sinterleşebilmektedir [17].

2.2. Magnezyum İçeren Sorbentler

Magnezyum oksit ve magnezyum karbonat içeren sulu çözeltiler kullanılarak baca gazı içerisindeki kükürt dioksitin $MgSO_3$ veya $MgSO_4$ tuzları şeklinde tutulabilmesi mümkün olabilmektedir. Mg bileşiklerini kalsiyum bileşiklerinden ayıran en önemli özellik oluşan $MgSO_3$ ve $MgSO_4$ tuzlarının rejenere edilmesi ve böylece prosesin daha ekonomik olmasıdır. Kükürt dioksitin giderilmesi sırasında aşağıdaki tepkimeler gerçekleşir;

$$MgCO_3 + SO_2 \rightarrow MgSO_3 + CO_2 \quad \textbf{(2.4)}$$

$$Mg(OH)_2 + SO_2 \rightarrow MgSO_3 + H_2O \quad \textbf{(2.5)}$$

$$MgSO_3 + 1/2\ O_2 \rightarrow MgSO_4 \quad \textbf{(2.6)}$$

$MgSO_3$ ve $MgSO_4$ tuzlarının kalsine edilmesi şeklinde gerçekleştirilen rejenerasyon sırasında %10-15 kükürt dioksit içeren bir gaz akımı elde edilebilmekte ve bu gaz akımının sülfürik asit üretimi amaçlı kullanımı uygun olmaktadır. Ancak, rejenerasyon için fazla miktarda enerji gereksinimi söz konusudur; ayrıca, işlem sırasında soğuyan gazların bacadan kolaylıkla atılabilmesi amacıyla yeniden ısıtılması için de enerji tüketilmektedir.

2.3. Sodyumlu Bileşikler

2.3.1. Sentetik soda

Sentetik soda kimya ve metalurji sanayiinde de yaygın kullanım alanı olan inorganic kimyasal olup, ilk olarak 1791'de LeBlanc tarafından üretimi gerçekleştirilmiş ancak hem saflık hem de fiyat açısından Solvay prosesi ile rekabet edemediği için tamamen bırakılmıştır. 1865'te Ernest Solvay Amonyak-Soda prosesini keşfederek soda üretiminde yeni bir devir başlatmıştır. Sentetik soda üretimi 1965 yılına kadar hızla gelişmiş, 1970 yılından sonra ise doğal soda üretimi gelişmeye başlamıştır [19].

Le Blanc yönteminde genellikle tuz sülfürik asit ile muamele edilir ve sodyum sülfat ile hidroklorik asit üretilir. Daha sonra sodyum sülfat kireçtaşı ve kömür ile ısıtılarak siyah kül elde edilir. Siyah kül kalsiyum sülfitle birlikte, sodyum karbonat ve reaksiyona girmemiş kömürden oluşur. Sodyum karbonat siyah külden su ile ekstrakte edilerek çekilir. Yöntemle ilgili reaksiyonlar (2.7) ve (2.8)'te görüldüğü gibidir.

$$Na_2SO_4 + 2C \rightarrow Na_2S + 2CO_2 \quad \textbf{(2.7)}$$

$$Na_2S + CaCO_3 \rightarrow Na_2CO_3 + CaS \quad \textbf{(2.8)}$$

Solvay Yönteminde hammaddeler tuz ve kireçtaşıdır. Sistemde büyük miktarlarda amonyak kullanıldığı halde, amonyak bir hammadde değildir. Çok az bir kayıpla sistemde geri kazanılır ve katalizör görevi görür. Bu yöntemle ilgili toplam reaksiyon (2.9)' da verilmiştir.

$$CaCO_3 + 2NaCl \rightarrow Na_2CO_3 + CaCl_2 \quad \textbf{(2.9)}$$

Bu reaksiyon kademeli olarak gerçekleşir. İlk adım karbondioksit ve kireç üretmek amacıyla kireçtaşının bir fırında kalsine edilmesidir. Kireç fırından alınır ve su ile söndürülerek kireç sütü oluşturulur. Doygun tuz (NaCl) çözeltisi amonyak ve karbondioksit ile muamele edilir. Reaksiyon sonunda amonyum klorür çözeltisi içinde çöken sodyum bikarbonat kristalleri süzülerek ayrılır. Bu kristaller yaklaşık 200 °C'de kalsine edilerek sodyum karbonat elde edilir [20].

Soda üretiminde Japon DUAL ve NA yöntemleri de kullanılmaktadır. DUAL veya AC prosesinde hammaddeler katı tuz, karbondioksit ve amonyak olup kireçtaşına gereksinim duyulmamaktadır [20].

2.3.2. Trona

Trona, tabiatta doğal olarak bulunan soda minerallerinden biridir. Trona çok kolay çözündüğü için satıhta mostra vermemekte, bu özelliği yüzünden ancak başka madenlerin aranması sırasında rastlanmaktadır. Buna rağmen bulunmuş yataklar oldukça büyük rezervler ihtiva etmektedir

Trona mineralinin özellikleri; Trona doğal olarak oluşmuş hidrate sodyum sesqui karbonatın ($Na_2CO_3.NaCO_3.2H_2O$) saf olmayan şeklidir. Alkali bir mineral olan trona cevheri içerdiği organik maddelerin dağılışına bağlı olarak kahverengiden sarıya kadar değişen renklerde olabilir. Saf numunelerde genellikle beyaz renkli cevher, şeffaf kristallenen tronanın Mohrs ölçeğine göre sertliği 2.5-3, yoğunluğu 2.1 gr/cm^3'tür. Asitte köpürür, suda çözünür ve ısının etkisi ile kalsinasyona uğrayarak sodaya (Na_2CO_3) dönüşür. Kalsinasyon işlemi esnasında karbondioksit ve su açığa çıkar [20].

Trona Yatakları doğada ince bantlar halinde su geçirmez şist, kil, kum tabakaları ile sıralı biçimdeki yataklarda bulunan tronanın oluşum koşulları şunlardır:

a) Kapalı göl havzalarına volkanik faaliyetlerden direk olarak gelen sodyum iyonunca zengin küllerin ve göl civarındaki volkanik faaliyet sırasında oluşan sıcak su kaynaklarının göle boşalması bol sodyum iyonu taşıması,

b) Ortama bol karbondioksit gelmesi,

c) Göl toplanma havzasına yayılan volkanizma ürünlerinden gelen yüzey suları sodyum iyonunca zengin kayaçlardan geçerken, iyon alışverişi türünden meydana gelen tepkimeler,

d) İklimin yarı evaporitik olması,

f) Tronaın çökelmesi için suyun pH değerinin 12'den büyük olması, su derinliğinin az olması, durgun olması, sıcaklığının ılık olması gibi jeokimyasal şartların olması gerekir.

Dünyanın bilinen en büyük trona yatağı A.B.D'nin Wyoming Eyaletindeki Green River Bölgesinde bulunmaktadır. Bundan başka Türkiye, Botswana ve Çin'de trona yatakları bulunmuştur. Ayrıca Avustralya'da da trona oluşumuna uygun jeolojik yapıda bölgeler belirlenmiş olup, muhtemel yatakların tespiti için çalışmalar yapılmaktadır [21].

Green River'deki trona yatakları 42 bant halinde olup bunların 25 adedi 92 cm, 11 adedi ise 183 cm kalınlığındadır. Yatak boyu 117 km, eni 113 km olan bir alana yayılmıştır. Bugünkü yatak A.B.D'nin 3760 yıllık ihtiyacını karşılayacak durumdadır. Toplam rezerv miktarı yaklaşık 52 milyar tondur. Yataktaki trona tenörü %93 civarında olup %10'a varan oranlarda sodyum klorür ve sodyum sülfat bulunmaktadır. Yatak derinliği 120 m ile 1050 m arasında değişmektedir. Wyoming tronası, monomineralik sistemde olup, beyazdan kahverengiye doğru değişen bir renge sahiptir. Alt ve üst tabakalar orta tabakadan daha fazla safsızlık içerir. Shale, morlstone, oil shale, shortite terrel safsızlıklardır. İnce trona bandları genelde saf değildir. Bölgede çeşitli firmalar tarafından ticari ölçekte üretim yapılmaktadır.

2.3.3. Beypazarı trona yatakları

Ankara Beypazarı ilçesi sınırları içerisinde 1979 yılında, M.T.A genel Müdürlüğü tarafından yapılan linyit sondaj çalışmaları sırasında trona yatağına rastlanmıştır. Beypazarı trona yatağı Beypazarı'na 15 km uzaklıkta Çakıloba, Zaviye ve Başören Köyleri arasında yer almaktadır. Trona yatağının güneyinde Zaviye fayı, kuzeyinde Çakıloba fayı kıvrımı yer almaktadır. Kanlıceviz fayı ise trona yatağını Arıseki ve Elmalı beli sektörlerine ayırmaktadır. Yatağın yaklaşık alanı 8 km^2 kadardır. Yatak kuzey ve güneyden yapısal katlarla belirlenmiştir. Sondaj çalışmaları sonucunda cevherin önemli bir kısmının kristal halde olduğu, diğer kısmının ise şistlerle birlikte bulunduğu saptanmıştır. Kristal haldeki karotlarda trona oranı %90'ın üzerindedir. Trona yatağı miyosen formasyonunda, bitümlü şist, kiltaşı ve tüfit tabakaları ile sıralı biçimde bulunmaktadır. Saf trona damarlarının toplam kalınlıkları yer yer 35 m ye kadar erişmektedir. Sodalı zon kalınlığı ise 120 m ye kadar ulaşmaktadır. Saf soda damarları iki zon halinde izlenmektedir. Alt soda zonu daha dar bir alanda izlenir. Üst soda zonu hem geniş bir alanda izlenir, hem de damarların dağılımı homojen olarak gözlenmektedir [20].

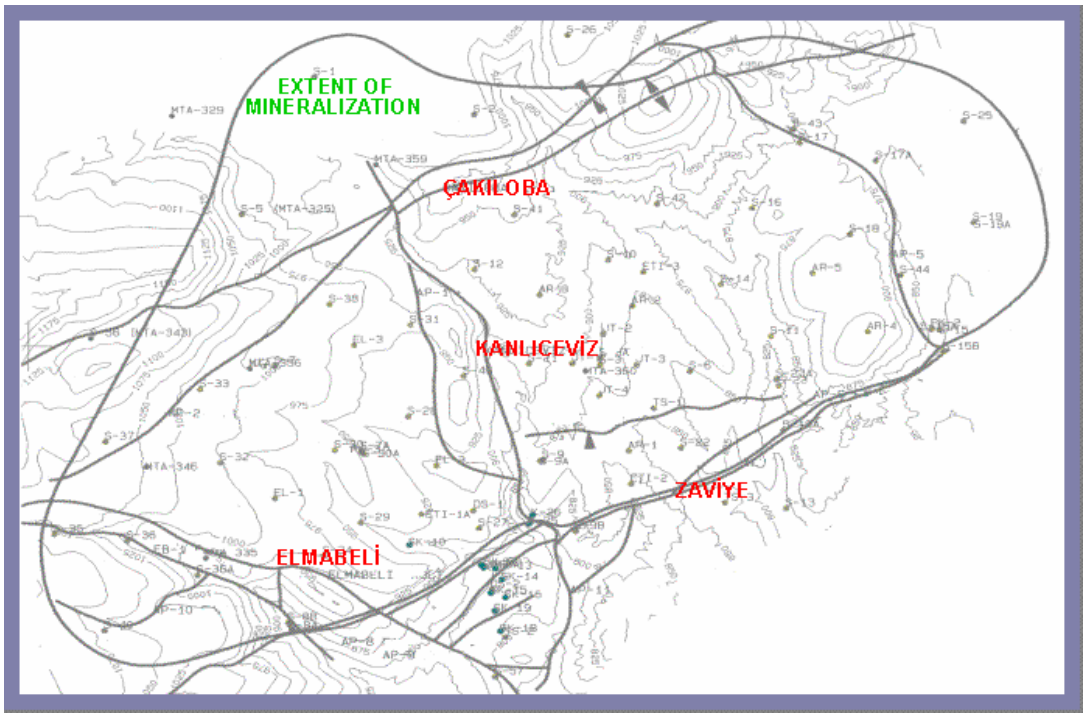
Beypazarı 100 km lik asfalt bir yolla Ankara'ya bağlıdır. Ayrıca yeni yapılan 300 km lik bir karayolu ile de İstanbul'a bağlanmıştır. Yapılması düşünülen Ankara-İstanbul demiryolu yine Beypazarı'ndan geçmektedir. Bu yolun Ankara'dan Çayırhan'a kadar olan kısmı tamamlanmış durumdadır. Beypazarı'na 26 km mesafede Çayırhan linyit işletmeleri ile birlikte, işletme hakkı EÜAŞ'tan Park Holding'e devredilen 2x160 ve 2x150 megawattlık elektrik santrali mevcuttur. Bunun kömür ve elektrik enerjisi temini açısından kurulması düşünülen soda tesisleri için büyük bir avantaj olduğu görülmektedir [22].

Beypazarı trona rezervi kuzey-güney doğrultusunda 2 km, doğu-batı doğrultusunda yaklaşık 4 km uzanan bir sahada olup, kabaca 8 km^2 yerleşim alanı içerisindedir. Arazi genelde engebeli yapıda ve % 90'ından fazlası hazine arazisi konumundadır. Trona rezervi yaklaşık 270-450 m derinlikler arasında ve 12 ana rezerv damar halinde bulunmaktadır. Bu damarların kalınlıkları 6-0,5 m arasında değişmektedir. 12 ana rezerv damarın yanı sıra, trona sahasında 0,5 m den daha ince damarlarda bulunmaktadır. Bu ince bantlarla birlikte toplam trona damarı sayısı 33 adettir. Çözelti madenciliği tekniği ile tüm bu damarlar işletilebilecektir. Şekil 2.2'de beypazarı trona cevher sahası ve madenciliğin yapıldığı ana sektörler görülmektedir.

Rezervdeki cevherli bölgenin kalınlığı 70-80 m arasında değişim göstermektedir. Bunun 27-30 m'si trona damarı olup geri kalanı ara kesmeler ve steril bölge olarak adlandırılmıştır [22]. Trona cevheri, dünyada en yaygın olarak bulunan soda mineralidir. Kimyasal yapısında Sodyum Karbonat ve Sodyum Bikarbonat bulunmakta olup $Na_2CO_3.NaHCO_3.2H_2O$ formülü ile ifade edilir. Şekil 2.1'de Beypazarı trona cevheri görülmektedir.



Şekil 2.1 : Beypazarı Trona Cevheri [22].

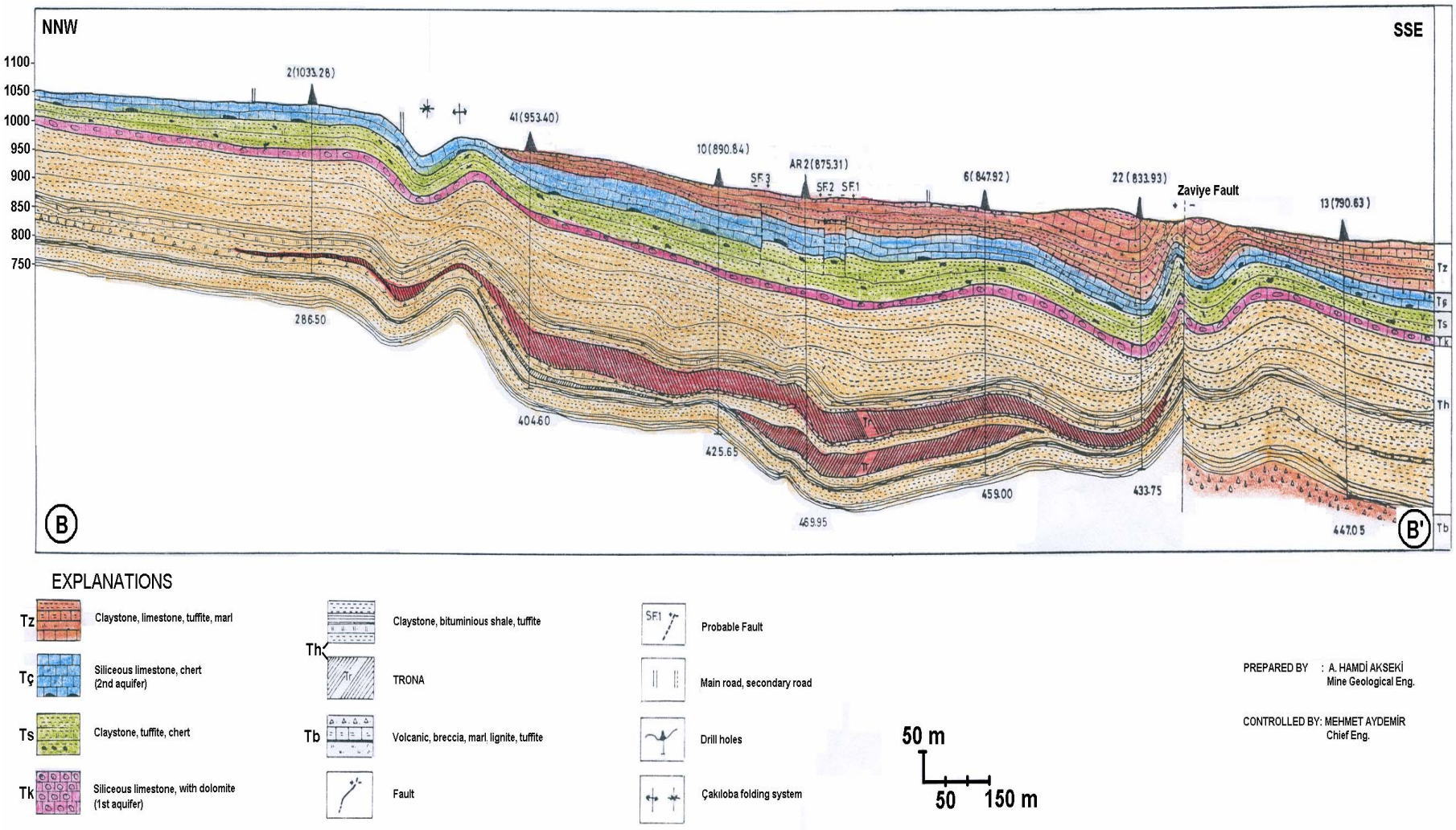


Şekil 2.2 : Beypazarı Trona Cevher Sahası [22].

12 ana damar göz önünde bulundurulduğunda, ortalama rezerv tenörü % 84 olup, rezerv miktarı 237 milyon ton trona cevheri olarak belirlenmiştir. Planlanan çözelti madenciliği projesi ile bu rezervin %33'ü yani 78,5 milyon tonu kullanılabilir rezerv miktarı olarak belirlenmiştir. Ancak, çözelti madenciliği tekniği ile diğer ince damarlarda işletilebileceği için kullanılabilir rezerv miktarının daha yüksek olarak gerçekleşmesi beklenmektedir. Şekil 2.3'de Beypazarı trona cevheri yataklarının kesit görünüşü verilmektedir [22].

Beypazarı Trona Projesinin ana amacı, bu cevherin hammadde olarak kullanılarak ticari kalitede soda külü (sodyum karbonat, Na_2CO_3) üretilmesi ve pazarlanmasıdır. Dünya'da trona ve benzeri sodalı cevherleri işleten tüm kuruluşlar da aynı amaçla hareket etmektedir.

Teorik olarak 1 ton Beypazarı Trona cevherinden 0,591 ton soda külü üretilir. Ancak proses ve madencilik kayıplarından dolayı proje kapsamında pratik olarak, 1 ton Beypazarı trona cevherinden en az 0,550 ton soda külü üretilebilecektir.



Şekil 2.3 : Beypazarı Trona Cevheri Genel Kesit Görünümü [22].

2.3.4. Trona'nın baca gazı arıtmada kullanımı

Sodyum karbonatın sulu çözeltisini kullanan prosesler SO_2 tutma etkinliğinin kireç veya kireçtaşı kullanımındakine göre %10-15 daha fazla olduğu deneysel ve uygulama çalışmaları sonucunda görülmüştür. Ancak sentetik sodanın pahalı oluşu, söz konusu proseslerin kullanılabilmesi için uygun fiyatlardaki doğal soda (trona)'nın sağlanması gerekmektedir. Bu amaçla Beypazarı'nda bulunan dünyanın ikinci büyüklükteki trona yataklarının bu amaçla kullanılabileceği görülmüştür. Deneysel çalışmalar göstermiştir ki %3'lük ve %5'lik trona çözeltisi kullanılan püskürtmeli kurutucuda Na/S oranının 3 olduğu durumda %70'in üzerinde SO_2 giderme verimi sağlanmış, Na/S oranı 4'e çıkarıldığında %75'in üzerinde ve Na/S 6'ya ulaştığında %85'in üzerinde SO_2 giderme verimi sağlanmıştır. Buradan da görüleceği sorbentin ucuza elde edilebilmesi proses işletme maliyetlerini çok fazla etkileyecektir. Sodyum bikarbonatın %3'lük çözeltisi ile yapılan püskürtmeli kurutma prosesi deneylerinde de Na/S oranının 4 olduğu durumda %85 SO_2 giderme verimi elde edilmiştir [14]. Bu durumda Beypazarı trona yataklarından çözelti madenciliği ile elde edilecek çözeltinin (%12 Na_2CO_3, %6 $NaHCO_3$) ton fiyatının 1'$'ın altında olacağı düşünüldüğünde püskürtmeli kurutucu proseslerinde istenilen SO_2 giderme yüzdesinin elde edilmesi için gerekebilecek yüksek Na/S oranlarına rahatlıkla çıkılabilecek ve sorbent maliyetleri kireçtaşı kullanılan durumdan bile daha aşağı çekilebilecektir. 2006 yılı Türkiye EÜAŞ toplam kömür tüketimi 41 milyon tondur. Bunun tamamının termik santrallerde kullanıldığı varsayılırsa bile; ortalama %2' lik bir yanabilir kükürt yüzedesi için stokiometrik olarak baca gazı arıtmada kullanılacak trona miktarını şu şekilde hesaplayabiliriz.

41000000 ton/yıl*0.02*64/32=1640000 ton/yıl SO_2 oluşur.

Bu da yılda 25625000 kmol SO_2' ye tekabül eder. Stokiometrik oranın 2 katı trona beslemesi kabulüne göre (ki ıslak yöntem ve püskürtmeli kurutma da 1.05 ile 1.1 arası alınabilir) arıtma için gerekli trona miktarı=11582500 ton/yıl olacaktır. 237 milyon tonluk Beypazarı trona rezervi bu miktarı 20 yıl boyunca karşılayabilir.

2.4. Diğer Sorbentler

a) Deniz Suyunun Sorbent Olarak Kullanılması

Burada temel prensip, deniz suyunun sahip olduğu doğal alkaliliğin kükürt dioksiti nötralize etmede kullanılmasıdır. Genellikle deniz suyunun pH'sı 8.0-8.3, alkaliliği ise 2.2-2.4 miliekivalent./1 aralığındadır. Ancak deniz suyu tek başına kükürt dioksit gidermek için kullanılmak istenirse, çok büyük hacimde su kullanımı gerektirmektedir. Bu nedenle, alkaliliği arttırmak için sisteme kireç veya kireçtaşı ilavesi yapılır. Deniz suyunda çözünmüş halde bulunan magnezyum bileşikleri, ilave edilen kireç ve kireçtaşı ile tepkimeye girerek magnezyum hidroksiti oluşturmaktadır. Magnezyum hidroksit ise, kükürt dioksit ile tepkimeye girerek, magnezyum sülfata dönüşmektedir [18].

$$Ca(OH)_2 + MgCl_2 \rightarrow CaCl_2 + Mg(OH)_2 \quad \textbf{(2.10)}$$

$$Mg(OH)_2 + SO_2 + 1/2O_2 \rightarrow MgSO_4 + H_2O \quad \textbf{(2.11)}$$

$$MgSO_4 + Ca(OH)_2 + 2H_2O \rightarrow CaSO_4 \,.\, 2H_2O + Mg(OH)_2 \quad \textbf{(2.12)}$$

Bu prosesin en büyük üstünlüğü, atık sorununun olmamasıdır. Oluşan atık çözelti, canlılar ve bitkiler için zararlı madde içermediği için tekrar denize verilebilmekte, bir kısmı ise sisteme geri beslenebilmektedir. Alkaliliği arttırmak için sisteme ilave edilen kireç veya kireçtaşı, atık çözeltinin son denklem uyarınca rejenere olmasını da sağlamaktadır. %96'nın üzerinde kükürt dioksit gideriminin sağlandığı bu yöntemin en bilineni "Bechtel's Seawater Scrubbing" prosesidir.

b) Amonyağın Sorbent Olarak Kullanılması:

Prosesin tepkime denklemleri aşağıdaki gibidir :

$$2NH_3 + H_2O + SO_2 \rightarrow (NH_4)_2SO_3 \quad \textbf{(2.13)}$$

$$(NH_4)_2SO_3 + 1/2O_2 \rightarrow (NH_4)_2SO_4 \quad \textbf{(2.14)}$$

Oluşan amonyum sülfat tuzu, suyu püskürtmeli kurutucuda uzaklaştırıldıktan sonra toz halde gübre olarak pazarlanmaktadır. Amonyak kullanılarak %90'ın üzerinde kükürt dioksit gideriminin sağlanması mümkün olmakta ve atık sorunu bulunmamaktadır. Ancak sorbent olarak pahalı (diğer sorbentlere nazaran) olmaktadır [23].

c) Organik Maddeler:

Kükürt dioksit gidermede kullanılan organik maddelerin insan ve çevre sağlığına zarar vermemesi de gerekmektedir. Bu amaçla, sitrik asit, ksilidin, toluidin, dimetil anilin, glikolik asit ve etilendiamin gibi organik maddeler sorbent olarak kullanılabilmektedir [23].

d) Aktif Kömür:

Aktif kömür, 383-443 K gibi düşük sıcaklıkta kükürt dioksiti tutabilen iyi bir adsorbandır. Kükürt dioksit, gözenekli yapıya sahip olan aktif kömür yüzeyinde, SO_3'e oksitlenerek, H_2SO_4 olarak adsorblanmakta; H_2SO_4 ile yüklenen aktif kömür ise rejenere edilerek tekrar kullanılabilmektedir.

$$SO_2 + H_2O + 1/2O_2 \rightarrow H_2SO_4 \qquad \textbf{(2.15)}$$

Rejenerasyon amacıyla 673 K'e kadar ısıtılmış olan kum kullanılmakta ve saf kükürt dioksit gazı elde edilmektedir [23].

3. ÜLKEMİZDE BULUNAN TERMİK SANTRALLER, KULLANILAN LİNYİT KÖMÜRÜ ÖZELLİKLERİ ve YASAL KÜKÜRT DİOKSİT EMİSYON SINIRLARI

Gerek EÜAŞ ve gerekse de özel sektöre bağlı elektrik üreten termik santrallerimizin kurulu gücü Bölüm 1'de verilmişti. EÜAŞ'a bağlı linyit kullanan termik santrallerimizin kurulu gücü kömür özelliklerine göre hesaplanan oluşacak baca gazı ve gerekli desülfürizasyon yüzdeleri Tablo 3.1'de verilmiştir.

Tablo 3.1: EÜAŞ'a Bağlı Kömür Kullanılan Termik Santrallerde Baca Gazı Emisyonu ve Gerekli Desülfürizasyon Yüzdesi

Termik Santral Adı	Kurulu Güç (MW)	Kullanılan Kömür Isıl Değeri (kcal/kg)	Kükürt (%)	Kullanılan Kömür Miktarı (ton/h) Ünite	Oluşacak Baca Gazı Debisi (Nm^3/h)/ünite	Gerekli Desülfürizasyon (%) (Minimum)
1. Afşin-Elbistan B	3x340+1x335	2530	2.2	312	1 657 000	93
2. Yeniköy	2x210	1765	2.5	277	1 026 700	90.3
3. Kangal	2x150	2473	3.17	141	732 200	89.3
4. Orhaneli	1x210	2700	2.1	181	1 026 200	83
5. Çayırhan	2x150	2550	3.5	137	733 600	90
6. Soma B 1-2	2x165	3720	1.06	97	757 700	53
7. Kemerköy	3x210	2080	3.3	235	1 026 000	91.4
8. Tunçbilek 3	2x65	3040	1.54	50	320 000	65
9. Yatağan	3x210	2870	2.2	170	1 025 000	82.1
10. Kangal	3x150	2470	3.17	141	732 000	89.3
11. Seyitömer 1-2-3	3x150	2600	1.31	134	732 000	73
12. Çatalağzı (Taşkömürü)	2x150	3870	0.7	90	732 000	25

Tablo 3.2'de ülkemizde mevcut linyit, taşkömürüve fuel-oil ile çalışan termik santrallerimizin kurulu güç ve konumları verilmiştir. Tablo 3.3' te ise EÜAŞ' a bağlı elektrik üretimi yapan termik santrallerin yakıt bilgileri verilmiştir.Tablo 3.1 ve 3.3'ten de görüleceği gibi Türkiye'de linyitler düşük ısıl değerli ve yüksek kükürt içeriklidir. Gediz,Çan ve Çayırhan linyitlerinin kükürt dağılımı konusunda yapılan çalışmada toplam kükürdün ortalama %50'lik kısmının organik bağlı kükürt olduğu bulunmuştur [24]. Bu sebeple yanma öncesi fiziksel yöntemlerle kömürden kükürt gidermenin SO_2 emisyonu konusunda yasal limitleri sağlayamayacağı görülmektedir.

Tablo 3.2 : Kömür ve Fuel Oil İle Çalışan Termik Santrallerin Konumu ve Kurulu Güçleri [7]

SANTRALLAR			ÜNİTE SAYISI	KURULU GÜÇ (MW)
E Ü A Ş	**FUEL-OİL**	AMBARLI	5	630.0
		HOPA	2	50.0
		TOPLAM	**7**	**680.0**
	TAŞKÖMÜR	ÇATALAĞZI	2	300.0
		TOPLAM	**2**	**300.0**
	LİNYİT	ELBİSTAN	4	1355.0
		KANGAL	3	457.0
		ORHANELİ	1	210.0
		SEYİTÖMER	4	600.0
		TUNÇBİLEK-A	1	65.0
		TUNÇBİLEK-B	2	300.0
		TOPLAM	**15**	**2987.0**
EÜAŞ BAĞLISI ORTAKLIK	**LİNYİT**	SOMA	8	1034.0
ÖZELLEŞTİRME KAPSAMINDAKİ SANTRALLER	**LİNYİT**	KEMERKÖY	3	630.0
		YATAĞAN	3	630.0
		YENİKÖY	2	420.0
		ÖZELLEŞTİRME KAPSAM VE PROG. SANT. TOPLAMI	**8**	**1680.0**
İŞLETME HAKKI DEVREDİLEN SANTRALLER	**İTHAL KÖMÜR**	PARK TERMİK (LİNYİT GR I-II-III-IV)	4	620.0
		BATMAN	7	117.9
		ESENBOĞA	7	53.8
		HAKKARİ-2	4	24.8
		ISPARTA	4	27.9
		KIRIKKALE	14	153.9
		KIZILTEPE	3	34.1
		PS3-2	5	30.5
		PS3A-2	4	24.4
		SAMSUN-1	7	131.3
		SAMSUN-2	7	131.3
		SİİRT	4	25.6
		VAN-2	4	24.7
		İSKENDERUN(İSKEN)	2	1320.0
SERBEST ÜRETİM ŞTİ	**FUEL OİL**	PS3-1 (KARKEY-I)	7	45.5
		KARKEY-II	6	54.3
		PS3A-1	2	11.4
		SANKO (G.antep)	3	25.2
		TOPLAM	**18**	**136.4**

Tablo 3.2.'nin devamı

OTOPRODÜKTÖR	FUEL OIL	AKSEN(G.Antep)	2	21.1
		AKTEKSTİL-1 (G.antep)	2	13.0
		AMYLUM NİŞASTA (Adana)	1	6.2
		ANADOLU EFES BİRA(Kazan)	1	3.8
		ARENKO (Denizli)	2	12.7
		BİRKO ENERJİ(Bor)	2	11.5
		BİRLİK ENERJİ(Denizli)	2	37.0
		DENİZLİ ÇİMENTO(Den.çim.)	1	13.6
		ETİ ALÜMİNYUM(S.Şehir)	1	11.9
		GÜL ENERJİ (G.Antep)	2	25.0
		HABAŞ (BİLECİK)(Paşalar)	1	18.0
		HABAŞ (İZMİR)(Habaş)	2	36.0
		ISPARTA MENSUCAT (Isparta)	3	10.7
		KAREN (K.Maraş)	2	24.3
		KIRKA BORAKS(Kırka)	2	8.2
		MANİSA ORGANİZE SAN.(MOSB)(Manisa)	3	54.3
		MEDUNION(Ebso)	1	3.4
		MİLDA KAĞIT(Seka Aksu)(Giresun)	1	8.0
		ORS (Polatlı)	2	7.4
		PETKİM ALİAĞA(Aliağa)	4	170.0
		POLİNAS (Manisa)	2	10.0
		SAMUR(Esenboğa)	2	7.4
		TİRE-KUTSAN(Tire)	1	8.0
		TÜPRAŞ BATMAN RAFİNERİ(*)(Batman)	3	10.3
		TÜPRAŞ İZMİR RAFİNERİ(Aliağa)	4	44.0
		TÜPRAŞ İZMİT RAFİNERİ (*)(Yarımca)	4	45.0
		TÜPRAŞ O.A. RAFİNERİ(Kırıkkale)	2	24.0
		DİĞERLERİ(*)	21	66.2
		TOPLAM	**76**	**711.0**
	TAŞ KÖMÜR İTHAL KÖMÜR	KARDEMİR(Karabük)	3	35.0
		ÇOLAKOĞLU(Çolakoğlu)	1	190.0
		TOPLAM	**1**	**190.0**
	LİNYİT	MARMARA KAĞIT(Bilorsa)	1	2.0
		DİĞERLERİ(*)	38	116.6
		TOPLAM	**39**	**118.6**
	KATI+SIVI	ALKİM ALKALİ KİMYA(K+FO+LPG+M)(Dazkırı)	2	3.4
		ALBAYRAK TURİZM (Seka balıkesir) (F.O+K+T) (Balıkesir)	1	9.3
		ERDEMİR(F.O+K.G+Y.F.G+DG)(Ereğli-Zonguldak)	4	75.0
		ETİ BOR A.Ş.(BANDIRMA BORAKS)(*)(Bandırma)	2	10.6
		GAP İNŞAAT(Seka Çay)(F.O+DİĞER)(Afyon-Çay)	1	8.0
		İSDEMİR(F.O.+T.K.+K)(İskenderun)	6	220.4
		MOPAK (DALAMAN) (F.O+DİĞER) (Dalaman)	2	26.2
		OYKA KAĞIT(Seka Çaycuma) (F.O+DİĞER) (Çaycuma)	1	10.0
		PETLAS (L+LPG+FO)(Petlas)	1	6.0
		SEKA AKDENİZ (F.O+S.L+K) (Silifke)	1	20.0
		DİĞERLERİ(*)	21	76.2
		TOPLAM	**42**	**465.1**

Tablo 3.3 : EÜAŞ'a Bağlı Elktrik Üretimi Yapan Termik Santrallerin Kurulu Güç ve Yakıt Bilgileri [25].

SANTRAL ADI		GÜCÜ MW	Santral Dizaynına Esas Yakıt Özellikleri					Santralın İşletmeye Giriş Yılı	Yıllık Çalışma Saati	Yıllık Yakıt Tüketimi (Ton)
			Cinsi	AID kCal/kg	Kül %	Nem %	Kükürt %			
Soma B Termik Santralı	1-4 Üniteler	4X165	Linyit	2400	41	27	1.5	1981-1982 1985-1986	6.500	4.200.000
Soma B Termik Santralı	5-6 Üniteler	2X165	Linyit	1550	51.2	20.84	1.5	1991-1992	6.500	3.320.000
Seyitömer Termik Santralı	1-2-3. Üniteler	3X150	Linyit	1800	35	34	1.5-2	1973-1974-1977	6.500	3.900.000
Seyitömer Termik Santralı	4. Ünite	1X150	Linyit	1800	47	40	1.5-2	1989	6.500	1.375.000
Tunçbilek Termik Santralı	3. Ünite	1X65	Linyit	3900	25	23	1.5	1966	6.500	1.840.000
Tunçbilek Termik Santralı	4-5. Üniteler	2X150	Linyit	2170	40	21	1.5	1977-1978	6.500	2.150.000
Kangal Termik Santralı	1-2. Üniteler	2X150	Linyit	1300	21	47	2.3	1989-1990	6.500	3.600.000
Afşin Elbistan A Termik Santralı	1-2-3-4. Üniteler	4X340	Linyit	1050	15.3	57.7	1.4-2.2	1984-1985 1986-1987	6.500	20.000.000
Ambarlı Fuel-Oıl Santralı	1-2-3. Üniteler	3X110	Fuel-Oil	9600	--	--	3.5	1966-1967-1970	6.500	530.000
Ambarlı Fuel-Oıl Santralı	4-5. Üniteler	2X150	Fuel-Oil	9600	--	--	3.5	1970-1971	6.500	490.000
Hopa Fuel-Oıl Santralı		2X25	Fuel-Oil	9600	--	--	3.5	1973	6.500	100.000
Yatağan Termik Santralı	1-2-3. Üniteler	3X210	Linyit	2000	28-35	32-40	2.7	1982-1983-1984	6.500	4.900.000
Yeniköy Termik Santralı	1-2. Üniteler	2X210	Linyit	1750	43	33	2.7	1986-1987	6.500	3.750.000
Kemerköy Termik Santralı	1-2-3. Üniteler	3X210	Linyit	1750	43	33	2.7	1993-1994-1995	6.500	5.600.000
Kangal Termik Santralı	3. Ünite	1X157	Linyit	1300	19.2	52	2.3	2000	6.500	1.840.000
Orhaneli Termik Santralı	1. Ünite	1X210	Linyit	2560	23.8	32	1.9	1992	6.500	1.340.000
Çayırhan Termik Santralı	1-2. Üniteler	2X150	Linyit	2800	30	27	4	1987	6.500	1.780.000
Çayırhan Termik Santralı	3-4. Üniteler	2X160	Linyit	2000	30-45	20-30	4	1998-1999	6.500	2.500.000
Afşin Elbistan B Termik Santralı	1-2-3-4. Üniteler	4X360	Linyit	950-1500	15-28	45-55	2.2	2005-2006	6.500	18.480.000
Çatalağzı Termik Santralı	1. Ünite	1X150	T.Kömürü	3300	47	18	0.5-2	1989	6.500	800.000
Çatalağzı Termik Santralı	2. Ünite	1X150	T.Kömürü	3300	47	18	0.5-2	1991	6.500	800.000
18 Mart Çan Termik Santralı	1-2. Üniteler	2X160	Linyit	2600	32	22	2-7	2005	6.500	1.800.000
Hamitabat Doğal Gaz Kombine Çevrim Santralı		1200	Doğal Gaz	8100	--	--	--	1985-1986-1987	7.000	*1.700.000.000
Ambarlı Doğal Gaz Kombine Çevrim Santralı		1350	Doğal Gaz	8100	--	--	--	1988-1991	7.000	*1.900.000.000
Bursa Doğal Gaz Kombine Çevrim Santralı		1409	Doğal Gaz	8100	--	--	--	1998-1999	7.000	*1.950.000.000

* Doğal Gaz tüketimleri Nm^3 cinsindendir.

Tablo 3.4' te 2004 yılı sonu itibariyle Türkiye kurulu gücünün dağılımı görülmektedir. 1999 yılında çıkan elektrik üretinin özelleştirilmesi kapsamında yap-işlet, işletme hakkı devir yap-işlet-devret ve otoprodüktör santrallerde artış görülmektedir. Tablo 3.5'te EÜAŞ Bağlısı Linyit ile Çalışan Termik santrallerdeki mevcut baca gazı arıtma ünitelerine ait desülfürizasyon oranları ve kömür tüketimi değerleri verilmiştir.

Tablo 3.4 : Türkiye'deki Elektrik Üretim Santrallerinin Dağılımı [26]

		SANTRAL SAYISI	KURULU GÜÇ (MW)	TOPLAM GÜÇ (MW)
EÜAŞ	TERMİK	14	6 960.9	**17 955.6**
	HİDROLİK	105	10 994.7	
EÜAŞ'A BAĞLI ORTAKLIK SANTRALLARI	TERMİK	2	2 154	**2 154**
ÖZELLEŞTİRME KAPSAM VE PROGRAMINDAKİ SANTRALLAR	TERMİK	3	1 680	**1 680**
İŞLETME HAKKI DEVREDİLEN SANTRALLAR	TERMİK	1	620	**650.1**
	HİDROLİK	1	30.1	
MOBİL SANTRALLAR	TERMİK	12	780.2	**780.2**
YAP İŞLET	TERMİK	5	6 101.8	**6 101.8**
YAP İŞLET DEVRET	TERMİK	4.0	1 449.6	**2 349**
	RÜZGAR	2.0	17.4	
	HİDROLİK	17.0	882	
SERBEST ÜRETİM ŞİRKETLERİ	TERMİK	8.0	649.8	**734.9**
	HİDROLİK	1.0	85.1	
OTOPRODÜKTÖRLER	TERMİK	136.0	3 761.1	**4 416.1**
	RÜZGAR	1.0	1.5	
	HİDROLİK	12.0	653.5	
TOPLAM	**TERMİK**	**185.0**	**24 157.4**	**36 821.7**
	RÜZGAR	**3.0**	**18.9**	
	HİDROLİK	**136.0**	**12 645.4**	

Tablo 3.5 : EÜAŞ Bağlısı Linyit İle Çalışan Termik Santrallerdeki Baca Gazı Arıtma Ünitelerine Ait Değerler [25].

SANTRAL ADI	BACA GAZI DEBİSİ (Nm3/saat) (kuru)	SO_2 (mg/Nm3)		TEMİZLEME ORANI		Yıllık Kömür Tüketimi (ton)	Yıllık Kül Miktarı (ton)
		Kirli Gaz	Temiz Gaz	SO_2 (%)	TOZ (%)		
		Kuru Baz	Kuru Baz				
2x150 MW Çayırhan (1&2. Ünite)BGA Tesisi	2x601 000 (ıslak)	17580 (ıslak)	800 (ıslak)	min 95	-	1 780 000	534 000
1x210 MW Orhaneli BGA Tesisi	1x94 0000	9700	485	min 95	min 50	1 340 000	318 920
2x160 MW Çayırhan (3&4. Ünite) BGA Tesisi	2x594 568	24170	899	min 95	-	2 500 000	937 500
1x157 MW Kangal BGA Tesisi	1x655 700	19548	954	min 95	min 80	1 840 000	353 280
3x210 MW Yatağan BGA Tesisi	3x1 045 500	10240	504.2	min 95	min 80	4 900 000	1 543 500
3x210 MW Kemerköy BGA Tesisi	3x778 560	12557	611	min 95	min 80	5 600 000	2 408 000
2x210 MW Yeniköy BGA Tesisi	2x1 293 000	9689	440.1	min 95	min 80	3 750 000	1 612 500
4x360 MW Afşin Elbistan B BGA Tesisi	4x1 428 600	9650	482	min 95	min 80	18 480 000	3 973 200

3.1. Yakıtlarda Kükürt İçeriği

Fosil yakıtlar içerisindeki organik kükürt, inorganik kükürt ve elementel kükürt bulunur.

a) İnorganik Kükürt

i) Sülfat Kükürdü: Oksitlenmemiş kömürde, jips ($CaSO_4.2H_2O$) ve barit ($BaSO_4$) bileşikleri halinde az miktarda bulunmaktadır. Oksitlenmiş kömürde ise, piritin oksitlenmesinin sonucunda szomolnokite ($FeSO_4H_2O$) ve rozenite ($FeSO_4.4H_2O$) gibi bazı sülfat bileşikleri de oluşmaktadır. Kömürdeki sülfat kükürdünün miktarı, sıcak klorür asidi çözeltisinde (2+3) 30 dakika çözünen sülfat iyonu miktarına eşdeğerdir (ASTM D 2492-77).

ii) Sülfür ve Disülfür Kükürdü: FeS_2 bileşiğinin iki farklı kristal yapısı, disülfürlerin büyük kısmını oluşturmaktadır. Kristal yapısı kübik olan tür

pirit, rombik olan tür ise markasittir. Bu iki meneralin özgül ağırlıklarıda birbirinden farklıdır. Piritin özgül ağırlığı 5, markasitin özgül ağırlığı ise 4.87'dir. Pirit, markasitten daha kararlı ve daha az reaktiftir. Markasit 723 K'e ısıtıldığında pirite dönüşmektedir. Kömürde bulunan diğer sülfür bileşikleri ise; pirotin (Fe_7S_8), sfalerit (ZnS), galen (PbS) ve kalkopirittir ($CuFeS_2$). Piritik kükürdün miktarı, sıcak nitrik asit çözeltisinde (1+7) 30 dakikada çözünen demir iyonu miktarına eşdeğerdir (ASTM D 2492-77) [6].

b) Organik Kükürt: Kömürün organik yapasıyla bağ oluşturmuş olan kükürt türüdür. Kömürdeki organik kükürt içeriği, toplam kükürt içeriğinden piritik kükürt ve sülfat kükürdü içeriklerinin toplamının çıkarılması sonucunda bulunmaktadır. Kömürde mevcut alifatik veya aromatik tiyoller ise merkaptanlar, tiyofenoller gibi R-S-H, Ar-S-H formundadır. Alifatik, aromatik veya karışık disülfürler ise R-S-S-R, Ar-S-S-Ar, R-S-S-Ar şeklindedir [6].

Fosil yakıtlar içerisindeki organik kükürt, yakıt özelliklerine bağlı olarak toplam kükürt içeriğinin (organik ve inorganik) %40-80'ini teşkil eder. Bu tür bağlı kükürdü gidermek için ilk yatırımı yüksek olan yakıt dönüştürme (Kömür ve petrolden gaz eldesi kok üretimi gibi) işlemleri veya kimyasal işlemler gerekir. İnorganik bağlı kükürt ise piritik veya sülfat formlarında bulunabilmektedir. Ancak, mevcut sülfatlar genellikle düşük miktarlarda olup yanma sonucunda da genellikle külde kaldığından önemli bir kirletici sayılmazlar. Genellikle kömür içinde çeşitli boyutlarda aglomerler oluşturan piritik kükürt, aglomerlerin tane iriliklerine bağlı olarak kırılıp küçük parçalara ayrılmış kömürden, flotasyon, santrifüjleme, pnömatik ayırıcılar veya basit çözeltim yöntemleri kullanılarak ayrılabilmektedir ($r_{kömür}$= 1.3 g/cm^3, r_{pirit}= 4.89 g/cm^3). Uygulamada pirit ve kömürün manyetik alandaki davranışlarının farklı olmasından yararlanılarak ayırım yapılmaktadır. Son yıllarda pirit içerisindeki sülfürün kükürt bakterileri (sülfür oksitleyici türler) tarafından oksitlenerek suda çözünebilen sülfatlara dönüştürülmesine dayanan biyolojik desülfürizasyon yöntemleri geliştirilmektedir. Ayrıca yıkama yardımıyla kömürde %20-30 kükürt azaltıldığı, kireç ilavesiyle yapılan biriketleme yöntemleriyle linyitteki kükürdün %90'a varan oranda yanma odasında $CaSO_4$ biçiminde tutulabildiği belirtilmektedir. Petrol ürünlerinin (fuel-oil) desülfürizasyonu ise teknolojik araştırma safhasını gerilerde bırakmış olup söz konusu kükürt giderme işlemi petrolün rafinasyonu sırasında yapılmaktadır.

c) Elementel Kükürt: eser miktarda

Anlatılan tüm bu yöntemler yanma öncesinde hem katı hem de sıvı yakıtların kükürdünün %1'in altına düşürülmesini amaçlamaktadır [6].

3.2. Kükürt Dioksit Emisyon Sınırları

22 Temmuz 2006 Tarihli Endüstri Tesislerinden Kaynaklanan Hava Kirliliğinin Kontrolü Yönetmeliğine göre emisyon sınırları aşağıdaki gibidir [27].

Katı yakıt yakan tesislerin baca gazlarından çıkan kükürt dioksit emisyonu %6 hacimsel oksijen esas alınarak aşağıdaki sınırların altında olmalıdır.

1. Yakıt ısıl gücü 100 MW'dan küçük olanlar için 2000 mg/m^3
2. 100 MW ile 300 MW arasında olanlar için 1300 mg/m^3
3. 300 MW'dan büyük tesisler için 1000 mg/m^3

Sıvı Yakıt Yakan Tesislerde :

1. Yakıt ısıl gücü 100 MW'a kadar olan tesislerde %1 kükürt ihtiva eden TÜPRAŞ speklerine uygun Enerji ve Tabi Kaynaklar Bakanlığı'ndan ithal izini almış ithal fuel-oil kullanılması halinde; baca gazında %3 hacimsel oksijen esas alınarak SO_2 1700 mg/m^3 sınır değeri aşılamaz [27].
2. Yakıt ısıl gücü 100 MW'a kadar olan tesislerde baca gazında %3 hacimsel oksijen esas alınarak %1,5 kükürt ihtiva eden sıvı-yakıt fuel-oillerde 2400 mg/Nm^3 sınır değeri aşılamaz. Bu değer petrol rafinerileri yatırımlarını tamamlayıp %1 kükürtlü sıvı yakıt üretilinceye kadar geçerlidir.
3. Yakıt ısıl gücü 100-300 MW arasında olan tesislerde baca gazında %3 hacimsel oksijen esas alınarak 1700 mg/Nm^3 değerini aşamaz.
4. Yakıt ısıl gücü 300 MW veya üzerinde olan tesislerde baca gazında %3 hacimsel oksijen esas alınarak 800 mg/Nm^3 değerini aşamaz.

Tablo 3.6'da çeşitli ülkelerdeki SO_2 emisyon sınırları verilmektedir. Görüldüğü gibi emisyon sınırları Türkiye'de ki emisyon sınırlarından daha düşük seviyededir.

Tablo 3.6 : Çeşitli Ülkelerdeki SO_2 Emisyon Sınırları [28].

Ülke	Yakıt Cinsi	SO_2 Emisyon Sınırı (mg/m^3)
Belçika	Sıvı	2000
Kanada	Tüm yakıtlar	700
F. Almanya	Katı	400
	Sıvı	400
	Gaz	35
Japonya	Katı	549
	Sıvı	549
	Gaz	549
Hollanda	Katı	548
İsveç	Katı	240
	Sıvı	270
A.B.D.	Katı	1238
	Sıvı	920
	Gaz	920

3.3. Termik Santrallerimizde Kullanılan Linyit Analizi Sonuçları

Tablo 3.7, Tablo 3.8 ve Tablo 3.9'da EÜAŞ'a bağlı termik santrallerde kullanılan linyit kömürlerinin özellikleri verilmiştir.

Tablo 3.7 : Yeniköy Termik Santrali (Linyit) Yakıt Verileri [29].

ANALİZLER	Orijinal Kömür	Havada Kuru Kömür	Kuru Kömür	Kuru Külsüz Kömür
Endüstriyel Analiz,%				
Nem	27.05	4.79	0.00	0.00
Kül	39.15	51.10	53.67	0.00
Uçucu Madde	28.86	37.67	39.57	85.41
Sabit Karbon	4.94	6.44	6.76	14.59
Toplam	100.00	100.00	100.00	100.00
Isıl Değer, (Cal/g)				
Üst ısıl değer	1399	1826	1918	0.00
Alt ısıl değer	1173	1705	1820	0.00
Elementel Analiz,%				
Nem	27.05	4.79	0.00	0.00
Kül	39.15	51.10	53.67	0.00
Karbon	18.40	24.01	25.22	54.44
Hidrojen	1.39	1.81	1.90	4.10
Kükürt (yanabilir)	0.66	0.86	0.90	1.94
Azot+Oksijen	13.35	17.43	18.31	39.52
Toplam	100.00	100.00	100.00	100.00
Kükürt Şekilleri,%				
Toplam Kükürt	1.96		2.69	
Sülfat Kükürdü				
Pirit Kükürdü				
Organik Kükürt				
Küldeki Kükürt (kömür bazında)	1.30		1.79	
Kül Ergime Değerleri (^oC)				
	İlk deformasyon	Yumuşama	Erime	Akma
	1218	1236	1245	1253
Yükseltgen Atmosfer	1221	1224	1231	1251

Tablo 3.8 : Kemerköy Termik Santrali (Linyit) Yakıt Verileri [29].

ANALİZLER	Orijinal Kömür	Havada Kuru Kömür	Kuru Kömür	Kuru Külsüz Kömür
Endüstriyel Analiz,%				
Nem	30.20	5.82	0.00	0.00
Kül	34.12	46.04	48.89	0.00
Uçucu Madde	29.84	40.27	42.76	83.65
Sabit Karbon	5.84	7.87	8.35	16.35
Toplam	100.00	100.00	100.00	100.00
Isıl Değer, (Cal/g)				
Üst ısıl değer	1593	2150	2283	4466
Alt ısıl değer	1343	2012	2172	4249
Elementel Analiz,%				
Nem	30.20	5.82	0.00	0.00
Kül	34.12	46.04	48.89	0.00
Karbon	19.96	26.93	28.59	55.93
Hidrojen	1.50	2.03	2.16	4.23
Kükürt (yanabilir)	1.12	1.51	1.60	3.13
Azot+Oksijen	13.10	17.67	18.76	36.71
Toplam	100.00	100.00	100.00	100.00
Kükürt Şekilleri,%				
Toplam Kükürt	2.45	3.31	3.51	
Sülfat Kükürdü				
Pirit Kükürdü				
Organik Kükürt				
Küldeki Kükürt (kömür bazında)	1.33	1.80	1.91	
Kül Ergime Değerleri (^{o}C)				
	İlk deformasyon	Yumuşama	Erime	Akma
	1357	1432	1475	1502
Yükseltgen Atmosfer	1314	1416	1450	1480

Tablo 3.9 : Afşin-Elbistan Termik Santrali (Linyit) Yakıt Verileri [29].

ANALİZLER	Orijinal Kömür	Havada Kuru Kömür	Kuru Kömür	Kuru Külsüz Kömür
Endüstriyel Analiz,%				
Nem	52.24	8.28	0.00	0.00
Kül	18.77	36.04	39.29	0.00
Uçucu Madde	21.74	41.75	45.52	74.98
Sabit Karbon	7.25	13.93	15.19	25.02
Toplam	100.00	100.00	100.00	100.00
Isıl Değer, (Cal/g)				
Üst ısıl değer	1360	2612	2848	0.00
Alt ısıl değer	1000	2448	2721	0.00
Elementel Analiz,%				
Nem	52.24	8.28	0.00	0.00
Kül	18.77	36.04	39.29	0.00
Karbon	16.90	32.45	35.38	58.28
Hidrojen	1.18	2.26	2.46	4.05
Kükürt (yanabilir)	0.27	0.53	0.58	0.96
Azot+Oksijen	10.64	20.44	22.29	36.71
Toplam	100.00	100.00	100.00	100.00
Kükürt Şekilleri,%				
Toplam Kükürt	1.16	2.23	2.43	
Sülfat Kükürdü				
Pirit Kükürdü				
Organik Kükürt				
Küldeki Kükürt (kömür bazında)	0.89	1.70	1.85	
Kül Ergime Değerleri (^{o}C)				
	İlk deformasyon	Yumuşama	Erime	Akma
	1304	1402	1465	1486
Yükseltgen Atmosfer	1380	1420	1467	1504

Tablo 3.10'da Türkiye Kömür İşletmeleri verilerine göre kullanılan linyit kömürlerinin ısıl değeri, kükürt dağılımı ve fiyatları gösterilmektedir. Yıkanmış kömürler hariç olmak üzere yanabilir kükürt oranı toplam kükürt oranının %50-%81'i arasında değişmektedir.

3.4. Elektrik Üretim Maliyeti

Termik santrallerde üretilen elektriğin maliyetinin hesaplanması için kullanılan yöntem yakıt masraflarını da içerecek şekilde şöyle özetlenebilir; elektrik üretim sistemleri için yapılan masraflar, santralin inşaatına başlama tarihi ile ekonomik ömrün sonuna kadarki dönemde farklı zamanlarda ve miktarlarda yapılır. Paranın zaman içindeki değeri değiştiğinden; bu periyoda yayılmış olan tüm masrafların karşılaştırılabilmesi için, bir referans tarihine getirilmesi zorunludur. Genel olarak santralin üretime başladığı tarih, referans tarihi olarak seçilir ve yapılan tüm yıllık yatırım, yakıt, işletme ve bakım masrafları bu tarihe getirilir. Bu masraflar toplamına ömür boyu masraflar adı verilir ve;

$$C_{pw} = \sum_{t=-L}^{n} [C_{kt} + C_{ft} + C_{mt}](1+r)^{-t} \quad (\$) \qquad \textbf{(3.1)}$$

denklemi ile hesaplanır [30]. Burada: C_{pw} referans tarihindeki ömür boyu masraflar ($), C_{kt} t yılındaki yıllık yatırım masrafları ($/yıl), C_{ft} t yılındaki yıllık yakıt masrafları ($/yıl), C_{mt} t yılındaki yıllık işletme ve bakım masrafları ($/yıl), t masrafların yapıldığı yıl, L santralin inşaat süresi (yıl), n santralin ekonomik ömrü (yıl) ve r iskonto oranıdır.

Denklem 1, –L ile n süresi arasında yapılan tüm masrafların işletmeye başlama tarihindeki (t = 0) değerini yani şimdiki değerini verir. Belirlenen ömür boyu masraflar, santralin işletmeye başladığı tarih ile ekonomik ömrü sonuna kadar eşit masraflar serisine dönüştürülür ve

$$C_{aw} = \frac{C_{pw}}{\sum_{t=1}^{n}(1+r)^{-t}} = \frac{\sum_{t=-L}^{n}[C_{kt} + C_{ft} + C_{mt}](1+r)^{-t}}{\sum_{t=1}^{n}(1+r)^{-t}} \quad (\$/yıl) \qquad \textbf{(3.2)}$$

denklemi ile hesaplanır [30]. Burada: C_{aw} yıllık eşdeğer masraflar serisidir($/yıl).

Tablo 3.10 : Termik Santrallerde Kullanılan Linyit Kömürüne Ait Analiz Sonuçları ve Linyit Fiyatları [31]

MÜESSESE- İŞLETME-KONTROL MÜDÜRLÜĞÜ	2007 Ay:12 YTL/TON FİYATI	2007 YILI AĞIRLIKLI ORTALAMA ANALİZ DEĞERLERİ O R J İ N A L K Ö M Ü R D E NEM %	KÜL %	UÇUCU MADDE %	SABİT KARBON %	YANAR KÜKÜRT %	TOPLAM KÜKÜRT %	ALT ISIL DEĞER kcal/Kg
KÜTAHYA-SEYİTÖMER (SLİ)								
Seyitömer 18-50 mm yıkanmış	80	39.85	10.59	28.78	20.68	1.00	1.32	2894
Seyitömer 18-50 mm yıkanmış(torbalı)	90	39.95	10.59	28.78	20.68	1.00	1.32	2894
Seyitömer 50-100 mm yıkanmış	80	39.89	10.91	28.89	20.31	0.61	1.12	2866
Seyitömer 50-100 mm yıkanmış(torbalı)	90	39.89	10.91	28.89	20.31	0.61	1.12	2866
Seyitömer 0-50 mm krible toz	40	37.03	22.50	26.94	13.53	1.00	1.32	2235
Seyitömer +100 mm krible	80	40.78	11.9	19.23	28.08	1.41	2.32	2813
Seyitömer 50-100 mm krible	80	39.98	12.51	28.55	18.95	0.68	1.14	2789
Seyitömer 50-100 mm krible(torbalı)	90	39.98	12.51	28.55	18.95	0.68	1.14	2789
BURSA-ORHANELİ (BLİ)								
Orhaneli 18-100mm yıkanmış	95							
Orhaneli 18-100mm yıkanmış(Torbalı)	105							
Orhaneli krible +40 mm	95	23.80	14.86	29.26	32.08	1.51	1.86	3470
Orhaneli krible +40 mm (torbalı)	105	23.80	14.86	29.26	32.08	1.51	1.86	3470
BURSA-KELES (KLİ)								
Keles krible +40 mm	72	32.10	13.10	30.42	24.38	0.79	1.19	3071
Keles krible +40 mm (torbalı)	82	32.10	13.10	30.42	24.38	0.79	1.19	3071
Keles krible 0-40 mm	25	37.80	24.71	20.77	16.72			2044
KÜTAHYA-TAVŞANLI (GLİ)								
Tunçbilek yıkanmış +18 mm X	145	15.00	14.08	32.03	38.89		1.75	5223
Tunçbilek yıkanmış +18 mm (torbalı) X	155	15.00	14.08	32.03	38.89		1.75	5223
Tunçbilek yıkanmış 10-18 mm	140	15.93	16.32	31.12	36.62		1.62	4938
Tunçbilek yıkanmış 10-18 mm (torbalı)	150	15.93	16.32	31.12	36.62		1.62	4938
Tunçbilek yıkanmış 0,5-18 mm arası	90	19.01	11.76	30.73	38.50		1.53	5109
Tunçbilek krible +20 mm	120							
Tunçbilek krible +20 mm (torbalı)	130							
Tunçbilek krible 0-20 mm	70							
KONYA-ILGIN (ILİ)								
Ilgın Parça	70							
Ilgın Parça(Torbalı)	80							
Ilgın Toz (0-50 mm arası)	40	38.73	27.80	19.65	13.82		2.59	1679
MANİSA-SOMA (ELİ)								
S.Kısrakdere yıkanmış +100 mm	145							
S.Kısrakdere yıkanmış +100 mm (torbalı)	155							
S.Kısrakdere yıkanmış +18 mm X	145	17.18	14.06	34.80	33.96	0.33	0.96	4342
S.Kısrakdere yıkanmış +18 mm (torbalı) X	155	17.44	13.75	35.17	33.64	0.32	0.94	4357
S.Kısrakdere yıkanmış 10-18 mm	135	18.19	11.72	34.62	35.47	0.42	1.04	4559
S.Kısrakdere yıkanmış 10-18 mm (torbalı)	145	18.15	11.74	34.61	35.50	0.42	1.04	4561
S.Kısrakdere yıkanmış 0,5-18 mm arası	80	17.86	16.47	32.75	32.92	0.50	0.82	4179
S.Kısrakdere yıkanmış 0,1-0,5 mm (Şlam)	45							
Briket (torbalı) X	150	11.24	16.50	38.39	33.86	0.12	0.98	4392
Kısrakdere krible +100 mm	160							
Kısrakdere krible +100 mm (torbalı)	170							
Kısrakdere krible +20 mm X	160	17.42	9.60	33.40	39.57	0.50	0.88	4705
Kısrakdere krible +20 mm (torbalı) X	170	17.20	9.20	33.77	39.84	0.52	0.90	4761
Kısrakdere krible 0-20 mm	70	17.12	24.91	29.56	28.41	0.42	0.84	3781
Soma Deniş yıkanmış +18 mm X	110	21.67	11.41	34.82	32.10	0.95	1.97	4033
Soma Deniş yıkanmış +18 mm (torbalı) X	120	21.67	11.41	34.82	32.10	0.95	1.97	4033
Soma Deniş krible 0-18 mm	48	20.94	28.48	28.58	22.00	0.56	1.50	2551
ÇANAKKALE-ÇAN (ÇLİ)								
Çan krible +30 mm	110	21.87	17.06	30.83	30.24		2.13	3913
Çan krible +30 mm (torbalı)	120	21.87	17.06	30.83	30.24		2.13	3913
Çan krible 0-30 mm arası	55	22.87	16.42	30.77	29.94		2.26	3882
MUĞLA-YATAĞAN (GELİ)								
Paçal Torbalı (ELİ%60+GELİ%40) 1.Bölge	135	24.40	15.00	39.10	21.50	0.76	1.32	3816
Paçal Torbalı (ELİ%40+GELİ%60) 2.Bölge	128	28.50	15.70	38.50	17.30	0.77	1.48	3479
Paçal Torbalı (ELİ%20+GELİ%80) Diğer	100	33.60	15.60	39.60	11.20	0.72	1.17	2922
Yatağan krible + 30 mm	55							
Yatağan krible + 30 mm (torbalı)	65							
Soma Yıkanmış 10-18 mm Fındık (torbalı)	145	16.30	12.70	39.80	31.20	0.74	1.09	4661
Soma Yıkanmış 0-10 mm	95	14.20	12.80	37.60	35.40	1.23	1.62	4832
Milas Parça	50							
Milas Parça (torbalı)	60							
NOT 1 : (X) Bu Kömürler Bayiler aracılığıyla satılmaktadır.								
NOT 2 : Analiz değerleri lavvar ve kriblaj tesislerinden alınan numunelere aittir.								

Santralin birim ürün maliyetinin bulunabilmesi için, ömür boyu elektrik üretiminin belirlenmesi gerekir. Yıllık üretilen elektrik miktarının bulunması için, yük faktörü (L_f) kullanılır. Yük faktörü; santralin bir yıl boyunca ürettiği elektriğin, o yıl içindeki kurulu güç ile tüm yıl üretim yapması durumundaki üreteceği elektriğe oranıdır ve

$$L_f = \frac{E_t}{8760.N_k} \quad (\%) \tag{3.3}$$

denklemi ile hesaplanır. Burada: E_t t yılında santralin yıllık elektrik üretimi (kWh/yıl), N_k santralin kurulu gücüdür (kW). Santralin ömür boyu eşdeğer masraf serisi, ömür boyu elektrik üretimine bölünerek birim elektrik üretim maliyetleri hesaplanır. Üretim maliyeti (g), hesaplamalarda ömür boyu değerler kullanıldığı için, santralin ekonomik ömrü boyunca sabit bir değerde kalacaktır.

$$g = \frac{\sum_{t=-L}^{n} [C_{kt} + C_{ft} + C_{mt}](1+r)^{-t}}{\sum_{t=1}^{n} (1+r)^{-t}} \quad (\$/kWh) \tag{3.4}$$

Denklem 4 kullanılarak elde edilen birim elektrik üretim maliyetleri hesaplamasına, bir değere getirilmiş maliyet yöntemi denilir. Alternatif elektrik üretim sitemleri, ulusal ve uluslararası ekonomik analiz ve karşılaştırılmalarında en çok kullanılan yöntemdir. Yöntem, santralin inşaat süresi ile ekonomik ömrü arasındaki tüm masrafların şimdiki değeri ile ürettiği elektriğin ömür boyu sabit bir değerden satışı ile elde ettiği gelirin şimdiki değerini eşitler [30].

Birim elektrik maliyetine etki eden teknik ve ekonomik parametreler vardır. Bunlar; tesisin gücü, yakıt cinsi ve fiyatı, termik verim, yük faktörü, santral ekonomik ömrü, inşaat süresi ve bu süredeki harcama dağılımı, yatırım bedeli, faiz, eskalasyon ve iskonto oranıdır. Alternatif elektrik üretim tesislerinin birim elektrik üretim maliyetleri içindeki yatırım, yakıt, işletme ve bakım maliyetlerinin değerleri bu faktörlerin değerlerinin farklı olmasından dolayı değişiklik gösterir. Bu nedenle bu faktörlerin tamamını içeren masrafların belirlenmesi gerekir.

3.4.1. Yatırım masrafı

Yatırım maliyetleri, bir çok harcamanın toplamından oluşmaktadır . Tüm sistemlerin kapasiteleri ile maliyetleri arsında bir ilişki vardır. Bu ilişkinin ortaya çıkartılması, maliyet hesaplamaları için önemlidir. Özellikle farklı kapasitelerin seçilmesiyle ilgili ekonomik analizler yapılırken, kapasite maliyet ilişkisi kullanılmak zorundadır. Enerji santrallerinin tümünde kapasitenin artması ile beraber yatırım maliyetleri de artmaktadır. Fakat yatırım maliyetlerindeki artış kapasite artışından daha azdır. Büyük kapasitelerde, kapasite ile beraber maliyet artış hızı daha da küçülmektedir. Kapasite ile maliyet arasındaki değişim üstel denkleme dönüştürülür. Bunun için kapasitesi ve maliyeti bilinen bir durum seçilir. Daha sonra aşağıdaki maliyet kapasite denklemi kullanılarak aranan herhangi bir kapasitedeki maliyet bulunur .

$$I_d = Io.(\frac{N}{No})^{\alpha} \quad (\$) \tag{3.5}$$

Burada: Id değeri aranan N kapasitesindeki tesise ait maliyet ($), N_0 referans tesise ait kapasite (kW), I_0 referans tesise ait maliyet ($), α kapasite- maliyet üssüdür. Elektrik üretim sistemlerinin yatırım maliyetleri, genel olarak özgül yatırım maliyetleri ile gösterilir. Özgül yatırım maliyeti, birim kapasitedeki (kW) santral için harcanacak yatırım masrafını ($/kW) göstermektedir. Bu durumda kapasite ile özgül yatırım masrafı arasındaki matematiksel ilişki aşağıdaki gibi olmaktadır .

$$C_S = C_{SO}.(\frac{N_o}{N})^{1-\alpha} \quad (\$/kW) \tag{3.6}$$

Burada: C_s değeri aranan N kapasitesindeki tesise ait özgül yatırım maliyeti ($/kW), C_{so} referans tesise ait özgül yatırım maliyetidir ($/kW). Linyit yakıtlı termik santraller, hidroelektrik santraller, kombine çevrim santraller ve basit gaz türbinli santraller için kapasite yatırım maliyeti ilişkisini karakterize eden değerler Tablo 3.11'de verilmiştir [30].

Tablo 3.11 : Alternatif Santrallere Ait Kapasite Maliyet Karakteristikleri[30]

	Kombine	Linyit	Hidrolik	Basit GazTürbinli
N_O [MW]	600	600	600	100
I_O [M$]	210	732	810	23.5
C_{SO} [$/kW]	350	1220	1350	235
α	0.85	0.75	0.75	0.75

Toplam yatırım masraflarının, birim elektrik üretim maliyetleri hesaplamasında kullanılması için, yıllık sermaye maliyetine dönüştürülmesi gereklidir. Yıllık sermaye maliyetinin hesaplanmasında kullanılan yöntemler farklılık gösterir. Genel olarak lineer azan sermaye maliyeti yöntemi kullanılır. Bu yöntemle bulunan yıllık sermaye maliyeti, santralin üretime başladığı yıldaki toplam yatırım masrafının, santralin ömrüne bölünmesiyle bulunan sabit bir değer ile bu değerin yıllık faizinden oluşur. Faiz miktarı her yıl eşit miktarda azalacağından; yıllık sermaye maliyeti de yıllar itibari ile lineer azalacaktır .Burada: C_{kt} t yılındaki yıllık sermaye maliyeti, I_k toplam sermaye maliyeti ($), i faiz oranı, n ekonomik ömürdür. Alternatif elektrik üretim santrallerinin inşaat süreleri farklıdır ve bu süre içinde harcamalar yapılır. Her yıl içinde yapılan masraflar toplanarak, santralin inşaat süresindeki harcama dağılımları bulunur. Santral tipine göre değişen harcama dağılımları, toplam yatırım bedelinin yüzdesi olarak verilir. Tablo 3.12'de alternatif elektrik üretim santrallerinin harcama dağılımları, inşaat süreleri ve ekonomik ömürleri verilmiştir [30].

Santralin kurulması esnasında yapılan harcamalarda fiyat artışları meydana gelir. Bu artışlardan dolayı, inşaatın başlama tarihi için belirlenmiş olan direkt yatırım masraflarında artış olacaktır. Yıllık artışları gösteren eskalasyon oranına bağlı olarak, santralin işletmeye alındığı yıldaki toplam yatırım bedeli, harcama dağılımı göz önüne alınarak hesaplanır .

Tablo 3.12 : Alternatif Santrallerin Harcama Dağılımları, İnşaat Süreleri ve Ekonomik Ömürleri [30].

Santral Tipi	**1. Yıl (%)**	**2. Yıl (%)**	**3. Yıl (%)**	**4. Yıl (%)**	**5. Yıl (%)**	**İnşaat Süresi (Yıl)**	**Ekonomik Ömür(Yıl)**
Kombine çevrim santralleri	**11**	**19**	**45**	**25**	**-**	4	25
Kömür yakıtlı termik santraller	**12**	**20**	**26**	**31**	**11**	5	30
Hidroelektrik santraller	**24**	**54**	**14**	**6**	**2**	5	50
Basit gaz türbinli santraller	**100**	**-**	**-**	**-**	**-**	1	20

$$I_e = I_d \sum_{t=1}^{L} y_t (1+e_i)^t \quad (\$) \tag{3.7}$$

Burada: I_e eskale edilmiş yatırım masrafları (\$), I_d inşaat başlangıcındaki direkt yatırım masrafları (\$), y_t t yılındaki harcama yüzdesi (%), e_i yatırım eskalasyon oranıdır (%). İnşaat süresince hesaplanan eskale edilmiş harcamaların üzerine, harcamanın yapıldığı yıla bağlı olarak faiz yükü eklenmelidir. Faiz yükünün eklenmesi ile geri ödenmesi gereken toplam yatırım masrafları hesaplanmış olur [78].

$$I_k = I_d \sum_{t=1}^{L} y_t (1+e_i)^t (1+i)^{L-t} \quad (\$) \tag{3.8}$$

Burada: I_k üretime başlama tarihindeki toplam kuruluş masrafı (\$), faiz oranıdır. Toplam kuruluş masrafına göre lineer azalan yıllık sermaye masrafı;

$$C_{kt} = \left[I_d \sum_{a=1}^{L} y_t (1+e_i)^a (1+i)^{L-a} \right] \left[(1 - \frac{t-1}{n})i + \frac{1}{n} \right] \quad (\$/yıl) \tag{3.9}$$

olarak elde edilir.

3.4.2. Yakıt masrafları

Yenilenebilir enerji kaynaklarını kullanan elektrik üretim sistemlerinde yakıt maliyeti sıfırken; fosil yakıt tüketen santrallerde birim elektrik üretim maliyetinin önemli bir kısmını yakıt maliyeti oluşturur. Bu nedenle, kömür, linyit, fuel-oil ve doğalgaz tüketen fosil yakıtlı santrallerde, yıllık ve birim elektrik yakıt maliyetinin bulunması gereklidir. Birim elektrik yakıt maliyeti; santralin karakteristik değeri termik verim, yakıtın karakteristik değeri alt ısıl değer ve ekonomik faktör olan yakıt fiyatının fonksiyonu olup sabittir. Yıllık yakıt masrafları ise; değişken maliyettir ve üretilen elektrik enerjisi ile doğrusal olarak artar. Birim elektrik için gerekli yakıt miktarı olarak tanımlanan özgül yakıt tüketimi, aşağıdaki bağıntı ile hesaplanır [30].

$$b_e = \frac{3600}{\eta_t . H_u} \quad (kg/kWh, m^3/kWh) \tag{3.10}$$

Burada: b_e özgül yakıt tüketimi, H_u yakıtın alt ısıl değeri (kJ/kg veya kJ/m^3), η_t termik verimdir (%). Özgül yakıt tüketimi ile yakıt fiyatının çarpımından, birim enerji yakıt maliyeti elde edilir.

$$c_f = F.b_c \qquad (\$/kWh) \qquad \textbf{(3.11)}$$

Burada: c_f birim enerji yakıt maliyeti, F yakıt fiyatıdır (\$/kg veya \$/m3). Herhangi bir t yılındaki yıllık yakıt masrafı,

$$c_{ft} = c_f.E_t \qquad (\$/yıl) \qquad \textbf{(3.12)}$$

şeklinde yazılır.

3.4.3. İşletme ve bakım masrafları

Santrallerin üretim yapabilmesi için gerekli olan malzeme, işçilik, yönetim masrafları ile planlı ve zorunlu bakım için gerekli olan malzeme ve işçilik masrafları, işletme ve bakım masrafları olarak adlandırılır. Santral tipleri arasında farklılık gösteren bu grup masraflar, birim güç başına değer olarak (\$/kW-yıl) gösterilir. Santrallere ait t yılındaki işletme ve bakım masrafları [30];

$$C_{mt} = c_{mt}N \qquad (\$/yıl) \qquad \textbf{(3.13)}$$

Burada: c_{mt} t yılındaki yıllık özgül işletme ve bakım masrafıdır (\$/kW-yıl).

4. DESÜLFÜRİZASYON YÖNTEMLERİ

4.1. Genel Bilgiler

Baca gazının kükürt dioksitten arındırılması amacıyla iki yüzün üzerinde proses geliştirilmiştir. Bu iki yüzü aşkın prosesten bir kısmı ekonomik ve teknik nedenlerle bırakılmış, bir kısmı ise uygulamaya geçmemiş araştırma ve geliştirme safhasında olan proseslerdir. Kükürt dioksit giderme sistemleri genel olarak ıslak ve kuru sistemler olmak üzere iki grupta incelenebilir. Islak sistemlerde baca gazı su buharı ile doymuş olarak sistemlerden çıkar. Kuru sistemlerde ise SO_2 arıtılması gaz-katı teması ile sağlanmaktadır [18]. Bu prosesler genel olarak Tablo 4.1'de gösterildiği şekilde gruplanabilir.

Tablo 4.1 : Baca Gazı Desülfürizasyon Sistemlerinin Genel Sınıflandırılması [18]

A. Islak Sistemler
1. Kalsiyum bileşikleri kullanan sistemler (kireç, kireçtaşı)
2. Magnezyum bileşikleri kullanılan sistemler (Magnezyum oksit, magnezyum karbonat)
3. Sodyum bileşikleri kullanan sistemler (Sodyum hidroksit, karbonat, sitrat, vb.)
4. Amonyak bileşikleri kullanan sistemler (Amonyum hidroksit, sülfat vb.)
5. Potasyum bileşikleri kullanan sistemler (Potasyum karbonat, format, vb.)
6. İkili alkali sistemler (Sodyum karbonat-kireç, amonyak-kireç)
7. Organik maddelerin kullanıldığı sistemler.

B. Kuru Sistemler
1. Püskürtmeli Kurutma prosesi (Yarı Islak ya da Yarı Kuru olarakta değerlendirilmektedir)
   a. Kireç, kireçtaşı çözeltisi kullanan sistemler
   b. Soda çözeltisi kullanan sistemler
2. Alkali enjeksiyon sistemleri
   c. Kireç, kireçtaşı enjeksiyonu
   d. Soda enjeksiyonu
3. Aktif kömür, metal oksitleri ve diğer adsorbanların kullanıldığı adsorbsiyon sistemleri
4. Katalitik oksidasyon sistemleri
5. Kükürt dioksit indirgeme sistemleri

Önerilen çok sayıdaki prosesten yirmi kadarı endüstriyel uygulama alanı bulmuştur. Ayrıca yirmi kadar prosesin de endüstride kullanılabilecek şekilde geliştirilmiş

olduğu literatürde ifade edilmektedir. Halen kullanılmakta olan sistemlerin büyük bir kısmında (%90'ın üzerinde) kükürt dioksitin sadece tutulması amaç edinilmiş; oluşan ürünün değerlendirilmesi düşünülmemiştir. Ürünün değerlendirilebilmesi proseslerin ekonomikliği açısından önem taşımaktadır. Kükürt dioksit tutma sistemlerinde kullanılan arıtıcı maddenin kükürt dioksiti tuttuktan sonra ve jenerasyonları genellikle pahalı olmaktadır. Tutucu maddenin proses sonunda atıldığı sistemlerin çoğunda, kireç, kireçtaşı, sodyum tuzları ve diğer alkali maddeler kullanılmaktadır. Genel olarak, aktif maddenin kükürt dioksidi tuttuktan sonra atıldığı sistemler yatırım bakımından daha az masraflı görülmektedir. Ancak bu sistemlerde oluşan çamur halindeki ya da kuru atık maddelerin çevreyi kirletmeden uzaklaştırılması ayrı bir sorun olmaktadır. Bu nedenle yan ürünlerin değerlendirildiği, ya da aktif SO_2 tutucu maddenin proses sonunda geri kazanıldığı sistemler üzerinde de yoğun araştırmalar yapılmakta olup bunlardan bazılarının endüstriyel çapta kullanımına da başlanmıştır. Bu nedenle bütün bu prosesleri ıslak ve kuru sistemler olarak gruplandırmak yerine, aktif maddenin (arıtıcı maddenin) atıldığı prosesler ve aktif maddenin geri kazanılabildiği prosesler olmak üzere de iki grupta incelenebileceği görülmektedir [32].

Kükürt dioksitin tutulması amacıyla önerilen prosesler arasında en geniş uygulama alanı bulmuş olanlar kireçtaşı ve kireci aktif madde olarak kullananlardır. Kireçtaşının ucuz ve dünyanın her bölgesinde bulunabilmesi nedeniyle bu prosesler önem kazanmıştır. Çeşitli firmalar tarafından geliştirilen kireç-kireçtaşı proseslerini üç ana başlık altında toplamak mümkündür. Bunlardan birinci grup doğrudan kireçtaşının kullanıldığı proseslerdir. Bu sistemlerde absorbsiyon kulesinde sulu ortamda kükürt dioksit suda absorblanarak HSO^-_3, $SO^=_3$ ve $SO^=_4$ iyonları oluşturmakta ve kireçtaşıyla reaksiyonu sonucu kalsiyum sülfit ve kalsiyum sülfat meydana gelmektedir. Oluşan çamur şeklindeki ürünün atılması sorun olmaktadır [33].

İkinci grup proseslerde ise yine kireçtaşı kullanılmakta fakat kireçtaşı prosesi sonucunda açığa çıkan çamurun çevreye atılmasının bir problem yarattığı dikkate alınarak ya absorbsiyon kulesine ya da absorbsiyon kulesi çıkışında bir tankta çözelti içine hava enjekte edilmekte ve böylece oksidasyonu sağlanarak kalsiyum sülfit yerine jips oluşumu sağlamaktadır. Jips hafif inşaat malzemesi yapımımda ve dolgu

maddesi olarak değerlendirilebilir. Bu klasik kireçtaşı prosesine göre bir avantaj olarak görünmektedir.

Üçüncü grup proseslerde ise kireçtaşı yerine kireç kullanılmaktadır. Kireç çözeltisi kireçtaşına göre kükürt dioksit tutmada daha aktiftir. Sistemdeki erozyon kireçtaşına göre daha azdır. Ancak kireçtaşının kalsinasyonuyla elde edildiğinde daha pahalı bir tutucudur. İşletme maliyeti kireçtaşına göre biraz daha yüksektir. Kükürt dioksit tutma kapasitesi daha yüksek olduğundan %90'ın üzerinde SO_2 tutulması sağlanabilir. Kireç ya da kireçtaşı kullanılarak kükürt dioksit tutan ıslak proseslerde en önemli sorun proses sonunda çıkacak olan kalsiyum sülfit-sülfat çamurunun atılması, absorbsiyon kulesi ve diğer ünitelerde olabilecek kabuk oluşumu, tıkanma ve erozyon problemleridir. Bu prosesler arasında CT.121 prosesi, Bischoff prosesi, Mitsubishi prosesi dikkat çekmektedir. Kellog-weir prosesi de yine bu gruptan düşünülebilecek proseslerden olup aktif madde olarak kirecin yanında magnezyum hidroksit de kullanılmakta olup böylece kabuk oluşumu azalmakta ve kükürt dioksit tutma kapasitesi artmaktadır. Henüz çok geniş endüstriyel uygulaması olmamakla beraber yine aktif madde olarak kirecin kullanıldığı Davy-S-H prosesinde sisteme formik asit eklenerek PH kontrolü yapılmakta, böylece kabuk oluşumu kontrol edilmekte olup proses bu açıdan ilgi çekmektedir. Kireç ve kireçtaşını kullanan yukarıda tartışılan prosesler dışında birbirlerine benzer başka prosesler de mevcuttur.

Kömür yakan santrallerde yakılan kömürün özelliğine bağlı olarak uçucu kül içindeki kireç ve diğer alkalilerin miktarının yeterli olması durumunda kireçtaşı yerine uçucu kül çözeltisi ıslak sistemde kükürt dioksit tutmada kullanılabilir [34]. Genellikle uçucu kül bu iş için yeterli olmadığından içine kireç katılması yoluna da gidilmektedir Bu proseslerde de yine oluşan çamurun akıtılması ve sistemde tıkanma, erozyon problemleri mevcuttur. Uygulama alanı da uçucu külün miktar ve bileşimine bağlı olarak sınırlıdır.

Endüstriyel alanda kullanım alanı bulmuş ıslak proseslerden bir diğeri de ikili alkali sistemlerdir. Bu proses sodyum hidroksit veya karbonatın kükürt dioksit tutmada kirece göre çok daha aktif olması ve absorbsiyon kulesi içinde kabuk oluşumu ve tıkanmaların olmaması nedeniyle önem kazanmıştır. Bu proseste, absorbsiyon kulesinde oluşan sodyum sülfit-sülfat ve bisülfit ikinci bir ünite kireç ile reaksiyona sokularak sodyum hidroksit geri kazanılmakta ve yine sistemden kalsiyum sülfat-sülfit çamura atılmaktadır. Bu proseslerde de jips üretilecek şekilde oksidasyon

ünitesi eklenebilmektedir. Bu tip proseslerde de yine sodyum hidroksitin geri kazanıldığı ünitede kabuk oluşumu problemleri mevcuttur. Prosesin kireçtaşı prosesine göre daha kompleks olduğu ve yatırım maliyetinin daha yüksek olacağı göz önünde bulundurulmalıdır. Sodyum karbonat ve hidroksit yerine absorbsiyon kulesinde amonyağın kullanıldığı ikili alkali prosesi de mevcuttur. Ancak amonyağın daha pahalı olması ve prosesin işletme zorlukları nedeniyle geniş kullanım alanı bulamamıştır.

Absorbsiyon amacıyla yine sodyum karbonat çözeltisinin kullanıldığı ve absorbsiyon sonucu oluşan sodyum sülfit ve sülfatın prosesten atıldığı sistemler de geniş endüstriyel kullanım alanı bulmuş proseslerdir. Bu proseslerde kükürt dioksit tutma verimi kireçtaşı proseslerine göre daha yüksek ayrıca kabuk oluşumu, erozyon problemleri kireç proseslerinden çok azdır. Ancak sodyum karbonat kirece göre çok daha pahalı bir madde olduğundan işletme maliyeti yükselmektedir. Doğal sodanın (trona veya nahcolite) mevcut olması durumlarında özellikle tercih edilmektedir.

Kükürt dioksidi tutan aktif maddenin geri kazanıldığı çeşitli prosesler de geliştirilmiştir. Bu proseslerde kireçtaşı prosesinde olduğu gibi oluşan çamurun atılması ve kabuk oluşumu problemleri genellikle yoktur. Ancak prosesler çok daha kompleks olup, yatırım maliyetleri yüksektir. Ayrıca aktif maddenin rejenerasyonu sonucu içinde kükürt dioksit konsantrasyonunun yüksek olduğu bir gaz çıkmaktadır ki bu gazdan ya sülfürik asit ya da kükürt üretilmesi gerekir. Bu nedenle sülfirik asit fabrikalarında bu tip prosesler daha kolay uygulanabilir. Bu prosesler içinde kompleks olmasına rağmen endüstriyel kullanım alanı bulmuş olanlardan biri Wellman-Lord prosesidir. MAG-OX (Magnezyum oksit) prosesi de bu grup proseslerdendir. Bu proseslerin enerji tüketimi oldukça yüksektir. Yine aktif maddenin geri kazanıldığı ve asit ile ya da ısıl rejenerasyonun sağlandığı prosesler yukarıdaki nedenlerden dolayı geniş kullanım alanı bulamamışlardır [33].

Özellikle son yıllarda önem kazanmış proseslerden birisi de kuru sistem olarak adlandırılan püskürtmeli kurutma (spray drying) prosesidir. Bu proseste kireç ya da soda çözeltisi kurutucu içinde baca gazına püskürtmekte, suyun buharlaşması sırasında kükürt dioksit aktif madde ile reaksiyona girerek sistemden kuru olarak ayrılmakta ve torba filtrelerde tutulmaktadır. Proses basit olup ıslak kireçtaşı sistemlerinin problemi olan kabuk oluşumu, tıkanma gibi sorunlar mevcut değildir. Yatırım maliyeti kireçtaşı proseslerinden daha küçüktür. Kireç kullanılması halinde

jips (kalsiyum sülfat) soda kullanılması halinde ise sodyum sülfit ve sülfat yan ürün olarak elde edilmektedir. Sodyum sülfit kağıt ve cam sanayinde kullanılabilecek bir maddedir. Çözeltide sodyum karbonatın kullanılması prosesin kükürt dioksit tutma etkinliğini çok arttırmaktadır. Özellikle tabii soda yataklarının bulunması durumunda tercih edilir. Ülkemizde Ankara-Beypazarı civarında bulunan trona yataklarının bu amaçla kullanılabileceği dikkate alınmalıdır [1].

Yine son yıllarda önem kazanan bir kuru sistem de yatırım maliyeti diğer proseslere göre çok düşük olan kuru enjeksiyondur. Baca gazı içine enjekte edilecek olan sodyum karbonat (trona veya nahcolite) 150°C dolayında torba filtrelerde kükürt dioksiti büyük bir etkinlikle tutabilmektedir. Kireçtaşı enjeksiyonu proseslerinde ise kükürt dioksit tutma verimi daha düşüktür, ve enjeksiyonun aleve yakın (yüksek sıcaklık bölgesinde) yapılması gerekmektedir. Bu da yeni kazan, brülor tasarımı konularını gündeme getirir.

Amonyağın aktif madde olarak kullanıldığı proseslerde ürün olarak amonyum sülfat gübresi üretilebilmektedir. Bu prosesler içinde en gelişmişlerinden birisi Walther prosesidir. Proses oldukça basittir, ancak amonyağın pahalı olması nedeniyle geniş kullanım alanı bulamamıştır. Ayrıca amonyağın kullanıldığı proseslerde sistemde oluşan amonyum bisülfitin atmosfere kaçmasıyla mavi bir duman oluştuğu ve bunun da bir çevre sorunu yarattığı literatürde ifade edilmektedir.

Bu prosesler dışında aktif kömür üzerine adsorbsiyon yoluyla kükürt dioksit tutulduğu kuru sistemde çalışan proseslerde aktif kömürün rejenerasyonu aşamasında konsantre SO_2 oluşmakta bunun da indirgenmesiyle kükürt ya da katalitik olarak oksidasyonuyla kükürt trioksit ve sülfürik asit üretimi mümkün olabilmektedir. Özellikle pirit kavurma tesislerinde ve sülfürik asit fabrikalarında kullanılan proseslerde aktif maddenin geri kazanıldığı sistemler tercih edilmekte sistem çıkışında oluşan konsantre kükürt dioksit gazı ya ana sisteme geri gönderilmekte ya da sülfürik aside veya kükürde dönüştürülmektedir. Bu çevrede sitrik asit, xylidine, toluidine, dimetilanilin gibi organik maddelerin de kullanıldığı dikkati çekmektedir. Aktif maddenin jenere edildiği bu sistemler rejenerasyon basamağının olmadığı daha önce tartışılan diğer proseslere göre teknolojik açıdan daha komplekstirler [33].

4.2. Islak Yöntem Prosesleri

Kireç-kireçtaşı prosesleri arasında, zorunlu oksidasyon yolu ile sülfitleri sülfata dönüştürülenlerin belirli teknik üstünlükleri vardır. Zorunlu oksidasyonlu prosesler günümüzde geniş uygulama olanı bulmuş ve teknik olarak kendilerini kanıtlamışlardır. Bu prosesler yönetmelikte öngörülen azami %95 kükürt arıtma derecesini sağlayabilecek teknolojiye sahiptir. Halen işletmedeki santrallere belirli bir maliyet artışı ile (%10-40) uygulanabilir. Özgül yatırım maliyeti çok fazla olmakla birlikte işletme maliyetleri, özellikle tüketimi yüksek, buna karşılık yan ürün geliri düşüktür. Elektrik tüketim gideri toplam işletme maliyeti içinde amortisman giderinden sonra ikinci sırayı almaktadır [33].

PROSES KİMYASI: Bir ıslak arıtma sıvı tarafından SO_2 absorplama esnasında absorplayıcıda aşağıdaki reaksiyonlar gerçekleşir.

$$SO_2\,(g) \rightarrow SO_2\,(aq) \qquad \textbf{(4.1)}$$

$$SO_2\,(aq) + H_2O \rightarrow H_2SO_3\,(aq) \rightarrow HSO_3^- + H^+ \qquad \textbf{(4.2)}$$

$$HSO_3^- \rightarrow H^+ + SO_3^{=} \qquad \textbf{(4.3)}$$

Çamurdaki kireç aşağıdaki reaksiyonlar sayesinde kalsiyum üretir.

$$CaO + H_2O \rightarrow Ca(OH)_2\,(s) \qquad \textbf{(4.4)}$$

$$Ca(OH)_2\,(s) \rightarrow Ca(OH)_2\,(aq) \qquad \textbf{(4.5)}$$

$$Ca(OH)_2\,(aq) \rightarrow Ca^{+2} + 2\,OH^- \qquad \textbf{(4.6)}$$

Sonunda sülfit iyonu aşağıdaki reaksiyonlarla alçıtaşına dönüştürülür.

$$SO_3^{=} + 1/2\,O_2 \rightarrow SO_4^{=} \qquad \textbf{(4.7)}$$

$$Ca^{+2} + SO_4^{=} + 2\,H_2O \rightarrow CaSO_4.2H_2O\,(s) \qquad \textbf{(4.8)}$$

Proses için gereken kireç ve üretilen çamur miktarları (4.1) ve (4.7) reaksiyonlarından hesaplanır. %95 kireç saflığı ve 1 M stokiometrik oran tahmini ile kireç ihtiyacı uzaklaştırılan birim SO_2 ağırlığı başına 1.05 ağırlığındadır [18].

Kireçtaşı ve kireç baca gazı desülfürizasyon prosesleri pek çok yönden benzerdir. Kireçtaşı prosesinde absorplayıcı madde olarak kireçtaşı çamuru; kireç prosesinde ise kireç çamuru kullanılır. Ancak, kireçtaşının kullanımı kireç çamurlarını hazırlamada kullanılan farklı besleme hazırlık teçhizatı ve diğer farklılıkları gerektirir. Örneğin; kireçtaşı prosesi, absorplayıcı maddesi kireçten daha az reaktif olduğundan daha yüksek bir sıvı/gaz (L/G) oranı gerektirir. Gereken doğru sıvı/gaz (L/G) oranı, uzaklaştırılması gereken SO_2'nin, giriş SO_2 gaz konsantrasyonunun, absorplayıcı maddenin pH'sının ve diğer ayrıntıların bir fonksiyonudur. Kireçtaşı için 50-130, kireç için 30-50 gal /1000 ft^3 değerleri öngörülmektedir [35]. Hatta, böyle farklılıklar dışında prosesler o kadar benzerdir ki, absorplayıcı olarak kireç veya kireçtaşı kullanabilen tek bir sistem tasarlamak mümkündür.

PROSES KİMYASI: Kireçtaşı prosesi kimyası, sadece, SO_2 absorpsiyonu için Ca iyonu olması dolayısıyla kireç prosesinden ayrılır. Kireçtaşı prosesinde Ca iyonu aşağıdaki reaksiyonlara göre oluşur:

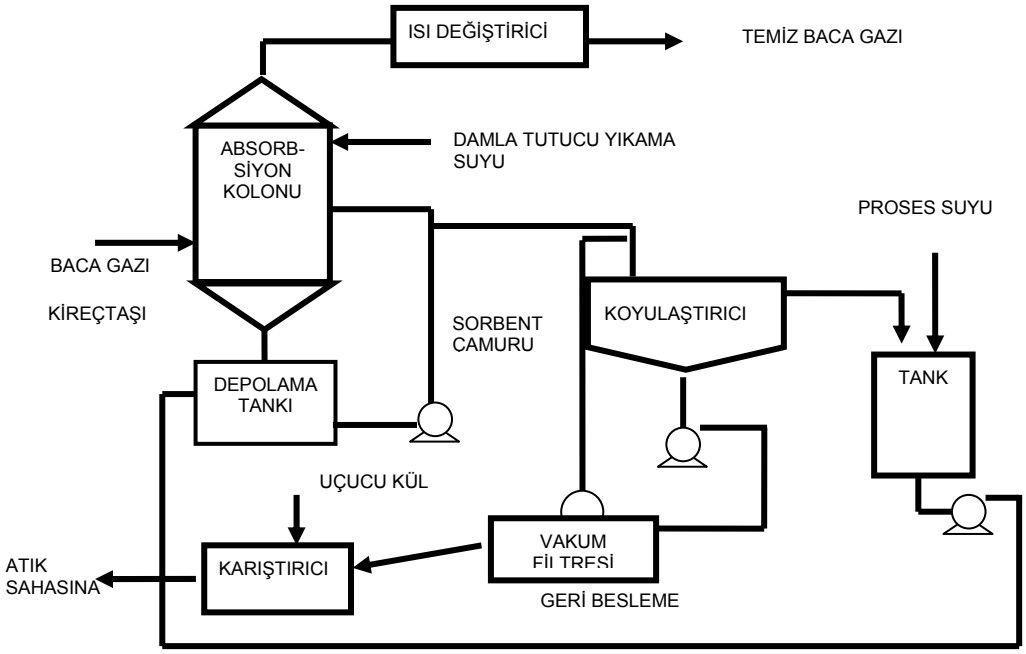
$$CaCO_3(s) \rightarrow CaCO_3(aq) \qquad \textbf{(4.9)}$$

$$CaCO_3(aq) \rightarrow Ca^{+2} + CO_3^{-2} \qquad \textbf{(4.10)}$$

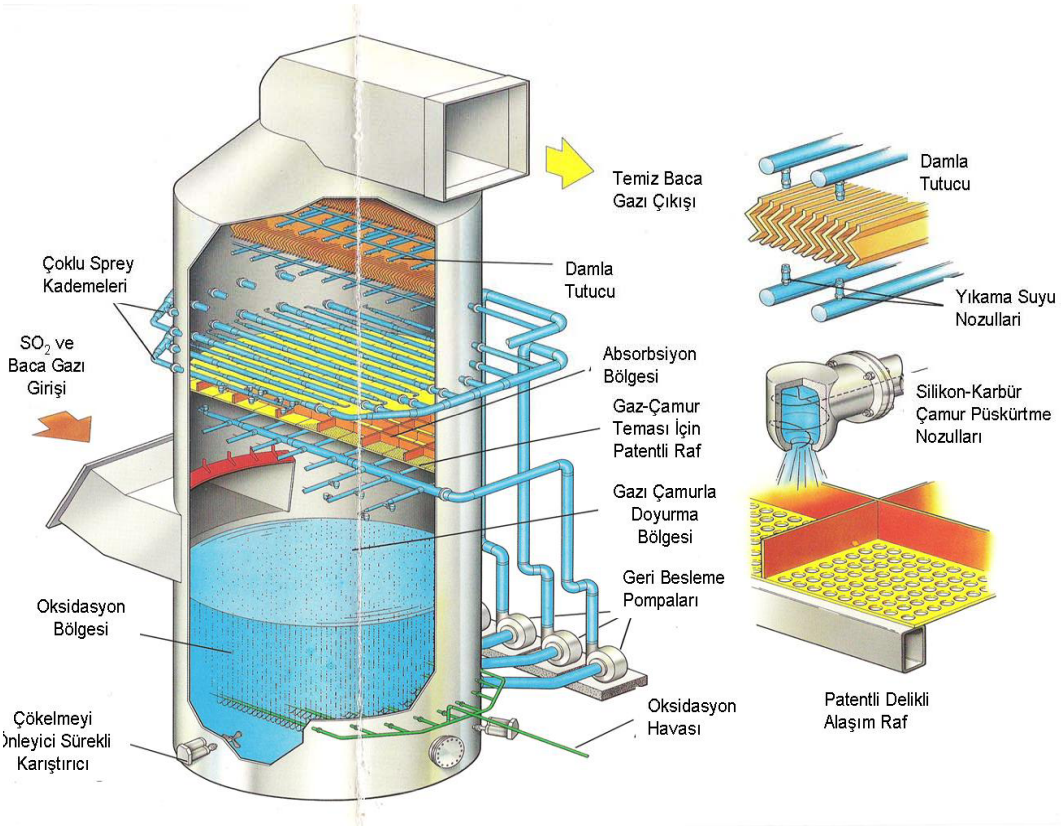
Diğer reaksiyonlar kireç prosesindekilerle aynıdır.

Baca gazı buharındaki SO_2, kireç prosesi tanımındaki (4.8), (4.9) ve (4.10) reaksiyonlarında gösterildiği gibi, çözünmez $CaSO_3$. ½ H_2O veya jips üretmek kireçtaşı yerine kireç kullanıldığı taktirde yatırım maliyetinin kısmen azalmasına rağmen arıtma maddesi gideri yaklaşık 5 kat arttığından prosesin sebep olacağı elektrik üretim maliyeti artışı da önemli boyutlara erişmektedir. Nitekim kireçtaşı kullanan örnek tesis için yapılan duyarlılık analizinde arıtıcı madde fiyatının 3 kat arttırılması, elektrik üretim maliyeti artışının 16 TL/kWh'den 18.6 TL/kWh'e (%16.25 artış) yükseldiğini göstermiştir. Bu tür proseslerde en önemli teknik sorunlar olan kabuklaşma, tıkanma, erozyon ve korozyon ise proses yapısında geliştirmelerle en az düzeye indirilebilmektedir [33]. Islak kireç/kireçtaşı proseslerinin santral işletmecileri tarafından tercih edilmesinin ve yaygın olarak uygulanmasının başlıca nedeni; proses yönünden basit olması, arıtıcı maddenin bol ve ucuz olması, teknolojik olarak gelişmesini tamamlamış olduğundun devre dışı süresinin kısa olmasındandır. Bu sebeplerden dolayı, incelenen prosesler arasında, en

yüksek elektrik üretim maliyet artışına sebep olmasına rağmen en yaygın kullanılan arıtma prosesidir. Şekil 4.1'de ıslak yönteme ait akım şeması gösterilmiştir. Şekil 4.2'de ıslak yöntemde kullanılan sıyırıcı kolon ve donanımları görülmektedir.



Şekil 4.1 : Islak Yöntem Baca Gazı Arıtma Prosesine Ait Akım Şeması[35].



Şekil 4.2 : Kemerköy Baca Gazı Arıtma Ünitesine Ait Sıyırıcı Kolon ve Ekipmanlara Ait Şema [25].

4.2.1. Wellman-Lord prosesi

Wellman-Lord prosesi, özellikle kükürt oranı yüksek yakıtlarla çalışan termik santrallerde baca gazlarının arıtılması da kullanılan, yan ürün olarak sıvı SO_2, sülfirik asit veya saf kükürt veren bir prosestir. İlk uygulama alanları sülfirik asit fabrikaları, rafineriler ve fuel oil ile çalışan santrallerdir. Daha sonraları taş kömürü ve linyit yakan santrallere de uygulanmaya başlanmıştır. Prosesin özgül yatırım maliyeti incelenen tüm prosesler içerisinde en yüksektir. Proses, teknolojik açıdan karmaşıktır. Bu prosesin uygulanması ile santral işletmeciliğine, karmaşık bir kimya tesisi işletme boyutu getirilmektedir. İç elektrik tüketim ve bakım onarım giderleri oldukça yüksektir. Kabuklaşma sorunları bulunmamakla beraber korozyon önemli bir sorundur. Yan ürün olarak kükürt üretilmek istenirse ayrıca doğal gaza ihtiyaç vardır. Proseste arıtıcı madde olarak sodyum hidroksit veya sodyum karbonat kullanılmaktadır. Arıtıcı madde proseste rejenerasyon sonucu tekrar kullanılabilmekte ve sadece azaldığı ölçüde ilave edilmektedir. SO_2 arıtma derecesi %97'ye kadar çıkmaktadır. Örnek tesis için bulunan toplam giderler içinde amortisman gideri %59 ile birinci sırayı almaktadır. Bunu %18 ile elektrik giderleri ve yine %18 ile bakım-onarım gideri izlemektedir. Ancak toplam yıllık giderin %45'i yan ürün olarak satılan sülfürik asidin gelirinden karşılanabilmektedir. Bu arıtma prosesi ancak kükürt oranı yüksek kömür yakan santrallerde, kükürt veya konsantre SO_2 kullanan entegre kimya-sanayi ile birlikte düşünülmelidir [18].

Prosesin kimyası :

$Na_2SO_3/NaHSO_3$ sistemlerinde, absorpsiyon adımından önce uçucu kül ve diğer partiküler maddelerin uzaklaştırılmış olması istenir. Elektrostatik filtre (ESP), kumaş filtre, ıslak partikül arıtıcı ve diğer donanımlar partiküler maddelerin uzaklaştırılmasında kullanılabilir. Normal olarak gaz buharı, bir ıslak arıtıcı veya ön dağıtıcı (presaturator) içindeki adyabatik dağıtım sıcaklığında (adiabatic saturation temperature) soğutulur.

Sulu ortamdaki ıslak arıtıcı sıvısı tarafından SO_2'nin absorpsiyonu için temel proses aşağıdaki reaksiyonlar ile verilir:

$$SO_2\,(g) \rightarrow SO_2\,(aq) \qquad \textbf{(4.11)}$$

$$SO_2\,(aq) + H_2O \rightarrow H_2SO_3 \rightarrow HSO_3^- + H^+ \qquad \textbf{(4.12)}$$

$$HSO_3^- \rightarrow H^+ + SO_3^{-2} \qquad \textbf{(4.13)}$$

Geri kazanma prosesleri sülfit/bisülfit tampon sistemi kimyasını esas alır. Uygun ön arıtmadan sonra, SO_2 içeren baca gazı, bir sülfit çözeltisi ile ters akıma temas ettirilmek üzere absorplayıcıya girer. SO_2 absorplanarak önce sülfit ürünü, daha sonra ise daha fazla çözülebilir HSO_3 ürünü elde edilir. Baca gazındaki O_2 ve SO_3 de reaksiyona girmeyen Na_2SO_3 ile reaksiyona girer. Sistem içindeki reaktif olmayan parçacıklar, kireçlenmeyi azaltmak ve reaktif sülfit seviyesini devam ettirmek için absorplayıcıda bir arıtma gerektirir [18].

SO_2 absorplayıcısındaki esas kimyasal reaksiyonlar absorpsiyon ve oksidasyondur.

SO_2 absorpsiyonu: Kükürt dioksit ve sodyum sülfit, bisülfit oluşturmak için reaksiyona girerler.

$$SO_2 + SO_3^{-2} + H_2O \rightarrow 2\,HSO_3^- \qquad \textbf{(4.14)}$$

Oksidasyon: Bir kısım sodyum sülfitin sodyum sülfata oksidasyonu ile oluşur.

$$SO_3^{-2} + O_2 \rightarrow 2\,SO_4^{-2} \qquad \textbf{(4.15)}$$

Sodyum iyonu bileşimi reaksiyonlarında, sodyum karbonat (soda külü) veya sodyumhidroksit (kostik), sodyum sülfiti absorplayıcıda tekrar geri kazanmak için sodyum bisülfit ile reaksiyona girer.

$$Na_2CO_3 + 2\,NaHSO_3 \rightarrow 2\,Na_2SO_3 + H_2O + CO_2 \qquad \textbf{(4.16)}$$

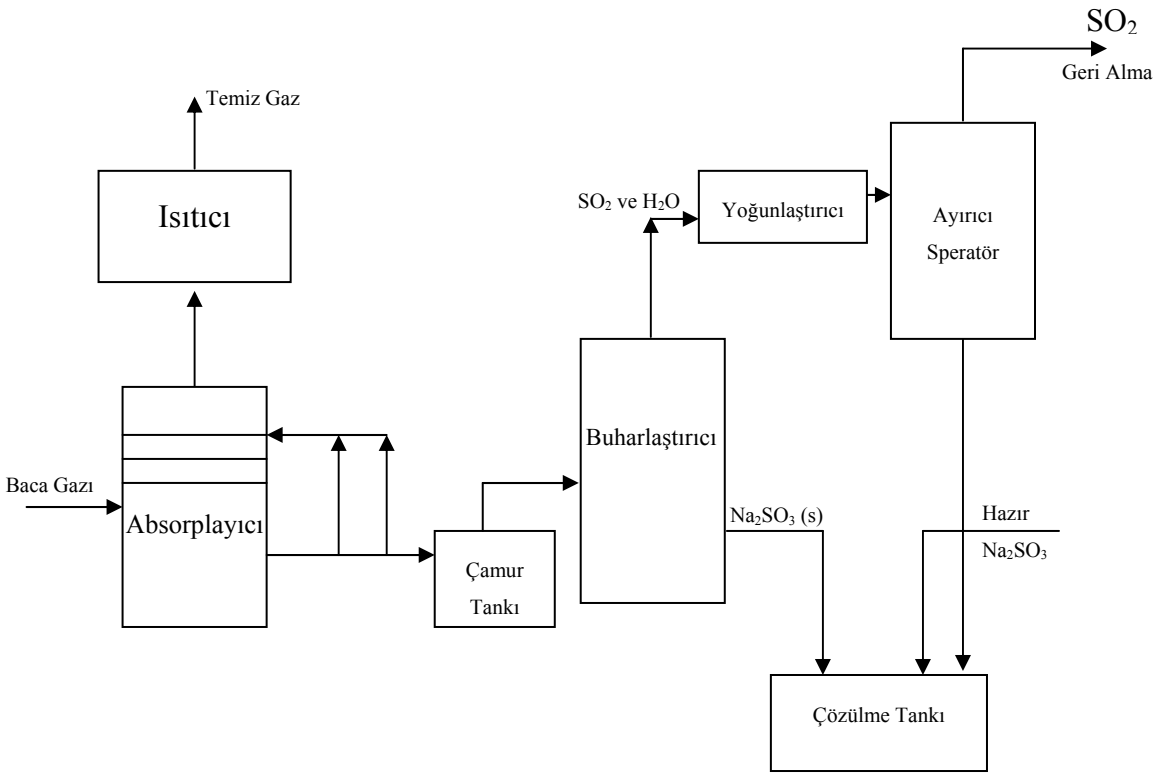
$$NaOH + NaHSO_3 \rightarrow Na_2SO_3 + H_2O \qquad \textbf{(4.17)}$$

Eğer ürün yoğunlaştırılmış SO_2 buharı içeriyorsa, geri devir buharı, tek etkili buharlaştırıcılar, çift etkili buharlaştırıcılar veya ya atmosferik ya da vakum buhar sıyırıcı kullanma ile tekrar geri kazanılır. Alkali absorplayıcının tekrar geri kazanılması için temel kimyasal reaksiyon şu şekildedir:

$$2NaHSO_3 \rightarrow Na_2SO_3 + H_2O + SO_2 \qquad \textbf{(4.18)}$$

Oluşan Na_2SO_4 yaklaşık olarak oluşma oranında arıtılmış olmalıdır. Satmak veya uzaklaştırmak için kurutulabilir veya bir zararsız çıkış olarak nötralize edilebilir [18].

Yoğunlaştırılmış SO_2 buharını ayırarak tekrar geri kazanan adım, mevcut piyasalara bağlı olarak H_2SO_4, kükürt, sıvı SO_2 veya bunların bazı bileşimlerini üretmek için kullanılabilir. Şekil 4.3'de Wellman-Lord prosesi akım şeması görülmektedir.



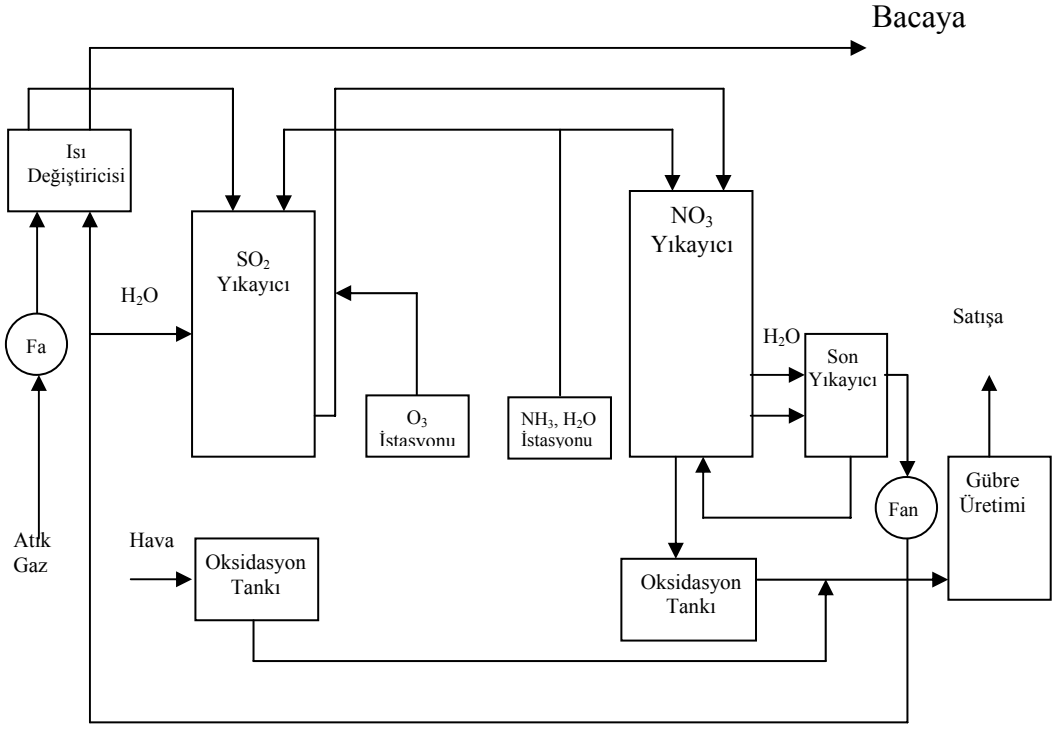
Şekil 4.3 : Wellman-Lord Prosesi Akım Şeması [18]

4.2.2. Walther prosesi

Walter Prosesi yan ürün olarak amonyum sülfat gübresi üreterek SO_2 içeren baca gazlarını gübre üretiminde ham madde kaynağına dönüştürmekte ve amonyaklı gübre üreten tesislerin yatırım için bir ikame imkanı yaratmaktadır. Bu prosesin en önemli teknik sorunu aerosol emisyonudur. Proses yeni yeni uygulamaya konulduğu için teknik sorunların boyutları tam olarak belirlenememektedir. Henüz aerosol problemini tümü ile çözmüş olan ve çalışan termik santral bulunmamaktadır. Bu proses, özgül yatırım maliyeti açısından incelenen prosesler içinde ikinci sırayı almaktadır [33].

Proseste arıtıcı madde olarak amonyak kullanılmakta, SO_2 arıtma derecesi ise %95'in üzerine çıkılabilmektedir. Walther Prosesinde toplam yıllık giderler içinde arıtıcı madde olan amonyak gideri ilk sırayı almaktadır (örnek tesis için %35.4). Bunun amortisman (%34.2), elektrik (%11.2) e bakım-onarım giderleri (%10.4) izlemektedir. Buhar gideri ise %7 dolayındadır. Yan ürün olarak elde edilen

amonyum sülfat gübresinin satışı ile sağlanan yıllık gelir, yıllık toplam giderin yaklaşık %59'unu karşılamaktadır. Bu prosesin başlıca dezavantajları işletme sorunlarının çözüldüğü bir santralin mevcut olmaması ve ham madde olarak pahalı bir ürün olan amonyak kullanılmasıdır. Şekil 4.4'te Walther Prosesinin akım şeması verilmiştir.



Şekil 4.4 : Walther Prosesi Akım Şeması [18].

Bu proses Almanya'da Walter firması tarafından gerçekleştirilmiş ve endüstriye uygulanmıştır. Başlangıçta çok ilgi görmesine rağmen, teknolojik uygulama zorluklarından dolayı fazla kullanım alanı bulamamıştır. Walther prosesinde yakma tesisinden gelen gazlar, aynı tesise girecek yakma havasının ön ısıtmasında değerlendirildikten sonra, öncelikle elektrostatik filtrelerde tozlardan arındırır. Daha sonra 130°C'den 70°C'ye soğutulan bu gazın içerisinde bulunan 1500-2700 mg/m^3 SO_2 desülfürizasyon işlemiyle 400 mg/m^3 değerinin altına indirilmektedir. Yıkama sırasında gazların üzerine püskürtülen NH_3 sayesinde büyük miktarda flor ve klor gazları amonyak ile reaksiyona girer. Reaksiyon sonucu bu gazlar NH_4F ve NH_4Cl meydana getirerek ayrışırlar. Daha sonra baca gazı ısı eşanjöründen geçirilerek 60°C'ye kadar soğutulur. Soğumuş olan bu gazlar yıkama kolonlarına giderek SO_x ve NO_x'lerden arınırlar. Önce birinci kolonda duman gazlarındaki SO_x'ler amonyak su karışımı ile yıkanır. Böylece $(NH_4)_2SO_3$ ve $(NH_4HSO_3$ oluşur. Bu kolondan çıkan

baca gazının içindeki SO_x'lerin yaklaşık %90-95'i tutulmuş olur. İkinci kolona girmeden önce baca gazını O_3 püskürtülerek NO ve NO_2'ler oksitlenir ve bu kolonda amonyak su karışımı ile yıkanarak amonyum nitrit (NH_4NO_2) ve amonyum nitrata (NH_4NO_3) dönüşür. Üçüncü yıkama kolonuna gelen baca gazı su ile yıkanarak kendisi ile birlikte sürüklenerek gelmiş olan NH_3'tan arınır. NH_3-su çözeltisi kullanılmak üzere birinci ve ikinci yıkama kononlarına gönderilir. Baca gazı ise vantilatör yardımı ile tekrar su eşanjöründen geçirilerek 100°C'ye kadar ısıtılır ve bacadan atmosfere verilir.

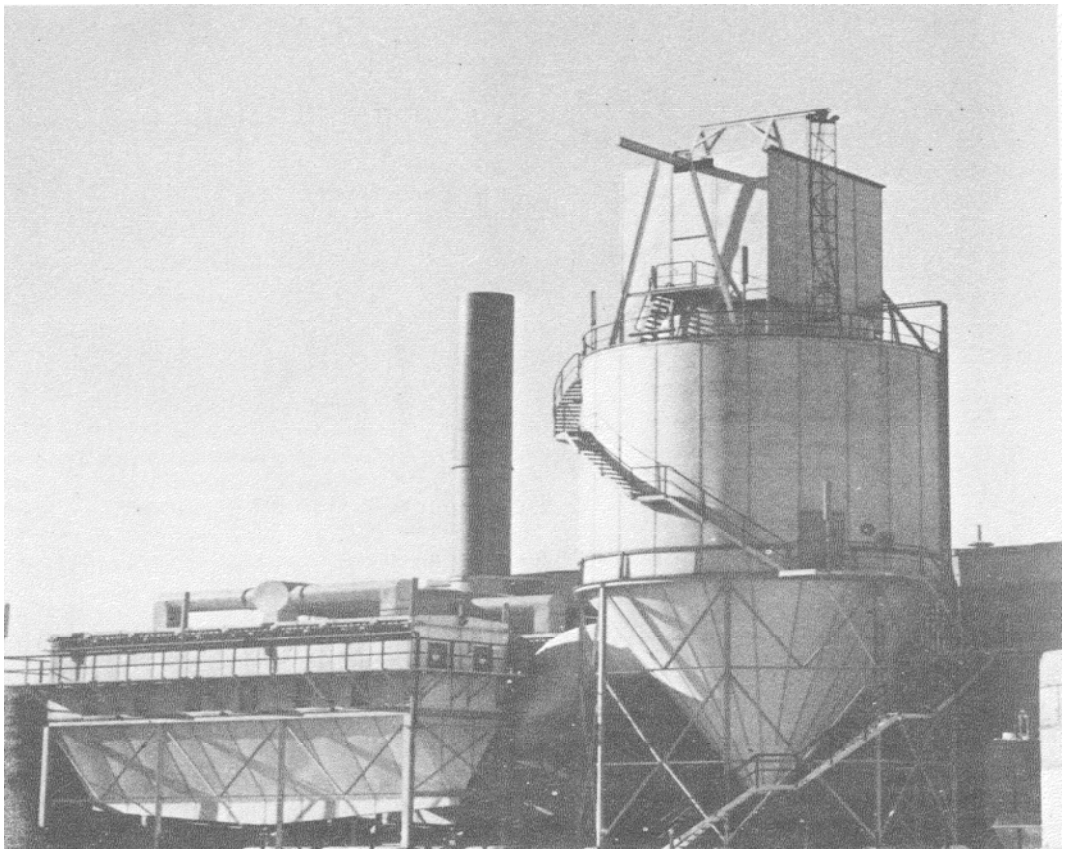
Birinci ve ikinci yıkama kolonlarına gönderilen çözelti içinde amonyum sülfit ($(NH_4)_2SO_3$), amonyumbisülfit ($(NH_4)_2$ HSO_3), amonyumsülfat ($(NH_4)_2SO_4$), amonyumnitrit (NH_4NO_2) ve amonyumnitrat (NH_4NO_3), vardır. Bu çözeltinin bir kısmı oksitleme tankına gönderilir. Burada amonyumsülfit ve amonyumbisülfit amonyumsülfata, amonyumnitrit ise amonyumnitrata oksitlenir. Oksitleme tankından çıkan çözelti kurutucuya gönderilir. Kazandan çıkan baca gazının az bir miktarı 300-350°C sıcaklıktaki filtreden geçirilerek tozları tutulur ve kurutucuya veriler. $(NH_4)_2SO_4$, püskürtmeli kurutucuda suyundan ayrılıp gübre ürün ayrıştırıcı filtre yardımıyla toz ürün haline getirilmekte ve gübre olarak pazarlanmaktadır. NO_x ve SO_x'in birlikte giderilebildiği bu prosesin en büyük avantajı atık sorunun bulunmayışı, dezavantajı ise yatırım ve işletme maliyetinin yüksek oluşu; işletme sorunlarının çözüldüğü bir santralin bulunmaması ve hammadde olarak pahalı bir ürün olan NH_3 kullanmasıdır. Bununla birlikte en önemli teknik sorun, aeresol emisyonudur. Proses yeni yeni uygulamaya konulduğu için teknik sorunların boyutları tam olarak belirlenememektedir. Henüz aeresol problemini tümü ile çözmüş olan ve çalışan bir termik santral bulunmamaktadır [18].

4.3. Püskürtmeli Kurutma Prosesi

Püskürtmeli kurutma prosesi kurutma amacı ile eskiden beri kullanılan, teknolojik sorunları genelde çözülmüş bir prosestir. Kükürt dioksit giderme amacı ile kullanım ise 1980'lerden sonra önem kazanmıştır. Prosesin özgül yatırım maliyeti, kuru püskürtme dışında diğer incelenen proseslerin hepsinden daha düşüktür. İç elektrik tüketimin daha az bakım-onarım masraflarının düşük, korozyon ve kabuklaşma sorunlarının çok daha az olması ve kuru atık elde edilmesi bu prosesin başlıca avantajları arasındadır. Düskürtmeli Kurutma sistemlerinde genellikle 275-400°F

(135-204°C) hava ön ısıtıcı çıkış sıcaklıklarında baca gazı, bir çözelti veya 5-10 saniye bekleme süreli bir kap içindeki alkali malzemenin çamuru ile temas ettirilir. Baca gazı buharlaşmış su ile doyma sıcaklığı 50°F (10°C) sınırları içinde ısı kazanmadan veya kaybetmeden nemlendirilir. Sıvı faz tuzları çöktürülür ve arta kalan katılar genellikle %1'den daha az serbest nemlilikte kurutulur. Bu katılar, uçucu kül ile beraber baca gazı içine verilir ve bir partikül toplama makinesi yerine geçer. Baca gazı SO_2 ve alkali malzeme arasındaki reaksiyon bu esnada devam eder ve müteakip kurutma prosesinde sürer. SO_2 uzaklaştırma reaksiyonlarının mekanizması iyi anlaşılmış değildir. Kimyasal reaksiyonlar (daha önce) tanımlanmış ıslak arıtma proseslerindekiler (örn; kireç, sodyum karbonat v.s) ile aynıdır [18].

Absorplayıcı maddeler püskürtmeli kurutucu içine döner atomizer (rotary atomizer) veya nozul atomizer (nozzle atomizer-pressure nozzle) denilen başlıklar sayesinde basınçlı hava yardımıyla verilir. Püskürtmeli kurutma ile defülfürizasyon aslında yarı-kuru sistemlerdendir. Çünkü sorbent halinde beslenmesine karşın kurutucu içersinde baca gazı ile temas ettikten sonra çıkış akımı olarak %1 nem içeren kuru $CaSO_4$ elde edilmektedir. Islak yönteme nazaran daha az, korozyon ve kabuklaşma sorunlarının çok daha az olması ve kuru atık elde edilmesi bu projenin başlıca avantajları arasındadır. Bu projelerde genellikle püskürtülen damlacık boyutuna göre ve reaksiyon kinetiği ile tespit edilen 5-10 saniye mertebelerindeki bekleme süresi kullanılmaktadır. Proseste kullanılan ekipman olarak ıslak yönteme benzemektedir. Ancak jips çamuru ve blover bulunmamaktadır [18].



Şekil 4.5 : Püskürtmeli Kurutucu ve Torba Filtre Uygulamasından Görünüm[36]

Tipik bir püskürtmeli kurutucu sistemi (partikül toplayıcılı). Şu komponentlerden oluşur; püskürtmeli kurutucu, torba filtre, kireç hazırlama sistemi, katı tanecik geri besleme sistemi, ve atık depolama için arazi. Boyler hava ısıtıcısını terk ederek püskürtmeli kurutucuya giren baca gazı yaklaşık 300 F'de dir ve atomize edilmiş SO_2 giderici çamurla temas etmektedir. Simültane olarak baca gazının ısısı atomize çamur içindeki suyun buharlaşmasına ve baca gazının rutubetlenmesine sebep olur. Baca gazı içindeki SO_2, alkali çamur tarafından absorbe edilir ve kalsiyum tuzları karışımı oluşturmak üzere, kireç ile reaksiyona girmektedir. Bu atomize alkali çamur şeklinde püskürtmeli kurutucuda (50-100 mikron damlacıklar halinde) gerçekleşmektedir. Damlacıklar içerisindeki alkali SO_2, HCl ve CO_2 ile reaksiyona girmekte ve damlacıklar içindeki su buharlaşarak kalsiyum bazlı partikül madde meydana getirmektedir. Aşağıdaki birincil kimyasal reaksiyonlar oluşmaktadır[37];

$$Ca(OH)_2 + SO_2 \rightarrow CaSO_3.1/2\ H_2O + ½\ H_2O \quad \textbf{(4.19)}$$

$$Ca(OH)_2 + SO_3 + H_2O \rightarrow CaSO_4 \cdot 2H_2O \quad \textbf{(4.20)}$$

$$Ca(OH)_2 + 2HCl + 4H_2O \rightarrow CaCl_2 \cdot 6H_2O \quad \textbf{(4.21)}$$

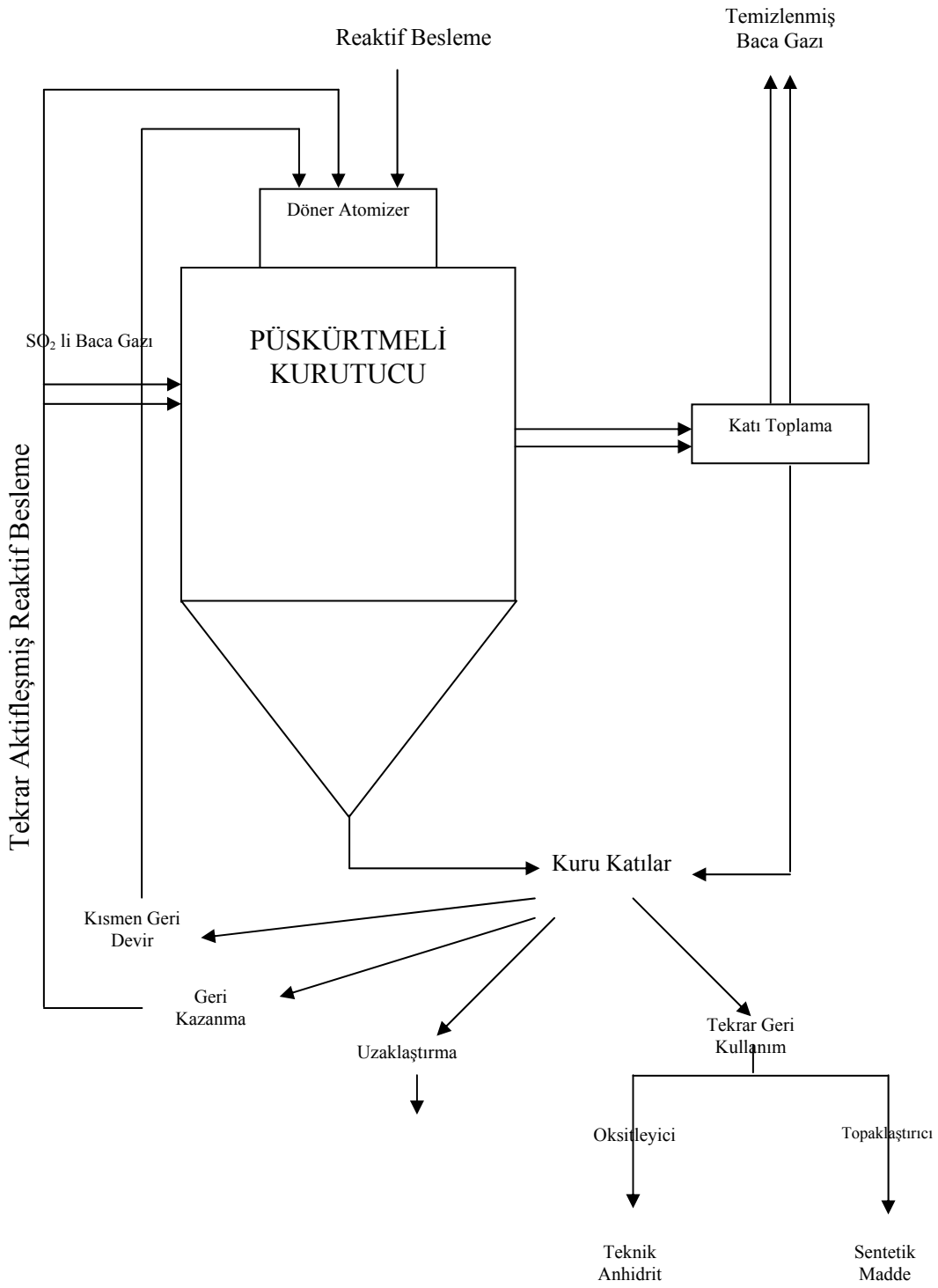
İlave olarak, aşağıdaki ikincil reaksiyonlar da meydana gelmektedir:

$$CaSO_3 + ½\ O_2 \rightarrow CaSO_4 \quad \textbf{(4.22)}$$

$$Ca(OH)_2 + CO_2 \rightarrow CaCO_3 + H_2O \quad \textbf{(4.23)}$$

Bazı tanecikler püskürtmeli kurutucunun tabanından toplanmakta kalanlar ise baca gazı ile birlikte ayrılmaktadır. Atık gaz partikül toplama cihazına, torba filtre'ye gönderilerek ilave SO_2 giderilmesi gerçekleştirilmektedir (torbalar üzerindeki kek tabakasında). Torba filtrelerdeki SO_2 giderimi %20-30'lara kadar ulaşmaktadır. Partikül maddeler torba filtreler üzerinde kek olarak tutulduktan sonra peryodik olarak ters yön hava akımı ile atık arazisine tahliye edilmektedir. Silolara düşen partikül maddeler geri dönüşüm silolarına nakledilerek su ile çamura dönüştürülüp tekrar püskürtmeli kurutucuya beslenmektedir. Bu şekildeki geri besleme boş tanktaki taşma-çevrimi sayesinde sabit akışla püskürtmeli kurutucuya verilmektedir.

Püskürtmeli kurutma prosesinde beslenen suyun miktarı, baca gazının tamamen doygunluğa erişmemesi açısından, kontrol edilmektedir. %70-90 gibi yüksek SO_2 giderme verimine erişmek için doygunluk sıcaklığına 20-35 F kadar yakın çalışılmalıdır. Sorbent besleme hızı, çamurun atomizasyon derecesi (damla büyüklüğü), baca gazının püskürtmeli kurutucuda kalma süresi ve baca gazı doygunluk sıcaklığına yaklaşma derecesi gibi faktörler kabul edilebilir bir SO_2 giderme performansını sağlarken damlacık sürüklenmesi ve kurutma süreci tamamlanmamış katıların oluşturacağı kek birikmesi problemlerini de önlemektedir. Çamur içerisindeki kalsiyum miktarı, yüzde 35 katı içeriği için pompalanma kabiliyeti ile sınırlıdır. Tipik bir püskürtmeli kurutucu da baca gazının bekleme süresi 8 ile 12 saniye arasındadır [37]. Şekil 4.6'da püskürtmeli kurutma yöntemi için akım şeması görülmektedir.



Şekil 4.6 : Baca Gazı Desülfirizasyonunda Kullanılan Püskürtmeli Kurutma Yöntemi İçin Akım Şeması [18].

4.3.1. Püskürtmeli kurutucu ekipmanları

Püskürtmeli kurutma yönteminde belli başlı ekipmanlar olan kompresör, nozül, diskler ve çözelti pompaları arasından dağıtıcı nozüller için formüller aşağıda verilmiştir.Çözeltininfiziksel özellikleri ve debisine bağlı olarak elde edilecek damlacık boyutu SO_2 tutmayı etkileyecek parametrelerdendir [38].

1. Basınçlı nozüller: Yüksek basınç etkisiyle ve yüksek dönüş derecesi ile küçük bir orifizden geçirilen akışkan sıvı veya çamur çözeltisini atomize etmekte kullanılır. Basınç 2700-69 000 kPa/m^2 arasında nozül orifiz çapı ise 0.25-0.4 mm. arasında değişmektedir.
2. İki akışkanlı nozüller: Yüksek kapasiteli tesislerde verimli olarak çalıştırılamazlar. Belli başlı avantajları ise düşük basınçta çalışabilmeleridir. Sıvının 0-400 kPa/m^2 basınçta, atomize edici akışkanın ise 700 kPa/m^2'yi aşmayan basınçlarda çalışılabilmektedir. Atomize edici akışkan buhar veya hava olabilir. Düşük akışkanlıktaki pastalar ve filtre çıkışı kekler evvelce sıradan atomizörler tarafından işletilememekteydi.
3. Santrifugal diskler: Özel olarak tasarlanmış, hızla dönen diskin etrafından deşarj edilen sıvı ince tabakalar alinde atomize edilmektedir. Disk tasarımında temel olan nesne sıvıyı diskin hızına ulaştırmak ve atomize edilmiş sıvının homojen damla boyutunda dağılımını sağlamaktır. Disk çapı, laboratuar modelleri için 5 cm den tesisler için ise 35 cm ye kadar değişmektedir. Disk hızı ise 3 000-50 000 d/dk. arasındadır. Yüksek hızlar genellikle düşük çaplı kurutucular için avantajlıdır. Tesis boyutundaki disklerin hızı genellikle 4 000-20 000 d/dk. arasındadır. Disk dönüş hızının bir fonksiyonu olarak atomizasyon derecesi disk çapı ve hızı örneğin çevresel hıza karşı açısal hız tarafından etkilenmektedir. Böylece, 13 cm. çapında ve 30 000 d/dk. hızında bir disk 5 cm. çapında ve 50 000 d/dk. hızındaki bir diskten daha küçük tanecik boyutu oluşturabilmektedir. Santrifugal diskler süspansiyonlar ve nozüllerde tıkanmaya sebep olan macun kıvamındaki pastalar için avantajlıdır.

Çeşitli atomizörlere ait ortalama tanecik boyutlarını hesaplayan Marshall eşitlikleri tarafından verilmektedir. Pnömatik nozüller için ise Nukiyama ve Tanasawa tarafından geliştirilen ifadeler tavsiye edilmektedir:

$$\overline{X}_{vs} = \frac{1920\sqrt{\alpha}}{V_a\sqrt{\rho_{Ll}}} + 597\left(\frac{\mu}{\sqrt{\alpha\rho_L}}\right)^{0.45}\left(\frac{1000\,Q_L}{Q_a}\right)^{1.5} \quad \textbf{(4.24)}$$

$\overline{X_{vs}}$: ortalama tanecik çapı, μm

α: yüzey gerilimi dyn/cm

μ: sıvı viskozitesi, P

V_a: hava ve sıvı arasındaki bağıl hız, ft/s

ρ_L: sıvı yoğunluğu, g/cm^3

Q_L: sıvı hacimsel akış hızı

Q_a: hava hacimsel akış hızı

Tek akışkanlı basınçlı nozüller için eşitlik:

$$\overline{X}_{vs} = 500\sqrt[3]{\Delta P}$$

ΔP : nozül boyunca basınç düşüşü, lb/in^2

Santrifüj diskler için Friedman, Gluckert ve Marshall eşitlikleri önerilmektedir.

$$\frac{D_{vs}}{r} = 0.4\left(\frac{\Gamma}{\rho_L N_r^2}\right)^{0.6}\left(\frac{\mu}{\Gamma}\right)^{0.2}\left(\frac{\alpha.\rho_L L_W}{\Gamma^2}\right) \quad \textbf{(4.25)}$$

D_{vs}: ortalama çap, ft

r: disk çapı, ft

Γ: püskürtülen tanecik kütlesel hızı, lb/(min.ft ıslak disk çevresi)

ρ_L: sıvı yoğunluğu, lb/ft^3

N: disk hızı, r/min.

μ: sıvı viskozitesi, lb/(ft.min)

α: yüzey gerilimi, lb/min.

L_W: ıslak disk çevresi, ft.

Gluckert çeşitli şartlar altında atomizasyonun ısı transferini açıklamak amacıyla aşağıdaki eşitlikleri bulmuştur [38]:

İki akışkanlı pnömatik sistemler için:

$$Q = \frac{6.38 * K_f * V^{2/3} * \Delta t}{D_m^2} . \frac{W_s}{\rho_s} \sqrt{\frac{\rho_a}{W_a . V_a} . \frac{W_a + W_S}{W_a}} \qquad \textbf{(4.26)}$$

Tek-akışkanlı basınçlı nozüller için:

$$Q = \frac{10.98 * K_{f*} V^{2/3} * \Delta t}{D_m^2} . D_s . \sqrt{\frac{\rho_t}{\rho_s}} \qquad \textbf{(4.27)}$$

Santrifügal-disk atomizörler için:

$$Q = \frac{4.19 * K_{f*} (R_c - r/2)^2 \Delta t}{D_m^2 . \rho_s} . D_s . \sqrt{\frac{W_s . \rho_t}{r . N}} \qquad \textbf{(4.28)}$$

Q: damlacıklara aktarılan ısı hızı, Btu/h

K_f: damlacıkları çevreleyen gaz filmin ısıl iletkenliği. Btu/(h.ft^2)(F.ft)

(arıtıcı gaz ile damlacık sıcaklığının ortalaması için)

V: Püskürtmeli kurutucu hacmi, ft^3

Δt: sıcaklık itici gücü (yukarıda açıklanan şartlar altında

D_m: maksimum tanecik çapı, ft

W_s: sıvı akış hızı, lb/h

ρ_s: sıvının yoğunluğu, lb/ft^3

W_a: atomize edici havanın akış hızı, lb/h

ρ_a: atomize edici havanın yoğunlu, lb/ft^3

V_a: atomize edici havanın atomizördeki hızı, ft/h

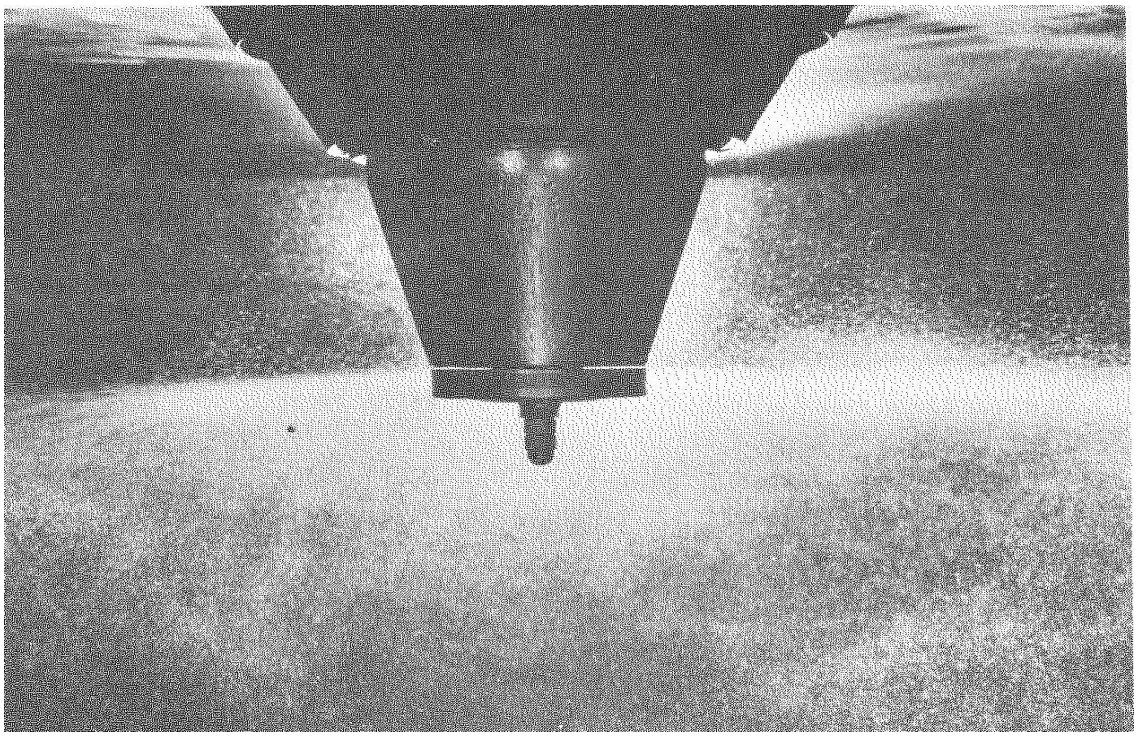
D_s: basınçlı nozül orifiz çapı, ft

ρ_t: çıkış şartlarında kurutucu gazın yoğunluğu, lb/ft^3

R_c: santrifugal diskle birlikte kurutucunun yarı çapı, ft

r: diskin yarı çapı, ft

N: diskin dönüş hızı, r/h

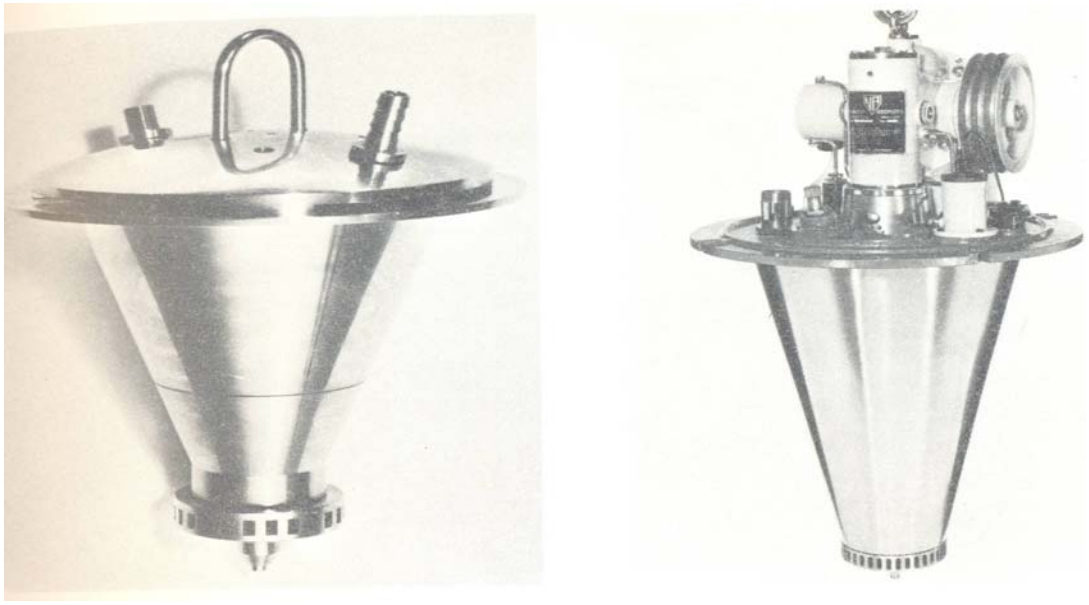


Şekil 4.7 : İşletme Sırasındaki Atomizer (Döner Tekerlek Şeklinde) [36].

Döner atomizerlerde üretilen toz yaklaşık ortalama 70 mm büyüklüğünde ve 120 m/sn hızla Spray Dryer içine verilmektedir. Nozul atomizerlerde ise üretilen tozun büyüklüğü yaklaşık ortalama 220 mm büyüklüğünde ve 14 atmosfer basınçta Spray Dryer içine püskürtülmektedir. Şekil 4.7'de çalışma esnasındaki atomizer ve nozul görülmektedir.

Döner atomizerler tekerlek, disk ve fincan şekillerinde olup döner atomizasyon derecesi çizgisel hız, besleme oranı, sıvı özellikleri ve atomizerin tasarımına bağlıdır. Uygulamada en çok kullanılan tekerlek şeklindeki atomizerlerdir ve 18-36 çeşit tasarım vardır. Döner atomizerlerin tasarımlarından bazıları Şekil 4.8' de gösterilmiştir.

Atomizer tasarımı üç kısma ayrılır: 1) Atomizer cihazı, 2) Sıvı dağıtıcı, 3) Döner atomizer tekerlek. Atomizer cihazı seçilen hız aralığı ve yükleme şartlarında atomizer tekerliği döndürür. Sıvı dağıtıcı aksam atomizer tekerlek ile birlikte tasarlanır ve atomizer tekerleğin etrafında yer alır. Sıvı dağıtıcıda yaygın olarak 3-5 m/s sıvı hızı kullanılır. Tablo 4.2'da atomizer çözelti debisi ve püskürtme açısına göre gerekli kompresör hava basıncı tablosu verilmektedir.



Şekil 4.8 : Türbin Kuvvetli ve Kayış Dişlili Atomizör Cihazları [36].

Tablo 4.2 : Püskürtme Açısı ve Çözelti Besleme Debilerine Göre Atomize Edici Hava Miktarı ve Basıncı Değişimi [36]

Çözelti Debisi (kg/h)	Hava Debisi (m^3/h)	Hava Basıncı (atm)	Püskürtme Açısı
25	3.4	1.35	45
50	1.45	1.35	75
75	0.42	1.35	80
575	21.35	3.4	40
650	19.55	3.4	50
700	17.0	3.4	55

$$P_K=3.8*10^{-10}*M_L*N^2(2d^2-d_d^2) \quad [kW] \qquad \textbf{(4.29)}$$

Döner tekerlekli atomizör için gerekli kompresör basıncını veren eşitlik yukarıdaki gibidir [36].

M_L: kg/h: hava debisi

N: dev./dk.: diskin dönme hızı

d, d_d; (m.) döner tekerlek orifiz çapları.

Hava debisine göre gerekli atomize edici kompresörün gücünü veren bir diğer ifade de şu şekildedir [38];

$$P[kW] = 2{,}78 * 10^{-4} * Q_1 * P_1 \ell n(\frac{P_2}{P_1}) \quad \textbf{(4.30)}$$

Q_1= Hava debisi (m^3/h)

P_1= Hava ilk basıncı (kPa)

P_2= Kompresör çıkış basıncı (kPa)

Örneğin 4 barlık basınçta 100.000 m^3/h hava debisi için gerekli güç;

$P= 2.78*10^{-4}*100000*101.3*\ell n4=3904$ kW

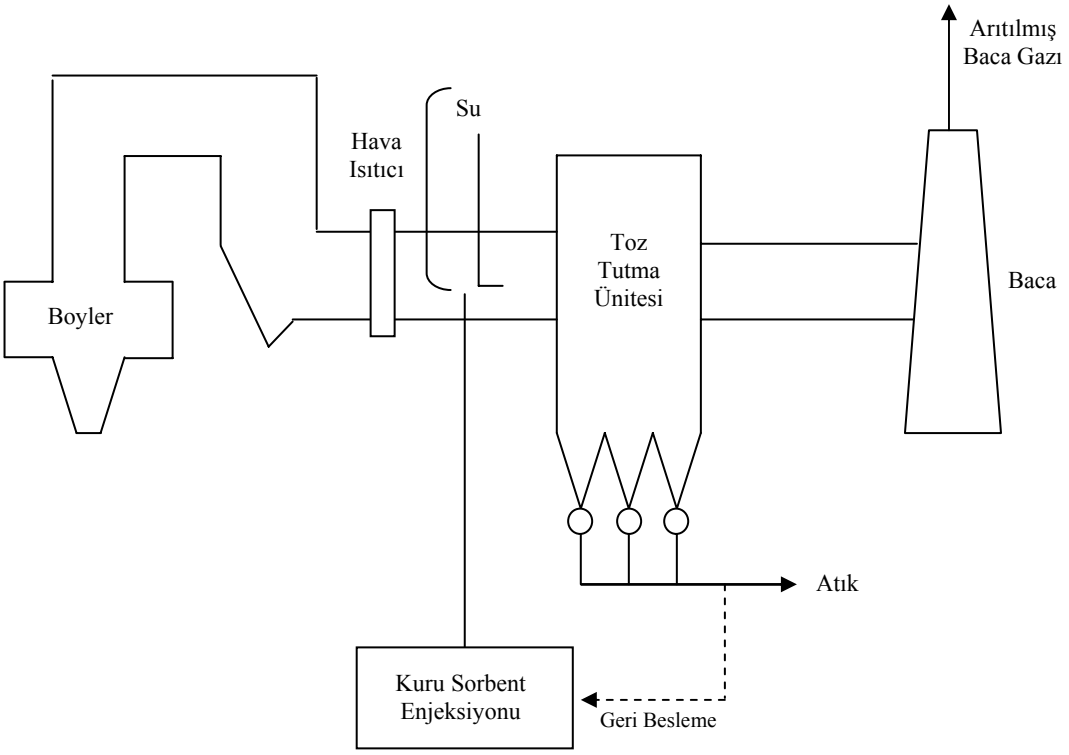
4.4. Kuru Enjeksiyon Yöntemi

Bu prosesin en önemli özelliği çok düşük yatırımla baca gazındaki SO_2'nin belli derecelerde arıtılmasına olarak tanımasıdır. Bu proseste arıtıcı madde olarak kireç, kireçtaşı, dolomit ve soda kullanılabilir. Arıtıcı madde olarak kireç kullanılması durumunda SO_2 arıtma derecesi %80 dolayında olup beslenecek kalsiyum oksit miktarı stokiometrik oranın yaklaşık üç katı olmalıdır. Bu kalsiyum oksidin kalsiyum sülfata dönüşüm oranının genellikle %30 mertebesinde kalmasının bir sonucudur[18]. Kireçtaşı enjeksiyonunda yüksek sıcaklıkla aleve yakın bölgeler tercih edilmektedir. Kuru püskürtme prosesinde tabii soda kullanılması durumunda baca gazının 150°C olduğu bölgeye püskürtülen soda daha sonra torba filtrelerde tutulmakta ve SO_2 tutma reaksiyonu torba filtrelerde devam etmektedir. Soda kullanılması durumunda SO_2 tutma verimi %95'in üzerindedir. Bu amaçla tabii soda (trona) kullanılabilmektedir. Kükürt dioksit tutulması sonucunda oluşan sodyum sülfitin kağıt sanayiinde kullanım imkanı araştırılmalıdır. Islak proseslerde görülen kabuklaşma sorunu bulunmaktadır [39]. Kullanılan ekipman daha az olup bakım-onarım ve işletme giderleri düşüktür. Kireç kullanan örnek tesiste yapılan ekonomik analizler yıllık arıtıcı madde giderinin (kireç) yıllık toplam gider içinde %70 ile birinci sırayı aldığını göstermektedir. Daha sonra sırası ile amortisman gideri (%16) ve elektrik gideri (%9) gelmektedir. Kireçtaşı kullanılması durumunda en önemli sorun, yönetmelikte öngörülen SO_2 emisyon sınır değerlerinin tutturulmamasıdır. Soda kullanılması ise SO_2 arıtma derecesi yükselmektedir. Ancak bunun için uygun fiyatlarda doğal sodanın sağlanması gerekmektedir.

Kuru enjeksiyon sistemi aşağıdaki alt sistemlerden oluşmuştur: sorbent depolama ve işleme sorbent pulverize/enjeksiyon ve SO_2 giderme. Sorbent depolama ekipmanı, pulverize edici (nahkolit ile opsiyonel) ve tanecik kontrol cihazı kuru enjeksiyon sistemi sermaye yatırımı maliyetini etkileyen temel ekipmanlardır. Sonradan ekleme uygulamalarında mevcut tanecik toplama cihazı %70 SO_2 giderme oranlarına kadar kullanılabilmektedir. Sorbent alıcı sistemi raylı yükleme ve dağıtım şeklindedir. Bu depolama kapasitesi ile her gün 24 saat tam yükle çalışan bir üniteyi 30 gün boyunca çalıştırmak mümkün olmaktadır. Trona tanecik boyutu 15-20 mikron veya %90'ı 325 meşlik elekten geçecek boyutta pulverize edilmektedir. Çözelti madenciliği ile elde edilmiş nahcolite ise 10-20 mikron tanecik boyutunda dağıtılmakta ve pulverize edilmesine ihtiyaç duyulmaktadır. Bu uygulamalarda kullanılan yegâne değirmen Micropol ACM60 tipi değirmendir. Pulverizenin gücü 300 beygirgücü olup kullanım zamanına göre değişim göstermektedir. Pulverize sorbenti kanala pnömatik olarak sevkeden enjeksiyon fanları da pulverize edicilerle bağlantılı olarak kullanılmaktadır. Pulverize edici içermeyen nahcolite için enjeksiyon fanları tipik olarak 10-20 beygir gücündedir. Sorbentin kanal boyunca iyi dağılımı önemli bir etken olduğu halde karmaşık nozüllü enjeksiyon sistemlerine ihtiyaç yoktur [37]. Daha ziyade boru tipi, sorbenti gazın aksi istikametine sevkeden basit sistemler tercih edilmektedir. Şekil 4.9'da kuru enjeksiyon yöntemine ait akım şeması görülmektedir.

4.5. Farklı Sorbent ve Yöntemlerde Kükürt Dioksit Tutma Verimi Literatür Araştırması

Kanala enjeksiyon yöntemi için 160 MW gücündeki termik santralde (Uppsala, İsveç) maksimum kükürt içeren kömür için kireç sorbenti için %80'nin üzerinde kükürt dioksit giderme elde edildiği bildirilmiştir. Kuru enjeksiyon yönteminde kireç kullanılması durumunda %85 kükürt giderme kabulü yapılmıştır.Ticari ölçekte kuru enjeksiyon yönteminde desülfürizyon yüzdesi %70'le sınırlandırılmış olmakla birlikte baca gazının rutubetlendirilmesi ve sodyum bileşiklerinin kullanılması ile bu oran %90'lara kadar çıkabilmektedir [40]. 1990'lı yıllardan sonra %70-95 arası kükürt dioksit giderme verimi gerçekleştirebilecek pilot ölçek çalışmaları planlanmıştır.



Şekil 4.9 : Kuru Enjeksiyon Yöntemi Akım Şeması [40].

Ayrıca geri besleme (sorbent recycle) ve sorbent enjeksiyon sonrasında torba filtre veya elektrostatikfiltre kullanılması kükürt dioksit giderme verimini%10-30 arası arttırmaktadır [41]. Son yıllarda artış gösteren bir uygulama da boyler enjeksiyon yöntemi (Furnace Sorbent Injection, FSI) dir. Burada sorbent 750-1250 °C arasındaki boylere direk olarak enjekte edilmekte ve %50-60 arası kükürt dioksit giderme elde edilmektedir Sodyumlu bileşiklerin kullanılması, baca gazının rutubetlendirilmesi ve torba filtre kullanılması ile bu verim %90'lara kadar çıkarılabilmektedir. Burada dikkat edilmesi gereken nokta rutubetlendirme ve sorbent enjeksiyonun boyler verimini etkilememesi ve yüksek sıcaklarda sorbentin sinterlenerek cidarlara yapışmasının önlenmesidir. Kanada'da Tampella-LIFAC firmasına ait 80 MW'lık Port Wahington santralinde kuru enjeksiyon (DSI) yöntemi ile desülfürizasyon da kireçtaşı kullanarak %75'in üzerinde kükürt dioksit verimi elde edilmiştir. Polonya'da retrofit sistem olarak Rybnik'te Rafako SA firmasına ait 200 MW'lık santralde FSI (Boyler enjeksion)yönteminde kireçtaşı ile %70 kükürt dioksit giderme elde edilmiştir [42].

Püskürmeli kurutma yönteminde %90'ın üzerinde, geleneksel ıslak yöntemde ise %95'in üzerinde kükürt dioksit giderme verimi elde edilmektedir [40].

Danimarka'da ELSAM tarafından 1995 yılında bildirilen 250 MW'lık tesiste kireç kullanılan (Ca/S=2) kuru enjeksiyon yöneminde torba filtre kullanılarak %80'lik kükürt dioksit giderme verimi elde edildiği belirtilmiştir [42].

Pilot ölçek püskürtmeli kurutucuda SO_2 giderme operasyonunun mekanistik temelli matematik modeli geliştirilmiştir. Püskürtmeli kurutucuda kömür yakılan boylerden gelen gaz, atomize edilmiş kireç çamuru ile temas ettirilerek SO_2'nin çözünmüş kalsiyum hidroksit ile reaksiyona girmesi ve absorbe olması sağlanmıştır. Çalışmada püskürtmeli kurutma operasyonunun performansının öngörülmesi işleminin geliştirilmesi hedeflenmiştir. Püskürtmeli kurutma prosesinde mevcut teorilere göre SO_2 tutulması ağırlıklı olarak sabit hız periyodunda (constant-rate period) gerçekleşmektedir. Modelde kullanılan verimlilik hesabının kontrolü için pilot tesisten farklı gaz giriş sıcaklıkları, stokiometrik oran, çamur debisi ve damlacık boyutları için deneysel veriler alınmıştır. Bu karşılaştırma sonucu, modelin hem tek tek veri noktaları için hem de genel eğilimle uyumlu sonuçlar verdiği görülmüştür. Damla tarafından geliştirilen modelde sorbent damlacıklarının evaporasyonu ve SO_2'nin ısı ve kütle iletim hızı bağıntılarına karşılık gelen absorbsiyon reaksiyonu simüle edilmiştir. Bu Model ve sabit hız periyodu kütle iletimi üzerine odaklanmıştır. Bu model Davis tarafından revize edilmiştir ve 1000-1100 ppm SO_2 için deneysel verilerle uyumlu sonuçlar vermiş 2000-3000 ppm SO_2 konsantrasyonları için ise sapmalar göstermiştir. Sonuçta modelin çözünme kinetiği ile ilgili kısmının yüksek SO_2 konsantrasyonları için kullanılan yüksek çamur konsantrasyonları için modifiye edilmesi gerektiği kanaatine varmışlardır. SO_2 absorbsiyon için olan model gaz faz ve kireç-çözünme dirençlerini incelemiştir. Kuruma prosesi belirgin üç periyottan oluşmaktadır: (A) sabit hız periyodu, (B) azalan hız periyodu ve (C) difüzyon periyodu. Sabit hız periyodunda buharlaşma akısı, atomize edilmiş damlacık yüzeyinde doygunluk sıcaklığına yakın bir koşulda hemen hemen sabit kalmaktadır. Sabit hız periyodu için gerekli, süre bu periyodun sonundaki uygun bir reynold sayısı kullanılarak ranz ve marshall eşitliği ile hesaplanmaktadır. Sabit hız periyodunda damlacık içindeki rutubetin yaklaşık olarak % 80'i buharlaşmaktadır. Model tüm SO_2 absorbsiyonunun sabit hız periyodunda gerçekleştiği kabulüne dayanmaktadır. Kütle dengesi sonucunda gaz faz SO_2 mol fraksiyonundaki değişimi veren aşağıdaki bağıntı elde edilmiştir [43].

$$\Delta Y_{SO_2} = (N_{SO_2} \cdot A \cdot \Phi \cdot \tau / G)_{AVG} \quad \textbf{(4.31)}$$

Absobsiyon akışı eşitliği gaz faz, genişletilmiş sıvı faz ve çözünme dirençlerini içermektedir.

$$N_{SO_2} = \frac{P_{SO_2} / H + \beta C_{Ca(OH)_2,S}}{1/(HK_G) + 1/k_L + A.\beta/(k_S.A_P)} \quad \textbf{(4.32)}$$

Bu eşitlik kullanılırken dikkat edilmesi gereken hususu hesaplanan P_{SO_2} ve $C_{Ca(OH)_2}$ değerlerinin sıfırdan büyük veya eşit olması gerektiğidir. Gaz faz kütle iletim katsayısı k_G Ranz ve Marshall' ın çalışmalarından alınmış ve zıt akım su debisinin etkisi için modifiye edilmiştir; çözünürlük sabiti, H chang ve rochelle eşitliğine dayanmakta sonraları katı varlığından ve iyonik güçte değişimler için modifiye edilmiştir. Çözünme hızı sabiti k_s deneysel verilere en uygun modele uyacak şekilde ampirik bir değer olarak elde edilmiştir.

Püskürtmeli kurutucudaki sıcaklıklar entalpi dengesi sonucunda elde edilmiştir. Difüzivite değerleri wilke–chang eşitliği ile hesaplanmış ve Hikita ve arkadaşlarının öngördüğü şekilde katı–varlığı için düzeltmiştir. Kirecin dolgunluk konsantrasyonu perry ve chilton' dan alınmıştır. Damlacıkların terminal hızı Crawford modelinden ve suyun doygunluk basıncı Lijden alınmıştır.

Çalışma sonucunda 1923 ile 2183 ppm'lik SO_2 konsantrasyonları için 19-35 F' lik adyabatik doygunluk derecesine yakınlıkta, 0.25 ile 1.93'lük stokiometrik oran aralığındaki değişkenlerle çalışılmış ve k_S' nin ortalama değeri $3.16*10^{-4}$ m/s bulunmuştur. Ancak Ramachandram ve Sharma' ya göre bu değer $2 - 8*10^{-5}$ m/s aralığında olmalıdır [43].

A : Damlacığın hacmi başına ara yüzey alanı, m^2/m^3

A_p :Damlacığın hacmi başına partikül yüzey alanı, m^2/m^3

β : $Ca(OH)_2$' in SO_2'nin sıvı faz difüzivitesine oranı

Δ : Fark

Φ : Damlacık akış hızı, s^{-1}

τ : Kalma Süresi, s

G : Molar gaz akış hızı, kmol/s

H : Henry Sabiti, atm*m^3/kmol

P : Basınç, atm.

k_L: Sıvı faz kütle iletim katsayısı, m/s

k_G : Gaz faz kütle iletim katsayısı, kmol/s*m^2*atm

k_S :Katı çözünme kütle iletim katsayısı, m/s

N : Kütle transfer hızı, kmol/m^2*s

Litarürde son 20 yıldan beri sızıntılı akış reaktörü (SAR)' nde kükürt dioksit (SO_2)' in giderilmesi konusunda çalışmalar yoğunluk kazanmıştır. SO_2 giderme verimi açısından gaz tarafı dönüşüm oranı %96-99 aralığındadır. Bu konuda yapılmış ilk çalışmalar SAR' ın ters akım prensibine göre işletilmesiyle SO_2' nin giderilmesi ve H_2SO_4 üretimidir. Reaksiyon kinetiği açısından aktif karbon parçacıklarının su ile dolu gözeneklerinde tepkime hızının O_2 için 1. mertebeden, SO_2 için 0. mertebeden olduğu bildirilmektedir [SO_2 (g)+1/2 O_2 (g)+H_2O (l)] [44].

Kuru sistemde aktif soda-SO_2 reaksiyonu ile baca gazlarından kükürt dioksitin arıtılması basit ve en etkin yöntemlerden biridir.Tronanın ısıl bozulması ile elde edilen aktif trona ile SO_2 reaksiyonunda sıcaklık, oksijen varlığı gibi sistem paremetrelerinin reaksiyon ve ürün bileşimine etkilerini incelemek için termogravimetrik analiz cihazı kullanılmaktadır. Üründeki Na_2SO_3/Na_2SO_4 oranını belirlemek amacıyla tronanın üzerinden hava geçirilerek deneyler yürütülmüştür. Aktif trona SO_2 reaksiyonu katalitik olmayan heterojen gaz-katı reaksiyonudur[45]. Reaksiyon iki kademede gerçekleşmektedir;

$$Na_2CO_3 + SO_2 \rightarrow Na_2SO_3 + CO_2 \quad \textbf{(4.33)}$$

Sistemde oksijen bulunması durumunda Na_2SO_3' in bir kısmı sodyum sülfata dönüşmektedir.

$$Na_2SO_3 + 1/2\ O_2 \rightarrow Na_2SO_4 \quad \textbf{(4.34)}$$

Ortamda oksijen bulunması durumunda elde edilen ürün Na_2SO_3 ve Na_2SO_4' tan oluşmaktadır. SO_2 konsantrasyonu 2550 ppm' den 34600 ppm' e arttırıldığında Na_2SO_3' e dönüşüm Na_2SO_4' a olan dönüşümden daha fazla olmaktadır. Yapılan çalışmada çıkış sıcaklığının artması ile toplam sodyumun Na_2SO_3 ve Na_2SO_4'a toplam dönüşümün azaldığı ancak 110 ˚C' tan sonra Na_2SO_4'a dönüşümde artış

olduğu belirlenmiştir. 150 ve 220 °C' de Na_2SO_3/Na_2SO_4 mol oranları sırasıyla 0.602 ve 0.54 olarak belirlenmiştir. Sıcaklık arttıkça Na_2SO_3' ün oksidasyonu daha etkin olmaktadır. O_2' nin bulunduğu ortamda kuru sistemde Na_2SO_3'ün oluşumunun azaldığı literatürde belirtilmiştir. 220 °C' deki reaksiyon sonuçlarında ürün difüzyon direncinin önemli olduğu ve reaksiyon başlangıcında oluşan Na_2SO_3' in oluştuğu anda oksitlendiği gözlemlenmiştir. Bu yüksek sıcaklıkta ürün içinde Na_2SO_4' in daha belirgin olduğunu ve Na_2SO_4 oluşumunun gözenekleri tıkadığını göstermiştir. Gözeneklerin tıkanması ve sodyum sülfatın gözenekliliğinin

az olmasından dolayı ürün difüzyon direncinde bir artış olmakta ve bu yüzden dönüşüm azalmaktadır [45].

Tablo 4.3 : SO_2'nin Sulu Absorbsiyonu İçin Denge Sabitleri [35].

Denge sabiti ifadesi	Denge sabiti
$K_{hs} = \frac{SO_2H_2}{PSO_2}$	$\log K_{hs} = \frac{1376.1}{T} - 4.521$
$K_{S1} = \frac{[H^+][HSO_3^-]}{[SO_2H_2O]}$	$\log K_{s1} = \frac{853}{T} - 4.74$
$K_{S2} = \frac{[H^+][HSO_3^{2-}]}{[HSO_3^-]}$	$\log K_{s2} = \frac{621.9}{T} - 9.278$
$K_W = [H^+][OH^-]$	$PK_W = \frac{4424.1}{T} + 0.01656T - 5.782$

Tablo 4.3'da SO_2'nin sulu absorbsiyonu için denge sabitleri görülmektedir. Sıvı üzerinde SO_2'nin denge buhar basıncı çözünmüş SO_2'nin konsantrasyonuna bağlıdır. Bu değer absorban sıvıya çözünen maddeyle

Reaksiyona giren ve çözüneni çözelti içine çeken bir reaktan ilavesi ile sıfıra yakın bir değere çekilebilir.Gaz faz absorbsiyonu için itici

Güç olarak çözünen SO_2'nin kısmı basıncının hesaplanması gerekmektedir.

SO_2'nin su tarafından absorblanmasında aşağıdaki eşitlikler kullanılmaktadır.

$$SO_2\,(g) + H_2O \quad \rightleftarrows \quad SO_2H_2O \qquad \textbf{(4.35)}$$

$$SO_2\ H_2O \rightleftarrows H^+ + HSO_3^- \quad \textbf{(4.36)}$$

$$HSO_3^- \rightleftarrows H^+ + HSO_3^{2-} \quad \textbf{(4.37)}$$

$$H_2O \rightleftarrows H^+ + OH^- \quad \textbf{(4.38)}$$

Sıvı içerisinde çözünmüş kükürt bileşiklerinin konsantrasyonu (kmol/m^3) SO_2'nin kısmı basıncı (atm) cinsinden($P^*_{SO_2}$).

$$[SO_2\ H_2O] = K_{hs}\ P^*_{SO_2} \quad \textbf{(4.39)}$$

$$[HSO_3^-] = K_{hs}\ K_S\ P^*_{SO_2} \quad \textbf{(4.40)}$$

$$[HSO_3^{2-}] = K_{hs}\ K_{S1}\ K_{S2} P^*_{SO_2} \Big/ [H^+]^2 \quad \textbf{(4.41)}$$

4.6. Desülfürizasyon Verimini Etkileyen Faktörler

Kükürt dioksit tutma verimini etkileyen parametreler sıralanacak olursa;

1.Torba/Elektrostatik Filtre Kullanımı; Özellikle kuru enjeksiyon yöntemi ile desülfürizasyonda torba filtre kullanımı anahtar rol oynamakta ve kükürt dioksit gidermede birincil ortam olmaktadır. Torba filtreler SO_2 absorblamanın devam ettiği ortam olmanın yanında toz ve partikül maddenin toplandığı ve reaksiyona girmemiş sorbentin geri beslemesine olanak sağlayan bir ekipmandır. ABD'deki torba filtrelerin %90'a varan kısmı dokumalı fiberglas ve teflon floro karbon fiber malzemeden imal edilmiş ve yakın zamana kadar yüksek gaz sıcaklıklarında yangın riskine karşı yerlerine elektrostatik fitrelerin tercih edildiği ekipmanlardı. Filtre yüzeyinde oluşan toz keki SO_2 tutulmasına yardımcıdır ancak bunun periyodik olarak temizlenmesi gerekmektedir. Hava besleme ve sonik frekans (250-300 Hz) yöntemleriyle toz kekinin temizlenmesi sağlanmaktadır [46, 47]. Son yıllarda akrilik malzemeden imal edilen filtreler fiberglas'tan %50 daha ucuza elde edilmiş ve 150 °C üzerindeki sıcaklıklarda ulanılma imkanı sağlamıştır. Nomeks malzemenin kullanımına da başlanmıştır.

2.Sorbent Geri Besleme; Klingspor [48] tarafından yapılanla laboratuvar ölçek çalışmada torba filtre kullanılan püskürtmeli kurutma (1500 l/h gaz debisi) yöntemi

için geri besleme ve sorbent çamur yüzdesinin desülfürizyon oranına etkisi incelenmiştir 14.4 m^2/g yüzey alanına sahip kirecin sorbent olarak kullanılmıştır. (ortalama 200 mikron tanecik büyüklüğüne sahip). Sonotek ultrasonik nozül atomizör ve poliamid torba filtrenin kullanıldığı deneylerde 8 saniyelik gaz bekleme süresi seçilmiştir Deney sonuçlarına göre çamurun %10 katı madde içeriği için BGD giderme yüzdesi %10 iken, %20'lik çamurun %18, %30'luk çamurun ise %27 olmaktadır.Geri beslenecek ürünün 1 saat öğütme sonucunda SO_2 giderme yüzdeleri ise %10 katı maddede %37, %30 katı maddede %45 olmaktadır. Geri beslenecek madde %50 oranında $CaSO_4$ ve $CaSO_3$ içermekte, %17 kireç (rxn'a girmeyen), %29 uçucu kül ve %3 rutubet içermektedir. Sorbent olarak kireç çamuru için yapılan deneyde, %10 katı maddede %52 desülfürizyon %20 katı maddede %67 bulunmuştur [48].

3.Sorbente katkı maddesi İlavesi; Kireçtaşı ve kirecin kullanıldığı desülfürizyon proseslerinde sodyum ve magnezyum içeren katkı maddelerinin kullanılmasının giderme verimini arttırdığı belirtilmiştir [49, 50]. Kireç kullanılan geleneksel ıslak yöntemde PH, 8-9 aralığında ve sıyırıcı çıkışında 5-6 olması, kireçtaşı kullanıldığı durumda ise PH'ın, 5-6 arasında tutulması sülfürik oksidasyonunu ve jips oluşumunu kolaylaştırmakta ve sodyum ve magnezyum içeren katkı maddelerinin de alkaniteyi arttırarak kabuk oluşumunu önlediği bulunmuştur. Yapılan araştırmalarda sodyum ve magnezyumlu bileşiklerin SO_2 tutmada daha aktif ve yüksek verimli olduğu bulunmuştur [51-53].

Kireç ve kireçtaşının kullanıldığı püskürtmeli kurutma yönteminde pilot ölçekte yapılan (0.5 MW gücünde ve 800 Nm^3/h gaz debisi için) 0.2 mol $NaClO_2/molSO_2$ oranı için %90 giderme ve %35 NO_x giderme (Ca/S=1) verimi gerçekleştirilmiştir. Hiç katkı maddesi kullanılmadan giderme verimi %55' te kalmakta idi [54]. $NaClO_2/SO_2$ mol oranı0.4 için ise %95 SO_2, %55 NO_x giderme verimi elde edilmiştir. Sodyum klorat dışında NO_x ve SO_2 gidermede kullanılan katkı maddeleri şu şekilde sıralanmıştır. Al_2O_3, Na_2CO_3/Al_2O_3, Cr_2O_3, Cu_2O, MnO/Al_2O_3, NiO, $C_{19}H_{44}BrN$/üre, $Na_2SO_3.7H_2O$, üre/NaOH, $KMnO_4$, CH_3COONH_4, $Na_2SO_4.10H_2O$. 0.04 mol $CaCl_26H_2O$/mol $Ca(OH)_2$ oranı için %85 SO_2 giderme (Ca/S=1 elde edilirken katkı maddesi kullanılmadan %70 SO_2 giderme (%70 relatif rutubette gaz için) elde edilmiştir [55]. Uçucu külün katkısı ile kirecin SO_2 tutma veriminin %10 arttığı bulunmuştur [56]. %3.5'luk yüksek kükürt içeren Illinois kömürü kullanılan

Riverside Güç Santralinde yapılan püskürtmeli kurutma deneyinde (kireç Ca/S=1.4 için %90 desülfürizasyon elde edilmiş, 0.015 mol $CaCl_26H_2O$/mol kireç katkı oranı için Ca/S=1.1'de %90 desülfürizasyon oranı elde edilmiştir [55].

4. Stokiyometrik Oran (Ca/S, Na/S, vs.);

Pilot ölçek püskürtmeli kurutma deneylerinde Ca/S =1.2 için (%50 relatif rutubet ve 0.5 $NaClO_2$ mol oranı katkı maddesi için) %80 SO_2 giderme elde edilirken, Ca/S=1.4 için %83 giderme elde edilmiştir [57]. Kireçtaşı kullanılan püskürtmeli kurutma deneyinde ise Ca/S=1 için %92 giderme (0.5 Na/S katkı için) elde edilirken Ca/S=1.8 için %96 giderme oranı elde edilmiştir. Kireç kullanılan püskürtmeli kurutma yönteminde Ca/S=1.1 için % 75 giderme mevcutken 1.7 için %90 giderme elde edilmiştir [58]. Na/S=2 için trona kullanılan püskürtmeli kurutucuda %80 SO_2 giderme verimi elde edilmiştir [59].

5. Adyabatik Doygunluk Sıcaklığına Yakınlık;

Ohio Edison Şirketi Edgewater' daki çalışmada gazın adyabatik doygunluk sıcaklığı 20 °C yaklaşılması durumunda kuru enjeksiyon yönteminde, Ca/S=2 için %75' lik SO_2 giderme mümkünken 30 °C de bu değer %60' a düşmektedir [60]. Baca gazı içerisinde sıcaklığın sorbent tanesi üzerindeki etkileri incelenmiştir [61].

6. Gaz Bekleme Süresi; Boyler enjeksiyon yöntemi için 1000 °C' de yapılan kuru enjeksiyonda Ca/S=1.5 için 0.2 saniyelik gaz bekleme süresinde (residence time) %45 SO_2 giderme, 0.8 saniyelik bekleme süresinde %90 SO_2 giderme, 2 saniyelik bekleme süresinde ise %90 SO_2 giderme verimi sağlanmıştır [42].

7. Relatif Rutubet;

Sorbent olarak kirecin kullanıldığı püskürtmeli kurutma yönteminde Ca/S=1 için %40 gaz relatif rutubetinde (0.2 mol $NaClO_2$/mol SO_2 katkı oranında)%90 gidrme verimi elde edilirken aynı koşullarda %62 reletif rutubet için %96 SO_2 giderme verimi elde edilmiştir [57].

8. Tanecik/Damlacık Büyüklüğü;

Kuru enjeksiyon yönteminde tanecik büyüklüğü azaldıkça SO_2 tutma veriminin arttığı bulunmuştur [42]. Islak yöntemde damlacık boyutu küçüldükçe SO_2 absorbsiyon hızı artmaktadır [62].

5. YATIRIM VE İŞLETME MALİYETİ HESAPLAMALARI

Yatırım maliyeti hesaplamada ana kademeler; detaylı akış diyagramı, kütle ve enerji dengesi ile ekipman listesi oluşturulmasıdır. Proses akış diyagramı yatırım hesaplamalarında temel oluşturur. Cihazın tipi, büyüklüğü ve yapı malzemesi detaylı akım şemasındaki bilgiler, kütle ve enerji dengeleri yardımıyla belirlenir. Bu bilgilerin yardımıyla cihazların satın alma fiyatları ya imalatçılardan ya da kaynak kitaplardan bulunur. Yatırım hesaplamalarında cihaz maliyetinin kapasite ve zamanla değişiminin hesaplanması temel öğelerdendir. Formül (5.1)'de kapasite değişiminin ekipman fiyatına etkisi görülmektedir [63, 64].

$$C_{vr} = Cur * \left(\frac{v}{u}\right)^{a} \qquad \textbf{(5.1)}$$

C_{vr}: "r" yılında kapasitesi v olan cihazın satın alma fiyatı

C_{ur}: r yılında kapasitesi u olan cihazın satın alma fiyatı

a: cihaz tipine göre değişen üssel bir sabiti göstermektedir.

$$C_{vs} = C_{vr} * \left(\frac{I_s}{I_r}\right) \qquad \textbf{(5.2)}$$

C_{vs}: s yılında kapasitesi v olan cihazın satın alma fiyatı

C_{vr}: r yılında kapasitesi v olan cihazın satın alma fiyatı

I_s ve I_r: s ve r yıllarına ait indekslerdir

Yatırım maliyetinin içine tesisin kurulması için harcanan maliyette dahildir. Tesisat maliyeti olarak adlandırılan bu maliyet, boru donanımları, elektrik tesisatını, yapı malzemesini, yalıtım, enstruman ve teçhizatı kapsar. Yatırım maliyeti hesaplanırken, kurma faktörleri ve satın alma fiyatları yardımıyla tesisin kurulması için gerekli olan tesisat maliyeti bulunabilir. Kurma faktörleri ise cihazın tipine göre değişir.

Yatırım gerçekleşinceye kadar bazı dolaylı harcamalarda bulunulur. Satın alınan malzemelerin navlunu, sigortası, satış vergisi bu harcamalara örnektir. Diğer örnekler ise işçi ücretleri, sağlık sigortası, tatil ödemeleri, hastalık izni gibi yapımdaki genel harcamalar ile sosyal güvenlik, maaşlar, uzmanlara yapılan ödemeler, yalnızca inşaat süresince yapılan binalar, yollar için yapılan harcamalardır. Ayrıca proje ve proses mühendisliği konularında yapılan mühendislik harcamaları ile beklenmedik olaylar için yapılacak harcamalar da dolaylı harcamalar grubuna girer. [63-65].

5.1. Çeşitli Ekipmanların Üs Faktörleri

Aşağıda çeşitli ekipmanların kapasite aralıkları için geçerli üs faktörleri verilmiştir[65].

Ekipman	Boyut Aralığı	Üs Faktörü
Hava üfleyici, santrifüj	0.47-4.7 m^3/s	0.59
Kompresör, döner, dalgıç tulumba, Hava soğutmalı, iki kademeli 150 psi deşarj	$4.71x10^{-3}$ – 0.188 m^3/s	0.69
Kompresör, döner, tek kademeli Sliding vanalı, 150 psi deşarj	$4.71x10^{-2}$ – 0.471 m^3/s	0.79
Fan, santrifüj	0.47-4.7 m^3/s	0.44
Fan, santrifüj	9.4 - 33 m^3/s	1.17
Pompa, dalgıç, yatay dökme demir (motor dahil)	$0.12x10^{-3}$ – $6.3x10^{-3}$ m^3/s	0.34
Pompa, dalgıç, yatay dökme demir (motor dahil)	0.63 – 6.3 m^3/s x atm.	0.33
Tank, düz tavanlı	0.3785 – 37.8 m^3	0.57
Kule	453 – 960000 kg.	0.62

5.2. Yatırım Maliyeti Tahminlerinin Sınıflandırılması:

Proses endüstrisinde kabul görmüş beş çeşit yatırım maliyet hesaplama yaklaşımı vardır [66];

Bunlar;

1) Detaylı Tahmin (Detailed estimate)
2) Tanımlayıcı Tahmin (Definitive estimate)
3) Ön-tasarım tahmini (Preliminary estimate)
4) Çalışma tahmini (Study estimate)
5) Mertebe tayini tahmini (Order of magnitade)

1) Detaylı Tahmin; Prosesin tüm mühendislik ve ilgili yardımcı binaların tahminini içerir. Yüklenici (müteahhit) tüm kalemleri belirtir ve bu tahmin sonunda tesis inşaat sürecine hazır duruma gelmektedir.

Proses akış diyagramı, boru donanımı çizimlerinin yapılması, planın belirlenmesi ve iletim diyagramlarının çizilmesinden sonra yapılan yaklaşımdır.

2) Tanımlayıcı Tahmin (Proje Kontrolü olarak ta bilinir); Kullanılacak tüm ekipmanların özelliklerinin tanımlanması, elektrik donanımı ve yardımcı binaların belirlenmesini kapsar. Nihai akış diyagramı, kanal çizimleri, iletim diyagramları ve kullanılan madde dengelerini içerir.

3) Ön Tasarım; Çalışma tahmininden daha yüksek doğrulukta ekipman boyutlandırmayı içerir. İlave olarak ekipman yerleşimi ve elektrik donanımı hakkında tahmin yapmaktadır.

4) Ana Ekipman veya Faktörlenmiş Tahmin Yaklaşımı;

Bu tip tahminde proseste mevcut ana ekipmanların listesi verilmektedir. Bu da pompaları, kompresörleri, türbinleri, kolonları, ateşlemeli fırınları ve ısı değiştiricileri içermektedir. Kabaca ekipman boyutlandırma ve yaklaşık maliyetlendirme yapılmaktadır.

5) Mertebe Tayin Tahmini; Bu tip tahminde tüm prosesin bilgilerinden faydalanılır. Daha sonra bu maliyet bilgisi uygun bir kapasite faktörü ve enflasyon hesaba katılarak düzeltilmektedir. Yalnızca blok diyagram içermektedir.

Her bir fiyat tahmin yaklaşımının doğruluk derecesi Tablo5.1'de verilmiştir.

Her bir yaklaşımın doğruluğu en doğru tahmin olan 1. sıradaki kontrat veya firma yaklaşımına göre göreceli olarak sınıflandırılmıştır. Kimyasal tesislerin maliyet tahmininde 1. sınıf (detaylı tahmin) için hata oranı tipik olarak +%6 ile -%4 aralığındadır [66]. Benzer şekilde 5. sıradaki mertebe tayini tahmininde hazırlama çalışması tipik olarak toplam tesisin yatırım maliyetinin %0.015' i ile %0.30' u arasındadır.

Tablo 5.1 : Maliyet Tahminlerinin Sınıflandırılması [66].

Tahmn Sınıfı	Proje Tanımlama Seviyesi (Bütün tanımlamanın %'si olarak)	Tipik Tahmin Amacı	Yöntem (Tahmin Metodolojisi)	Beklenen Doğruluk Aralığı (+/- En iyi tahmini 1. kabul ederek göreceli)	Hazırlama Zorluğu (En düşük doğruluğu 1. kabul edip göreceli)
5. sınıf	%0-2	Eleme veya Fizibilite	Olasılıklı veya Karar Süreci	4-20	1
4. sınıf	%1-15	Konsept Çalışması veya Fizibilite	Kısmen Olasılıklı	3-12	2-4
3. sınıf	%10-40	Bütçe, Yönetim veya Kontrol	Karmaşık Fakat Kısmen Olasılıklı	2-6	3-10
2. sınıf	%30-70	Kontrol veya Fiyat Teklifi	Kısmen Karar Verici	1-3	5-20
1. sınıf	%50-100	Tahmin Kontrolü veya Fiyat Teklifi	Karar Verici	1	10-100

Ön fizibilite tahmini (mertebe tayini veya çalışma tahmini); birçok proses alternatifini karşılaştırmak için yapılır. Daha doğru tahminler (ön veya karar verici tahminler) fizibilite çalışmaları arasında en karlı olanı belirlemekte kullanılmaktadır. Detaylı tahmin, ön tahminden sonra kalan alternatifler arasında en umut verici olanı belirlemekte kullanılır. Detaylı tahmin sonuçlarına dayanılarak tesisin inşasına başlanıp başlanmayacağına karar verilmektedir.

5.2.1. Lang faktör yöntemi

Kimyasal bir tesisin yatırım maliyetini tahmin için Lang tarafından geliştirilen basit bir tekniktir. Toplam maliyet, ana ve ekipmanların tüm bileşenleri ile satın alma maliyetinin sabit bir katsayı ile çarpılması sonucu bulunmaktadır. Ana bileşenler proses akım şemasında gösterilmektedir. Sabit katsayı çarpanı Lang Faktörü olarak bilinmektedir ve çeşitli tesisler için değerleri Tablo 5.1'de verilmiştir.

Tablo 5.2 : Çeşitli Tipteki Kimyasal Tesislerin Lang Faktörü Değerleri [66].

Kimyasal Tesisin Tipi	Lang Faktörü
Akışkan İşleyen Tesis	4.74
Akışkan-Katı İşleyen Tesis	3.63
Katı İşleyen Tesis	3.10

Yatırım maliyeti hesaplama aşağıdaki eşitlik ile yapılmaktadır.

$$C_{TM} = F_{Lang} * \sum_{i=1}^{n} Cp_{,i} \quad \textbf{(5.3)}$$

C_{TM}: Yatırım maliyeti (Toplam Modül)

$Cp_{,i}$: Ana ekipmanların satın alma maliyeti

n: Her bir ünitenin toplam sayısı

F_{Lang}: Tablo 5.2'deki Lang Faktörü

5.2.2. Modül maliyet yöntemi

Bu yöntem genel olarak ön maliyet tahmini yapılabilmesine olanak sağlayan en iyi yöntem olarak kabul görmüştür. Bu yaklaşım Gutrie tarafından 1970'li yıllarda geliştirilmiş olup günümüzde birçok ekipman modül tekniklerinin temelini oluşturmaktadır. Bu maliyetlendirme yöntemi bazı temel durumlar için ekipman satınalma fiyatlarına dayanmaktadır. Temel durumdan sapmalar için aşağıdaki etkenlere bağlı olarak katsayı çarpanları ile çarpılmaktadır [63].

1. Spesifik ekipman tipi
2. Spesifik sistem basıncı
3. Spesifik konstrüksiyon malzemesi

Aşağıdaki formül her bir ekipman için yalın modül maliyetini vermektedir.

$$C_{BM} = C_p^{o} * F_{BM} \quad \textbf{(5.4)}$$

C_{BM}=: Yalın modül ekipman maliyeti: her bir ünite için direkt ve endirekt maliyetler

F_{BM}= Yalın modül maliyeti faktörü:

Cp° = Temel Durum Fiyatı.Genellikle karbonlu çelik malzemeden imal edilmiş ve normal şartlardaki basınç için geçerli fiyat. Tablo 5.3'de kimyasal tesislerde yatırım maliyetini etkileyen faktörler açıklanmıştır.

Tablo 5.3 : Kimyasal Tesislerde Yatırım Maliyetini Etkileyen Etkenler [66]

1) Doğrudan Proje Harcamaları:

a) Ekipman Maliyeti, C_P: Üretici firma ekipman maliyetleri.

b) Kurma İçin Gerekli Malzeme, C_M: Boru, izolasyon ve yangın koruma, kaide yapısal destek, enstrüman ve ekipmanla ilgili elektriki donanım ve boya ihtiyacını kapsar.

c) Ekipman ve Malzemeyi Kurma İşçiliği, G: a) ve b)'de belirtilen ekipman ve malzemelerin kurulması için gerekli tüm işçiliği kapsar.

2) Dolaylı Proje Harcamaları

a) Nakliye, Sigorta ve Vergiler, C_{FIT}: Tesisteki tüm malzemeler ve ekipmanlar için taşıma, taşınan malzemelerin sigortası ve uygulanabilen satın alma vergileridir.

b) Konstrüksiyon, C_O : Normal ücret dışında işçiye sağlanan sosyal haklar, sağlık, sosyal güvenli ve işsizlik sigortası gibi giderler ile yönetici personelin maaş ödemelerini içerir.

c) Müteahhit Mühendislik Harcamaları, C_E: Projedeki tüm maaşlar, mühendislik harcamaları proje yönetiminde görev alan personel maliyetidir.

3) Beklenmedik Giderler ve Vergiler, C_{cont}:

a) Beklenmedik giderler; öngörülmeyen faktörleri kapsamak içindir. Fırtınalar ve grevler sebebiyle zaman kaybını, tasarımda küçük değişmeler ve tahmin edilemeyen maliyet artışlarını içermektedir.

b) Müteahhitlik Vergileri; C_{Fee}: Bu vergiler tesis çeşidine göre değişir ve diğer faktörlerin bir fonksiyonudur.

4) Yardımcı Etkinlikler;

a) Çevre Düzenleme; C_{site}: Arazi satınalma maliyetini, hafriyat, elektrik, su ve kanalizasyon sisteminin kurulmasını ve iç yolların kaldırımların ve park sahasının yapımını içerir.

b) Yardımcı Binalar; C_{AUX}: Yönetim ofislerini, bakım onarım marketi ve kontrol odasını, servis binalarını (kafeterya, soyunma odaları ve sağlık hizmeti binaları gibi) içerir.

c) Yardımcı Kısımlar ve Uygulamalar; C_{off}: Hammadde ve sonuç ürün depolama ve boşaltma etkinliklerini; ihtiyaç duyulan süreç ihtiyaçlarını (soğutma suyu, buhar ve yakıt iletimi gibi) karşılayacak ekipmanları; merkezi çevre kontrol aktiviteleri (atık su arıtma, yakma sistemleri, vs.) ve yangın savunma sistemlerini içermektedir.

$$C_{TM} = \sum_{i=1}^{N} C_{TM,i} = 1.18 \sum_{i=1}^{N} C_{BM,i} \quad \text{(Toplam Modül Maliyeti Eşitliği)} \qquad \textbf{(5.5)}$$

$$C_{GR} = C_{TM} + 0.50 \sum_{i=1}^{N} C^{\circ}_{BM,i} \quad \text{(Kök (Grass root) Maliyeti)} \qquad \textbf{(5.6)}$$

Tablo 5.4 : Ekipmanların Malzeme Faktörleri [63]

Malzeme	Faktör
Karbonlu çelik	1.0
Bakır	1.2
Paslanmaz çelik	2.0
Nikel	2.5
Monel	2.7
Titantum clad	3.0
Titanyum	6.0

Akışkan ve katılar için kurulan birçok kimyasal tesiste karbonlu çelik en ekonomik malzeme olarak bilinmektedir. Korozyon erozyon ve diğer uç koşullar sebebiyle daha pahalı malzeme seçimi gerekli olabilmektedir. Uygun malzeme seçimi genellikle tecrübe ile olmaktadır. Korozyon yanı sıra sıcaklık ve basınçta konvansiyonel ekipman tasarımı yanında ilave ağır konstrüksiyon gerektirebilir.

Bu durumda farklı konstrüksiyon malzemesi ve uç koşullar için yatırım maliyetinin uyarlanmasında bir teknik kullanılması gereklidir. Tablo 5.4'te ekipmanların imal edildikleri malzeme cinsine göre fiyatı etkileyen çarpan faktörleri verilmiştir.

5.2.3. Doğrudan maliyetler (DM)

Doğrudan maliyetler, ekipman, Satınalma maliyeti ile yardımcı ünite maliyetini kapsar hava kirliliği kontrol sistemlerinin toplam ilk yatırım maliyeti, ekipman maliyeti, kurma ve işletmeye alma maliyet kalemlerini kapsayacak şekilde hazırlanan yöntem aşağıdaki gibidir. Buradaki maliyet kalemleri ekipman satınalma maliyetinin bir yüzdesi olarak alınmıştır [67].

- Ekipman Satınalma Maliyeti (Kontrol Sistemi + Yardımcı Ekipman) C
- Enstrüman (%10 C) 0.10 C
- Satış Vergisi (%3 C) 0.03 C
- Nakliye (%5 C) 0.05 C

Toplam Ekipman Maliyeti (E M)= 1.18 C

5.2.4. Yardımcı ünite ve bina maliyeti (YEM)

Buradaki maliyet kalemleri de toplam ekipman maliyetlerinin belli bir oranı olarak alınır [67].

- Çevre DüzenlemeDeğişken =0.1 EM

- Binalar	Değişken = 0.1 EM
-Temel ve Destek Üniteler	0.04 EM
-Hava Besleme (Fanlar ve kanallar)	0.50 EM
-Elektrik Tesisatı	0.08 EM
-Boru Donanımı	0.02 EM
-Gaz Kanalları İzolasyonu	0.07 EM
-Boya	0.01 EM
	YEM = 0.92 EM = 1.08 C

5.2.5. Dolaylı maliyet (KM)

Kurma maliyeti olarakta adlandırılabilir.

- Mühendislik	0.2 EM
-Müteahhitlir Vergileri	0.1 EM
- Kurma ve Arazi Maliyeti	0.2 EM
-İşletmeye Alma Maliyeti	0.01 EM
-Performans Testi	0.01 EM
-Beklenmedik Giderler	0.03 EM
	KM= 0.53 EM= 0.62 C
	Toplam İlk Yatırım Maliyeti: 2.9 C

Örneğin yüksek basınç altında çalışan ekipmanlar için basınç faktörü geliştirilmiştir. Bu durumda yalın modül maliyeti hesaplanırken temel durum (normal sıcaklık, basınç ve karbonlu çelik malzeme) ekipman maliyeti basınç faktörü (F_p) ile çarpılması sonucunda bulunmaktadır [67].

Bölüm 5.2.3, Bölüm 5.2.4 ve Bölüm 5.2.5'te görüldüğü gibi tesis yatırım maliyeti ekipmanların satınalma fiyatlarının bir fonksiyonudur. Satınalma fiyatı da ekipmanın

boyutunun, basınç ve malzemesinin bir fonksiyonu olduğundan bir tesisin ilk yatırım maliyetinin hesaplanması detaylı akım şeması, enerji ve kütle dengesi sonucunda ekipmanların boyutlandırılması kademeleri sonucunda gerçekleşmektedir.

5.3. İşletme Maliyeti

5.3.1. Yıllık doğrudan işletme maliyeti (YDM)

- Operatör (5 $/saat)
- Danışman (%15 * operatör)
- Bakım Onarım İşçilik (5 $/saat)
- Doğal gaz (3.95 $/1000 ft^3)

Elektrik (0.08 $/kWh)

Buhar, soğutma suyu

Basınçlı hava

Atık Vergisi

5.3.2. Yıllık dolaylı işletme maliyeti (YİM)

- Genel Giderler (Bakım onarım %60'ı)
- Yönetim Maliyeti (İlk Yatırım Maliyetinin %2'si)
- Sigorta (İlk Yatırım Maliyetinin %1'i)
- Vergiler (İlk Yatırım Maliyetinin %1'i)

Yukarıdaki şablona uygun olarak hazırlanacak maliyet kalemlerinden ekipman maliyetleri, enerji maliyetleri ve satınalma fiyatlarının günümüz cari fiyatlara göre ayarlanması işlemleri için fiyat endeksleri kullanılmaktadır.

Zamanla fiyatı değişen maliyetlerin hesaplanmasında en doğru yol, literatürde yer alan derlenmiş fiyat endekslerinin kullanılmasıdır. Fiyat veya maliyet endekslerinin tespitinde enflasyona bağlı olarak değişen fiyatların kaydedilmesine gereksinim duyulmaktadır. Ayrıca gelişen teknoloji ile birlikte bazı kontrol sistemlerinin fiyatları diğerlerine göre daha hızlı değişmektedir. Tüketici Fiyat Endeksi (CPI) ve İmalatçı Fiyat Endeksi (PPI) ABD Çalışma ve İstatistik Bürosu tarafından aylık olarak yayınlanmaktadır. Ancak hizmetlerin ve malların toplamı hava kirliliği aktivitelerinin fiyatlarıyla örtüşmemektedir. Hava kirliliği faaliyetlerine ilişkin en uygun fiyat endeksleri "Vatavuk Hava kirliliği Kontrol Endeksi (VAPCCI)" ve "Kimya

Mühendisliği Tesis Fiyat Endeksi" (CE)'dir. Bu bilgilere aylık periyodik olarak yayınlanan Chemical Engineering dergisinden ulaşılabilmektedir [67].

5.4. Kuru Enjeksiyon Yöntemi

Kuru enjeksiyon yöntemi için hazırlanan akış diyagramı Şekil 5.1'de gösterilmiştir.

5.4.1. Ana ekipman listesi

Kuru Enjeksiyon yönteminde, ıslak yöntemde olduğu gibi bilyalı değirmen, kırıcı, slurry hazırlama bölümü ile arıtma sonunda jips eldesi ve scrubber bölümleri bulunmadığından daha basit bir akım şeması mevcut olup kullanılan ekipman sayısı daha az olduğundan ilk yatırım maliyeti daha düşüktür (ıslak yönteme göre). Ana ekipman listesi şöyledir.

1) Enjektör ve atomizör
2) Kompresör
3) Elektrostatik filtre veya torba filtre
4) Ham su tankı
5) Hidratlayıcı konveyör
6) Kül silosu
7) Su pompası
8) Kireç silosu
9) Geri besleme silosu

Kuru Enjeksiyon Yöntemi ile Desülfürizyonun avantajları (Islak ve Püskürtmeli Kurutma Yöntemlerine göre) [39];

1) Islak yöntem ve püskürtmeli kurutma yöntemine göre SO_3'ü de tutma kapasitesine sahip olduğundan daha avantajlıdır.
2) Kurma kolaylığı (daha az ekipmana ihtiyaç duyar) mevcuttur ve ilk yatırım maiyeti diğerlerine nazaran çok daha düşük olduğundan ekonomik olarak ta avantajlıdır.
3) Korozyon riski sulu sistemlere göre yok denecek kadar azdır.

4) Atık olarak daha küçük hacimlerin bertarafı söz konusudur. Çamur iletimi problemleri olmadığından daha az Korozyon ve tıkanma problemi vardır.
5) Alan olarak daha küçük bir alana (sıyırıcı kolon ve atık sahasına ihtiyaç duymaz) kurulabildiğinden retrofit sistemlere daha uygundur.
6) İşletme masrafı kalemlerinden işçilik maliyeti daha düşüktür. (Daha az ekipman içerdiğinden)

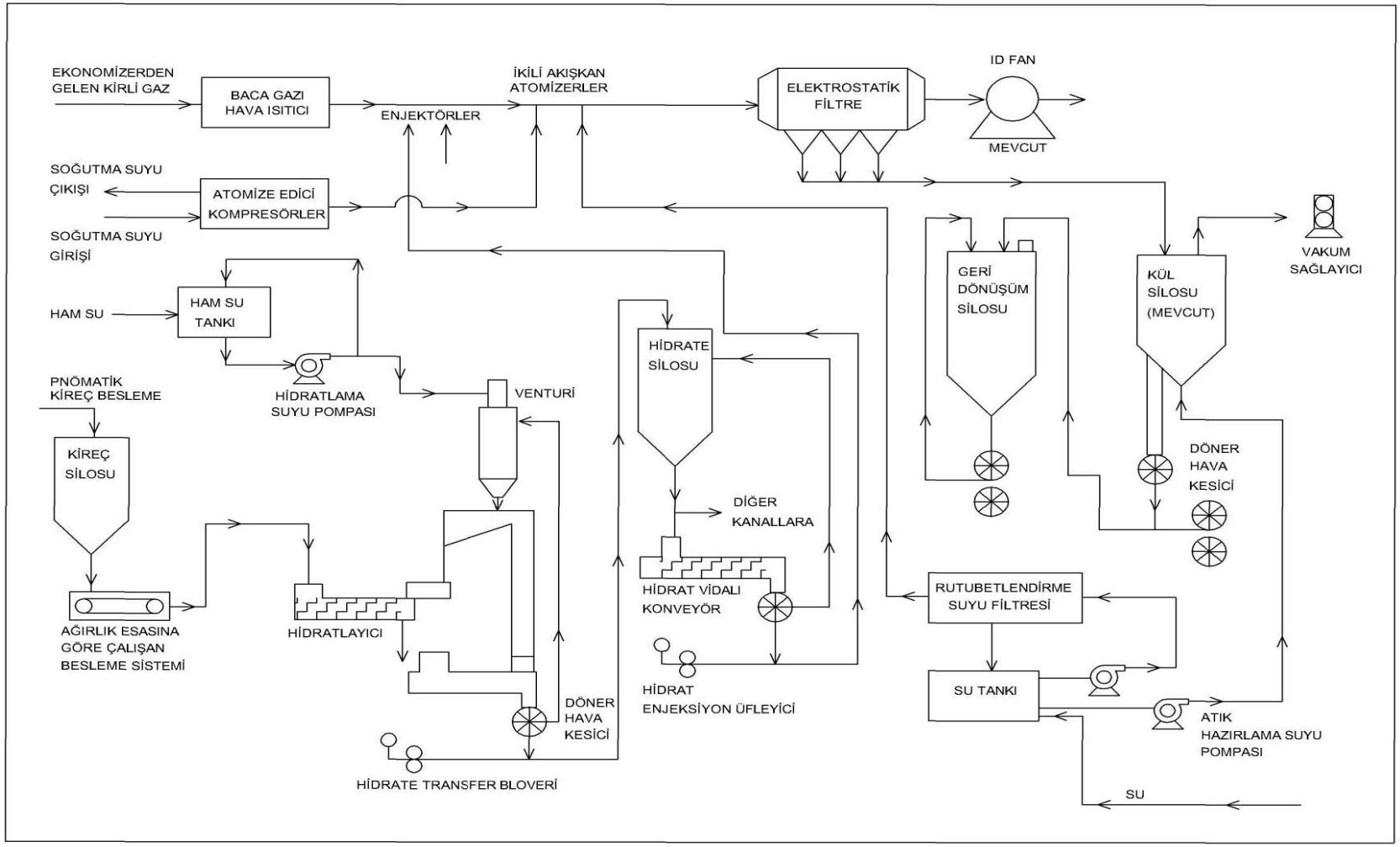
5.4.2. Kütle dengesi, boyutlandırma ve satınalma fiyatı

Kuru enjeksiyon yöntemi yatırım maliyeti hesaplanmasında öncelikle aşağıda belirtilen kalemlerin hesaplanması gerekmektedir. Buna ilişkin prosedür detayı ve adımları şu şekildedir [69];

1) Sorbent Besleme miktarı
2) Sorbent İletimi için gerekli hava miktarı
3) Geri besleme miktarı
4) Geri besleme için gerekli hava miktarı
5) Rutubetlendirme suyu miktarı
6) Atomize edici hava miktarı
7) Katı atık depolama ve deşarj miktarı
8) Elektrostatik filtre girişi gaz akımı şartları
9) CaO ve rutubetlendirme suyu ihtiyacı

1) Sorbent Besleme Miktarı: Baca gazının rutubetlendirilmesi mevcut elektrostatik filtrenin verimini arttırarak toz emisyonunun da limit değerin altında kalmasını sağlamaktadır. Kuru Sorbent Enjeksiyon (DSI) yönteminde sorbent olarak hidrate kireç ($Ca(OH)_2$), kireçtaşı, trona veya nahkolit kullanılmaktadır. Sorbent miktarının tespitinde öncelikle istenilen SO_2 gidermesini gerçekleştirebilmek için gerekli Ca/S stokiometrik oranının tespit edilmesi gerekmektedir. Kireç kullanılması durumunda sorbent ihtiyacı miktarı aşağıdaki formülle hesaplanmaktadır [69].

Şekil 5.1 : Kuru Enjeksiyon Yöntemi Akış Diyagramı [68]



$$\frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{h}} = \text{MSO}_2 * \text{Ca/S oranı} * \frac{74}{64} \qquad \textbf{(5.7)}$$

$Ca(OH)_2$ besleme miktarı elektrostatik filtre tarafından tolere edilebilir partikül yükünden fazla bir yük getiriyorsa, beslenen sorbent miktarı maksimum partikül yükünden az olacak şekilde ayarlanır.

Geri besleme için düzeltme Faktörü : Partikül toplama cihazında toplanan katı tanecikler içerisinde reaksiyona girmemiş kireç var ise geri besleme ile tekrar enjekte edilerek kullanılan sorbent miktarını azaltabilirler.

2) Sorbent Besleme Havası İhtiyacı: Basınçlı pnömatik besleme sisteminde iletilecek uzaklığa bağlı olarak kg hidratlanmış kireç başına 0.5-0.1 kg Havaya ihtiyaç duyulmaktadır.

3) Geri Besleme Miktarı: DSI yönteminde geri besleme akımı bir kanaldan yapılmakta ve taze sorbent besleme oranına bağlı olarak yapılmaktadır. Pratik olarak bu oran elektrostatik filtre ve kül giderme sisteminin kapasitesi ile sınırlandırılmaktadır. Ayrıca bazı pilot ölçek araştırmalara göre geri besleme oranı 3:1'den fazla oranlarda geri beslemenin etkinliği azalmaktadır. Bu oranın 1:1 olarak belirlenmesi önerilmektedir.

4) Geri Besleme Akımı İçin Hava İhtiyacı: Basınçlı pnömatik iletim sisteminde geri besleme akımını enjekte etmek için katı maddenin kg.'ı başına 0.2 kg hava kullanılmaktadır.

5) Rutubetlendirme Suyu İhtiyacı: Enjeksiyon proseslerinde tespit edilmesi gereken kriterler arasında en önemli olanlardan biri doygunluk sıcaklığına yaklaşma derecesidir. Yoğunlaşma sıcaklığına yaklaşıldığı ölçüde SO_2 giderme ve kalsiyum kullanma oranı artmaktadır. Rutubetlendirme suyu ihtiyacı şu formülle hesaplanmaktadır:

$$\text{Rutubetlendirme Suyu } (\text{m}^3/\text{h}) = \frac{\text{MgxCpx}(T_g - T_d)}{H_{vap.}} \qquad \textbf{(5.8)}$$

Mg : Baca gazı kütlesel debisi (ton/h)

Cp : Baca gazı spesifik ısısı (kcal/kg^{o}C)= 0.14 $\frac{\text{kcal}}{\text{kg}^o\text{C}}$

T_g : Baca gazı ısıtıcı çıkış sıcaklığı (^oC)

T_d : Baca gazı enjeksiyon sıcaklığı =T_{wb}+ doygunluk sıcaklığına yakınlaşma derecesi

$H_{vap.}$: Buharlaşma ısısı (kcal/kg)= 0.5785 kcal/kg

6) Atomize Edici Hava İhtiyacı: Spray nozüllerinde suyun atomizasyonu için gerekli hava ihtiyacı mevcut ticari atomizerler arasında farklılık gösterebilmektedir. Uygun buharlaşma için gerekli damlacık boyutunun sağlanabilmesi için uygulanması gereken hava-sıvı oranı nozül temin edilecek firmalardan elde edilmektedir.

0.5 kg hava/kg H_2O oranı ön tasarım için kullanılabilecek makul bir değerdir. Atomizörde kullanılacak hava basıncı için ise 4-8 bar arasında bir değer alınabilmektedir. Bu değerler basınçlı hava iletim borusu ve hava kompresörü tasarımı için gereklidir [69].

7) Katı Atık Eldesi, Depolama ve Bertarafı: DSI prosesi tabandan yalnızca uçucu külün alındığı operasyonlara nazaran oldukça fazla miktarda katı atık açığa çıkarmaktadır.

Yeni atık, uçucu kül, kalsiyum-sülfür reaksiyon ürünü, reaksiyona girmemiş reaktan, diğer kalsiyum bileşikleri ($CaCO_3$) ve inert reaktanları içermektedir. Bu bileşenlerin miktarları operasyon, SO_2 giderme ve yük derecesi vs. gibi faktörlerle değişmektedir. Sorbent kullanım miktarını şu formülle hesaplayabiliriz;

$$\frac{\text{kg } \textit{harcanan} \text{ sorbent}}{\text{h}} = \frac{SO_2 \text{ giderme \%}}{\text{Ca/S oranı}} \text{ x } \frac{\text{kg enjekte edilen } Ca(OH)_2}{\text{h}} \qquad \textbf{(5.9)}$$

Tahmini olarak beslenen sorbentin %70'inin SO_2 ile reaksiyona girerek kalsiyum sülfit oluşturduğu varsayılırsa;

$$Ca(OH)_2 + SO_2 \rightarrow CaSO_3.1/2\,H_2O + 1/2\,H_2O \qquad \textbf{(5.10)}$$

ve sorbentin %30'unun da SO_2 ile reaksiyona girerek kalsiyum sülfat oluşturduğu varsayılırsa;

$$Ca(OH)_2 + SO_2 + 1/2\ O_2 + H_2O \rightarrow CaSO_4.2\,H_2O \qquad \textbf{(5.11)}$$

$$\frac{\text{kg reaksiyon ürünleri}}{\text{h}} = \left(\frac{\text{kg beslenen sorbent}}{\text{h}} \text{ x } 0.7 \text{ x} \frac{129.15\,\text{kg}\,CaSO_3.1/2\,H_2O}{74.1\,\text{kg}\,Ca(OH)_2} \right) + \left(\frac{\text{beslenen sorbent}}{\text{h}} \text{ x } 0.3 \text{ x} \frac{172.17\,\text{kg}.CaSO_4.2H_2O}{74.1\,\text{kg}\,CaO(OH)_2} \right)$$

(5.12)

8) Elektrostatik Filtre veya Torba Filtre Girişi, Gaz Özellikleri: Kanala enjeksiyon prosesleri baca gazı özelliklerinde önemli değişikliklere sebep olurlar. En önemli değişiklikler, enjekte edilen ve geri beslenen sorbent besleme oranına bağlı olan tanecik yükündeki artış, sıcaklık düşüşü ve rutubetlendirmeye bağlı olarak ortam nemidir. Bu yeni baca gazı karakteristikleri tanecik kontrol cihazının işletme ve performansını, kül etdesi ve atık bertaraf sistemlerini etkilemektedir. Tanecik kontrol cihazına giren katı miktarı, enjekte edilen sorbent ve geri besleme akımı ile boyleri terk eden uçucu kül miktarının toplamından ibarettir.

SO_2 giderme ve kalsiyum miktarının tespiti için kalsiyum ve sülfür arasındaki reaksiyonun bilinmesi gerekmektedir

9) CaO'in Hidratlanması İçin Gerekli Su Miktarı: Eğer "quicklime" (CaO) kullanılacaksa hidratlama suyunun akışının hesaplanması gerekmektedir. Bu da stokiometrik hidratlama oranı, buharlaşma ve diğer proses kayıpları göz önüne alınarak hesaplanmaktadır.

$$\frac{\text{gerekli kg CaO}}{\text{h}} = \frac{\text{kg } Ca(OH)_2}{\text{h}} \text{ x } \frac{56}{74.1} \qquad \textbf{(5.13)}$$

Eğer "quicklime" ın saflığı biliniyorsa CaO akış debisi saflık fraksiyonu ile bölünürse toplam reaktan akış debisi bulunabilir.

$$\text{Hidratlama Suyu Akış Hızı } (\text{kg/h}) = \frac{\text{kg CaO}}{\text{h}} \text{x} \frac{18}{56} \qquad \textbf{(5.14)}$$

5.4.3. Kuru Enjeksiyon Yöntemi İlk Yatırım Maliyeti Hesaplamaları:

Kuru Enjeksiyon Yöntemi İlk Yatırım Maliyeti Hesaplamaları yukarıda verilen formüller ile şu şekilde yapılmıştır;

100 MW kapasite için, %2 S içeren, Ca/S= 2 için, 2000 kcal/kg kömür kullanılan "Temel Durum"için yapılan kütle ve enerji dengesi hesaplamalarına bağlı olarak ekipman boyutlandırma kademeleri şu şekildedir(kireçtaşı ve kirecin sorbent olarak kullanıldığı durum için);

Ca/S = 2 için sorbent olarak kireç kullanılması durumunda SO_2 giderme oranı %75 ile, kireç kullanılması durumunda ise %85 ile sınırlıdır[42, 68].

$$100MW * \frac{1}{MW} * \frac{MJ}{S} * \frac{1}{0,37} * \frac{3600s}{h} * \frac{kg}{2000kcal} * \frac{kcal}{4,18kj} * \frac{1000kj}{1MJ} = 116.388 \quad kg/h$$

$\cong$ 120 ton/h kömür besleme

$$*120.000\frac{kg}{h} * 5.3\frac{Nm3}{kg} = 636.000\frac{Nm3}{h} \cong 640.000\frac{Nm3}{h}$$ baca gazı

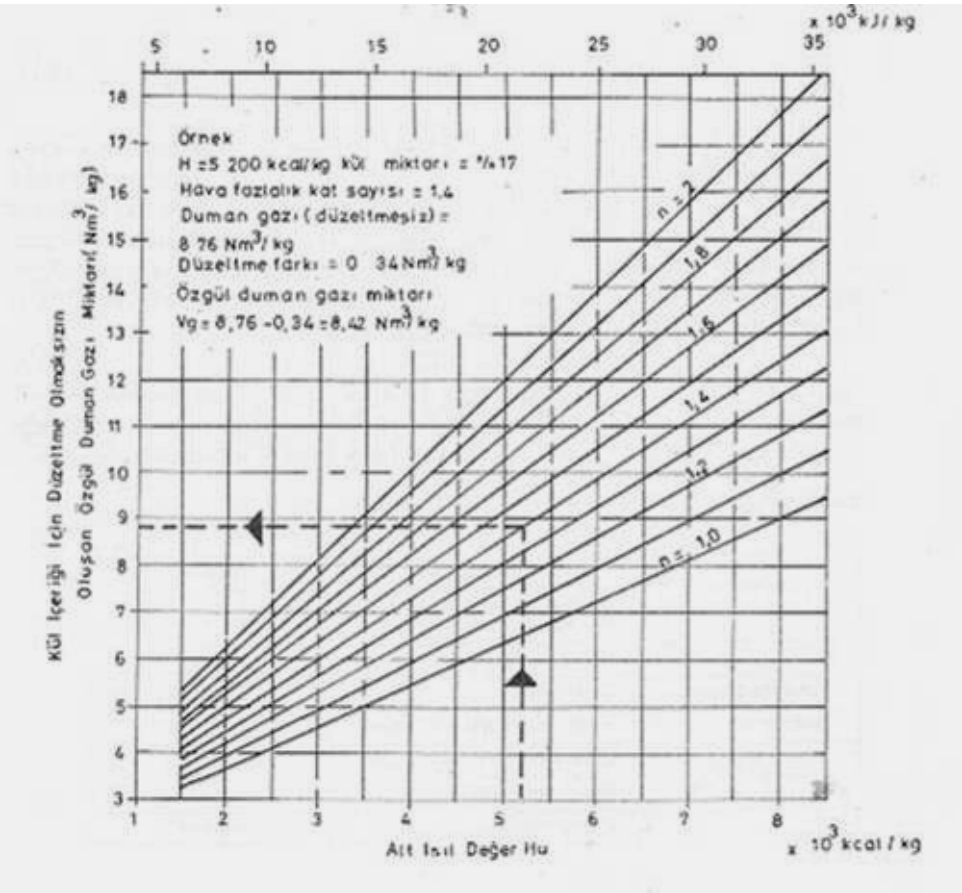
%2 Kükürt'ün tamamının SO_2'ye dönüştüğü varsayılırsa;

$120 * 0.02 \Rightarrow 1.2ton * 2(Ca/S) = 2.4tonS \rightarrow {}^{2400}\!/_{32} = 75kmolS \rightarrow 75kmol\,SO_2$'ye 4.8 ton/h SO_2 yayınımı olacaktır.

SO_2 + CaO

56 kg/kmol

Şekil 5.2'de katı yakıtlar için ısıl değer ve hava fazlalık katsayısına bağlı olarak yanma sonunda oluşacak baca gazı miktarları verilmektedir. Burada katı yakıtın ısıl değerine bağlı olarak oluşacak baca gazı miktarı ile kömürün elementel analiz sonuçlarına göre yapılan yanma reaksiyonları hesaplamaları [71] ile oluşan gaz miktarları (CO_2, SO_2, CO, NO_2) birbiri ile uyumludur



Şekil 5.2 : Katı Yakıtlar İçin Isıl Değer ve Hava Fazlalık Katsayısına Bağlı Olarak Yanma Sonunda Oluşacak Baca Gazı Miktarları [70]

Stokiometrik oran hesaplarından gerekli sorbent miktarı hesaplanmaktadır. 56 kg/kmol*75 kmol/h=4200 kg/h CaO besleme

Stokiometrik oranının 2 katı CaO besleme durumunda 8400 kg/h (2.33 kg/s ~3 kg/s)

$CaCO_3$ beslenmesi durumunda $\frac{100}{56}$=15.000 kg/h (4.16 kg/s~5 kg/s)

* 1 ton CaO'ten 1.32 ton $Ca(OH)_2$ elde edildiği düşünülürse 8400*1.32=11088 kg/h $Ca(OH)_2$ besleme pnömatik kireç besleme gerekmektedir [69];

*Rutubetlendirme suyu; $\frac{Mg * Cp * (Tg - Td)}{Hvap} (m^3/h)$; $T_g \cong 150$ ˚C;$T_d = T_{wb}$+Adyabatik doygunluk Sıcaklığına Yakınlık

$M_g = 640.000 \frac{Nm^3}{h} * 1.3 \frac{kg}{m^3}$ =832 ton/h; C_p=0.14 $\frac{kcal}{kg\,°C}$; $T_{wb} \cong 70$ ˚C

$\frac{832*0.14*(150-110)}{578.5\,\text{kcal/kg}} = 8.05$ Nm^3/h rutubetlendirme suyu ihtiyacı bulunur.

(Adyabatik doygunluk sıcaklığına yakınlık ~40 ˚C için)

pompa kapasitesi 8.05*1.2 $\cong$ $\boxed{10\ m^3/h}$ kapasitede 2 Adet pompa seçilmiş olur(1'i yedek)

*Hidratlama Suyu Miktarı; kg(CaO)/h $*\frac{18}{56} \cong 8400*\frac{18}{56} = 2700\,\text{kg/h} \cong 3m^3/h$ kapasitede

2Adet pompa

* Rutubetlendirme Suyu İçin Kompresör;

Atomizör havası ihtiyacı=0.5 kg hava/kg su

Atomizör basıncı: 4–8 bar (hava kompresörü için gerekli basınç aralığı)

$0.5\frac{\text{kg hava}}{\text{kg su}}*10.000\frac{\text{kg hava}}{\text{h}} \cong 5000\,\text{kg hava/h}$

* Basınçlı hava kompresörü elektrik sarfiyatı;

$C(\$)=(P_{el.})*(t_{op.})*(\text{Güç})_{fan}$

$(\text{Güç})_{fan}\ (kw)=1.17*10^{-4}\ \frac{Q*SP}{\eta}$

SP: inç olarak su sütunu

η : verim ~ 0.70 olarak seçilirse

$Q=5000\frac{kg}{h}\div 1.3\frac{kg}{m^3}=3.846\ m^3/h$

4000 m^3/h kapasitede kompresör seçilmiş olur.

Seçilen kompresörün güç ihtiyacı aşağıdaki formül yardımıyla hesaplanmaktadır.

(P_{el}): 0.08 $/kwh

(t_{op}): 8640 h/year

$(\text{Güç})_{komp.}= 1.17*10^{-4}*\frac{2354\,ft^3/min*1500\,\text{inç}}{0,70} \cong 590 \cong \boxed{600\ kW}$ kompresör

* Gaz fanı kapasitesi (kw)= $\frac{\rho*Q*g*h}{\eta} = \frac{10*185*1.3*10^{-3}*330}{0,70} = \boxed{1066\ kW\ [72]}$

* 2 kişi operatör, 2 kişi bakım-onarım personeli olmak üzere 3 vardiya esasına göre çalıştığı varsayılırsa 16 personel görevlendirilmesi gerkmektedir.

Kül silosu: kullanılan sorbent/h = $\frac{\%SO_2 \text{ giderme}}{Ca/S}$ * enjekte edilen Ca(OH)/h

$$= \frac{0,85}{2} * 11088 \text{ kg/}h = 4712 \text{ kg/h}$$

$$\frac{\text{sorbent}}{\text{h}} * 0.7 * \frac{129.15 \text{ lbs.} CaSO_3 .1/2\, H_2O}{74.1 \text{ lbs}\,(Ca(OH)_2)} + \frac{\text{sorbent}}{\text{h}} * 0.3 * \frac{172.17 \ CaSO_4 .2H_2O}{74.1 \text{ lb}(Ca(OH)_2)}$$

$$4712 * \frac{\text{kg}}{\text{h}} [\, 0,7 * \frac{129,15}{74,1} + 0,3 * \frac{172,17}{74,1} \,] = 9033.6 \text{ kg/h} = \boxed{9034 \text{ kg/h katı atık oluşur.}}$$

3.6 m^3/h $Ca(OH)_2$ 11.6 m^3/h $CaCO_3$

* Bilyalı değirmen güç ihtiyacı [63] : $P = 0.008 * \frac{\dot{m}}{D_p}$

m : Katı akış hızı (kg/s)

D_p : Tanecik boyutu (m)

$$P = 0.008 \frac{5 \text{ kg/s}}{6 * 10^{-5}} = 666 \text{ kW}$$

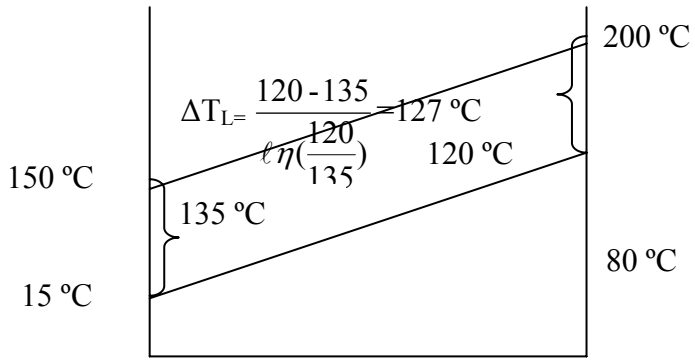
* Isı değiştirici boyutlandırma; Baca gazı debisi ve ısı kapasitesinden ısı yükü bulunur. Ortalama 200 ºC civarında bacadan çekilen gaz 150 ºC'ye soğutulacaktır. 100 MW'lık tesisin temel alındığı durumda 640 000 Nm^3/h baca gazı debisi oluşacağından ısı yükü Q kadar olacaktır.

$$Q = \dot{m} * C_p * \Delta T$$

$$= 640\,000 \ \frac{Nm^3}{h} * 1.2 \text{ kg/m}^3 * 0.14 \ \frac{kcal}{kg^\circ C} * (200\text{-}150) \text{ ºC}$$

$$= 5\,376\,000 * 1.1 \cong 6 * 10^6 \text{ kcal/h (tasarım ısı yükü)}$$

Logaritmik sıcaklık farkı; Ters akım prensibi için U-tüp borulu ısı değiştirici için soğutma suyunun 15 ºC girip 80 ºC'de çıkması durumu için sıcaklık farkı ΔT_L şu formülle hesaplanmaktadır [73].



Soğutma suyunun aldığı ısı; $Q= U*A* \Delta T_L$

U: Tüm ısı iletim katsayısı (kcal/m^2h º)

A: Isı iletim alanı (m^2)

Zıt akımlı borulu ısı değiştiricide 2 inçlik boru kullanılacak suyun akış hızı 1 m/s, gazın hızı 16 m/s olarak alınmıştır.

D_o=0.0508 m

D_i=0.0444 m

X_w=0.0032 m (et kalınlığı)

K_m=40 kcal/mhºC (çelik borular için)

μ_{su}=1 Cp=0.019/cm.sn=10^{-3} kg/m.sn

$\mu_{gaz} \cong \mu_{hava}$=0.21 Cp=2.1*$10^{-5}$ kg/m.sn

Cp_{gaz}=0.27 kcal/kgºC

Boru dışı için iletişim katsayısı (5x5 m.lik gaz kanalı içine n=1000 adet 2" lik boru için) eşdeğer boru çapı eşitliği [73];

$$De=\frac{4*A}{p}=\frac{4[5x5-\Pi*0.0508^2*1000]}{[2*(5+5)+\Pi*0.0508*1000]}=0.376 \text{ m.}$$

Kütle denkliğinden; $Q_1*A_1= Q_2*A_2$

QQ_{gaz}=16.32 m/sn.

$$Re=\frac{de*g*\vartheta_{2gaz}}{\mu_{gaz}}=\frac{0.376*1*16.32}{2.1*10^{-5}}=292205$$

Türbülent akış rejimi için

$N_{NU}=0.023*(N_{Re})^{0.8}*(N_{Pr})^{1/3}$ **(5.15)**

$$N_{Pr}=\frac{Cp*\mu}{k}=\frac{0,27*2.1*10^{-5}*3600}{0,026 kcal/mh^{o}C}=0.756$$

$$N_{NU}=494=\frac{h_o*D}{k};\quad h_o=\frac{494*0,026}{0,376}=34\frac{kcal}{m^2h^{\circ}C}$$

Boru için ısı iletim katsayısı

$$N_{Re}=\frac{0,0508*1000*1}{10^{-3}}=50800$$

$$N_{Pr}=\frac{Cp*\mu}{k}=\frac{10^{-3}*3600}{0,515}=6.99$$

$$N_{NU}=0.023*(50800)^{0.8}*(6.999)^{1/3}=255.6=\frac{h_i*D}{k}\qquad \boxed{h_i=2591\ \frac{kcal}{m^2h^{\circ}C}}$$

$$\frac{1}{U_i}=\frac{1}{h_i}+\frac{X_w}{k_m}*\frac{D_i}{\overline{D_L}}+\frac{D_i}{D_o h_o}$$

$$\boxed{\overline{D_L}=\frac{0,0508-0,0444}{In\frac{0,0508}{0,0444}}=0,0475m.}$$

$$\frac{1}{U_i}=\frac{1}{2591}+\frac{0,0032}{50}*\frac{0,0444}{0,0475}+\frac{0,0444}{0,0508*34}=0.0261;\ U_i=38.2\ \boxed{\frac{kcal}{m^2h^{\circ}C}}$$

$A=\frac{6*10^6}{127*38.2}=1236\ m^2$ (ısı değiştirici alanı); $L_{boru}=7.75$ m.

Tablo 5.5'te 100 MW kapasite (temel durum) ve çeşitli kükürt içerikleri için yukarıdaki ekipman boyutlandırması yapılarak Gutrie Yöntemine göre ekipmanların satınalma fiyatlarının bir fonksiyonu olarak İlk Yatırım Maliyetleri verilmektedir. Tablo 5.6'da temel durum için trona kullanılması halinde farklı kükürt içeriklerinde yatırım maliyeti verilmektedir. Tablo 5.7, Tablo 5.8 ve Tablo 5.9'da sırası ile kireçtaşı, kireç ve trona kullanılan durum için değişik kükürt içeriklerinde yukarıdaki sistematiğe göre hesaplanan yalın modül, toplam modül ve kök maliyeti değerleri görülmektedir.

Tablo 5.5 : 100 MW Kapasitede 2000 kcal/kg Isıl Değere Sahip Kömür Kullanan Termik Santralde Kireç ve Kireçtaşı Sorbentleri ve Çeşitli Kükürt Yüzdeleri İçin Hesaplanan İlk Yatırım Maliyetleri (Kireç (Kireçtaşı))

	%2 S		%3 S		% 4 S	
Ekipman	Kapasite	Satınalma Fiyatı ($)	Kapasite	Satınalma Fiyatı ($)	Kapasite	Satınalma Fiyatı ($)
1. Isı Değiştirici	$6x10^6$ kcal/h	158000	$6x10^6$ kcal/h	155000	$6x10^6$ kcal/h	158000
2. Kompresör	600 kW	164000	600 kW	164000	600 kW	164000
3. Torba Filtre	185 m^3/s	715000	185 m^3/s	715000	185 m^3/s	715000
4. Fan	185 m^3/s	110000	185 m^3/s	110000	185 m^3/s	110000
5. Ham Su Tankı	$20m^3$	4000	$30m^3$	4200	$40m^3$	5500
6. Pnömatik Kireç Depolama (Siloya CaO)	4 kg/s (5 kg/s)	55000*2 (65000)	6 kg/s (7.5 kg/s)	154000*2 (176000)	8 kg/s (10 kg/s)	187000*2 (220000)
7. Kireç Silosu (7 günlük stok)	$600m^3$	22000)	$900m^3$	30000	$1200m^3$	35000
8. Pnömatik Kireç Besleme $Ca(OH)_2$	3.5 kg/s (5 kg/s)	50000 (65000)	5.5 kg/s (7.5 kg/s)	66000 (80000)	7 kg/s (10 kg/s)	77000 (100000)
9. Hidratlayıcı (Konveyör Bant)	10m.w=1m 9t/h	17000	14 t/h	19000	17 t/h	20000
10. Hidrate Silosu (10 günlük stok)	$1000m^3$ (-)	32000	$1500m^3$ (-)	39000	$2000m^3$ (-)	49000
11. Kül Silosu 21500 kg/h 6 gün stok 7.1 m^3/h ($7.7m^3/h$)	$500m^3$ ($600m^3$)	20000 (22000)	$750m^3$ ($900\ m^3$)	27000 (30000)	$1000m^3$ ($1200m^3$)	32000 (35000)
12. Geri Dönüşüm Silosu	$500m^3$ ($700m^3$)	20000 (25000)	$750m^3$ ($1000\ m^3$)	27000 (32000)	$1000m^3$ ($1500m^3$)	32000 (39000)
13. SuTankı	$1000m^3$	32000	$1000m^3$	32000	$1000m^3$	32000
14. Su Pompası	$10m^3/h$	3500*2	$10m^3/h$	3500*2	$10m^3/h$	3500*2
15. Hidratlama Suyu Pompası	$3m^3/h$	2500*2	$5m^3/h$	3000*2	$7.5m^3/h$	3500*2
16. Kırma (15 t/h $CaCO_3$) 155 kW	5kg/s	49000	7.5kg/s	60000	10kg/s	70000
17. Bilyalı Değirmen	5kg/s 666 kW	29000	7.5kg/s	32000	10kg/s	40000
Toplam Kireç	**$5.3*10^6$ $**		**$5.82*10^6$ $**		**$6.08*10^6$ $**	
Toplam(Kireçtaşı)	**$4.8*10^6$ $**		**$5*10^6$ $**		**$5.22*10^6$ $**	

(-) Kireç kullanıldığında olan, kireçtaşı kullanıldığında olmayan ekipman

(-) Kireçtaşı kullanıldığında olan, Kireç kullanıldığında olmayan ekipman

100 MW kapasite %2 yanabilir kükürt, Na/S =2 stokiyometrik oranı ve 2000 kcal/kg kömür) temel alınırsa (trona sorbenti için yatırım maliyeti hesaplanmasında);

İlk dört ekipman gaz akımına bağlı olduğundan kireç/kireçtaşı prosesi ile aynı kapasitededir.

5. pnömatik trona depolama sistemi; 120 ton/h kömür için (%2kükürt) 120 ton/h*0.02=2.4 ton/h S ve 4.8 ton /hSO_2 oluşur (75 kmol/h)Na/S=2 için 150 kmol/h trona beslenmesi gerekeceğinden

$$150 \text{ kmol/h} * 226 \text{ kg/kmol} * \frac{1}{0.84} = 40357 \text{ kg/h} \sim 11.2 \text{ kg/s}$$

6. Trona silosu 6 günlük stok için; 40357/2100 kg/m^{3*24*6}

~ 2700 m^3 hacimde tank

7. Pnömatik trona beslsme; 11.2 kg/s kapasitede

8. Kül silosu (atık depolama için); Tronanın 100 °C üzerinde kalsine olarak Na_2CO_3' e dönüşmesi durumu için yaklaşık 16 ton/h Na_2CO_3 ve% atığın %70' i Na_2SO_4, %30' u Na_2SO_3 olduğu varsayımına göre (%90 giderme verimi için)

$$\frac{0.90}{2} * 16 \text{ ton/h } (0.30 * \frac{126}{106} + 0.70 * \frac{142}{106}) = 9.3 \text{ ton/h}$$

9300 kg/h ÷ 2100 kg/m^3*24*6 gün=639 m^3, %90 doluluk oranına göre ~ 700 m^3' lük tank hacmi bulunur.

9. Geri besleme silosu; Trona depolama tankı kadar hacimde alınmıştır. ~ 2700 m^3

12. Kırıcı; 11.2 kg/s trona besleme olduğundan yaklaşık olarak 12 kg/s kapasitede kırıcı alınmıştır.

13. Bilyalı değirmen; 12 kg/s kapasitede

Tablo 5.6 : Temel Durum İçin (100 MW; 2000 kcal/kg kömür) Trona Kullanılan Kuru Enjeksiyon Yöntemi Yatırım Maliyeti Tablosu

Ekipman	%2 S		%3 S		%4 S	
	Kapasite	Satın alma fiyatı ($)	Kapasite	Satın alma fiyatı ($)	Kapasite	Satın alma fiyatı ($)
1. Isı Değiştirici (1250 m^2)	$6*10^6 \frac{kcal}{h}$	158000	$6*10^6 \frac{kcal}{h}$	158000	$6*10^6 \frac{kcal}{h}$	158000
2. Komprasör	600 kw	164000	600 kw	164000	600 kw	164000
3. Torba Filtre	185 m^3/s	715000	185 m^3/s	715000	185 m^3/s	715000
4. Fan	185 m^3/s	110000	185 m^3/s	110000	185 m^3/s	110000
5. Pnömatik Trona Depolama (10 m.)	11.2 kg/s 2 Ad.	100000*2	16 kg/s	130000*2	22 kg/s	160000*2
6. Trona Silosu (6 günlük stok)	2700 m^3	55000	4000 m^3	78000	5300 m^3	88000
7. Pnömatik Trona Besleme	11.2 kg/s	100000	17 kg/s	130000	24 kg/s	160000
8. Kül Silosu (6 günlük stok)	700 m^3	25000	1000 m^3	32000	1300 m^3	35000
9. Geri Dönüşüm Silosu	2700 m^3	55000	4000 m^3	78000	5300 m^3	88000
10. Su Tankı	1000 m^3	32000	1000 m^3	32000	1000 m^3	32000
11. Su Pompası	10 m^3/h (2 Ad.)	3500*2	10 m^3/h	3500*2	10 m^3/h (2 Ad.)	3500*2
12. Kırıcı	12 kg/s	71000	18 kg/s	95000	24 kg/s	120000
13. Bilyalı Değirmen	12 kg/s	42000	18 kg/s	60000	24 kg/s	80000
Yatırım Maliyeti ($)	$6.5*10^6$		$7.23*10^6$		$7.83*10^6$	

Tablo 5.7 : Kireçtaşı Kullanılan Kuru Enjeksiyon Yöntemi İçin Yalın Modül ve Toplam Modül Maliyeti (100 MW; %2 S ve 2000 kcal/kg Kömür İçin)

Ekipman	Satın Alma Fiyatı, C_P ($)	Yalın Modül Faktörü, F_{BM}	Yalın Modül Maliyeti, C_{BM} ($)	Toplam Modül Maliyeti, C_{TM} ($)	Kök Maliyet C_{GR} ($)
1. Isı Değiştirici	158000	1.0	158000	186000	265000
2. Kompresör	210000	2.5	525000	620000	882000
3. Torba Filtre	250000	2.2	550000	650000	925000
4. Fan	55000	2.2	121000	142000	202500
5. Su Tankı	32000	1.9	61000	72000	102500
6. Pnömatik Kireçtaşı Depolama (2 Ad)	65000*2	2.2	286000	338000	480000
7. Kireçtaşı Silosu	22000	1.9	42000	50000	71000
8. Pnömatik Kireçtaşı Besleme (2 Ad)	65000*2	2.2	286000	338000	480000
9. Kül Silosu	22000	1.9	42000	50000	71000
10. Geri Besleme Silosu	25000	1.9	47000	55000	79000
11. Su Pompası(2 Ad.)	4000*2	3.0	24000	28000	40000
12. Kırıcı	50000	2.1	105000	123000	176000
13. Bilyalı Değirmen	23000	2.8	65000	76000	110000
Toplam Maliyet ($)	1115000		2312000	2728000	3884000

100 MW kapasite temel durum ve 2000 kcal/kg 'lık ısıl değere sahip kömür için (kireç sorbenti) işletme maliyeti hesaplaması şu şekildedir;

1) Elektrik;

Kompresör; 600 kW x 24 x 360= 5184 000 kWh/yıl

Fan; 1100 KW x 24 x 360 = 9504000 kWh/yıl

Pnömatik depolama; 4 kg /s 7.65 kW 66 096 kWh/yıl * 2

=13 219 kWh/yıl

Pnömatik kireç besleme 3.5 kg/s 173 500 kWh/yıl (3 adet)

Konveyör bant; 1 kW 8640 kWh/yıl * 3 = 25 920 kWh/yıl

Su pompası; 2 kW 25 920 kWh/yıl

Hidratlama suyu pompası; 3m^3/h 0.75 kW 64 80 kWh/yıl

Elk. toplam= 15052012 kWh/yıl *0.08=1182616 $/yıl

%3 S için kompresör, fan, torba filtre, ısı değiştirici aynı elektrik sarfiyatı.

Pnomatik depolama 6 kg/s 11.5 kW 198288 kWh/yıl (2ad.)

Pnomatik kireç besleme 5.5 kg/s 272646 kWh/yıl (3 Ad.)

Konveyor bant 2 kW 17280*3=51840 kWh/yıl

Su pompası 2 kW 17280 kWh/yıl

Hidratlama suyu pompası 8640 kWh/yıl (5 m^3/h)

Elk. toplam= 15236694 kWh/yıl= 1218935 $/yıl

%4 S için

Pnomatik depolama 8 kg/s 15 kW 264384 kWh/yıl (2ad.)

Pnomatik kireç besleme 7 kg/s 347500 kWh/yıl

Konveyor bant 2 kW 17280*3=51840 kWh/yıl

Su pompası $\frac{10/3600*10*40*1}{0,70}$ =1.58*1.2=1.9 kWh/yıl

2*24*360=17280 kWh/yıl

Tablo 5.8 : Kullanılan Kuru Enjeksiyon Yöntemi İçin Yalın Modül ve Toplam Modül Maliyeti (100 MW kapasite, %2 S ve 2000 kcal/kg Kömür Temeli İçin)

Ekipman	Satın Alma Fiyatı, C_P ($)	Yalın Modül Faktörü, F_{BM}	Yalın Modül Maliyeti, C_{BM} ($)	Toplam Modül Maliyeti, C_{TM} ($)	Kök Maliyet C_{GR} ($)
1.Isı Değiştirici	158 000	1.0	158 000	186 000	265 000
2.Kompresör	210 000	2.5	525 000	620 000	882 000
3.Torba Filtre	250 000	2.2	550 000	650 000	925 000
4.Fan	55 000	2.2	121 000	142 000	202 500
5.Ham Su Tankı	13 000	1.9	25 000	30 000	102 500
6.Pnömatik Kireç Depolama (2 Ad)	55 000*2	2.2	121 000	142 000	202 500
7.Kireç Silosu	22 000	1.9	42 000	50 000	71 000
8.Pnömatik Kireç Besleme (2 Ad)	50 000*2	2.2	110 000	130 000	185 000
9.Hidratlayıcı (Konveyör Bant)	17 000	2.4	40 000	47 000	67 000
10. Hidrate Silosu	32 000	1.9	61 000	72 000	102 500
11. Kül Silosu	20 000	1.9	38 000	45 000	64 000
12. Geri Besleme Silosu	20 000	1.9	38 000	45 000	64 000
13. Su Tankı	32 000	1.9	61 000	72 000	102 500
14. Su Pompası (2 Ad)	4 000*2	3.0	24 000	28 000	40 000
15. Hidratlama Suyu Pompası (2 Ad)	3 000*2	3.0	18 000	21 000	30 000
Toplam Maliyet ($)	***1 053 000***		***1 932 500***	***2 214 000***	***3 246 000***

Tablo 5.9 : Trona Kullanılan Kuru Enjeksiyon Yöntemi İçin Yalın Modül ve Toplam Modül Maliyeti (100 MW; %2 S ve 2000 kcal/kg Kömür İçin)

Ekipman	Satın Alma Fiyatı, C_P ($)	Yalın Modül Faktörü, F_{BM}	Yalın Modül Maliyeti, $C_{BM}=C_P*F_{BM}$ ($)	Toplam Modül Maliyeti, C_{TM} ($)
1. Isı Değiştirici	158 000	1.0	158 000	186 000
2. Kompresör	210 000	2.5	525 000	483 800
3. Torba Filtre	250 000	2.2	550 000	649 000
4. Fan	50 000	2.2	110 000	130 000
5. Pnömatik Trona Depolama (2 Ad)	200 000*2	2.2	880 000	1 038 400
6. Trona Silosu	55 000	1.9	105 000	124 000
7. Pnömatik Trona Besleme (2 Ad)	90 000	2.2	396 000	234 000
8. Kül Silosu	25 000	1.9	48 000	57 000
9. Geri Besleme Silosu	55 000	1.9	105 000	124 000
10. Su Tankı	32 000	1.9	61 000	72 000
11. Su Pompası(2 Ad.)	4 000*2	3.0	24 000	50 000
12. Kırıcı	72 000	2.1	151 000	178 000
13. Bilyalı Değirmen	60 000	2.8	168 000	142 000
Toplam Maliyet ($)	***1 465 000***		***3 281 000***	***3 735 880***

Hidratlama suyu pompası 12960 kWh/yıl (7.5 m^3/h)

Elk. toplam= 15381964 kWh/yıl= 1218935 $/yıl

1230557 $/yıl

2. İşletme Maliyetleri, % 2S

100 MW (Kireç)

2. Sorbent; 8.4t/h*24*360=72576 t/h 5806080 $/yıl

% 3S için 108864 t/yıl*80 $/ton 8709120 $/yıl

% 4S için 145152 t/yıl 11612160 $/yıl

3. İşçilik; 230400 $/yıl

4. Bakım onarım; % 6' sı ilk yatırım.

5. Su; 112320 m^3/yıl

% 3S için 129600 $/yıl

% 4S için 151200 $/yıl

6. Atık bertaraf;

9033.6 kg/h 78050 t/yıl 624402 $/yıl

% 3S için 13550 kg/h 117075 t/yıl 936603 $/yıl

% 4S için 156100 t/yıl 1248804 $/yıl

Kuru Enjeksiyon Yönteminde Trona sorbenti için İşletme Maliyetinin Hesaplanması;

100 MW; %2 S; 2000 kcal/kg temel durum için işletme maliyeti aşağıdaki şekilde hesaplanmaktadır.

1. Elektrik; Fan; 1100 kW*24*360=9504000 kWh/yıl

Kompresör; 600kW*24*360=5184000 kWh/yıl

Pnömatik; (11 kg/s/0.453)$^{0.95}$*10=4004607 kWh/yıl [75].

Pompa; 10 m^3/h*3 Ad.→2 kW*24*360*3=51840 kWh/yıl

Kırıcı; 2138260 kWh/yıl

Bilya;7603200 kWh/yıl

Elk. Topl.=28485907 kWh/yıl+0.08 $/kWh=2278872 $/yıl

2. Sorbent; 40 ton/h*24*360=345600 t/yıl=6912000 $/yıl
3. Su; 10 m^3/h*2 Ad.*24*360=172800 m^3/yıl=172800 $/yıl
4. İşçilik; 230400 $/yıl
5. Bakım-Onarım; TCI*0.06=$6.5*10^6$*0.06=390000 $/yıl
6. Atık Bertaraf; 9.29 t/h*24*360=80294 t/yıl*5 $/t=401470 $/yıl

100 MW; %3 S

1. Elektrik; Fan; 9504000 kWh/yıl

Kompresör; 5184000 kWh/yıl

Pnömatik; $(16/0.453)^{0.95}$*10=295 beygir gücü=

220 kW*24*360=1905590 kWh/yıl

Pompa; 51840 kWh/yıl

Kırıcı; 3*$(16)^{0.88}$ *10=345 kW*24*360=2973450 kWh/yıl

Bilya;(16/100*10^{-6})*0.008=1280 kW*24*360=11059200 kWh/yıl

Elk. Topl.=34489260 kWh/yıl=2759140 $/yıl

2. Sorbent; 60 t/h*24*360=518400 t/yıl*20 $/ton=103368000 $/yıl
3. Su; 10 m^3/h*2 Ad.*24*360=172800 $/yıl
4. İşçilik; 230400 $/yıl
5. Bakım-Onarım; TCI*0.06=$7.23*10^6$*0.06=433800 $/yıl
6. Atık Bertaraf; 13.94 t/h*24*360=120398 t/yıl*5 $/ton=601992 $/yıl

100 MW; %4 S

1. Elektrik; Fan; 9504000 kWh/yıl

Kompresör; 5184000 kWh/yıl

Pnömatik; $(22/0.453)^{0.95}$*10=300 kWh*24*360=

3 Ad.=7736391 kWh/yıl

Pompa; 51840 kWh/yıl

Kırıcı; $3+(22)^{0.88}$ *10=455 kW*24*360=3935201 kWh/yıl

Bilya; $(22/100*10^{-6})$*0.008=1760 kW*24*360=15206400 kWh/yıl

Elk. Topl.=41617832 kWh/yıl*0.08=3329426 $/yıl

2. Sorbent; 80 t/h*24*360=691027 t/yıl*20 $/ton=13820544 $/yıl
3. Su; 172800 $/yıl
4. İşçilik; 230400 $/yıl
5. Bakım-Onarım; TCI*0.06=$7.83*10^6$*0.06=469800 $/yıl
6. Atık Bertaraf; 18.58 t/h*24*360=160584 t/yıl*5 $/ton=802928 $/yıl

Tablo 5.10 : Düşük Basınçtan Orta Basınca Kadar Yalın Modül Faktörleri [75]

S.No.	EKİPMAN	YALIN MODÜL FAKTÖRÜ (FBM)
1	Isı Değiştiriciler	3.17
2	Çift Borulu Isı Değiştiriciler	1.80
3	Dikey Depolama Tankları	4.16
4	Yatay Depolama Tankları	3.05
5	Pompalar	3.30
6	Yatay Konvyörler	1.74
7	Kırıcılar	1.39
8	Değirmenler	2.30
9	Kurutucular	2.06
10	Filtreler	2.32

Tablo 5.10'da düşük basınçtan orta basınca kadar yalın modül faktörleri verilmektedir. Yalın modül maliyetine beklenmedik giderler ve vergiler ilave edilerek toplam modül maliyeti bulunmakta ve toplam modül maliyetine de yardımcı donanım ve bina maliyeti ilave edilerek te kök maliyet elde edilmektedir.

5.5. Islak Yöntem

Islak kireç/kireçtaşı kullanılan sistemlerde tasarlanan dolgulu kolonlar, baca gazında mevcut kirletici SO_2'yi absorblamak için kullanılan sorbentin dolgunun yarattığı geniş yüzey alanı sayesinde tutma verimini arttırma esasına dayanırlar. Ters akım

prensibi tutma verimini arttırmakta ve bu tasarımlarda en düşük kirletici konsantrasyona sahip gaz ile en düşük kirletici konsantrasyonuna sahip sıvı-sorbentle karşılaşmaktadır. Dolgulu kolonlar daha yüksek basınç düşüşüne sebep olmakta, bununla beraber yüksek oranda tıkanıklık ve kirlenmeye mahal verip bakım-onarım masrafları diğer absorberlere göre daha yüksektir. Pompa, fan için güç ihtiyacı ve sorbent fiyatları ile hasar gören dolgunun değiştirilmesi ile çıkan maliyet eklenince dolgulu kolon işletme maliyeti nispeten artmaktadır [37].

Raflı kolonlar daha kolay temizlenebilmekte ve geniş sıcaklık dalgalanmalarını tolere edebilmektedirler. Yüksek gaz hızlarında ise raflı kolonlar daha büyük basınç düşüşü göstermekte ve daha fazla sıvı taşımaktadır. Dolgulu kolonlar, asit ve diğer korozif maddeler söz konusu olduğunda tercih edilmektedir ve bu durumda kolon dış muhafazası fiberglas, polivinilklorür veya diğer daha ucuz ve korozyona dayanıklı malzemeden imal edilebilmektedir. Dolgulu kolonlar ayrıca basınç düşüşünün önemli olduğu durumlarda 60 cm. den düşük çaplarda tasarlanabilmektedir.

Temel bir dolgulu kolon ünitesi, kolon dış muhafazası, damla tutucu, sıvı dağıtıcı, dolgu malzemesi, dolgu malzemesi desteği ve dolgu malzemesi tutucusundan ibarettir. Metal dolgu malzemesi aşırı korozif maddelerin tutulmasında kullanılmamakla birlikte hem plastik hem de metal dolgu malzemeleri ağırlığı taşıma açısından 20-25 ft.'i aşmayacak şekilde tasarlanırlar. Dolgulu kolonda basınç düşüşü dolgu malzemesinin ft.'i başına 0.5-1.0 inç.'tir. Çoğu dolgu kolon %60-70 taşma hızında çalışmaktadır (kolonları taşma hızında çalıştırmak pratik olmadığından). Genel olarak gaz giriş sıcaklığı da sıyırma parametrelerinden biridir. Gaz sıcaklığı arttıkça absorbsiyon oranı düşmektedir. Ayrıca yüksek gaz sıcaklığı, evaporasyon ile sorbent kaybına da sebep olmaktadır [41].

<u>Kireç/kireçtaşı kullanılan ıslak desülfürizasyon sistemleri:</u>

Kireç ve kireçtaşı kullanan sistemlerde aşağıdaki eklemelerle geliştirme yapılabilir;

a) Sorbent performansını arttırmak ve kabuklaşmayı önlemek amacıyla çeşitli katkı maddeleri eklemek,

b) Çamur oluşumunu azaltmak ve sonuç ürün olarak jips üretimi için oksidasyon kademesinin konulması.

Prosesin dört ana kademesi vardır: kireç veya kireçtaşı sütünün hazırlanması, gaz ve sütün temas ettirilmesi, kireç veya kireçtaşının SO_2 ile reaksiyona girmesi ve oluşan katı atığın bertaraf edilmesi. Halihazırda mevcut birçok tesis kireç kullansa da gelecekte çoğu sistemin ucuz olmasından dolayı kireçtaşı kullanacağı tahmin edilmektedir. Oksidasyonlu sistem satılabilir bir ürün olan jipsin üretilmesine imkan tanımakla birlikte sülfit çamurunun tank reaktöründe hava dağıtıcı ile okside olması esasına dayanır. Jips, çimento ve inşaat dolgu maddesi olarak değerlendirilebilir. Atık depolama alanı yoğunlaştırıcı, döner vakum filtreler ve yardımcı tanklardan, pompalar ve borulardan oluşmaktadır.

Direk yatırım maliyetinin boyler kapasitesinin bir fonksiyonu olarak hesaplanan basit bir eğri denklemi uygulanmaktadır:

Direk Yatırım Maliyeti ($)= 763900 * boiler size$^{0.69}$

Bu yatırım maliyeti kireç kullanan baca gazı arıtma tesisi için %1 S (kükürt) %10 kül, %4 rutubet içeren, katkı maddesi olarak adipik asit kullanan (sıvı/gaz oranı 65 olan) durum için geçerlidir [76].

5.5.1. Ana ekipman listesi

Islak yöntem baca gazı arıtma sisteminde üç ana bölüm bulunmaktadır. Bunlar gaz işleme/hazırlama bölümü, sorbent hazırlama ve besleme bölümü ve katı atık işleme/bertaraf bölümleridir. Bu bölümlere ait ana ekipman listesi aşağıdaki gibidir. Şekil 5.3'te ıslak yönteme ait akım şeması verilmiştir.

a) Gaz İşleme/Hazırlama Bölümü : 1) Fanlar
2) Sıyırıcı kolon
3) Damla tutucu
4) Tekrar ısıtıcılar
5) Kanal ve Damperler
6) Atık

b) Sorbent Hazırlama ve Besleme : 1) Sorbent depo ve siloları
2) Bilyalı değirmen ve kireç söndürücüler
3) Tanklar

4) Su ve slurry pompaları

5) Konveyör bantlar

6) Karıştırıcılar

c) Katı Atık İşleme/Bertaraf Bölümü : 1) Koyulaştırıcı

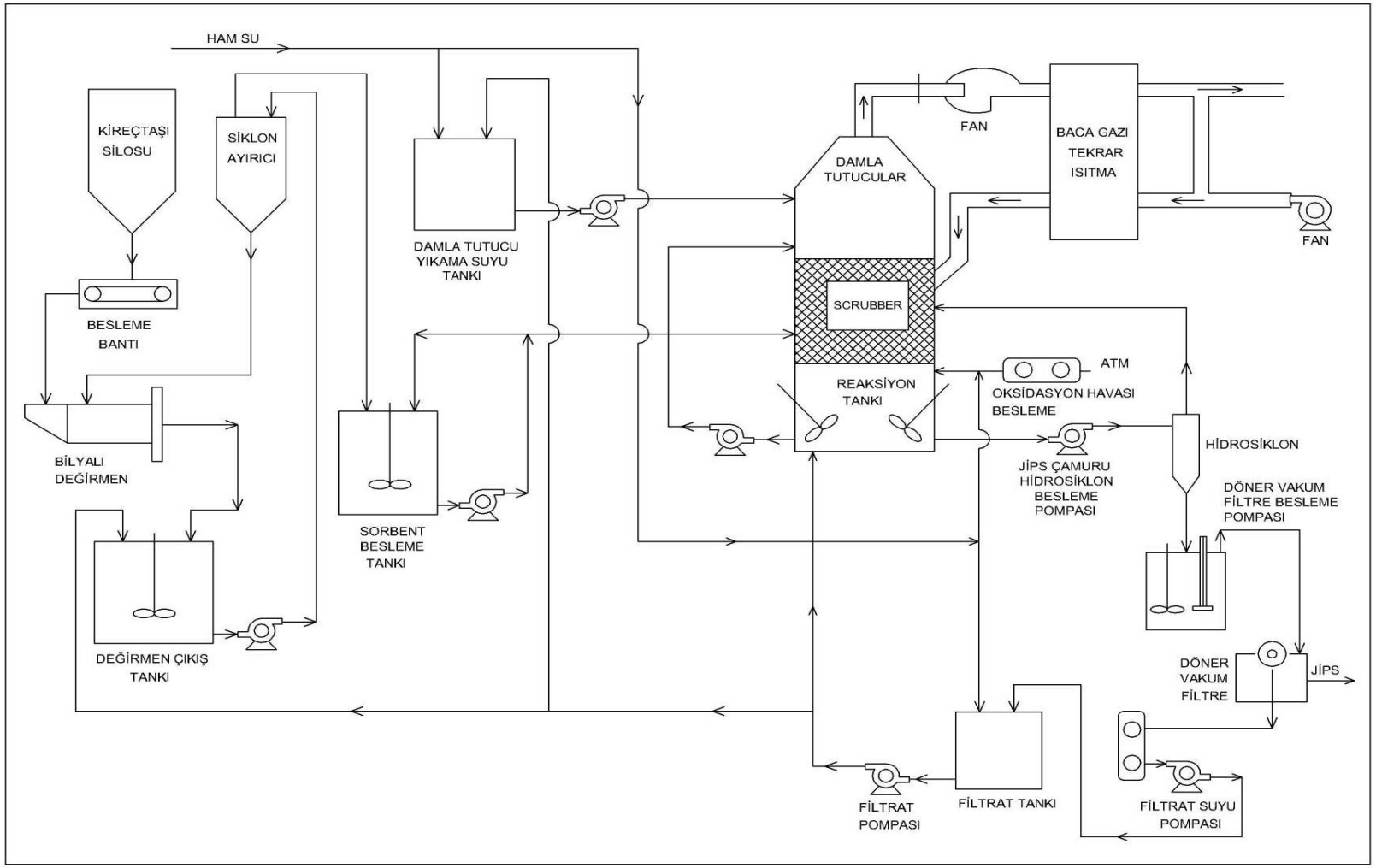
2) Vakum filtreleri

3) Santrifüjler

4) Atık işleme

5) Atık bertaraf

6) Pompalar, borular ve valfler



Şekil 5.3 : Islak Yöntem Baca Gazı Arıtma Yöntemi [77]

5.5.2. Tasarım prosedürü

Absorbsiyon kulesi tasarımı şu parametlere bağlıdır; gaz akış debisi, atık gaz bileşimi ve kirletici konsantrasyonu, istenen SO_2 giderme oranı, kirletici ile sorbent arasındaki denge bağıntısı, difüzivite, yoğunluk ve molekül ağırlığıdır. Tasarım prosedürünün ana amacı kolon yüzey alanını ve basınç düşüşünü hesaplamaktır. Bu parametreleri belirlerken de aşağıdaki aşamaların uygulanması gerekmektedir [41];

a) kolona giren ve çıkan gaz ve sıvı akımlarının tespit edilmesi,

b) Absorbsiyon faktörünün tespit edilmesi (AF),

c) Kolon çapının tespit edilmesi (D),

d) Kolon yüksekliğinin (H_t) ve yüzey alanının tespit edilmesi (S),

e) Kolon Boyunca basınç düşüşünün tespit edilmesi (P).

* Tüm prosedürler için kullanılan kabul kimyasal absorbsiyon esnasında, sürecin reaksiyon kontrollü olmadığıdır.

Gaz absorblayıcılar, giren gaza karşılık sıvı oranı (L/G), denge eğrisinin eğimi (m) ve istenilen giderme verimi (η)'ne göre tasarlanırlar. Bu faktörler sıvı ve gaz giriş, çıkış akımlarından hesaplanmaktadır:

i) Gaz akış debisi, giriş ve çıkış, dakikada kübik feet (G_i ve G_o).

ii) Kirletici konsantrasyonu, lb mol. kirletici/lb. mol kirleticisiz gaz, (γ_i ve γ_o)

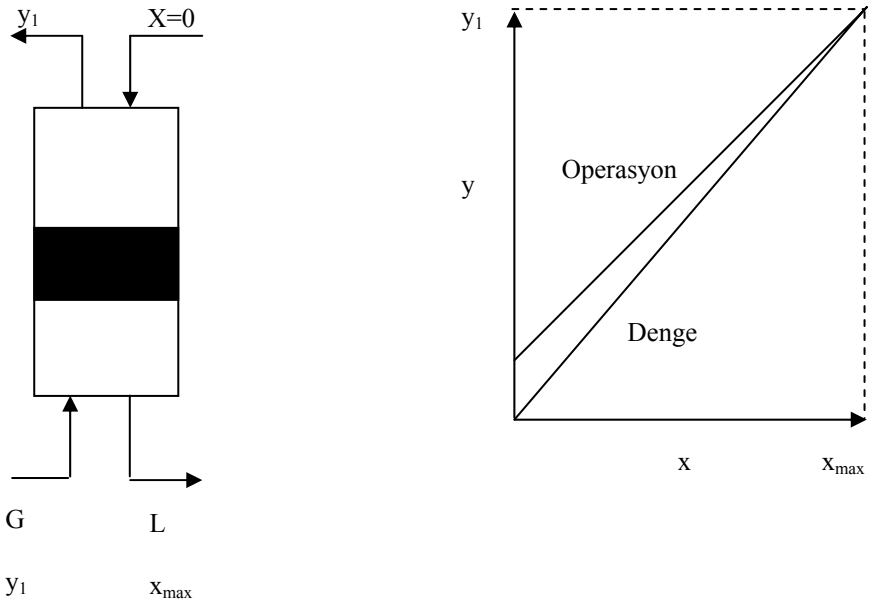
iii) Sorbent akış debisi, giriş ve çıkış, galon/dk. (L_i ve L_o)

iv) Kirletici konsantrasyonu, lb-mol kirleticisi/lb. kirleticisiz sorbent, (X_i ve X_o)

Çıkış kirletici konsantrasyonu $Y_o = Y_i \left(1 - \frac{\eta}{100}\right)$ şeklindedir.

Absorber'e giren sıvı hızı L_i (gpm), grafik yöntem kullanılarak hesaplanmaktadır. Denge eğrisi, gaz içerisindeki kirletici konsantrasyonu ile sorbent içerisindeki kirletici konsantrasyonu (belli bir sıcaklık için) arasındaki ilişkiyi vermektedir. Operasyon eğrisi ise gaz ve sorbent içerisindeki kirletici konsantrasyonları ilişkisini absorbsiyon kolonunun herhangi bir noktası için vermektedir. Denge ve operasyon eğrisi arasındaki dikey mesafe gaz ve sıvı fazlar arasındaki kirletici için itici gücü

göstermektedir. Sıvının tutacağı minimum kirletici miktarı, gaz akımı çıkışı konsantrasyonu Y_o'dan ve sorbent akımı giriş konsantrasyonu X_i'den denge eğrisi üzerinde gaz akımı giriş konsantrasyonu Y_i'ye tekabül eden noktaya çizilen operasyon doğrusu, vermektedir. Şekil 5.4'te dolgulu kolon giriş çıkış akımları ile absorbsiyona ait operasyon ve denge doğrusu örneği verilmektedir.



Şekil 5.4 : Dolgulu Kolon Kütle Dengesi [35]

dz yüksekliğindeki bir dolgulu kolonda gerçekleştirilen gaz fan SO_2 mol dengesi şu şekildedir ;

$$\frac{d}{dz}\left(\frac{y}{1-y}\right) = \frac{k_y a(y-y_i)}{G(1-y_o)} \qquad \textbf{(5.16)}$$

Çözülecek diferansiyel denklemin sadeleştirilmesi ;

$y(Z_T) = y_0$

G = giren gazın birim kesit alan başına toplam molar akış hızı

y_o = Giren gazın SO_2 mol foksiyonu

y_2 = çıkan gaz akımının istenen SO_2 mol foksiyonu

Z = kulenin tepesinden itibaren ölçülen uzunluk

Z_T =Kolonun dolgu yüksekliği ve $k_y a$ ise volumetrik kütle iletim katsayısıdır.

Denge eğrisi üzerindeki kesişim noktasında difüzyonel itici güç sıfır, konsantrasyon değişimi için gerekli reaksiyon süresi sonsuz ve sonsuz kule yüksekliği sonuçlarını verir. Operasyon doğrusunun denge eğrisini kestiği doğrunun eğimi, L/G (kirletici konsantrasyonu içermeyen gaz ve sıvı debileri yani L_s ve G_s bazında) oranını vermektedir. L_s ve G_s değerleri kolon boyunca, sıvıdan gaz faza rutubet transferi ihmal edileceke olursa sabit bir değerdedir. Eğim şu şekilde hesaplanabilmektedir [41];

$$\left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{min} = \frac{Y_i - Y_o}{X_o^* - X_i} \qquad \textbf{(5.17)}$$

X_o^*: Kolona giren gaz akımı kirletici konsantrasyonu Y_i ile dengede olduğu varsayılan maksimum sıvı faz kirletici konsantrasyonudur.

X_o^* değeri denge eğrisinden elde edilebilir. Çünkü minimum L_s/G_s oranı gerçekçi bir oran olmayıp genelde 1.2 ile 1.5 arasındaki bir düzeltme faktörü ile çarpılarak gerçek L/G oranı bulunur.

Değişken G_s değeri aşağıdaki eşitlik yardımıyla bulunur:

$$G_s = \frac{60 * \rho_G^* G_i}{MW_G.(1 + Y_i)} \qquad \textbf{(5.18)}$$

MW_G: gaz akımının molekül ağırlığı (lb/lb-mol)

ρ_G : gaz akımının yoğunluğu (lb/ft^3)

Kirletici konsantrasyonları için yapılan kabul, gazın molekül ağırlığı ve yoğunluğu normal havanınkine eşit olduğudur. Değişken L_s şu eşitlikte bulunabilmektedir.

$$L_s = \left(\frac{L_s}{G_s}\right) * G_s \qquad \textbf{(5.19)}$$

Absorbere giren ve çıkan sıvı ve gaz akımları için toplam molar akış debisi ($G_{mol,i}$ ve $L_{mol,i}$) aşağıdaki eşitlikle hesaplanmaktadır:

$$G_{mol,i} = G_s(1+Yi) \qquad \textbf{(5.20)}$$

$$L_{mol,i} = L_s(1+X_i) \quad \textbf{(5.21)}$$

Solventin hacimsel akış debisi, L_i aşağıdaki eşitlikle hesaplanmaktadır.

$$L_i = \frac{7.48 * L_{mol.i} * MW_L}{60 r_L} \quad \textbf{(5.22)}$$

MW_L: sıvı akımın molekül ağırlığı

r_L: sıvı akımın yoğunluğu

7.48. feet küpü galona çevirme faktörüdür.

Abasorbere giren ve çıkan sıvı akımının hacim değişimi ihmal edilebiliyorsa, $L_i=L_o$ alınabilir. Sonuç olarak gaz absorberi üzerinde kütle dengesi kurulması sonucunda gerçek operasyon doğrusu elde edilebilir:

$$X_i L_s + Y_i . G_s = X_o . L_s + Y_o . G_s \quad \textbf{(5.23)}$$

$$X_o = \frac{Y_i - Y_o}{(L_s/G_s)} + X_i \quad \textbf{(5.24)}$$

L/G değeri ıslak yöntemde 5 400- 13 400 L/Nm^3 arasında verilmiştir [78]. Kireç kullanılan ıslak yöntem için 30-50, kireçtaşı için 60-100 gal/cfm verilmiştir [79].

A) Absorbsiyon faktörünün bulunması

Birçok solvent-kirletici sistemi için en ekonomik absorbsiyon faktörü değeri, AF, 1.5 ile 2.0 arasında değişmektedir. Aşağıdaki eşitlikle bu hesaplanabilir:

$$AF = \frac{L_{mol,i}}{mG_{mol,i}} \quad \textbf{(5.25)}$$

m: mol fraksiyonu bazında denge eğrisinin eğimidir.

m'nin değeri spesifik sistemler için literatürden buhar/sıvı denge değerlerinden elde edilebilir. Hava kirliliği kontrolünde denge eğrisi doğrusal olmakla beraber eğim, m, giriş ve çıkış gaz akımlarında neredeyse sabit olmaktadır. Eğim, aşağıdaki eşitlikte kullanılan mol fraksiyonlarından hesaplanabilmektedir:

$$m = \frac{Y_o^* - Y_i^*}{X_o - X_i} \quad \textbf{(5.26)}$$

Y_i^* ve Y_o^* absorber'e giren ve çıkan sıvı faz mol fraksiyonları X_i ve X_o ile dengede olan gaz faz mol fraksiyonlarıdır. Aşağıdaki eşitlikler yardımıyla X_i, X_o ve y_i ve y_o'a dönüşüm yapılabilir.

$$x_i = \frac{X_i}{1+X_i}; x_o = \frac{X_o}{1+X_o}; y_i^* = \frac{Y_i^*}{1+Y_i^o}; y_a^* = \frac{Y_o^*}{1+Y_o^*}$$

Kolon Çapının Bulunması ise aşağıdaki eşitlikler ve tablo yardımı ile bulunmaktadır[41].

$$\text{Absis} = \left(\frac{L_{mol,i}}{G_{mol,i}}\right)\left(\frac{MW_L}{MW_G}\right)\sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \quad \textbf{(5.27)}$$

$$\text{Ordinat} = \frac{\left(G_{sfr,i}\right)^2 . \Psi \left(\frac{\mu_L}{2.42}\right)^{0,2}}{\rho_L . \rho_G . g_c} \quad \textbf{(5.28)}$$

ψ: Sıyırıcı sorbentin yoğunluğunun suyun yoğunluğuna oranı.

F_p: dolgu malzemesi için faktör, tablolardan bulunabilir. Absis hesaplandıktan sonra ordinat, taşma eğrisinden bulunabilmektedir (EPA, 6th Edition, Figure 1.5). Ordinat aynı zamanda aşağıdaki eşitlikle de hesaplanabilmektedir:

$$\text{ordinat} = 10^{\left[-1.668-1.085(\log \text{absis})-0.297.(\log \text{absis})^2\right]} \quad \textbf{(5.29)}$$

yukarıdaki eşitliklerden şu düzenleme elde edilebilmektedir:

$$G_{sfr,i} = \frac{\rho_L . \rho_G . g_c . (\text{ordinat})}{F_p . \Psi . \left(\frac{\mu_L}{2.42}\right)^{0.2}} \quad \textbf{(5.30)}$$

$$A = \frac{G_{mol,i} . MW_G}{3600 . G_{sfr,i} . f} \quad \textbf{(5.31)}$$

f: taşma faktörü

Taşmayı önlemek amacıyla kolon $G_{sfr,i}$ fraksiyonunda çalıştırılmaktadır. F değeri ise 0.6 ile 0.75 arasında değişmektedir. Kolon çapı da aşağıdaki eşitlikten kesit alanı yardımıyla ft. olarak hesaplanabilmektedir:

$$D = \sqrt{\frac{4}{\pi}.A} \tag{5.32}$$

Genel olarak kolon çapı, dolgu yüksekliğinin 15 katı kadar olmaktadır. Kolona giriş için yüzeysel sıvı akış debisi şu şekildedir (lb/hrft^2):

$$L_{sfr,i} = \frac{L_{mol,i}.MW_L}{A} \tag{5.33}$$

$$\text{minimum}\, L_{sfr,i} = MWR * \rho_L * a \tag{5.34}$$

MWR: Minimum ıslatma hızı (ft^2/hr)

a: Yüzey alanının hacme oranıdır.

Halka şeklindeki dolgu malzemesi için MWR (3 inç'ten büyük halkalar için) 0.85 ft^2/hr diğer dolgu malzemesi için 1.3 ft^2/hr tavsiye edilmektedir. Yaygın dolgu malzemeleri için a değeri tablolardan bulunabilmektedir [41].

B) Kolon boyunun ve yüzey alanının bulunması

Kolon boyu, dolgu yüksekliğinin bir fonksiyonu olarak tespit edilebilmektedir.

$$H_{pack} = N_{tu} * H_{tu} \tag{5.35}$$

N_{tu}: Transfer ünitesi sayısı denge-operasyon doğrularından çıkarılabilir veya aşağıdaki eşitliklerden bulunabilmektedir:

$$N_{tu} = \frac{\ln\left[\left(\frac{y_i - mx_i}{y_o - mx_i}\right)\left(1 - \frac{1}{AF}\right) + \frac{1}{AF}\right]}{1 - \frac{1}{AF}} \tag{5.36}$$

Kolon boyu, transfer ünitesi bazında ve sıvı ve gaz film transfer üniteleri yüksekliğinin bir fonksiyonu olarak (H_L ve H_G) hesaplanabilmektedir.

$$H_{tu} = H_G + \frac{1}{AF} * H_L \quad \textbf{(5.37)}$$

$$HG = \left[\alpha . \frac{\left(3600\, f\, .G_{sfr,i}\right)^{\beta}}{\left(L_{sfr,i}\right)^{\Gamma}} \right] . \sqrt{\frac{\mu_G}{\rho_G . D_G}} \quad \textbf{(5.38)}$$

$$H_L = \varphi . \left(\frac{L_{sfr,i}}{\mu_L} \right)^{b} . \sqrt{\frac{\mu_L}{\rho_L . D_L}} \quad \textbf{(5.39)}$$

μ/ρ: Schmidt sayısı

β_1 b ve Γ: Spesifik olarak dolgu malzemesini özelliklerine bağlı değişkenlerdir.

Hpack çözüldükten sonra toplam kolon boyu için şu korelasyon verilmektedir:

$$H_{tower} = 1.40 . H_{pack} + 1.02 . D + 2.81 \quad \textbf{(5.40)}$$

Bu eşitlik kolon çapının 2 ile 12 ft. dolgu yüksekliğinin ise 4 ile 12 ft. arasındaki tasarımlar için geçerlidir. Yüzey alanı da aşağıdaki eşitlikle bulunabilmektedir:

$$S = \Pi . D . \left(H_{tower} + \frac{D}{2} \right) \quad \textbf{(5.41)}$$

C) Kolon boyunca basınç düşüşünün bulunması

Dolgu boyunca basınç düşürü $G_{sfr,i}$ ve dolgu malzemesinin bir fonksiyonu olup genellikle ft. dolgu başına 0.5 ile 1 inç H_2O arasında değişmektedir. Leva eşitliği ile basınç düşüşü hesaplanabilmektedir:

$$\Delta P = c.10 . \left(\frac{j . L_{sfr,i}}{3600} \right) \left(\frac{f . G_{sfr,i}}{\rho_G} \right)^2 \quad \textbf{(5.42)}$$

c ve j: dolgu malzemesine ait sabitler olup tablolardan bulunabilmektedir.

5.5.3. Toplam sermaye yatırımının hesaplanması

Temel Durum olarak alınan değerler şu şekildedir;

210 MW; 2000 kcal/kg kömür (%2 S içeren) besleme; %40 hava fazlası ve % 95 SO_2 giderme verimi temel alınmıştır.

L/G oranının bulunması ve bundan hareketle absorbsiyon kolonunun boyutlandırlması (5.23), (5.25) ve (5.27) no'lu formüllerin kullanılması ile yapılmaktadır.

İlk olarak termik santralde kullanılacak kömür miktarı ve buna bağlı oluşacak SO2'den hareketle kullanılacak sorbent miktarı hesaplanmaktadır. Kömürün ısıl değerine bağlı olarak oluşacak baca gazı debisini veren ampirik eşitlik aşağıda verilmiştir[5].

$$210\frac{1}{\text{MW}}*\frac{\text{MJ}}{\text{S}}*\frac{1}{0{,}37}*\frac{3600\,\text{s}}{\text{h}}*\frac{\text{kg}}{2000\,\text{kcal}}*\frac{\text{kcal}}{4{,}18\,\text{kJ}}*\frac{1000\,\text{kJ}}{1\,\text{MJ}}=244{,}4\ \text{t/h kömür}$$

besleme

$$244.400\frac{\text{kg}}{\text{h}}*[2000\frac{kcal}{kg}*(0{,}0013)+2{,}1786]=1167889\sim1.200.000\frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}=\text{G(baca}$$

gazı)

Desülfürizasyon için gerekli kireçtaşı miktarı reaksiyon stokiometrisine göre hesaplanabilmektedir;

244.4*0.02=4.88 t/h S $\rightarrow$ 9.776 t/h SO_2 yayımı =152.75 kmol/h

$$SO_2 + \underbrace{CaCO_3} \rightarrow CaSO_3$$

100 kg/kmol

100 kg/kmol*152.75 kmol/h=15275 kg/h*1.05=16038 kg/h $\boxed{CaCO_3}$ beslemesi olacaktır.

16.1 t/h $CaCO_3$ besleme debisi olarak bulunur(stokiometrik oran 1.05 için).

%28'lik çözelti hazırlamak için gereken su miktarı 41.4 t/h olarak bulunmaktadır. (Oluşan slurry çözeltisi 57.5 t/h olmaktadır.)

Absorbsiyon kolonu geri besleme çözelti ile birlikte toplam sorbent çözeltisi hesabı

$G_{mol,i}$= 1200 000 m^3/h*1.0 kg/m^3/30.3 kg/kmol= 39 603 kmol /h bulunur.

(5.9) absorbsiyon faktörü 1.5 için formülünden (m=11.71) [35].

$(L/G)_{min}$= 17.5 bulunmaktadır

Burada kullanılacak kireçtaşı çözeltisi minimum oranın 1.5 katı alınarak hesaplanır;

(%28'lik kireçtaşı)=39 603kmol*17.5*40 kg/kmol ⁄ 1250 kg/m^3= 33 266 m^3/h

Bu şekilde hesaplanan baca gazı, sorbent çözeltisi ve SO_2 konsantrasyonlarına göre kütle ve enerji dengelerinden ekipman boyutlandırmasına geçilmiştir;

1. Kireçtaşı Silosu: 2 günlük stok : 16.1 t/h*24*2=772 ton'dur.

   ~320m^3 hacimde silo seçilmiştir.

2. Besleme Bandı: 16.1 t/h*2 ≅ 32 t/h; w=0.6 m. Genişlikte seçilmiştir.

3. Bilyalı Değirmen: 32 t/h kapasitede 60 Micron; D=3 m çapında

4. Siklon Ayırıcı: D=2 m. 100 m^3/h

5. Değirmen Çıkış Tankı: 10 m^3; %65'lik Çamur (25 t/h ÷2500 kg/m^3)

6. Kireç Taşı Çamur Pompası; 4 bar; 100 m^3/h kapasitede 2 Ad. Pompa seçilir.

7. Damla tutucu yıkama suyu Tankı; 10 m^3 353 ft^3 29.4 ft^3/dk

8. Damla Tutucu Yıkama Suyu Pompası; 4 bar santrifüj 50 m^3/h2 Ad.

9. Sorbent Besleme Tankı: %28'lik çözelti; 46 m^3/h~1 günlük stok = 1000 m^3

10. Sorbent Beslenme Pompası: 4 bar, dökme demir, 60 m^3/h kapasitede 2 Ad. 35.4 ft^3/dk.

11. Scrubber Kolon Geri Besleme Pompası; 2 bar, 7 Ad. 5000 m^3/h (2940 ft^3/min.)

12. Scrubber; 2853 m^3 D=11 m., H=17 m.

absorbsiyon faktöründen.

Absorbsiyon kolunu çapı formül (5.11)' den ve Eckert'in taşma eğrisi kullanılarak bulunmaktadır[41]. Grafiğin absis ve ordinat formülleri kullanılarak;

$$\text{Absis}=\frac{L_{mol,i}}{G_{mol,i}}*\frac{M_{WL}}{MW_G}*\sqrt{\frac{g_G}{g_L}}=17*\frac{41}{30,3}*\sqrt{\frac{0,8}{1260}}=0,579$$

$$\text{Ordinat}=10^{[-1.668-1.085(\log(\text{absis}))-0.297*(\log(\text{absis}))^2]}=10^{-1.244}=0.057$$

$$G_{sfr,i}=\frac{g_L * g_G * g_c * (\text{ordinat})}{F_P * \psi * (\frac{\mu_L}{2.42})^{0.2}} = \frac{806 * 0{,}08 * 32{,}2 * 0{,}057}{160 * 1 * (1.2)^{0.2}} = 0.713$$

$\psi = 1.2$; $g_c = 32.2$; μ_L (lb/hr-ft); F_p=160 (1 inçlik Rashig halkası için)

$$A=\frac{G_{mol,i} * MW_G}{3600 * G_{sfr,i} * f} = \frac{25266 * 66.88}{3600 * 0.713 * 0.6} = 1096$$

$$D = \sqrt{\frac{4}{\Pi}} * A = 37 \text{ ft} = 11.4\text{m.}$$ (Kolon çapı)

25 ft. Lik dolgu yüksekliği seçilirse [41];

H_{kolon}=1.4*(dolgu yüksekliği)+1.02*D+2.81=82 ft.=25 m.

Basınç düşüşü genellikle dolgu boyu başına 0.5-1 inç/su sütunu alınır.

25 ft.*0.7 $\frac{inç}{ft} = 17.5 \sim$ 0.044 bar (44 mbar basınç düşüşü) alınır.

13. İtici Fan; 43 mbar; 2400kw
14. Oksidasyon Havası Üfleyici; 1 bar, 1000 kw, 30.000 Nm^3/h
15. Jips Çamuru Besleme Pompası; 2 bar, (228 m^3/h)*1.25 280 m^3/h; 29 kW
16. Baca Gazı Tekrar Isıtıcı; 3986 m^2 70 ˚C $\rightarrow$ 91 ˚C atık gaz
17. Hidroksiklon; 11 Ad.
18. Filtrat Pompası; 2 Ad. 5 bar, 33 kW, 338m^3/h; 98460 $\frac{kg}{h}$
19. Filtrat Tankı; 1800 m^3 80 m^3/h 24 saatlik depo
20. Döner Vakum filtre; 88.6 m^3/h; 53.8 t/h D:2.5 m.L=3m.

    63 m^3/h*1.3=82 m^3/h çıkış; 1860 kg/m^3 37443 kg/h
21. Filtrat Suyu Pompası; 58 m^3/h 1.18 bar; santrifüj dökme demir; 7.5 kW

    2 Ad. 33 m^3/h*1.5=50 m^3/h kapasitede
22. Döner Vakum Filtre Çıkışı Pompası; 1699 Nm^3/h 745 mbar vakum

    37443 kg/h; 1860 kg/m^3; 20 m^3/h
23. Jips Depolama Tankı; 20 m^3/h; 3 günlük 1500 m^3

24. Susuzlaştırma Tankı; 28.4 m^3

25. Jips Çamuru Pompası (Depolama Tankına); 288200 kg/h

    228 m^3/h*1.25=280 m^3/h

26. Kırıcı (Primer); 83 t/h max. 60 Micron; Hammermil

    160 kW

27. Döner Vakum Filtre Besleme Pompası: 280 m^3/h

28. Döner Vakum Filtre Besleme Tankı; 5 saatlik depo: 1000 m^3

29. Karıştırıcı; Absorbsiyon kolonu, sorbent hazırlama ve jips depolama üniteleri için toplam 8 adet 30 kW'lık karıştırıcı seçilir.

30. Döner Vakum Filtre Boşaltma Tankı: 30 m^3

31. Acil Durum Depolama Tankı; 1800 m^3

32. Acil Durum Depolama Pompası; 300 m^3/h kapasitede 2 adet

33. Jips Depolama Konveyör: 10 kW

34. Bant (Kırıcıya); 10 kW,w=0.60 m.

Tablo 5.11'de Islak Kireçtaşı Yöntemi için İlk Yatırım Maliyeti görülmektedir. Ekipman satınalma fiyatları [63, 77, 80] ve toplamının bir fonksiyonu olarak [63] toplam yatırım maliyeti bulunmuştur.

Tablo 5.11 : 210 MW'lik Tesis İçin 2000 kcal/kg Isıl Değere Sahip Kömür Kullanılan Durumda Ekipman Fiyatları

S.NO	EKİPMAN ADI	KAPASİTE	MİKTARI (Adet)	SATIN ALMA FİYATI ($)
1	Kireçtaşı Silosu	320 m^3	2	15 500
2	Besleme Bandı	w=0.6 m.	2	11 000
3	Bilyalı Değirmen	1185 kW	1	50 000
4	Siklon Ayırıcı	100 m^3/h	2	3 000
5	Değirmen Çıkış Tankı	20 m^3	1	2 500
6	Kireç Taşı Çamur Pompası	100 m^3/h	2	7 000
7	Damla tutucu yıkama suyu Tankı	10 m^3	1	3 000
8	Damla Tutucu Yıkama Suyu Pompası	50 m^3/h	2	6 000
9	Sorbent Besleme Tankı	1000 m^3/h	1	30 000
10	Sorbent Besleme Pompası	100 m^3/h	2	7 000
11	Scrubber Kolon Geri Besleme Pompası	950 kW	8	35 000
12	Scrubber	2500 m^3	1	3 500 000
13	İtici Fan	2400 kW	1	160 000
14	Oksidasyon Havası Üfleyici	1000 kW	2	500 000
15	Jips Çamuru Besleme Pompası	280 m^3/h	2	13 000
16	Baca Gazı Tekrar Isıtıcı	2500 m^2	1	160 000
17	Hidroksiklon	0.08 m^3/s	11	5000
18	Filtrat Pompası	160 m^3/h	2	9 500
19	Filtrat Tankı	1800 m^3/h	1	40 000
20	Döner Vakum filtre	15 m^2	1	220 000
21	Filtrat Suyu Pompası	60 m^3/h	2	6 000
22	Döner Vakum Filtre Çıkışı Pompası	745 mbar vakum	2	20 000
23	Jips Depolama Tankı	1500 m^3	1	34 000
24	Susuzlaştırma Tankı	30 m^3	1	4 000
25	Jips Çamuru Pompası (Depolama Tankına)	280 m^3/h	2	13 500
26	Kırıcı (Primer)	32 t/h	2	65 000
27	Döner Vakum Filtre Besleme Pompası	280 m/h	2	13 500
28	Döner Vakum Filtre Besleme Tankı	1000 m^3	1	30 000
29	Karıştırıcı	30 kW	8	40 000
30	Döner Vakum Filtre Boşaltma Tankı	30 m^3	1	4 000
31	Acil Durum Depolama Tankı	1800 m^3	1	40 000
32	Acil Durum Depolama Pompası	300 m^3/h	2	14 000
33	Jips Depolama Konveyör	10 kW	1	11 000
34	Konveyör Bant (Kırıcıya)	10 kW; w=0.6 m.	1	11 000
TOPLAM İLK YATIRIM MALİYETİ		9 185 200 $ *2.9*1.3 = **$34.6*10^6$ $**		

Tablo 5.12'de ise Bilgisayar Programı için temel alınan 210 MW'lık tesiste 2000 kcal/kg ve %2 Kükürt içeriğine sahip Islak Yöntem için işletme maliyeti sonuçları görülmektedir.

Tablo 5.12 : 210 MW Kapasitede ve %2 S Kömür Kullanılan Termik Santralde Islak Yöntem İçin Yıllık İşletme Maliyeti

	HARCAMA	MALİYET ($/yıl)
1.Elektrik	$82.4*10^6$ kWh/yıl	$6.59*10^6$
2.Sorbent	138 240 ton/yıl	$2.76*10^6$
3.Su	354 240 ton/yıl	354 240 $/yıl
4.İşçilik	32 adamyıl	307 200
5.Atık Bertaraf	237 600 ton/yıl	$1.9*10^6$
6.Bakım Onarım	0.06*İlk Yatırım	$2*10^6$
TOPLAM	**$13.9*10^6$ $/yıl**	

5.5.4. Islak yöntemde trona kullanılması

200 MW; Islak yöntem; trona için; %25; 2000 kcal/kg kömür

$$200MW * \frac{3600}{0,37} * \frac{1000kJ}{2000cal} * \frac{1}{4,18kJ} = 332768 \text{ kg/h kömür besleme}$$

~ 240 t/h kömür besleme yapılır.

240000 kg/h*[2000*(0.0013)+2.17] = 1144800 m^3/h baca gazı oluşur.

*1.1 ~ 1260000 Nm^3/h baca gazı oluşur

240*0.02=4.8 ton/h S ⟶ 9.6 ton/h SO_2 oluşur.=150 kmol/h SO_2

Stokiometrik oranın %5 fazlası trona kullanılırsa 15.5 kmol/h trona besleme

157.5 kmol/h*226 kg/kmol=35595 kg/h trona besleme yapılır

~ 36 ton/h ($Na_2CO_3NaHCO_3.2H_2O$)

%20’ lik çözelti kullanılacak olursa; 36 ton/h trona (%84’ lük 42.37 t/h)

+144 ton/h su +211.85

180 ton/h çözelti 254.2 t/h

Gmol,;=1260000 Nm^3/h*1.0 kg/m^3 / 30.3 kg/kmol=41553 kmol/h

Absorbsiyon faktörü 1.2 için (m=11.71 Benitez)

11.71*1.2=14.05

Kullanılacak çözelti debisi=41553*14.05*59.6 kg/kmol / 1220 kg/m^3

28521 m^3/h

1. Trona Silosu; 42370/2100=20.17 m^3/h 24h*7 günlük stok

3389 m^3 (%90 doluluk esasına göre)

14 günlük stok ~3700 m^3 kapasitede 2 adet tank

2. Pnömatik Trona Besleme; 11.8 kg/s trona besleme=0.0056 m^3/s

=20.17 m^3/h

1 günde 1 siloyu dolduracak sistem=154 m^2/h besleme gerekir.

154*2100=323750 kg/h=89.9 kg/s 2 adet

3. Konveyör Bant; 42.3 t/h=11.8 kg/s; 2 adet L=30 m. W=0.5 m.

(trona çözeltisi hazırlama tankına)

.Bilyalı Değirmen; 10 kg/s 60 mikron tanecik boyutuna öğütme

5.Değirmen Çıkış Tankı; 40 m^3; %65’ lik çözelti

6.Siklon Ayırıcı; çözelti 180 ton/h / 1220 kg/m^3 =154.2 m^3/h ~ 160 m^3/h

7.Trona Çamur Pompası; 154 m^3/h*1.1=170 m^3/h

8.Damla Tutucu Yıkama Suyu Tankı; 40 m^3

9. Damla Tutucu Yıkama Suyu Pompası; m^3/h 2 adet

10.Sorbent Besleme Tankı; 154 m^3/h*24 h*2 günlük stok=7392 m^3

%90’lık doluluk oranına göre 8200 m^3; 2 adet

11.Sorbent Besleme Pompası; 170 m^3/h kapasitede; 3 adet

12.Scrubber Kolon Geri Besleme Pompası; 28500 m^3/h çözelti debisini sağlamak için

4000 m^3/h kapasitede 8 adet pompa (1 yedek)

13.Scrubber; Absis= $14 * \frac{59}{30.3} * \sqrt{\frac{1.0}{1220}} = 0.78$

Ordinat=0.0279; $G_{sfr,i}$;0.297

$$A = \frac{G_{mol,i} * MW_G}{3600 * G_{sfr,i} * f} = \frac{41553 * 30.3}{3600 * 0.297 * 0.8} = 1471\,ft^2$$

D=38.3 ft=11.7 m.

H=12 ft+38.3*1.02+2.81=53.87 ft=16.4 ~ 17 m.

14.Oksidasyon havası üfleyici, oluşan Na_2SO_3; Na_2SO_4' a dönüştürmek için
157.5 kmol/h trona'nın %35' i Na_2SO_3' e, 65' i Na_2SO_4' a

%5 reaksiyona girmeyen trona olduğu kabul edilirse

157.5*0.3=47.25 kmol/h Na_2SO_3*126 kg/kmol=5953 kg/h

Gerekli O_2 miktarı 23.625 kmol/h (1/2* n_{Na2SO3}

Gerekli hava miktarı 23.625*5=118.125 kmol/h hava

= 3425 kg/h

Teorik miktarın 3 katı hava beslenirse 3425*3=10276 kg/h / 1.29 kg/m^3

=7966 m^3/h

~8000 m^3/h

15.İtici Fan; 43 mbar basınç düşüşü için 2200 kW kapasitede santrifüj ton

16.Baca Gazı Isı Değiştirici; $12*10^6$ kcal/h

17.Sodyum Sülfit Besleme Pompası;
(0.35+157.5*126+0.65*157.5*140+0.05*157.5*226)=23054 kg/h

23054 kg/h / 2500 kg/m^3 = 9.22 m^3/h

%25' lik çamur 9.22*4=36.88 m^3/h ~ 40 m^3/h 2 adet

18.Hidrosiklon; 11 adet: 40 m^3/h kapasitede

19.Filtrat Pompası; 40 m^3/h kapasitede 2 adet

20.Filtrat Tankı; 1 günlük stok, 40*24=960 ~ 1000 m^3

21.Döner Vakum Filtre; çıkış akımı=%65' lik çözelti

Giriş akımı=%25' lik çözelti; 40 m^3/h kapasitede

22.Döner Vakum Filtre Vakum Pompası; 745 mbar vakum

2 Ad. $P[kW]=\frac{\rho * g * Q * H}{3600 * \eta} = \frac{1.29 * 10^{-3} * 10 * 4000 * 775}{3600 * 0{,}75}$

(hava debisi 4000 m^3/h seçilirse) = 114.8*1.2=137.8 ~140 kW

23.Filtrat Suyu Pompası; 20 m^3/h çözelti, geri kalan 55 m^3/h su

Çamurun %20' si rutubette olduğu var sayılırsa 50 m^3/h su

60 m^3/h kapasitede 2 adet

24.Sodyum Sülfat Depolama Tankı; %20 rutubette çamur

9.22 m^3/h +5.53 m^3/h su=14.75 m^3/h *244*5 günlük stok

1800 m^3 kapasitede tank

25.Susuzlaştırma Tankı; 40 m^3/h ~~3 saat~~lik stok 120 m^3

26.Sülfat Çamuru Konveyör; depolama tankına; 1800 m^3' lük tank (H=22 m.)

L=30 m. W=0.5 m.

27.Döner Vakum Filtre Besleme Pompası; 40 m^3/h kapasitede 2 adet

28.Kırıcı; 36 ton/h=10 kg/s

29.Döner Vakum Filtre Besleme Tankı; 40 m^3/h *24 h*1 gün=960

~1000 m^3

30.Döner Vakum Filtre Boşaltma Tankı; 150 m^3

31.Karıştırıcı; absorbsyon kolonu (2), sorbent besleme tankı (2*2 ad.)

Değirmen çıkış tankı (1), döner vakum filtre besleme tankı (1)

8 adet 35 kW' lık

32.Su Depolama tankı 1000 m^3

33.Su Depolama Pompası; 60 m^3/h *2 adet (1 yedek)

34.Konveyör Bant; kırıcıya W=0.5 m.; L=15 m. 2 adet

Tablo 5.13'de 200 MW kurulu güç için trona kullanılan ıslak yöntemde farklı kükürt içeriklerine ait yatırım maliyeti verilmetedir (2000 kcal/kg). Tablo 5.14'te Trona Kullanılan Islak Yöntem İçin Yalın Modül ve Toplam Modül Maliyeti verilmektedir (200 MW; %2 S ve 2000 kcal/kg kömür için).

5.5.4.1. Trona Kullanılan Islak Yöntemde İşletme Maliyetlerinin Hesaplanması

Temel Durum; 200 MW, %2 S; 2000 kcal/kg için hesapalamalar şu şekildedir.

1. Elektrik; pompalar; su pompası; 40 m^3/h; 10m.; 2 kW

80 m^3/h; 25m.; 10 kW

60 m^3/h; 30m.; 8 kW

240 m^3h; 45m.; 50 kW

$$H = \frac{\Delta P}{g * \rho} + \Delta Z + \frac{\Delta v^2}{2\rho} + \sum h_f \qquad [73]. \qquad \textbf{(5.43)}$$

Depolar atmosfer basıncı altındadır.

Pompa verimi % 75 alınmıştır.

$\frac{\Delta v^2}{2g} = 0$ ve $\frac{\Delta P}{g * \rho} = 0$ kabul edilirse (emme ve basma tarafı boru çapları ve hızlar aynı, farkıda sıfır alınırsa)

$$H = \Delta Z + \sum H_f \qquad \textbf{(5.44)}$$

$$\sum h_f = f * \frac{L}{di} * \frac{V^2}{2g}$$

Tablo 5.13 : 200 MW Kurulu Güç ve Trona Kullanılan Islak Yöntem İçin Yatırım Maliyeti (2000 kcal/kg)

Ekipman Adı	%2 S		%3 S		%4 S	
	Kapasite	Satın almaFiyatı ($)	Kapasite	Satın almaFiyatı ($)	Kapasite	Satın almaFiyatı ($)
1.Trona Silosu	3700m^3*2	66 000	5000m^3*2	80 000*2	7500^3*2	115000*2
2.Pnömatik Torna Besleme	90kg/s*2	450000*2	135kg/s*2	600 000	180kg/s*2	750000*2
3.Konveyör bant (trona çözelti tankına)(42+/h)	L=40 m. W=0.5 m.	27 000*2	L=45 m. W=0.6 m.	30 000*2	L=50 m.*2 W=0.6 m.	32000*2
4.Bilyalı Değirmen	10 kg/s	50 000	15 kg/s	80 000	20 kg/s	100000
5.Değirmen Çıkış Tankı	40 m^3	4700	60 m^3	5800	80 m^3	6300
6.Siklon Ayırıcı	160 m^3/h	3500*10	240 m^3/h	4100*10	320 m^3/h	5000*10
7.Trona Çamur Pompası	170 m^3/h*2	10 000*2	250 m^3/h*2	12 000*2	340 m^3/h*2	18000*2
8.Damla Tutucu Yıkama Suyu Tankı	40 m^3	4700	60 m^3	5800	80 m^3	6300
9. Damla Tutucu Yıkama Suyu Pompası	40 m^3/h*2	5300*2	60 m^3/h*2	6000*2	80 m^3/h*2	7000*2
10.Sorbent Besleme Tankı	8200 m^3	128 000	12300 m^3	165000	8200 m^3*2	128000*2
11.Sorbent Besleme Pompası	170 m^3/h*2	10 000*2	250 m^3/h*2	12000*2	340 m^3/h*2	18000*2
12.Scrubber Kolon Geri Besleme Pompası	4000 m^3*8	32000*8	6000 m^3/h*8	45000*8	8000 m^3*8	60000*16
13. Scrubber (Sıyırıcı)	D=11.7 m.H=17 m.	3500000	D=11.7 m.	3500000	D=11.7 m.	3500000
14.Oksidasyon Havası Üfleyici	8000 m^3/h	220000	12000 m^3/h	320000	16000 m^3/h	450000
15.İtici Fan	2200 kW	154000	2200 kW	154000	2200 kW	154000
16.Baca Gazı Tekrar Isıtıcısı	12*10^6 kcal/h	350000	12*10^6 kcal/h	350000	12*10^6 kcal/h	350000
17.Sodyum Sülfit Besleme Pompası	40 m^3/h*2	5300*2	60 m^3/h*2	6000*2	80 m^3/h*2	7000*2
18.Hidrosiklon	40 m^3/h	1800*10	60 m^3/h	2100*10	80 m^3/h	2500*10

Tablo 5.13'un devamı

Ekipman Adı	%2 S		%3 S		%4 S	
	Kapasite	Satın almaFiyatı ($)	Kapasite	Satın almaFiyatı ($)	Kapasite	Satın almaFiyatı ($)
19.Filtrat Pompası	40 m^3/h*2	5300*2	60 m^3/h*2	6000*2	80 m^3/h*2	7000*2
20.Filtrat Tankı	1000 m^3	30000	1500 m^3	35000	2000 m^3	44000
21.Döner Vakum Filtre	40 m^3/h	388000	60 m^3/h	388000	80 m^3/h	388000
22. Döner Vakum Filtre Vakum Pompası	140 kW	20000	210 kW	24000	280 kW	31000
23.Filtrat Suyu Pompası	60 m^3/h*2	6000*2	90 m^3/h*2	7000*2	120 m^3/h*2	8000*2
24.Sülfat Depolama Tankı	1800 m^3	40 000	2700 m^3	54000	3600 m^3	63000
25.Susuzlaştırma Tankı	120 m^3	8000	180 m^3	10000	240 m^3	12500
26.Sülfat Çamuru Konveyör	L=30 m. W=0.6	23 000	L=35 m. W=0.6	26000	L=40 m. W=0.6	30000
27.Döner Vakum Filtre Besleme Pompası	40 m^3/h*2	5300*2	60 m^3/h*2	6000*2	80 m^3/h*2	7000*2
28.Kırıcı	10 kg/s	70 000	15 kg/s	80000	20 kg/s	100000
29.Döner Vakum Besleme Tankı	1000 m^3	30 000	1500 m^3	35000	2000 m^3	44000
30.Döner Vakum Boşaltma Tankı	150 m^3	10 000	225 m^3	11500	300 m^3	8400
31.Karıştırıcı	35 kW*8	40 000*8	75 kW*8	75000*8	75 kW*10	75000*10
32.Su Depolama Tankı (1 Günlük)	5000 m^3	80 000	7500 m^3	115000	10000 m^3	150000
33.Su Pompası	240 m^3/h*2	13500*2	360 m^3/h*2	12000*2	480 m^3/h*2	14000*2
34.Konveyör Bant (Kırıcıya)	L=20 m. 2 Ad.	15000*2	L=20 m. 2 Ad.	15000*2	L=20 m. 2 Ad.	15000*2
Yatırım Maliyeti ($)	$27.7*10^6$		$35.4*10^6$		$42.7*10^6$	

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{\frac{\pi * (di)^2}{4}} \quad \textbf{(5.45)}$$

$$\sum h_f = f * \frac{L}{di} \quad \textbf{(5.46)}$$

Torisferk tabanlı tankların cidar kalınlığı hesabı ;

İç basınç altındaki silindirik tankların eksenel ve dikey gerilmeler hesaba katılarak, tankın ortalama çapına göre et kalınlığı formülü şu şekildedir;

$$S_o = \frac{P * R * Ç}{2\gamma * \sigma_{em} + P} \quad \textbf{(5.47)}$$

Torisferik tabanlar için et kalınlığı formülü ise

$$S_o = \frac{P * R * Ç}{2\gamma * \sigma_{em}} \quad \textbf{(5.48)}$$

r/R oranının 0.06' dan küçük olması tercih edilir ve r/R=0.06 için C_s=1.77' dir

Kaynak dikiş faktörü emniyet katsayısı çift yönlü alın kaynakları için 0.7, tek yönlü alın ve bildirmeli kaynaklar için 0.65 olarak alınır. Kaynak kontrolünde radyografik muayene temel alınmışsa, emniyet katsayısının değeri 0.9-1 aralığında olabilir. Çünkü radyografik muayene sonucu zayıf bölgelerin yeniden kaynakla düzeltilmesi şansı doğar. Korozyon payı, korozyon ve erozyona karşı dayanabilen özel alaşımların kullanıldığı durumda ihmal edilebilir. Korozyon önlenmesi konusunda tam olarak emin olunmadığı durumlarda veya düşük korozif ortamlarda korozyon payı 2 mm olarak alınır. Ortam korozif ise korozyon payı 4 mm.'ye kadar çıkartılabilir. Tank imalatında kullanılan nominal kalınlıklı saçlar belirli bir tolerans payı içerir. Örneğin 7mm kalınlıklı saç için tolerans payı 0.29 mm' dir. Yani bu saçın et kalınlığı verilen nominal kalınlıktan 0.29 mm daha kalın veya daha ince olabilir. Daha kalın emniyeti arttırırken, daha ince olması emniyet sınırlarını zorlar. Teorik cidar kalınlığı (S_o) ve gerçek cidar kalınlığı (S) arasında aşağıdaki basit ilişki vardır.

Tablo 5.14 : Trona Kullanılan Islak Yöntem İçin Yalın Modül ve Toplam Modül Maliyeti(200 MW; %2 S ve 2000 kcal/kg Kömür İçin)

Ekipman	Satın Alma Fiyatı, C_P ($)	Yalın Modül Faktörü, F_{BM}	Yalın Modül Maliyeti, C_{BM} ($)	Toplam Modül Maliyeti, C_{TM} ($)	Kök Maliyet C_{GR} ($)
1. Trona Silosu	66000	1.9	125000	147500	210000
2. Pnömatik Kireç Besleme	900000*2	2.2	3960000	4672000	6652000
3. Konveyör Bant (Trona Çözelti Tankına)	27000*2	2.4	130000	153000	218000
4. Bilyalı Değirmen	50000	2.8	140000	165000	235000
5. Değirmen Çıkış Tankı	4700	1.9	9000	11000	15500
6. Siklon Ayırıcı	3500*10	3.0	105000	124000	176500
7. Trona Çamur Pompası	10000*2	3.0	60000	71000	101000
8. Damla Tutucu Yıkama Suyu Tankı	4700	1.9	9000	11000	15500
9. Damla Tutucu Yıkama Suyu Pompası	5300*2	3.0	31800	37500	53400
10. Sorbent Besleme Tankı	128000	1.9	243000	287000	408500
11. Sorbent Besleme Pompası	13000*2	3.0	78000	92000	131000
12. Scrubber Kolon Geri Besleme Pompası	40000*8	3.0	960000	1132000	1612000
13. Scrubber (Sıyırıcı)	35000000	2.2	7700000	9086000	12936000
14. Oksidasyon Havası Üfleyici	220000	2.5	550000	650000	925000
15. İtici Fan	154000	2.2	338000	398000	567000
16. Baca Gazı Tekrar Isıtıcı	350000	1.0	350000	413000	588000
17. Sodyum Sülfit Besleme Pompası	8000*2	3.0	48000	57000	81000
18. Hidrosiklon	1800*10	3.0	54000	64000	91000

Tablo 5.14'in devamı

Ekipman	Satın Alma Fiyatı, C_P ($)	Yalın Modül Faktörü, F_{BM}	Yalın Modül Maliyeti, C_{BM} ($)	Toplam Modül Maliyeti, C_{TM} ($)	Kök Maliyet C_{GR} ($)
19. Filtrat Pompası	8000*2	3.0	48000	57000	81000
20. Filtrat Tankı	39000	1.9	74000	87000	124000
21. Döner Vakum Filtre	388000	2.6	1008000	1190000	1694000
22. Döner Vakum Filtre Vakum Pompası	20000	3.0	60000	71000	101000
23. Filtrat Suyu Pompası	6000*2	3.0	36000	42000	60000
24. Jips Depolama Tankı	57000	1.9	108000	127000	181000
25. Susuzlaştırma Tankı	8000	1.9	15200	18000	25600
26. Jips Çamuru Konveyör	23000	2.4	55000	65000	92500
27. Döner Vakum Filtre Besleme Pompası	8000*2	3.0	48000	57000	81000
28. Kırıcı	70000	2.1	147000	173000	246500
29. Döner Vakum Filtre Besleme Tankı	44000	1.9	83600	98000	139800
30. Döner Vakum Filtre Boşaltma Tankı	10000	1.9	19000	22000	31500
31. Karıştırıcı	40000*8	2.0	640000	755000	1075000
32. Su Depolama Tankı	80000	1.9	152000	179000	255000
33. Su Depolama Pompası	13500*2	3.0	81000	95500	136000
34. Konveyör Bant (Kırıcıya)	15000*2	2.4	72000	85000	121000
Yatırım Maliyeti ($)	**7937000**		**17674320**	**20855320**	**29 692480**

$$S = \frac{S_o}{\gamma} + C_1 + C_2 \qquad \textbf{(5.49)}$$

Karbonlu çelik için çekme gerilimi 360 N/mm^2 ve 0-50 °C aralığındaki emniyet gerilmesi 135 N/mm^2, 200 °C için ise 105 N/mm^2 alınabilir [73].

Tank cidarının emniyetli olarak tam yüklere dayanabildiği maksimum gerilime değeri olan emniyet gerilmesi malzemenin üç farklı fiziksel özelliğinden yararlanılarak belirlenebilir. Bu özellikler kopma gerilmesi, akma gerilmesi veya belirgin bir akma noktası göstermeyen malzemeler için %0.2 kalıcı uzamaya neden olan gerilme ($\sigma_{0.2}$) temel alınarak hesaplanır.

Tasarım basıncı iç basınca ilave olarak hidrostatik basınç göz önüne alınarak hesaplanır.

Trona çözelti pompası; 170 m^3/; H= 55m.; 50kW; 4320 000 kWh/yıl

170 m^3/h; H= 20m.; 18 kW

sıyırıcı geri besleme pompaları; 4000m^3/h; H= 20m; 430kWx7 Adet

25804800 kWh/yıl

sodyum sülfit pompaları; 80m^3/h; h = 35m.; 15 kWx 2 Adet

1' i döner vak.filt.bes.tankına 259200 kWh/yıl

1' i döner vak.filtre' ye

Konveyör bant; (12 kg/s / 0.453)$^{0.82}$*(40m. / (0.3048))*0.00058=1.11 hp

(2 kW' lık motor seçilirse) 2kW x 3 Ad.x 24x360 = 51840 kW/ yıl

Bilyalı değirmen; 0.008*(10)/60x 10^6 = 1333 kW *24* 360

= 115 20 000 kW/ yıl

Pnömatik; (90kg/s / 0.453) $^{0.95}$* 10=1126 kW* 24 gün*24 h =

(ayda 2 tam gün yükleme için)=649966 kWh/yıl

Karıştırıcı; 35 kW * 8 = 280*24*360 =2419200 kWh/ yıl

Kırıcı; 10 kg /s; 2160 000 kWh/yıl

Fan; 2200 kW * 24 * 360 = 19 008 000 kWh/yıl

2. sorbent; 42.37 ton/h *24*360 = 366076 ton / yıl * 20 $/ton = 7 321 536 $/yıl

3. Su; ((211.85*0.20)+(Q/m* λ))*24*360=(42.37+(30.7*10^6/578))*24*360=824 860

= 824 860 $/yıl

4. İşçilik; 460 800 $/yıl

5. Bakım Onarım; TCI*0.06

6. Atık Bertaraf; 26.4 ton/h*24*360=228 096 ton/yıl*5 $/ton= 1 140 480 $/yıl

% 3 S için

1. Elk. Pompalar; su pompası; 60 m^3/h; H=10 m.; 3 kW

120 m^3/h; H=35 m.;19 kW

90 m^3/h; H=35 m.;14 kW

360 m^3/h; H=50m.;80 kW

1002240 kWh/yıl

Trona çözelti pompası;250 m^3/h; H=70 m.; 93 kW

250 m^3/h; H=20 m.; 26 kW

1 028160 kWh/yıl

Sıyırıcı geri besleme pompaları; 6000 m^3/h; H = 20 m.; 640

7 Ad.x 5529600 = 38707200 kW

Sodyum sülfit pompaları; 120 m^3/h; H = 35 m. 22 kW*2 adet

380 160 kW/yıl

Konveyör bant; (18 kg/s / 0.453) $^{0.82}$ *(45/ 0.3048)* 0.000 58 = 1.75

2 kW * 24*360*3Ad = 51840

Bilyalı değirmen; 15 kg/s * 0.008 / $60*10^{-6}$ = 2000 kW* 24 * 360

=17 280 000 kWh/yıl

Pnömatik sistem; (135kg/s ⁄ 0.453)$^{0.95}$*10 = 1692 kW* 2Ad *24*24

1949184 kWh/yıl

Karıştırıcı; 600 kW * 24 * 360= 5184 000 kWh / yıl

Kırıcı; 15 kg/s; 1/10 boyut küçültme oranı için; 375 kW

375x 24* 360= 3 240 000 kWh/yıl

Fan; 2200 kW x24*360 = 19 008 000 kWh/ yıl

Blover; 12 000 m^3/h; 540 kW * 24*360 = 4 665 600 kWh/yıl

2. Sorbent; 63. 55 ton/h*24*360=549 115 ton/yıl*20$/ton= 10 982 304 $/yıl

3. Su; 211. 85 ton/h * 0.20*24*360 + 53.1 ton/h*24*360

(%20 rutubette çamur + buharlaşan miktar)

366076 + 458784=824 860 ton/ yıl =824 860 ton/yıl

4. işçilik; . 460 800 $ /yıl top.Elk.; 119 784 960 kWh / yıl

= 9 582 796 $ /yıl

5. Bakım- Onarım; TCI * 0. 06

6. Atık- bertaraf; 582908 ton/yıl * 5$ / ton = 2914542 $/yıl

% 4 S

1. Elektrik; pompalar; su pompası; 80 m^3/ h; H= 15m.; 5 kW

Filtrat pomp; 160 m^3 / h H= 40m.; (filt.tankı 3000m^3. H=24.5 m)

29 kW

Filtrat suyu pom; 120m^3 /h; H=50m. (sor.bes.tankı 820 m^3; H=33 m)

26 kW

Su pompası 480m^3/h; H= 60 m. (su tankı 10 000

128 kW H=40 m .)

Trona çözelti pompası; 340 m^3/h; H = 50m. (sorb.bes.tankı 8200 m^3

90 kW * 2 Ad.

Sıyırıcı geri besleme pompaları;8000 m^3 H= 20 m.; 850 kW

Sodyum sülfit pompaları; 160 m^3 /h; H = 40 m.(dön.vak.bes.tankı H=24.5 m.)

(1' i döner vakum filtre besleme pompası)

(1' i hidrosiklon besleme pompası)

35 kW*2 adet

Pomp.elektrik toplam 54 112 320 kWh/yıl

Konveyör bant;(24 kg/s / 0.453) $^{0.82}$ (50 / 0.3048)*0.00058=2.5*1.2

=3 kW*3 Ad.

77 760 kWh/yıl

Bilyalı değirmen; 20 kg/s*0.008 / $60*10^6$ = 2666 kW *24*36

= 23040 000 kWh/yıl

Prömatik sistem; (180 kg/s / 0.453) $^{0.95}$*10 = 2945 kW*24*24

= 1696828 kWh/yıl

Karıştırıcı; 75 kW * 10 Ad.* 24 * 360 = 6480 000 kWh/yıl

Kırıcı; 20 kg/s; (1/10 boyut küçültme) ; 500 kW * 24* 360

= 4320 000 kWh/yıl

Fan; 2200 kW * 24 * 360 = 19 008 000 kWh/yıl

Blover; 16 000 m^3/h; 720 kW* 24 * 360 = 6 220 800 kWh/yıl

Topl.Elk .; 114 955 708 kWh/yıl *0.008 $/ kWh = 9 196456 $/ yıl

2.Sorbent; 85 ton/h*24*360 = 734 400 ton/yıl * 20 $ /ton = 14688000 $/yıl

3.Su; $\frac{1\,200\,000 * 0.24 * 80}{578.5}$ +52.8*0.20=(39.8 ton/h+10.56)*24*360

=435 110 ton/yıl =

buharlaşan %20 atıktaki su

4. işçilik; 576 000 $ /yıl

5. bakım onarım; TCI * 0.06 =

6. Atık Bertaraf; 52.8 ton/h* 24* 360 = 456 192 ton/yıl * 5 $/ton = 228096 $/yıl

5.6. Püskürtmeli Kurutma Yöntemi

Püskürtmeli kurutma ile defülfürizasyon aslında yarı-kuru sistemlerdendir. Çünkü sorbent halinde beslenmesine karşın kurutucu içersinde baca gazı ile temas ettikten sonra çıkış akımı olarak %1 nem içeren kuru $CaSO_4$ elde edilmektedir. Islak yönteme nazaran daha az korozyon olması ve kabuklaşma sorunlarının çok daha az olması ve kuru atık elde edilmesi bu yöntemin başlıca avantajları arasındadır. Bu yöntemlerde genellikle püskürtülen damlacık boyutuna göre ve reaksiyon kinetiği ile tespit edilen 5-12 saniye mertebelerindeki bekleme süresi kullanılmaktadır. Proseste kullanılan ekipman olarak ıslak yönteme benzemektedir. Ancak jips çamuru ve blover bulunmamaktadır [37, 57].

Püskürtmeli kurutma prosesi (partikül kontrolü içermeyen) 6-ana bölümden oluşur: hammadde depolama, besleme ünitesi, gaz hazırlama, SO_2 absorbsiyonu, püskürtmeli kurutucu katı depolama ve katı-taneciklerin geri-beslemesi. Hammadde depolama bölümü, hammaddenin kabulü, depolanması ve besleme ünitesine kirecin hazırlanmasından ibarettir. Gerekli ekipmanlar ise, kireç depolama için 30 gün depolama kapasiteli silo, besleme ünitesi için hazırlanan kirecin depolandığı 12 saat kapasiteli besleme silosu ve kirecin sevki için konveyörler ve asansör tertibatıdır [37].

Silolar betondan imal edilebilir olup, boyu çapının 1-1.5 katı kadardır. Depolama ihtiyacı maksimum silo boyutlarını (15 m çap, 22.5 m yükseklik) aştığında ilave silolar inşa edilebilir. Hammadde depolama alanının ilk yatırım maliyeti gerekli malzemeler ve kireç besleme tankı dahil ekipmanı kurmak için gerekli işçiliği kapsamaktadır.

Besleme hazırlama ünitesi taze kireç çamuru hazırlama ve atık çamur çevrim ekipmanından ibarettir. Kireç söndürme sonucunda maksimum 33 ton/saat kapasitede %20-25 katı içeren konsantrasyonda kireç hazırlayan bilyalı değirmen kullanılmaktadır. İhtiyaç duyulan ekipman ise kireç söndürme tankı, karıştırıcılar ve pompalardır. %10-20 arası çözelti konsantrasyonunda trona kullanıldığında %80 (Na/S=2 için) SO_2 giderme verimi sağlanmıştır [59]. Damlacık boyutu arttıkça SO_2 giderme verimi artmaktadır [81].

Gaz işleme ve depolama alanı baca gazı iletim borularını içermektedir. Yatırım maliyeti, giriş borusundan gaz depolama odacıklarına kadar olan boru donanımı ve bunun kurulması için gerekli işçilikten ibarettir.

SO_2 absorblama ünitesi püskürtmeli kurutma ekipmanını ihtiva eder. Bu da şu ekipmanları içerir; püskürtmeli kurutma cihazı, döner atomizer, besleme tankı ve besleme devresi boru donanımı. Gerekli püskürtmeli kurutucu sayısı sıyırmaya girecek gazın volumetrik akış debisine, püskürtmeli kurutucuda kalma süresi, ve de maksimum püskürtmeli kurutucu boyutuna bağlıdır (15 m çap ve 11 m yükseklik). Püskürtmeli kurutucu ısı kaybını önlemek amacıyla 100 mm kalınlığında cam yünü ve üzerine aluminyum malzeme ile kaplanmıştır.

Püskürtmeli kurutucu katı depolama alanı, partikül geri besleme silolarına tekrar kullanılmak üzere veya atık olarak depolama silolarına iletilmek üzere iletim ekipmanlarından oluşmaktadır.

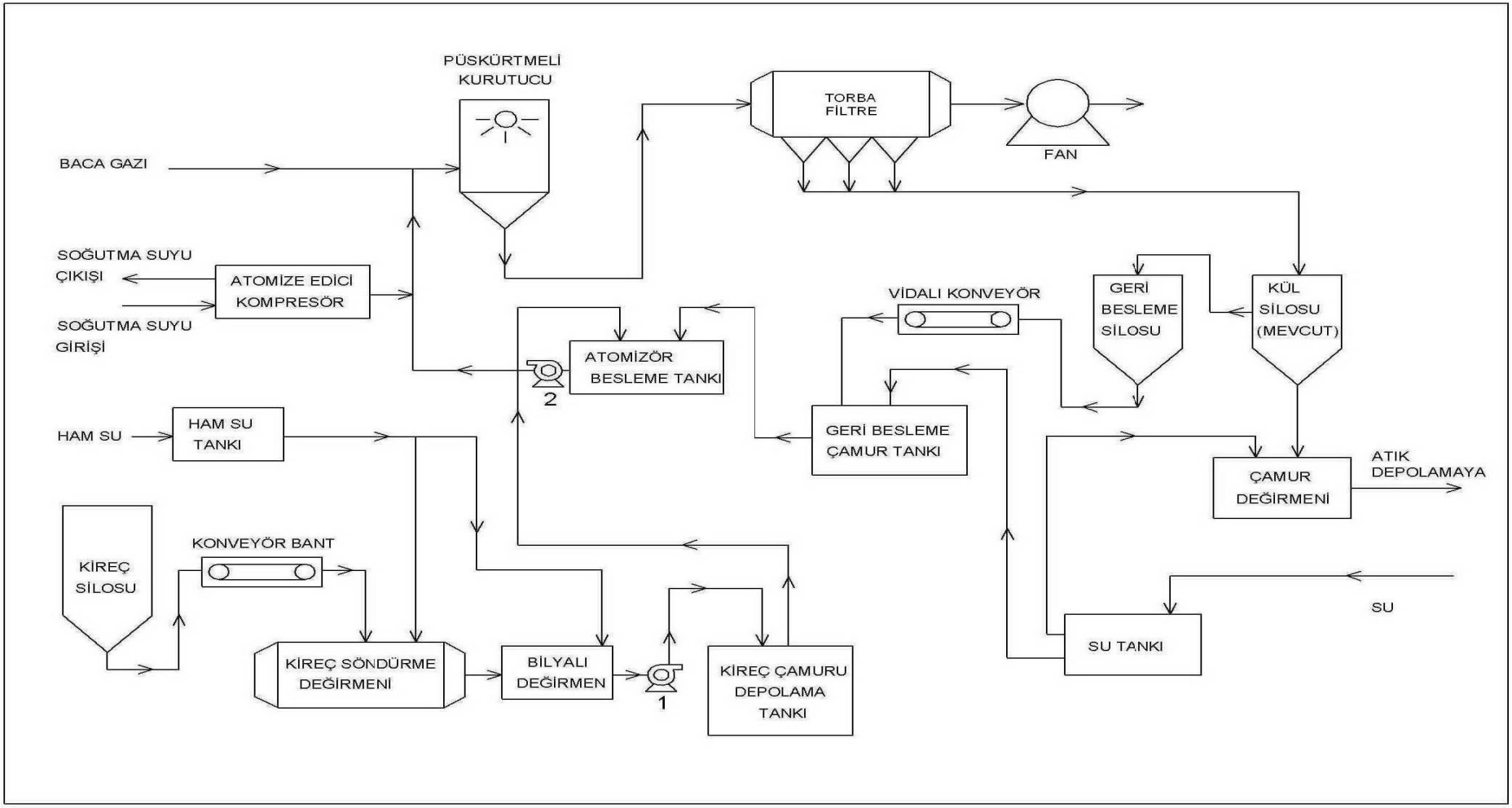
5.6.1. Fiziksel performans ve fiyatlandırma modelinin detayları

Kireç kullanılan püskürtmeli kurutma ticari olarak düşük kükürt içerikli kömürler için uygulansa da yüksek kükürt içeren kömürler için yeterli veri yoktur. Yüksek kükürt içeren durumlarda sorbent geri besleme gibi eklenen kireç ve su miktarını kısıtlayacağından ısı-dengesi sınırlayıcı faktördür. Püskürtmeli kurutucuya giriş sıcaklığı ile baca gazının doygunluk sıcaklığına yakınlaşma sıcaklığı arasındaki fark püskürtmeli kurutucuda buharlaştırılacak su miktarını belirlemektedir. Fazla miktarda su kullanılması durumunda gaz, doygunluk sıcaklığının altına soğuyacak, kabuklaşma ve korozyona sebebiyet verecektir.

Az miktarda su kullanılması halinde çamurun atomizasyonu zayıf olacağından az miktarda kireç uygulanmış olacaktır. Katkı maddeleri, özellikle de kloritler yüksek SO_2 giderme oranı için kısa vadeli testlerde başarıyla uygulanmıştır.

Mevcut tanecik kontrol cihazları, özellikle de yüksek-kükürt içerikli kömürler için püskürtmeli kurutmanın sonradan eklemeli baca gazı arıtma sistemi olarak kullanılmasını etkilemektedir. Torba filtreler ise sonradan ekleme sistemleri için uygundur ancak özellikle yüksek kükürt içerikli sistemlerde pek az boyler bu şekilde donatılmıştır.

Kireç kullanılan püskürtmeli kurutucular için maliyet faktörleri özel çevresel (mahal) koşullardan etkilenmektedir. Bu anahtar faktörler; hava ısıtıcı çıkış sıcaklığı, hava ısıtıcıdan çıkış ve püskürtmeli kurutucuya giriş arasındaki boru bağlantı mesafesi, kömürün kükürt içeriği ve püskürtmeli kurutma operasyonunda biriken taneciklerin depolandığı tanecik kontrol cihazının iyileştirilebilme olasılığı gibidir. Mevcut elektrostatik çöktürücünün kullanılabilmesi veya yeni bir torba filtre kurma konusunda kritik bir değerlendirme yapılabilir. Mevcut elektrostatik filtrenin kullanıldığı püskürtmeli kurutucuda yeni bir torba filtre, sonradan ekleme sistemin yatırım maliyetini yüzde 30-50 ve yıllık işletme maliyetini %25-40 arasında arttırmaktadır [37]. Şekil 5.5'te püskürtmeli kurutma yöntemi akım şeması ve ekipman yerleşimi görülmektedir.



Şekil 5.5 : Püskürtmeli Kurutucu Yöntemi İle Baca Gazı Arıtma Akım Şeması [68].

5.6.2. Püskürtmeli kurutma (EPA IAPCS modeli)

Püskürtmeli kurutma yöntemine ait EPA (Environmental Protection Agency) tarafından geliştirilmiş IAPCS (Integrated Air Pollution Control System) algoritması kullanılarak çeşitli kapasite, kükürt yüzdesi ve kömür ısıl değeri için ilk yatırım maliyeti ve işletme maliyeti hesaplanmıştır [42].

Temel Durum;

Kapasite: 500 MW

Boyler Isıtma Hızı: 10 000 Btu/h

Hava Fazlalık Katsayı: %20

Sıcak Gaz Sıcaklığı: 700 ˚F

Ilık Gaz Sıcaklığı: 300 ˚F

Kükürt Giderme Oranı: %97.5

Kül Giderme Oranı: %80

Absorber'e Giriş Sıcaklığı= 148 ˚C

Kömür ısıl değeri : 6500 kcal/kg

Kömür kükürt yüzdesi: %2

Stokiometrik Oran= 1.22

Absorber Sayısı= 3

Hava Fazlalık Katsayısı= %20

Temel Durum Sabit Sermaye Yatırımı (1000 $)= 9186.2 + (39.05*MW)

Maliyet Oranları;

Kükürt İçeriği= 0.81 + 0.097*S

Hava Fazlalık Katsayısı= 0.95 + (0.002*%Hava Fazlalık Katsayısı)

Kömürün Isıl Değeri= $842.53\ (HVC)^{-0.714975}$

Püskürtmeli Kurutucuya Giren Gaz Sıcaklığı= $0.45*(T_{in})^{0.142}$

Absorber Sayısı= 0.923 + (0.078*Absorber Sayısı)

İşletme Maliyetleri (Temel Durum);

1. Kireç Sarfiyatı= 88.000 ton/yıl*80$/ton=$7*10^6$ $/yıl
2. İşçilik= 61586 adamxsaat*4 $/saat=246.346 $/yıl
3. Su= 868.581 m^3/yıl*1 $/$m^3$ = 868.581 $/yıl
4. Elektrik= 29.050.468 kwh/yıl*0.08 $/kwh= 2.324.037 $/yıl
5. Yakıt= 187.655 lt/yıl 375.311 $/yıl

<u>İşletme Maliyeti Düzeltme Oranları:</u>

1. Kükürt Yüzdesi

   Kireç1= $1.756*10^{-2} + 0.491*S$

   Su1= 0964 + 0.018*S

   Elektrik1= $0.964\ e^{(0.019*S)}$

   Yakıt1= $0.583*e^{(0.319*S)}$

2. Hava Fazlalık Katsayısı

   Su2= $0.871*e^{0.006*HAVA}$

   Eletrik2= 0.932 + 0.003*HAVA

3. Isıl Değer

   Kireç2= $11871*KAL^{-0.999}$

   Su3= $12062.93*KAL^{-1.000}$

   Elektrik2= 9.64-0.916*ln(KAL)

   Yakıt2= $2.310*10^{-5}*(KAL)$

4. Kükürt Giderme Yüzdesi

   Kireç3= $0.143*e^{0.021(DES)}$

   Su4= $0.967*e^{3.63*10^{-4}(DES)}$

   Elektrik3= $0.955\ e^{4.75*10^{-4}(DES)}$

   Yakıt3= $0.539\ e^{-6.53*10^{-3}(DES)}$

5. Absorber Sayısı

   Elektrik4= 0.591 + 0.136*AB

İşletme Maliyeti Hesaplaması

1. Kireç Sarfiyatı= $7*10^6$ $/yıl*(Kireç1 * Kireç2 * Kireç3)
2. İşçilik= 246346 $/yıl
3. Su= 868581 $/yıl*(Su1 * Su2 * Su3 * Su4)
4. Elektrik= 2324037 $/yıl*(Elektrik1 * Elektrik2 * Elektrik3 * Elektrik4)
5. Yakıt= 375311 $/yıl*(Yakıt1 *Yakıt2 * Yakıt3)

Tablo 5.15'te Püskürtmeli Kurutma Yöntemine için çeşitli kapasite, kömür kükürt içeriği ve kömür ısıl değerine ait ilk yatırım maliyetleri verilmiştir. Tablo 5.16'da çeşitli kapasite ve kükürt içerikleri için püskürtmeli kurutma yöntemi yıllık işletme maliyeti gösterilmektedir.

5.6.3. Püskürtmeli Kurutma Yatırım maliyetinin Hesaplanması

200 MW Püskürtmeli Kurutma (Kireç); %2 S; 2000 kcal/kg temel durum için aşağıdaki şekilde hesaplanmaktadır.

240 ton/h kömür besleme; 1300000 Nm^3/h baca gazı

(5.3 m^3/kg kömür baca gazı) [5]

9.24 ton CaO besleme; %20' lik çözelti için; 12.2 ton/h $Ca(OH)_2$

48.8 ton/h su besleme

61 ton/h çözelti (sorbent)

1. Kireç Silosu; (CaO); 7 günlük stok*2 (14 günlük)

   8000 m^3 * 2 Ad. Silo 2' si 1 siloyu 10 saatte dol.

2. Besleme (Pnomatik) Siloya; L=20 m.9.24÷3600=2.56~3 kg/s (2 Ad.)
3. Sorbent besleme pompası; 61000÷1300=46.92~47 m^3/h*1.2=56.3

   ~ 60 m^3/h kapasitede 2 Ad. Pomp.

4. Sorbent besleme tankı; 47 m^3/h*24h*3 gün=3378~3500 m^3
5. Sorbent Geri besleme çamur pompası; (2 ve 4) (recyle ratio 1:1)

   60 m^3/h kapasitede 2 Ad. pompa

Tablo 5.15 : Çeşitli Kapasite ve Kükürt Yüzdeleri İçin Püskürtmeli Kurutma Yöntemi İlk Yatırım Maliyeti

	50 MW			100 MW			200 MW			600 MW		
	%2 S	%3 S	%4 S	%2 S	%3 S	%4 S	%2 S	%3 S	%4 S	%2 S	%3 S	%4 S
İlk Yatırım Maliyeti ($) (6500 kcal/kg Kömür İçin)	$11.1*10^6$	$12.2*10^6$	$13.3*10^6$	$13.1*10^6$	$14.4*10^6$	$15.6*10^6$	$17*10^6$	$18.7*10^6$	$20.3*10^6$	$32.6*10^6$	$35.8*10^6$	$39*10^6$
İlk Yatırım Maliyeti ($) (3000 kcal/kg Kömür İçin)	$26.8*10^6$	$32.3*10^6$	$38.3*10^6$	$35.2*10^6$	$38.1*10^6$	$45*10^6$	$41*10^6$	$49.5*10^6$	$58.6*10^6$	$78.5*10^6$	$94.9*10^6$	$112.6*10^6$

Tablo 5.16 : Çeşitli Kapasite ve Kükürt İçerikleri İçin Püskürtmeli Kurutma Yöntemi Yıllık İşletme Maliyeti ($/yıl)

	50 MW			100 MW			200 MW			600 MW		
	%2 S	%3 S	%4 S	%2 S	%3 S	%4 S	%2 S	%3 S	%4 S	%2 S	%3 S	%4 S
1.Elektrik	$2.42*10^6$	$2.46*10^6$	$2.51*10^6$	$2.54*10^6$	$2.59*10^6$	$2.64*10^6$	$2.81*10^6$	$2.86*10^6$	$2.92*10^6$	$4.2*10^6$	$4.28*10^6$	$4.36*10^6$
2.Sorbent	$2.3*10^6$	$3.4*10^6$	$4.5*10^6$	$4.6*10^6$	$6.8*10^6$	$9.1*10^6$	$9.3*10^6$	$13.8*10^6$	$18.4*10^6$	$28*10^6$	$41.7*10^6$	$55.4*10^6$
3. Su	320 071	325 833	331 594	640 144	651 667	663 189	$1.28*10^6$	$1.3*10^6$	$1.32*10^6$	$3.84*10^6$	$3.91*10^6$	$3.98*10^6$
4. Yakıt	466 652	700 000	970 637	490 578	735 867	$1.02*10^6$	$1.08*10^6$	$1.6*10^6$	$2.24*10^6$	$1.61*10^6$	$2.4*10^6$	$3.36*10^6$
TOPLAM	**$5.5*10^6$**	**$6.88*10^6$**	**$8.3*10^6$**	**$8.27*10^6$**	**$10.7*10^6$**	**$13.4*10^6$**	**$14.4*10^6$**	**$18.5*10^6$**	**$24.8*10^6$**	**$37.65*10^6$**	**$52.3*10^6$**	**$67.1*10^6$**

6. Püskürtmeli Kurutucu; $t_{res.}$=8s. 1300000 $Nm^3/h \div 3600$ s*8 s

=2888~3000 m^3

7. İtici Fan; Basınç düşüşü; 43 mbar kabul edilirse;

$$P[kW] = \frac{\rho * g * Q * h}{\eta} \cong 2200\,kW$$

8. Baca Gazı Tekrar Isıtıcı; Scrubber' a giriş öncesi baca gazı ile temas

Ettirilirse 70 ˚C ~90 ˚C' ⟶ ye çıkartılır. (Gaz 250 ^{0}C 200 ^{0}C)

$U \cong 30$ kcal/m^2h˚C alınırsa

$$Q=U*A*\Delta T_L=\dot{m}*C_{P*}\Delta T$$

$=0.24*1300000*(91-70)=50*A*$ $\Delta T_L=6.5*10^6$ kcal/h

ΔT_L=141.5 ˚C; A=918 m^2

5x5 kesitli kanal <u>36 m. uzunluk</u>

9. Isı Değiştirici; $12*10^6$ kcal/h kapasitede borulu (U) ısı değiştirici

10. Atık Depolama Tankı; 12.2 ton/h $Ca(OH)_2$ %90 SO_2 giderme verimi

%70 $CaSO_3$ + %30 $CaSO_4$

$$\frac{0,90}{1,1} * 12200\,kg/h \left[0,70\frac{129}{74} + 0,3 * \frac{172}{74} \right] = 19120\,kg/h$$

$$19120*24*7 \div 2500\frac{kg}{m^3} = 1284\ m^3 \sim 1300\ m^3$$ 2 Ad. silo

7 gün *2 (14 günlük stok)

11. Karıştırıcı: 3 kanatlı pervaneli karıştırıcı: Sorbent hazırlama tankına

Tank hacmi; 3500 m^3; Taban çapı= D=13 m.; H=26 m.

d_2/d_1=0.333; 0.333*13=4.33 m. Kanat çapı (2.66 metre çapında 2 adet karıştırıcı)

$W = 2\pi\eta$ = 6.28 rad/sn. (60 dev/dk.)

$P= C*p*d^5*W^3$

$$R_e = \frac{2,66^2 * 6.28}{4,76 * 10^{-6}} = 9.33 * 10^6 \rightarrow C = 0,0008$$; P=33 kW*2 adet

12. Konveyör bant; L=20 m.; W=0.5 m.; 19 ton/h kapasitede

(Atık depolama tankına)

13. Geri besleme çamur tankı; 3500 m^3 recycle ratio= 1:1

14. Ham su tankı; 48.8 ton/h su*24*5 gün=5850 m^3

15. Kireç söndürme değirmeni $CaO+H_2O \rightarrow Ca(OH)_2$

(Hidrate Konvejör bant) L=20 m. W=0.5 m.

9.24 ton/h CaO besleme= 165 kmol/h CaO+2.97 ton/h su besleme

~4 m^3/h kapasitede 2 Ad. Su pompası

16. Bilyalı Değirmen; 12.2 ton/h $Ca(OH)_2$+2.97 ton/h su besleme (4 m^3/h pomp)

Boyut küçültme oranı; ~100 Micron' a kadar tanecik boyutu

Partikül boyutu küçüldükçe desülfürizasyon verimi artmaktadır [82].

$$P[kw] = 0{,}008 * \frac{\dot{m}}{D_P} = \frac{2{,}56\ kg/s}{10 * 10^{-5}\ m.} * 0{,}008 = 205\ kW$$

17. Torba Filtre; 350 m^3/s kapasitede

18. Su Tankı (Geri Besleme Çamur Tankı için); 3000 m^3

19. Atomizör besleme tankı; ½ Sorbent tankı= 1800 m^3

20. Su pompası; (Sorbent hatırlama için) 60 m^3/h kapasitede 2 Ad.

21. Su pompası; (Geri besleme çamur tankı)= 60 m^3/h kapasitede 2 Ad.

22. Atomize edici kompresör; 61000 kg/h çözelti*0.5 $\frac{kg\ hava}{kg\ çözelti}$

= 30500 kg/h= 23650 m^3/h

$$P[kW] = 2.78.10^{-4} * 101.3 * 23650 * \ell n4 = 923\ kW$$ (atomize edici kompresör)

=1000 kW gücünde kompresör seçilir.

23. Konveyör Bant (Geri besleme çamur tankına)

(L= 20 m. W=0.50 m.)

Tablo 5.17'de kireç kullanılan (200 MW) üskürtmeli kurutma yöntemi için yatırım maliyeti verilmektedir. Tablo 5.18'de kireç kullanılan püskürtmeli kurutma yöntemi

için yalın modül ve toplam modül maliyeti (200 MW ısıl güç, %2 s ve 2000 kcal/kg kömür için) verilmektedir. Çeşitli kademelerde otomatik kontrol ekipmanları kullanılarak prosesin etkin kontrolü sağlanmaktadır. pH analizörü, sıcaklık, basınç, seviye ölçer vedebi ölçer sensörler ile kontrol sağlanmaktadır [84].

5.6.3.1. Püskürtmeli kurutma yöntemi (Kireç için) işletme maliyeti hesaplaması

200 MW kapasite ve %2 S içeren 2000 kcal/kg ısıl değere sahip kömür kullanılan durum için aşağıdaki şekilde işletme maliyeti hesaplanmaktadır.

1. Elektrik sarfiyatı; a) pnömatik sistemler; $P[hp]=10*\dot{m}^{0.95}$ [75]

$\dot{m}$: katı akış debisi (lb/s)

4 kg/s

katı akış hızı, 2 adet pnömatik kireç depolama sistemi

P=59 kW*1.2 lık depolama sistemi

Yıllık elk. Sarfiyatı=71*24*3600=1 226 000 kWh/yıl

b) Pompalar; 60 m^3/h kapasitede 5 adet pompa

3 adet çamur pompası, 2 adet su pompası

$$P[kW]=\frac{\rho*g*Q*h}{3600*\eta}=\frac{2.5*10*60*40}{3600*0,70}=23.75kW$$ [83]

9.5*1.2=28.5 kW kapasitede 3 adet pompa

11.5 kw kapasitede 2 adet pompa

(4 bar basınç ve 0.7 pompa verimi için)

935 712 kwh/yıl

c) fan; 1300000 Nm^3/h debi için 2200 kW' lık fan kullanılır.

$$P[kW]=\frac{1300000*1.29*10^{-3}*10*380m.}{3600*0.80}=2212kW$$

[50 mbar'lık basınç düşüşü ve 0.80' lik fan verimi için]

19 008 000 kWh/yıl

d) Karıştırıcı; 35 kW' lık 2 adet karıştırıcı (tank başına) kullanılırsa

35 kW*4*24*360=1 209 600 kWh/yıl

e) Konveyör bant; $P[hp]=0.00058*\dot{m}^{0.82}*L$

$\dot{m}$ =katı debisi (lb/s)

L=taşıma uzaklığı (ft)

Tablo 5.17 : 200 MW Püskürtmeli Kurutma Yöntemi, Kireç Kullanılan, (2000 kcal/kg Kömür için)

Ekipman Adı	%2 S		%3 S		%4 S	
	Kapasite	Satın alma fiyatı ($)	Kapasite	Satın alma fiyatı ($)	Kapasite	Satın alma fiyatı ($)
1. Kireç Silosu	800 m^3	52000	1200 m^3	65000	1600 m^3	80000
2. Pnömatik Kireç Besleme	4 kg/s*2	55000*2	6 kg/s*2	92000*2	8 kg/s*2	105000*2
3. Kireç Çamuru Pompası	60 m^3/h*4	10000*2	90 m^3/h*4	11500*4	120 m^3/h*4	13500*4
4. Sorbent Besleme Tankı	3500 m^3*2	68000*2	5200 m^3	90000	27000 m^3*2	121000
5. Sorbent Besleme Pompası	60 m^3/h*2	31000*2	90 m^3/h*2	34000*2	120 m^3/h*2	40000*2
6. Püskürtmeli Kurutucu	3000 m^3	1000000	3000 m^3	1000000	3000 m^3	1000000
7. İtici Fan	2200 kW	154000	2200 kW	154000	2200 kW	154000
8. Baca Gazı Tekrar Isıtıcı	30 m.kanal		30 m.		30 m.kanal	
9. Isı Değiştirici	$12*10^6 \frac{kcal}{h}$	350000	$12*10^6 \frac{kcal}{h}$	350000	$12*10^6 \frac{kcal}{h}$	350000
10. Atık Depolama Tankı	1300 m^3*2	35000*2	2000 m^3*2	47500*2	2600 m^3*2	57000*2
11. Karıştırıcı (Sorbent Tankı)	35 kw*4	46000*4	35 kw*2	46000*2	75 kw*4	92000*4
12. Konveyör Bant (Atık Depo)	L=20 m. W=0.50 m.	38000	L=20 m. W=0.50 m.	38000	L=20 m. W=0.50 m.	38000
13. Geri Besleme Çamur Tankı	3500 m^3	68000	5200 m^3	90000	7000 m^3	121000
14. Ham Su Tankı	5800 m^3	100000	8700 m^3	149000	5800*2 m^3	100000*2
15. Hidrate Konveyör	L=20 m. W=0.50 m.	38000	L=20 m. W=0.50 m.	38000	L=20 m. W=0.50 m.	38000
16. Bilyalı Değirmen	17 kg/s	51000	25 kg/s	80000	34 kg/s	100000
17. Torba Filtre	370 m^3/s	1354000	370 m^3/s	1354000	370 m^3/s	1354000
18. Su Tankı	3000 m^3	63000	4500 m^3	83000	6000 m^3	101000
19. Atomizör Besleme Tankı	1800 m^3	43000	2700 m^3	57000	3600 m^3	70000
20. Su Pompası	60 m^3/h*2	10000*2	90 m^3/h*2	11500*2	120 m^3/h*2	13500*2
21. Su Pompası	60 m^3/h*2	31000*2	90 m^3/h*2	11500*2	120 m^3/h*2	13500*2
22. Atomize Edici Komp.	1000 kw	1145000	1500 kW	1732000	2000 kW	2359000
23. Konveyör Bant (Geri Bes.Çam.Tankı)	L=20 m. W=0.50 m.	16000	L=20 m. W=0.50 m.	16000	L=20 m. W=0.50 m.	16000
Yatırım Maliyeti	$3.18*10^6*1.3+2.65*10^6*1.05$ $18.7*10^6$ $		$3.78*10^6*1.3+3.2*10^6*1.05$ $24*10^6$ $		$4.6*10^6*1.3+3.86*10^6*1.05$ $29*10^6$ $	

Tablo 5.18 : Kireç Kullanılan Püskürtmeli Kurutma Yöntemi İçin Yalın Modül ve Toplam Modül Maliyeti (200 MW Isıl Güç, %2 S ve 2000 kcal/kg Kömür İçin)

Ekipman	Satın Alma Fiyatı, C_P ($)	Yalın Modül Faktörü, F_{BM}	Yalın Modül Maliyeti, C_{BM} ($)	Toplam Modül Maliyeti, C_{TM} ($)	Kök Maliyet C_{GR} ($)
1. Kireç Silosu	28 000	1.9	53 000	62 500	89 000
2. Pnömatik Kireç Besleme	55 000*2	2.2	121 000	143 000	203 000
3. Kireç Çamuru Pompası	10 000*2	3.0	60 000	71 000	100 000
4. Sorbent Besleme Tankı	68 000	1.9	57 000	67 000	95 000
5. Sorbent Besleme Pompası	10 000*2	3.0	60 000	71 000	100 000
6. Püskürtmeli Kurutucu	1 000 000	2.7	2 700 000	3 186 000	4 536 000
7. İtici Fan	154 000	2.2	339 000	400 000	570 000
8. Isı Değiştirici	350 000	1.0	350 000	413 000	588 000
9. Atık Depolama Tankı	35 000*2	1.9	133 000	157 000	223 000
10. Karıştırıcı	40 000*4	2.0	320 000	377 000	537 000
11. Konveyör Bant (Atık Depo)	16 000*2	2.4	76 000	90 000	128 000
12. Geri Besleme Çamur Tankı	68 000	1.9	129 000	152 000	217 000
13. Ham Su Tankı	100 000	1.9	190 000	224 000	320 000
14. Hidrate Konveyör	16 000	2.4	38 000	45 000	64 000
15. Bilyalı Değirmen	51 000	2 8	142 000	168 000	240 000
16. Torba Filtre	1 350 000	2.2	2 970 000	3 504 000	4 900 000
17. Su Tankı	63 000	1.9	120 000	141 000	201 000
18. Atomizör Besleme Tankı	43 000	1.9	81 700	96 400	137 250
19. Su Pompası	10 000*4	3.0	120 000	141 000	201 000
20. Atomize Edici Komp.	550 000*2	2.5	2 750 000	3 245 000	4 600 000
21. Konveyör Bant (Geri Bes. Çam. Tankına)	16 000	2.4	38 000	45 000	64 000
Toplam Maliyet ($)	**4 859 000**		**10 847 000**	**12 800 000**	**18 223 000**

20 m.lik uzunluk ve 4 kg/s' lik debi için P[kW]=0.17 kw (0.5 kW' lık motor) 3 adet konveyör bant için 12960 kWh/yıl

f) Bilyalı değirmen; $P[kW]= 0.008* \frac{\dot{m}}{D_p}$

$\dot{m}$: katı akış debisi (kg/s)

D_p=tanecik çapı (m.)

$0.008 * \frac{17 kg/s}{100 * 10^{-6} m.}$ =13600 kW' lık motor (100 mikron tanecik boyutu için)

=11750000 kWh/yıl

g) kompresör; 0.5 kg hava/kg çözelti kullanılırsa

61 ton çözelti/h*0.5 kg hava/kg çözelti=30500 kg hava/h kapasiteli kompresör

$P=2.78*10^{-4}*(30\ 500/1.3)*101.3*\ell n4$=923 kW

(4 bar basınç için)

1000 kW*24*360=8 640 000 kWh/yıl

500 kW*24*360=4 320 000 kWh/yıl (geri besleme çözeltisi atomize edici kompresör için)

Toplam Elektrik sarfiyatı=47 102 272 kWh/yıl=3 768 181 $/yıl

2. Sorbent; 4.62 ton/h CaO beslemesi (stokiometrik oranın %10 fazlası)

4.62*24*360=39916 ton/yıl*80 $/ton=3 193 344 $/yıl

3. Su sarfiyatı; sorbent çözeltisi için su sarfiyatı; 48.8 ton/h su kullanılmaktadır.

(%20' lik çözelti hazırlama için)

Geri besleme çözelti hazırlama için (1:1 geri besleme oranı)

48.8 ton/h su kullanılır.

97.6 ton/h*24*360=843 264 ton/yıl=843 264 $/yıl

4. İşçilik; 4 işçi operatör, 4 işçi bakım-onarım personeli olmak üzere 1 (bir) vardiyada toplam 8 işçi çalışmaktadır. 3 vardiya esasına göre 4*8=32 işçi personel saat ücreti olarak 5$ (sigorta ve sosyal haklar dahil) alındığında yıllık 5*8*32*360=460 800 $/yıl

5. Bakım-onarım; ilk yatırım maliyetinin %6' sı alınırsa

$20*10^6$ $*0.06= 1 200 000 $/yıl

6. Atık Bertaraf; 165 300 ton/yıl*6 $/ton=991 802 $/yıl (Atığın tonu başına 6$' lık maliyeti)

5.6.4. Trona kullanılan püskürtmeli kurutma yöntemi

200MW; (Trona); Püskürtmeli Kurutma; 2000 kcal/kg; %2 S temel durumu için yatırım maliyeti aşağıdaki şekilde hesaplanmaktadır.

240 ton/h kömür besleme ~ 1300000 Nm^3/h baca gazı oluşur.

150 kmol/h*1.2=180 kmol/h trona= 40.68 ton/h trona besleme (%84 tenörlü trona kullanılırsa 40.68 /0.84=48.42 ton/h trona gereklidir)

%15'lik çözelti kullanılırsa; 274.38 ton/h su

\+ 48.42 ton/h trona

322.8 ton/h çözelti (%15'lik)

1. Trona Silosu; 40.68 ton/h*24 h*7 gün/2100 kg/m^3 = 3254 m^3 ~ 3500 m^3

   2 Ad. tank (14 günlük stok)

2. Besleme Bandı (siloya); L=20 m. W=0.50 m.

   2Ad. besleme bandı

3. Sorbent Besleme Pompası (tanka);322.8 ton/h ÷ 1225 kg/m^3=263.5 m^3/h~280 m^3/h

   3 Adet pompa

4. Sorbent Besleme Tankı; 263.5 m^3/h*24*2 gün ~ 12 648 m^3

   7000 m^3*2 Ad. tank

5. Sorbent Besleme Pompası; 280 m^3/h 2 Ad.

6. Püskürtmeli Kurutucu; 8s. Bekleme süresi=2844 ~ 3000 m^3

7. İtici Fan; Basınç Düşüşü; 43 mbar; $P[kW]=\frac{\rho * g * Q * h}{\eta}$

$$P=\frac{1.3*10^{-3}*10*1300000*330\text{m. gaz sütunu}}{0,75*3600}=2065 \sim 2200\ kW$$

8. Baca Gazı tekrar ısıtıcı; U ≅ 50 kcal/m^2h ºC alınırsa

$$Q = U * A * \Delta T_L = \dot{m} C_\rho \Delta T = 0,24*1300000*(91=70)$$

$$50 * A * \Delta T_L = 6.5*10^6 \text{ kcal/h}$$

300 ºC→200 ºC (sıcak baca gazı); $\Delta T_L = 162$ ºC

$A \cong 800\ m^2$ 5*5 kesitli 36 m. Uzunlukta kanal

9. Isı Değiştirici; $6*10^6$ kcal/h

10. Atık Depolama Tankı; %30 Na_2SO_3, %60 Na_2SO_4, %10 Na_2CO_3

$$\frac{0.90}{1.1} * 40.68 \text{ ton/h} * \left[0{,}30 * \frac{126}{226} + 0{,}60 * \frac{142}{226} + 0{,}1 * \frac{106}{226} \right] = 23{,}8 \text{ ton/h} \cong 24 \text{ ton/h}$$

7 günlük stok→V_{tank}=24 000 kg/h ÷ 2 500 kg/m^3 ~ 9.6 m^3/h

1612 ~ <u>1 700 m^3*2Ad.</u> (14 gün)

=3 500 m^3 1Ad. Depolama tankı

11. Karıştırıcı; d_2/d_1=0.333 V_{tank}:7 000 m^3 (2Ad. tank)

H=34 m.: D=16 m.; d_2=16*0.333=5.32

2 Ad. karıştırıcı (2+1 Ad. tank) → 6 Ad. karıştırıcı

d_2=2.9 m. olan 2 Ad. karıştırıcı/tank

P=75 kW

12. Konveyör Bant; (Siloya) L=20 m.; w=0.5; V=3 500 m^3 2 Adet silo

H=26 m D=13 m.

13. Geri Besleme Çamur Tankı; 3 500 m^3; (1:1 geri besleme)

14. Ham Su Tankı; 274.38 m^3/h su besleme

2 günlük stok; 7 500 m^3 2 Ad. tank

15. Bilyalı Değirmen; 13.45 kg/s ~ 14 kg/s kapasitede

16. Torba Filtre; 370 m^3/s gaz debisi

17. Su Tankı; 7 500 m^3* 2 adet Geri besleme tankı için

18. Atomizör Besleme Tankı; ½ sorbent tankı; 5 400 m^3

19 Su Pompası (Sorbent Hazırlama İçin); 240 m^3/h; 3 Ad.

20. Su Pompası (Geri Besleme Çamur Tankına); 240 m^3/h; 3 Ad.

21. Atomizör Edici Kompresör; 0.5 kg hava/kg çözelti*322.8 ton/h çözelti

$= 161\ 400\ kg/h \div 1.3\ kg/m^3 = 124\ 100\ m^3/h$

$P[kW] = 2.78.10^{-4} * 101.3 * 124100 * \ell n4 = 4\ 846\ kW$ (atomize edici kompresör)

2 423 kW' lık kompresör de geri besleme çözeltisi için seçilir

22. Konveyör Bant; Geri besleme sorbent tankına

L=20 m. W=0.50 m.

Tablo 5.19'da trona kullanılan (200 MW) püskürtmeli kurutma yöntemi, (2000 kcal/kg) için yatırım maliyeti verilmektedir. Tablo 5.20'de trona kullanılan püskürtmeli kurutma yöntemi için yalın modül ve toplam modül maliyeti (200 MW ısıl güç, %2 S ve 2000 kcal/kg kömür için) verilmektedir

Tablo 5.19 : 200 MW Püskürtmeli Kurutma Yöntemi, Trona Kullanılan, (2000 kcal/kg) Kömür İçin Yatırım Maliyeti

EKİPMAN ADI	%2 S		%3 S		%4 S	
	Kapasite	Satınalma Fiyatı ($)	Kapasite	Satınalma Fiyatı ($)	Kapasite	Satınalma Fiyatı ($)
1. Trona Silosu	4200 m^3*2	69000*2	5200 m^3*2	90000*2	7000 m^3*2	110000*2
2. Pnömatik Trona Besleme	96 kg/s*2	420000*2	144 kg/s*2	500000*2	192 kg/s*2	400000*4
3. Trona Çamuru Pompası	280 m^3/h*2	20000*2	420 m^3/h*2	24000*2	560 m^3/h*3	27000*3
4. Sorbent Besleme Tankı	7000 m^3*2	105000*2	7000 m^3*3	89000*3	10000 m^3*3	150000*3
5. Sorbent Besleme Pompası	280 m^3/h*4	31000*4	420 m^3/h*4	24000*4	560m^3/h*4	27000*4
6. Püskürtmeli Kurutucu	3000 m^3	1000000	3000 m^3	1000000	3000 m^3	1000000
7. İtici Fan	2200 kW	90000	2200 kW	154000	2200 kW	154000
8. Baca Gazı Tekrar Isıtıcı	36 m.		36 m.		36 m.	
9. Isı Değiştirici	12*10^6kcal/h	350000	12*10^6kcal/h	350000	12*10^6kcal/h	350000
10. Atık Depolama Tankı	3500 m^3	69000	5200 m^3	90000	7000 m^3	110000
11. Karıştırıcı (Sorbent Tankı)	75 kW*6	70000*6	75 kW*10	70000*10	75 kW*10	70000*10
12. Konveyör Bant (Atık Depo)	L=30 m. W=0.6 m.	20000	L=35 m. W=0.6 m.	28000	L=40 m. W=0.6 m.	30000
13. Geri Besleme Çamur Tankı	3500 m^3	69000	5200 m^3	90000	7000 m^3	110000
14. Ham Su Tankı (2 Günlük)	7500 m^3*2	113000*2	11000 m^3*2	157000*2	10000 m^3*3	150000*3
15. Bant Konveyör (Sorbent Bes. Tankına)	L=30 m. W=0.6m.	20000*2	L=35 m. W=0.6 m.	28000*2	L=40 m. W=0.6 m.	30000*2
16. Biyalı Değirmen	14 kg/s (1000 kW)	47000	21 kg/s	62000	28 kg/s	80000
17. Torba Filtre	370 m^3/s	1354000	370 m^3/s	1354000	370 m^3/s	1354000
18. Su Tankı	7500 m^3*2	113000*2	11000 m^3*2	157000*2	10000 m^3*3	150000*3
19. Atomizör Besleme Tankı	5400 m^3	90000	8000 m^3	130000	10000 m^3	150000
20. Su Pompası	240 m^3/h*3	19000*3	360 m^3/h*3	24000*3	480 m^3/h*3	27000*3
21. Su Pompası	240 m^3/h*3	19000*3	360 m^3/h*3	24000*3	480 m^3/h*3	27000*3
22. Atomizör Edici Komp.	4000 kW	1320000	6000 kW	1800000	8000 kW	2600000
23. Konveyör Bant (Geri Bes.Çam. Tankı)	L=30 m. W=0.6 m.	20000	L=35 m. W=0.6 m.	68000	L=40 m. W=0.6 m.	30000
Yatırm Maliyeti ($)		25.3*10^6		30.5*10^6		38.5*10^6

Tablo 5.20 : Trona Kullanılan Püskürtmeli Kurutma Yöntemi İçin Yalın Modül ve Toplam Modül Maliyeti (200 MW ısıl güç, %2 S ve 2000 kcal/kg kömür için)

Ekipman	Satın Alma Fiyatı, C_P ($)	Yalın Modül Faktörü, F_{BM}	Yalın Modül Maliyeti, C_{BM} ($)	Toplam Modül Maliyeti, C_{TM} ($)	Kök Maliyet C_{GR} ($)
1. Trona Silosu	69000	1.9	131000	155000	220500
2. Pnömatik Trona Besleme	42000*2	2.2	184000	217000	309000
3. Trona Çamuru Pompası	20000*2	3.0	120000	141000	201000
4. Sorbent Besleme Tankı	105000	1.9	200000	236000	336000
5. Sorbent Besleme Pompası	31000*2	3.0	186000	220000	313000
6. Püskürtmeli Kurutucu	1000000	2.7	2700000	3186000	4536000
7. İtici Fan	90000	2.2	198000	235000	332000
8. Isı Değiştirici	350000	1.0	350000	413000	588000
9. Atık Depolama Tankı	69000	1.9	131000	155000	220500
10. Karıştırıcı (6Ad)	70000*6	2.0	840000	1680000	2100000
11. Konveyör Bant (Atık Depo)	20000	2.4	48000	57000	81000
12. Geri Besleme Çamur Tankı	69000	1.9	131000	155000	220500
13. Ham Su Tankı	113000	1.9	215000	253000	360000
14. Bant Konveyör	20000	2.4	48000	57000	81000
15. Bilyalı Değirmen	42000	2.8	118000	140000	199000
16. Torba Filtre	1315000	2.2	1350000	1600000	2275000
17. Su Tankı	113000	1.9	215000	253000	360000
18. Atomizör Besleme Tankı	90000	1.9	171000	201000	286500
19. Su Pompası (4 Ad)	19000	3.0	57000	67000	96000
20. Atomize Edici Komp.	1320000	2.5	3300000	3900000	5550000
21. Konveyör Bant (Geri Bes. Çam. Tankına)	20000	2.4	48000	57000	81000
Toplam Maliyet ($)	***5 430 000***		***12 281 000***	***14 491 000***	***20 631 500***

5.6.4 Trona kullanılan püskürtmeli kurutma yöntemi için işletme maliyetinin hesaplanması

200 MW %2 S ve 2000 kcal/kg kömür kullanılan temel durum için işletme maliyetleri aşağıdaki şekilde hesaplanmaktadır.

1. Elektrik; konveyör bant: 48.42 ton/h=13.45 kg/s~ 14 kg/s

   2 kW*24*360 $\Rightarrow$ 2 Adet = 34560 kWh/yıl

   Pnömatik; $(96\,\text{kg/s}/0.453)^{0,95} * 10 = 1\,210\,\text{kW}*24*24$

   = 696 920 kWh/yıl

   Pompalar; 280 m^3/h→40 kW→4Ad.→1 382 400 kWh/yıl

   Fan;200 kW→19 008 000 kWh/yıl

   Karıştırıcı; 75 kW*6=450 kW*24*360=3 888 000 kWh/yıl

   Kompresör; (4 800+1 200) kW*24*360=5 184 000 kWh/yıl

   Bilya; 9 676 800 kWh/yıl (100 mikron tanecik boyutu için)

   Toplam Elektrik; 114 531 880 kWh/yıl*0.08 $/kWh=9 162 550 $/yıl
2. Sorbent; 48.42 ton/h*24*360=418 348 ton/yıl*20 $/ton=8 366 976 $/yıl
3. Su; 274.38 ton/h*1.5*24*360=3 555 964 ton/yıl*2= 3 555 964 $/yıl
4. İşçilik; 460 800 $/yıl
5. Bakım Onarım; TCI*0.06
6. Atık Bertaraf; 25.92 ton/h*24*360=223 948 ton/yıl= 1 343 692 $/yıl

%3 S için

1. Elektrik; Kon. Bant; 4 ad.$(30/0.3048)*18/0.453)^{0.82}$*0.00058

   = 1.17*1.2*1.5=2.1 kW ~ 3 kW

   72 728 kWh/yıl

   Pnömatik; 144 kg/s ~ 1 778 kW*24*24= 1 036 800 kWh/yıl

   Pompalar; 360 m^3/h*2 Ad.=53.1 kW ~ 60 kW*24*360*2

   420 m^3/h*2 adet= 70 kW*24*360

2 246 400 kWh/yıl

Fan; 19 008 000 kWh/yıl

Karıştırıcı; 750 kW*24*360=6 480 000 kWh/yıl

Kompresör; 7 200 kW+1 800=9000 kW*24*360

= 77 760 000 kWh/yıl

Bilya; 1 680 kW*24*360= 14 515 200 kWh/yıl

2. Sorbent; 72.63 ton/h*24*360=627 523 ton/yıl*20 $/ton=12 550 464 $/yıl
3. Su; 411.57 ton/h*24*360*1.5= 5 333 947 $/yıl
4. İşçilik; 460 800 $/yıl
5. Bakım-Onarım; TCI*0.06
6. Atık Bertaraf; 38.88 ton/h*24*360=335 923 ton/yıl*6 $/ton

= 2 015 539 $/yıl

%4 S için

1. Elektrik;

Pnömatik; $(192\ kg/s / 0.453)^{0.95}*10$=2 337 kW= 2337 kW*24*24

= 1 346 112 kWh/yıl

Konveyör bant; $(40/0{,}3048)(96.84 ton/h * \frac{1000}{3600})0.00058 = 1.88/1.34 \Rightarrow 3\,kW$

4 Adet→103 680 kWh/yıl

Pompalar; 480 m^3/h→70.8 kW ~ 75 kW*2Adet = 1 296 000 kWh/yıl

560 m^3/h ~ 82.6 kW~ 90 kW*2 adet=1 555 200 kWh/yıl

Fan; 19 008 000 kWh/yıl

Karıştırıcı; 75 kW*10 Adet*24*360=6 480 000 kWh/yıl

Kompresör; (8000 kW+2000 kW)*24*360 = 86 400 000 kWh/yıl

Bilya; 28 kg/s*0.008/100*10^{-6}=2 240 kW $\Rightarrow$ 19 353 600 kWh/yıl

Top. Elk.= 135 438 912 kWh/yıl*0.08 $/kWh= 10 835 112 $/yıl

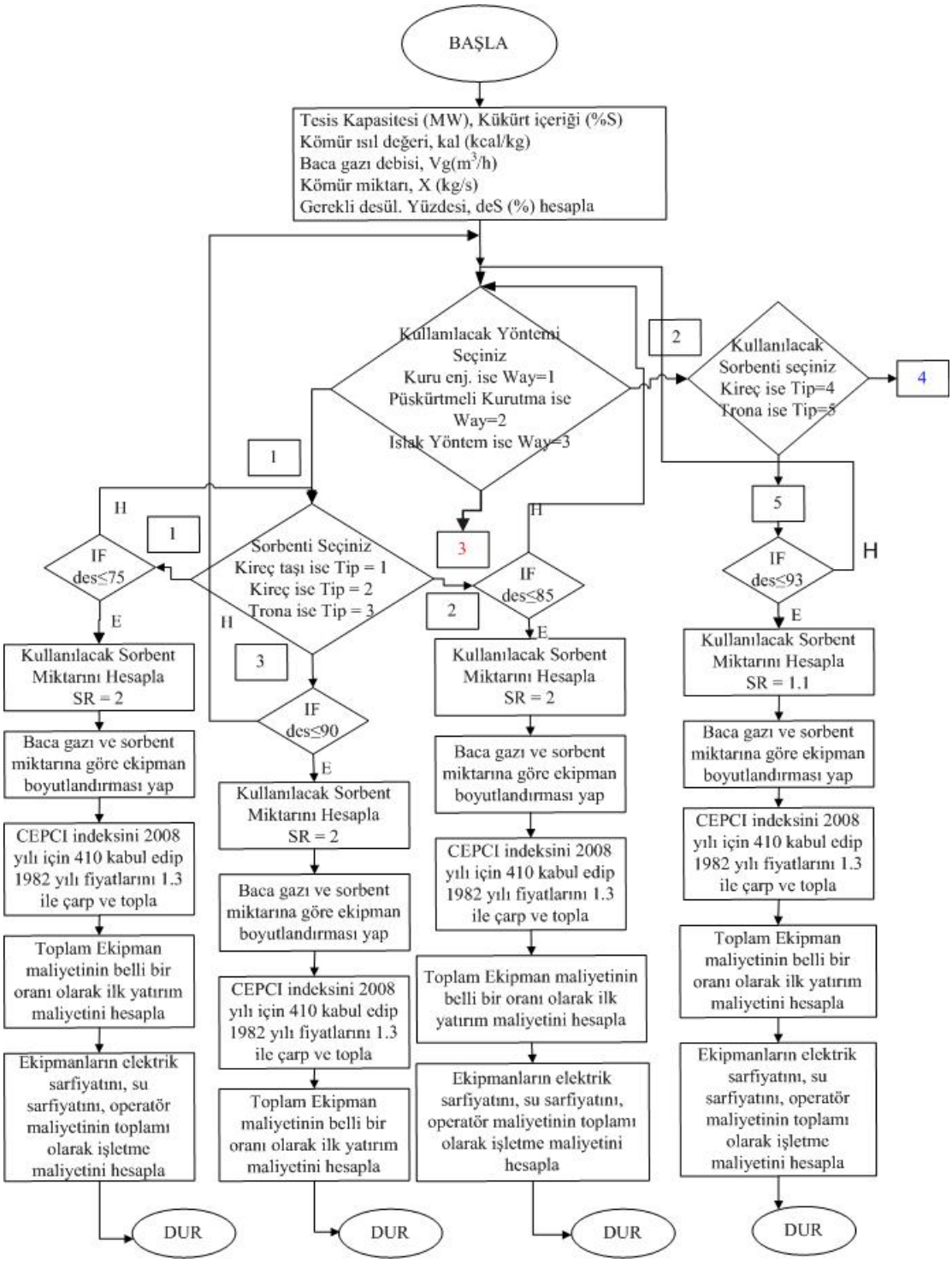
2. Sorbent; 96.84 ton/h*24*360=836 697 ton/yıl*20 $/ton = 16 733 952 $/yıl
3. Su; 823 ton/h*24*360*1.5=7 110 720 ton/yıl = 7 110 720 $/yıl
4. İşçilik; 460 800 $/yıl
5. Bakım-Onarım; TCI*0.06
6. Atık Bertaraf; 51.84 ton/h*24*360= 447 897 ton/yıl*6$/ton = 2 687 385 $/yıl

5.7. Yatırım ve İşletme Maliyeti Bilgisayar Programı

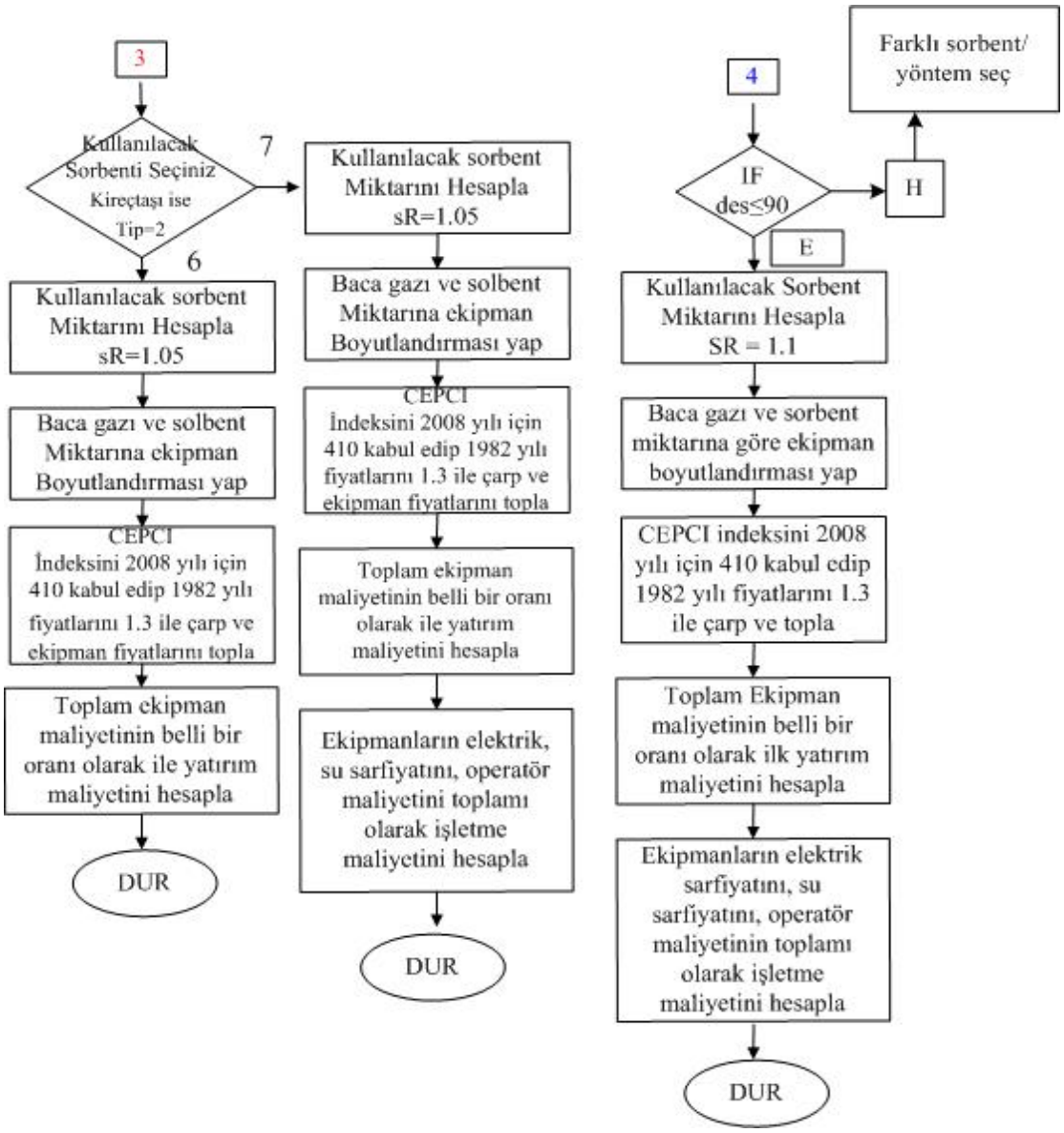
Baca gazı desülfürizasyon yöntemleri arasında ekonomik açıdan değerlendirme yapmak amacıyla kuru enjeksiyon yöntemi ve püskürtmeli kurutma yöntemi için ilk yatırım maliyetini hesaplayan bu bilgisayar programı tesis kapasitesi, kömürün ısıl değeri ve kükürt içeriğini ve kullanılacak sorbent çeşidini değişken olarak kabul etmekte ve bu değişkenlerin kullanıcı tarafından girilmesi gerekmektedir. Program değişkenlere bağlı olarak kullanılacak kömür miktarını (ton/h), açığa çıkacak baca gazı debisini (m^3/h), baca gazı SO_2 konsantrasyonunu (mg/m^3), gerekli SO_2 giderme yüzdesi (%) ve arıtma için gerekli sorbent miktarını (ton/h) hesaplamaktadır. Bu verilerden hareketle enerji dengesi ve kütle akışından baca gazı rutubetlendirme suyu debisi ve pompa kapasitesi, sorbent depolama tankı kapasitesi, pnömatik kireç besleme sistemi kapasitesi (kW) tespit edilerek bu kapasitelerdeki ekipmanların fiyatları tespit edilmiştir. Kuru enjeksiyon yönteminde temel durum için 100 MW kapasite, 2000 kcal/kg ısıl değer ve %2 kükürt içeriğine sahip kömür kullanan termik santral seçilmiştir. Program, bu tesis için bulunan ekipman kapasitelerine ve fiyatlarından faydalanarak her bir cihaz için üs faktörü kullanılarak farklı kapasiteler için ekipman satınalma fiyatlarını hesaplamaktadır. Ekipman satınalma fiyatlarının toplamından faydalanarak direk maliyetler (enstrüman, boru donanımı, elektrik tesisatı vs.) ile endirek maliyetlerini (kurma maliyeti, mühendislik harcamaları vs.) hesaplamaktadır. Turbo pascal programlama dilinde yazılan yazılım ile linyitin kükürt içeriğinin %75 oranında SO_2'ye dönüşmesi kabulüne göre gerekli desülfürizasyon verimi ve sorbent miktarı hesaplanabilmektedir [85, 86]. Ekipman boyutlandırma tasarım prosedüründe ise kömür kükürt yüzdesi salınım/değişimlerine karşı emniyet faktörü gibi kükürdün tamamının SO_2'ye dönüştüğü varsayılmış ve ekipmanların kapasite ve kükürt yüzdesi kapasitelerinin değişimi bulunmuştur.

Şekil 5.6'te bilgisayar programına ait algoritma görünmektedir. EK'lerde çeşitli kapasite ve kükürt değerleri için bilgisayar programı çıktıları verilmiştir.

5.7.1. Algoritma



Şekil 5.6 : İlk Yatırım Maliyeti Ve İşletme Maliyeti Hesaplama Yöntemine Ait Algoritma



Şekil 5.6 Devamıdır

Yukarıda algoritması verilen bilgisayar programı için kullanılan hesaplamalarda yapılan kabuller şu şekildedir:

Kuru Enjeksiyon Yöntemi;

1. Adyabatik doygunluk sıcaklığına yakınlık= 40 ˚C Sabit alındı.
2. Stokiometrik oranının 2 katı sorbent besleme
3. Gaz debisi basınç düşüşü 0.043 bar= 43 mbar (Gaz kanalları)
4. Kireç/Kireçtaşı silosu 6 günlük stokx2 (2 Ad. Silo)
5. Su tankı (5 günlük stok); Termal Verim %37; Hava Fazlalık Katsayısı %40
6. Kireçtaşı yoğunluğu sabit 2500 kg/m^3= kireç yoğunluğu

7. Pompa ve elektrik motorları verimi; η=0.70

8. Kül silosu yeni tasarım (mevcut termik santraldeki de kullanılabilir)

9. Yakma için hava fazlalık katsayısı: sabit %40

10. Külün yoğunluğu $CaCO_3$ kullanıldığında 2800 kg/m^3 (katı atığın yaklaşık yarısının sorbent partikülleri olduğu) $\rho \cong 2500$ kg/m^3

11. Baca gazı debisi kuru bazda alınmıştır.Gaz çıkış sıcaklığı 70 °C alınmıştır.

12. Fiyatlandırma karbonlu çelik malzeme için yapılmıştır.

13. Elektrik, su maliyetleri sabit ve sırasıyla 8 cent/kWh ve 1 $/m³ alınmıştır.

14. %84 saflıkta trona kullanıldığı kabul edilmiştir.

15. Programda ekipmanların MW ve %S ile değişmelerine göre üs faktörleri kullanılarak satınalma fiyatları bulunmuştur [63]. Programda bu ekipmanların bulunan kapasite ve kükürt yüzdesi ile değişim fonksiyonları kullanılmıştır.

Islak Yöntem;

1. Atık gazın fiziksel özellikleri havanın fiziksel özelliklerine yakın kabul edilir (μ, ρ)

2. Atık gazın ideal gaz gibi ve çözelti (arıtıcı)' nin ideal çözelti gibi davrandığı kabul edilir.

3. Absorbsiyon prosesindeki ısı etkileri mevcut kirletici konsantrasyonları için minimum kabul edilir.

4. Absorbsiyon operasyonunda prosesin reaksiyon kontrollü değil, absorbsiyon kontrollüdür (Kimyasal Reaksiyon daha hızlıdır, yavaş adım, absorbsiyon)

5. Giriş ve çıkış gaz akımlarında rutubet farkı ihmal edilebilir düzeyde $G_i \cong G_o$

6. Operasyon doğrusu olarak deniz suyu verileri kabul edilmiştir.

7. Sorbent Sarfiyatı %100 CaCO3 olarak hesaplanmıştır.

8. Ca/S=1.05 için %95 SO_2 giderme verimi temel alınmıştır.

9. Kireçtaşı yoğunluğu ortalama 2500 kg/ m³ alınmıştır.

10. Termik Santral %100 yükte çalışma durumuna göre hesaplamalar yapılmıştır.

Püskürtmeli Kurutma Yöntemi;

1. Gaz bekleme süresi 8 saniye olarak alındı.
2. Stokiyometrik oran kireç için 1.1, trona için 1.2 alınmıştır.
3. Kullanılan sorbentlerin 100 mikron boyutunda temin edildiği kabul edilmiştir.
4. Kireç için %90, Trona için %93 SO2 giderme verimi alınmıştır.
5. Termik Santralin %100 yükte çalıştığı kabul edilmiştir.

5.8. Prosesin Maliyet Fonksiyonu Modelinin Oluşturulması

Tasarımı ve uygulaması göz önüne alınan baca atıklarını önlemeye yönelik bir "proses"in maliyet fonksiyonu (PMF)

$$PMF=SM + DM.n \quad \textbf{(5.50)}$$

Şeklinde oluşturulabilir. Burada SM sabit maliyet bileşenini, DM ise değişken maliyet bileşenini göstermektedir [15].

SM bileşeni içinde;

- Yıllık faiz oranı [%],
- Yıllık amortisman oranı [%],
- Yıllık bakım-onarım tutarı,
- Satınalma, kurma\montaj bedelinin içindeki (yıllık) bedel,

DM bileşeni içinde de;

- Gerekli su tüketimi [m^3/saat],
- Gerekli katkı maddesi tüketimi [ton/saat],
- Gerekli elektrik gücü [kW,MW],
- Gerekli yükleme/boşaltma miktarı [m^3/saat],

yer almaktadır. Burada yıllık bakım-onarım ve faiz oranlarının sabit olduğu, amortismanın da lineer (sabit) olarak dikkate alındığı (ekonomik ömrü boyuna her yıl eşit miktarlarda pay ayrıldığı) kabul edilmiştir. n, santralın yüklenme oranıdır; tam yük altında n=1.0 alınacaktır.

5.8.1. Prosesin santralde üretilen elektrik enerjisinin birim maliyeti üzerine etkisi

Santralde üretilen dönemlik (yıllık) elektrik enerjisinin birim fiyatı f_e [TL/kWh] çeşitli faktörlere bağlı olarak hesap edilir; bu değer, "proses" maliyetinin de dikkate alınmasıyla değişikliğe uğrayacaktır. Prosesin birim güç (santral gücü) için maliyeti

$$a_p = \frac{\text{Prosesin} - \text{b}aslangic\text{ - maliyet(PBM)}}{\text{Santralin} - \text{gücü[kW]}} \text{ [TL/kW]} \qquad \textbf{(5.51)}$$

ve dönemlik h [saat] süresince, sabit ve değişken maliyetlerin üniform yayıldığı kabulü altında, birim enerji için maliyet

$$f_p = \frac{a_p k_p}{h} + (\text{DM})\text{fonk}\{n, \lambda_p\} \qquad \textbf{(5.52)}$$

olarak yazılabilir.

Burada:

k_p: Yıllık faiz, amortisman, bakım vb. yüzdesi

l_p: Proses için gerekli katkı maliyetinin birim miktarları ile birim fiyatlarının çarpımından oluşan maliyet ile dönemlik enerjinin maliyeti fonk. {.}: Fonksiyon

anlamında kullanılmıştır [15].

Sonuçta santralin minimum enerji maliyeti

$$f_a = f_e + f_p \text{ [TL/kWh]} \qquad \textbf{(5.53)}$$

değerini alacaktır.

5.8.2. Prosesin maliyetinin ekonomik ömür boyunca güncelleştirilmesi

Prosesin maliyetinin güncelleştirilmesi veya referans noktasına indirgenmesi:

- Farklı tür ve tasarımların ekonomik karşılaştırılması ve karar verme,
- Öngörülen modelin bugünkü ve gelecekteki değerinin ölçülebilmesi,

bakımından gerekli görülebilir.

Aşağıda mühendislik ekonomisinden bilinen "şimdiki değer yöntemi", "yıllık değer yöntemi" ve "gelecek değer yöntemi" prosesin başlangıç maliyetine uyarlanmıştır.

"şimdiki değer yöntemi" ile güncelleştirilmiş proses maliyeti

$$M_{pl} = \sum_{t=0}^{N} (PBM)\, fonk.\{t\}.(1+i)^{-t} \qquad \textbf{(5.54)}$$

yazılabilir. N prosesin ekonomik ömrü [yıl] ve i yıllık (düzgün) faiz oranıdır [%].

Fonk.{t} t zaman dilimine karşılık düşmektedir. "yıllık değer yöntemi" yardımıyla da prosesin maliyeti

$$M_{p2} = (PBM)[\frac{i(1+i)^{N}}{(1+i)^{N} \quad 1}] + DM/yıl \qquad \textbf{(5.55)}$$

$$M_{p3} = (PBM)(1+i)^{N} + (DM/yıl)[\frac{(1+i)^{N} - 1}{i}] \qquad \textbf{(5.56)}$$

ifadeleri yazılabilecektir.

(5.45), (5.46) ve (5.47) bağlantıları yardımıyla alternatif modellerin değerlendirilmesi ve ekonomik anlamda durum kestirimi mümkün olabilecektir.

Bu analizde, prosesin ekonomik ömrü sonunda "hurda değeri" pratik olarak sıfır kabul edilmiştir. Diğer taraftan N süreci boyunca faizin aynı kaldığı düşünülmüştür; faizin farklılık göstermesi halinde her yıl için ayrı hesap yapılması ve toplamın alınması gerekmektedir. Faizin yanı sıra yatırımların ekonomik değerlendirilmesinde önemli olan enflasyonun da göz önüne alınması durumunda "yıllık enflasyon oranı e [%]" hesaplara yansıtılabilir[15].

5.8.3. Prosesin devreye alınmasıyla elde edilen ekonomik kazanımın analizi

Bacadan çıkan atık maddelerin bitki örtüsü, etkili tarım alanları, meyve bahçeleri ve ormanlar üzerinde etkileri aynı zamanda ekonomik bir kayba karşılık düşmektedir.

Ekili/dikili alanların zarar görmemesi (verim düşüklüğü) hava sıcaklığı, yağmur, etkin rüzgar hızı ve yönü, santral yükü, rakımı, santrale uzaklık vb. faktörler yakından ilgilidir. Santralin bu yöndeki olumsuz etkisinin yıllık mali portresi

$$\Delta M = \sum_{J=1}^{o} S_j . v_j . \eta_j \Big|_R \qquad \textbf{(5.57)}$$

olarak ifade edilebilir. Burada S_1, S_2… santrallerden itibaren R [metre] yarıçaplı bölge içindeki ekili/dikili alanları [m^2], η_j j.Alanda baca atıkları nedeniyle oluşan verim düşmesini göstermektedir.

5.9 Termik Santrallerde Yakıt Olarak Fuel-Oil Kullanılması

Yakıt olarak Fuel-oil kullanılması durumunda, aşağıda belirtilen yasal SO_2 emisyon sınırlarına uyulması gerekmektedir.

Yakıt ısıl gücü 100 MW' a kadar olan tesislerde %1 kükürt ihtiva eden TÜPRAŞ spektlerine uygun Enerji ve Tabii Kaynaklar Bakanlığı' ndan ithal izni alınmış fuel-oil kullanılması halinde; baca gazında %3 hacimsel oksijen esas alınarak SO_2 1700 mg/Nm^3 sınır değeri aşılamaz.

Ancak; Yakıt ısıl gücü 100 MW' a kadar olan tesislerde baca gazında %3 hacimsel oksijen esas alınarak %1.5 kükürt ihtiva eden fuel-oillerde 2400 mg/Nm^3 sınır değeri aşılamaz. Bu değer petrol rafineleri yatırımlarını tamamlayıp %1 kükürtlü sıvı yakıt üretilinceye kadar geçerlidir. Türkiye'de üretilen ağır yakıtta da %3-3.5 kükürt bulunduğu belirtilmiştir [87-89]. Ayrıca Türkiye'de yılda 82 milyon asfaltit kullanıldığı da göz önüne alındığında [90] sıvı yakıt yakan tesislerde de desülfürizasyona ihtiyaç duyulduğu görülmektedir.

Yakıt ısıl gücü 100-300 MW arasında olan tesislerde baca gazında %3 hacimsel oksijen esas alınarak 1700 mg/Nm^3 sınır değeri aşılamaz.

Yakıt ısıl gücü 300 MW ve üzerinde olan tesislerde baca gazında %3 hacimsel oksijen esas alınarak 800 mg/Nm^3 sınır değeri aşılamaz [27].

200 MW gücünde ve 10000 kcal/kg ısıl değerli %1.5 kükürt içeriğine sahip6 no fuel oil kullanan ve %37 termal verimle çalışan bir termik santral temel alındığında;

200 MW' lık termik santral için gerekli yakıt miktarı;

10000 kcal/kg ısıl değere karşılık gelen özgül baca gazı miktarı 14 m^3/kg' dır.

$$200*MW*\frac{MJ}{S}*\frac{1}{MW}*\frac{1}{0,37}*\frac{3600s}{h}*\frac{kg}{10000\,kcal}*\frac{kcal}{4,18\,kJ}*\frac{1000\,kJ}{1\,MJ}=46553 \quad kg/h$$

fuel-oil kullanılması gerekmektedir.

Oluşacak baca gazı miktarı=46553 kg/h*14 m^3/kg=651752 m^3/h

Oluşacak SO_2 miktarı=46553*0.015*64/32=1396.6 kg/h SO_2

(Kükürt içeriğinin tamamının SO_2' ye dönüştüğü durum için)

43.64 kmol/h SO_2 oluşur.

Baca gazındaki SO_2 konsantrasyonu; $\frac{1{,}396 * 10^9 \text{ mg/h}}{651752 \text{ m}^3/\text{h}} \cong 2143 \text{ mg/m}^3$ olur

Endüstriyel kaynaklı hava kalitesinin korunması yönetmeliğine göre 100-300 MW arası tesislerde kükürt dioksit emisyon sınırı 1700 mg/m^3' ü aşamaz.

Bu durumda gerekli desülfürizasyon yüzdesi; $100*(1-\frac{1700}{2143})20.67 \sim \%21$

Baca gazı desülfirizasyon yüzdesi oldukça küçük olduğundan daha az ilk yatırım gerektiren ve retrofit sistemlerde daha uygun olan kuru enjeksiyon yönteminin kullanılmasının (Na/S<1, Ca/S<1) uygun olacağı değerlendirilmektedir.

6. SONUÇLARIN DEĞERLENDİRİLMESİ

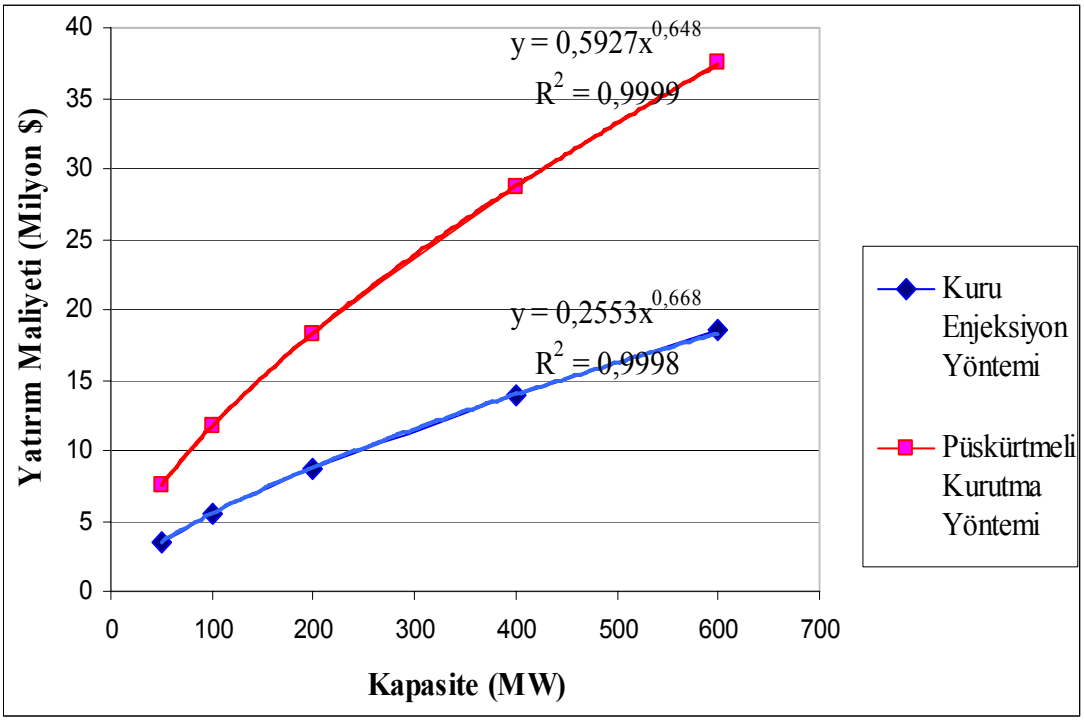
İlk Yatırım maliyeti ile birlikte desülfürizasyon yöntemlerinin ekonomikliğini etkileyen en önemli parametrelerden biri işletme maliyetidir. İşletme maliyetini etkileyen parametrelerden öne çıkanı ise kullanılan sorbent fiyatıdır. Kireçtaşı en sık kullanılan, ucuz ve kolay bulunabilen bir arıtıcı madde olmakla birlikte sistemler içinde en düşük ilk yatırım maliyetine sahip, retrofit sistem olarak en kolay uygulanabilen yöntem olan kuru enjeksiyon yönteminde kullanılması durumunda bazı hallerde (%3 ve üzeri kükürt içeren kömür kulanılması durumunda) gerekli SO_2 giderme verimini sağlayamamaktadır.

Kalsiyumlu bileşiklere göre daha aktif olan ve kuru enjeksiyon yönteminde dahi kükürt dioksit giderme verimini %90'lara çıkarabilen soda (Na_2CO_3) sorbentinin dezavantajı ise kireçtaşına oranla çok pahalı olmasıdır. Bu amaçla tezin amaç ve kullanılan sorbentler kısmında da vurguladığımız üzere kireç taşı ile aynı fiyata elde edilebilen ve yerli kaynağımız olan Beypazarı Tronası'nın baca gazı arıtmada kullanılması ekonomik açıdan büyük bir avantaj sağlamış olacaktır.

6.1. Bilgisayar Programı ile Hesaplanan Desülfürizasyon, Yatırım ve İşletme Maliyetlerinin Değerlendirilmesi

Islak Kireçtaşı Yöntemi ilk yatırım maliyeti en yüksek proses olmasına rağmen sorbent maliyeti yıllık işletme maliyetinin % 20'sini oluşturmaktadır. Kuru enjeksiyon yönteminde ise sorbent maliyeti yıllık işletme maliyetinin % 30'u civarındadır. Bilgisayar programı ile farklı yöntem, sorbent, kapasite ve kükürt içerikleri için hesaplanan işletme maliyetleri ayrıntılı olarak EK D1 ile EK D7 arasında verilmiştir. Program çıktılarına ilişkin örnekler Ek Şekil A ve B'de verilmiştir. Program çıktı sonuçlarından elde edilen tablolar ile kuru enjeksiyon için 3 (trona, kireçtaşı, kireç) ıslak yöntem için 2 (kireçtaşı, trona) ve püskürtmeli yöntem için 2 (kireç, trona) farklı sorbent için yatırım ve işletme ve işletme maliyetleri arasında karşılaştırma yapabilmek mümkün olamaktadır.

Aynı kuru enjeksiyonda olduğu gibi Beypazarı Tronası'nın püskürtmeli kurutma yönteminde de çözelti madenciliği ile elde edilen trona çözeltisinin (%18'lik) yakın bölgelerdeki termik santrallere nakledilebilmesi durumunda sorbent maliyetinin kireçtaşı ile aynı düzeye gelebileceği göz önünde bulundurulursa işletme maliyetinin dolayısıyla da prosesin ekonomikliğine etkisinin ne kadar büyük olacağı görülmektedir.



Şekil 6.1 : Sorbent Olarak Kireç Kullanılması Durumunda Kuru Enjeksiyon ve Püskürtmeli Kurutma Yöntemleri Arasındaki Yatırım Maliyeti Mukayese Grafiği

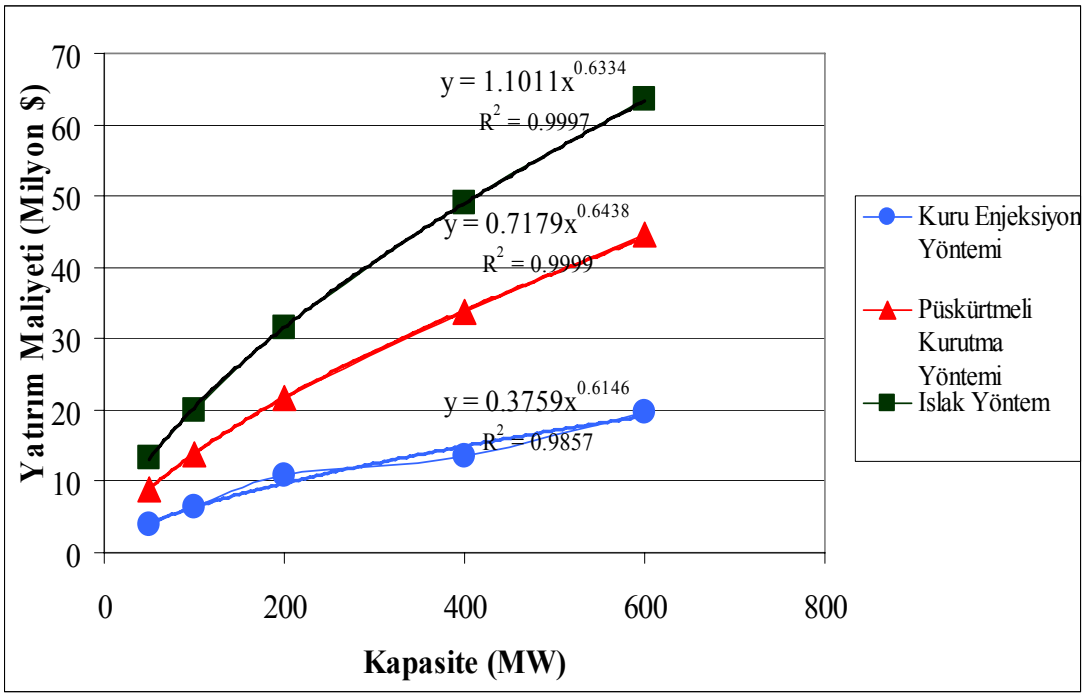
Şekil 6.1'de kirecin sorbent olarak kullanıldığı durumda kuru enjeksiyon ve püskürtmeli kurutma yöntemlerinin yatırım maliyetleri görülmektedir.

Grafikten de görüleceği gibi kuru enjeksiyon yöntemi tüm kurulu güçlerde daha düşük yatırım maliyetine sahip bulunmaktadır. 50 MW için iki yöntem arasında 4 milyon dolarlık bir fark varken 400 MW'ta 28.2 ve 600 MW'ta 35.6 milyon dolarlık bir fark ortaya çıkmaktadır.

Grafikte verilen değerler 2000 Kcal/kg kömür ve %2 toplam kükürt değeri için bilgisayar programı sonuçlarıdır. Kuru enjeksiyon yönteminde kirecin sorbent olarak kullanılması durumunda SO_2 giderme verimi %85 ile sınırlı kalacağından (torba filtre kullanılması, geri besleme ve baca gazının rutubetlendirilmesi ile bu değere

ulaşılabilmektedir) 100 MW'tan küçük kurulu güçlerde %4 toplam kükürt sınır değer olarak hesaplanmıştır (2000 Kcal/kg kömür için). Bu değerin üzerindeki toplam kükürt içerikleri için kuru enjeksiyon yönteminde kireç kullanılması durumunda Endüstriyel Kaynaklı Hava Kirliliğinin Kontrolü Yönetmeliğinde belirtilen 2000 mg/m^3 lük SO_2 emisyon sınırı aşılmış olacaktır. Püskürtmeli kurutma yönteminde kireç ile %90-95 arasında SO_2 giderme gerçekleştirilebileceğinden toplam kükürt yüzdesi 5'de kadar bir sorunla karşılaşılmayacaktır (2000 Kcal/kg ve kurulu güç <100 MW için) [37].

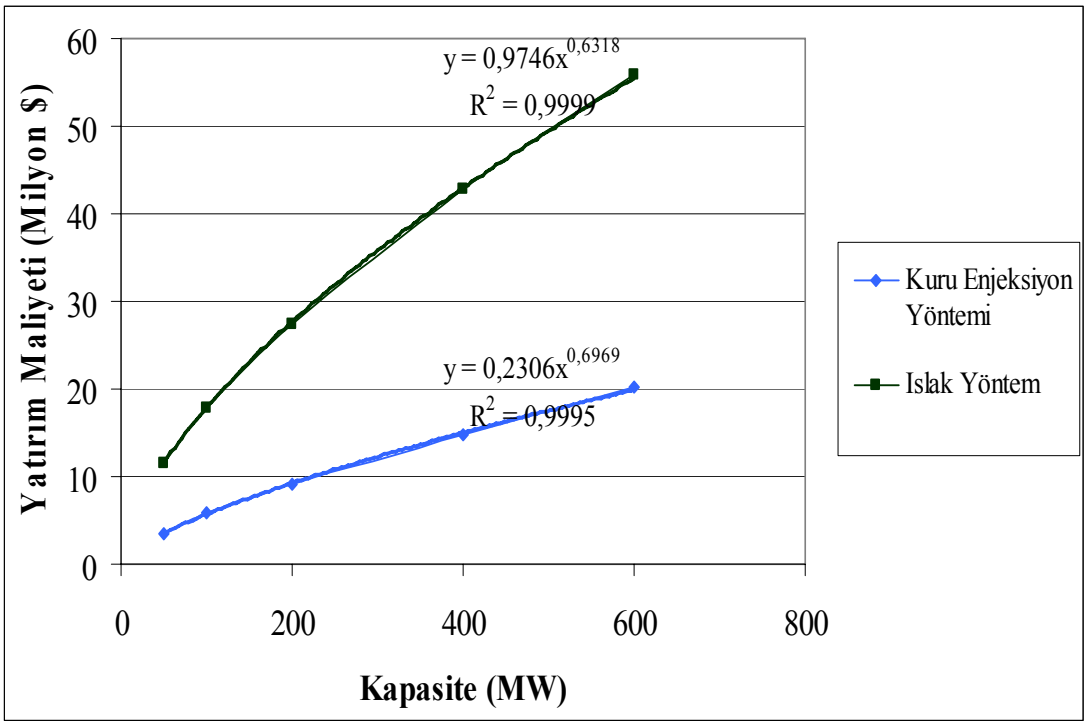
100-300 MW aralığında ise kuru enjeksiyonda 2000 Kcal/kg ısıl değere sahip kömür kullanabilmek için toplam kükürt değeri %2.7'nin altında olmalıdır. 300 MW'tan büyük güçlerde ise bu değer %2'ye düşmektedir.



Şekil 6.2 : Sorbent Olarak Trona Kullanılması Durumunda Kuru Enjeksiyon, Püskürtmeli Kurutma ve Islak Yöntem Prosesleri Arasındaki Yatırım Maliyeti Mukayese Grafiği

Şekil 6.2'de trona sorbenti için kuru, ıslak ve püskürtmeli kurutma yöntemleri için bilgisayar programı ile hesaplanan yatırım maliyetleri arasındaki mukayese grafiği görülmektedir. Tüm kurulu güçler için kuru enjeksiyon yöntemi en düşük yatırım maliyetine sahiptir ve yatırım maliyeti kurulu gücün 0.61 üs faktörü ile değişmektedir (200 Kcal/kg ve %2 toplam kükürt için). Kuru, püskürtmeli kurutma ve ıslak yöntem yatırım maliyetleri arasında sırasıyla yaklaşık olarak 1:2:3 oranı

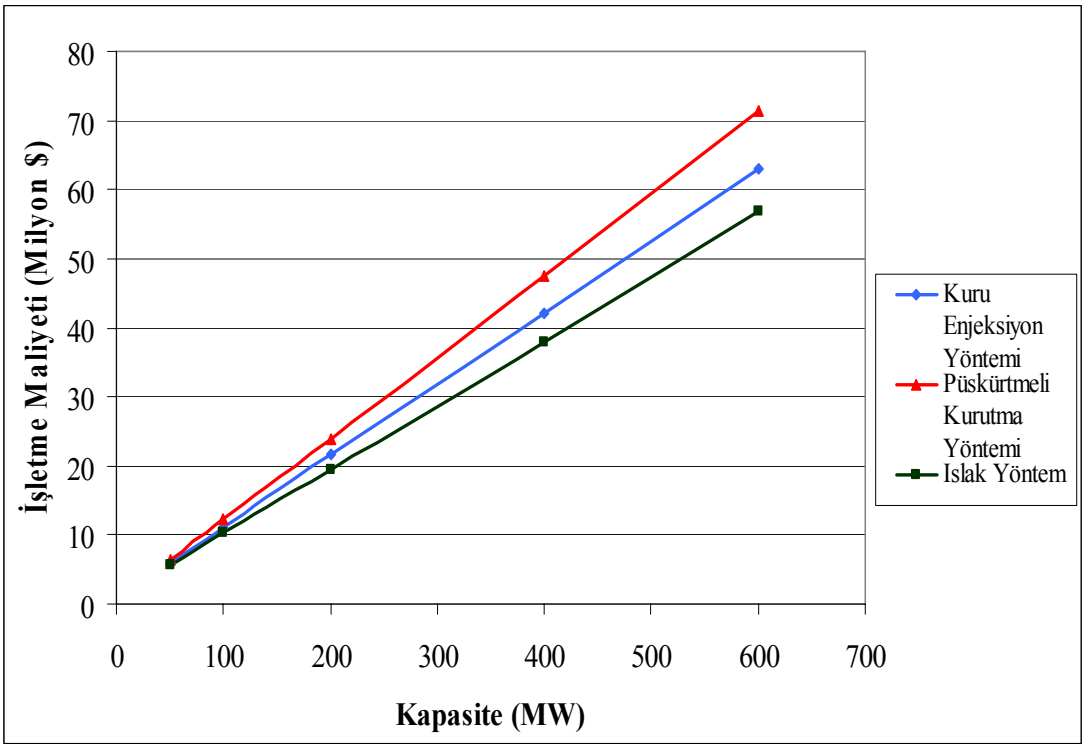
bulunmaktadır. Püskürtmeli kurutma yöntemi için ise yatırım maliyeti MW olarak kapasitenin 0.64 üs faktörü ile değişirken, ıslak yöntemde 0.63 ile değişmektedir. 100 MW küçük kurulu güçlerde kuru enjeksiyonda trona sorbenti için kullanılacak kömürün toplam kükürt değeri için sınır %5 iken (2000 Kcal/kg için) 1500 Kcal/kg kömürde bu değer %4.6'ya düşmektedir. 100-300 MW aralığında ise 2000 Kcal/kg %4'e 1500 Kcal/kg için ise %3.3'e düşmektedir. 300 MW ve üzerindeki kurulu güçlerde trona sorbenti için kuru enjeksiyon yönteminin kullanılabilmesi için 2000 kcal/kg ısıl değere sahip kömürde toplam kükürt içeriği %2.8 ve altında, 1500 kcal/kg için ise %2.5 ve altında olmalıdır.



Şekil 6.3 : Sorbent Olarak Kireçtaşı Kullanılması Durumunda Kuru Enjeksiyon ve Islak Yöntem Prosesleri Arasındaki Yatırım Maliyeti Mukayese Grafiği

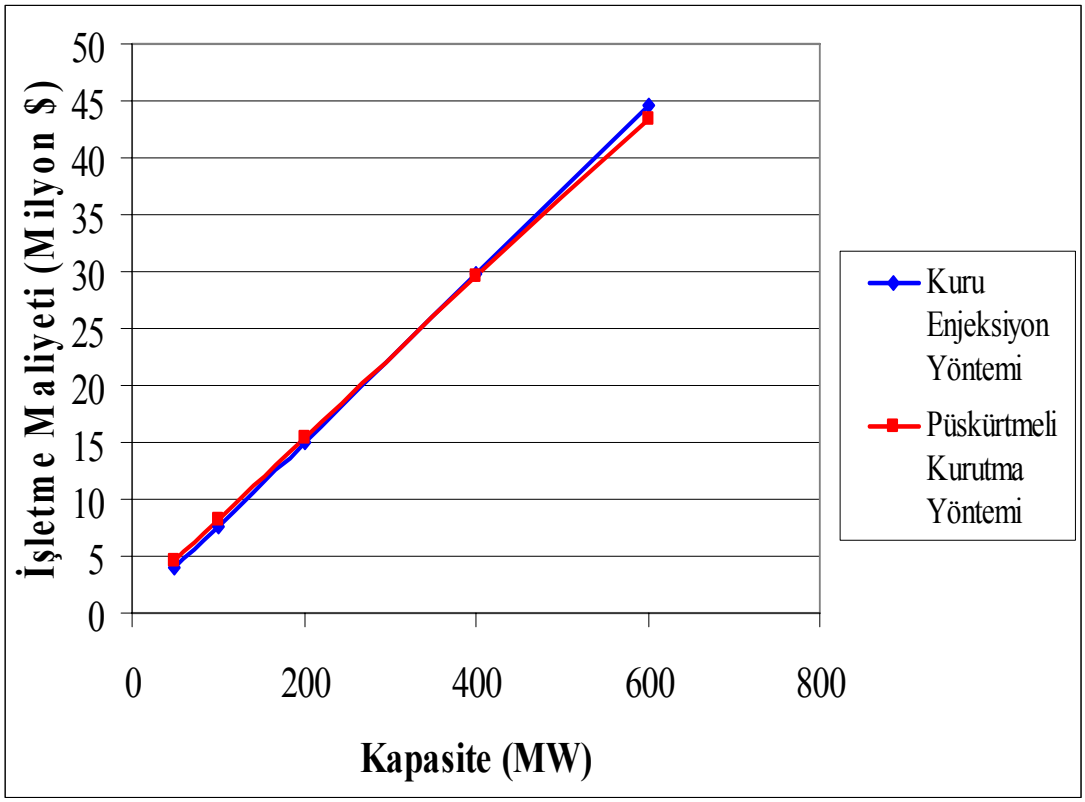
Şekil 6.3'de kireçtaşı sorbenti için ıslak ve kuru enjeksiyon yöntemleri için yatırım maliyetleri arasındaki mukayese grafiği görülmektedir (2000 kcal/kg ve %2 toplam kükürt için) 50 MW için kuru enjeksiyon yöntemi 3.5 milyon dolarlık bir yatırım maliyetine sahipken ıslak yöntemde bu değer 11.6 milyon dolardır. 100 MW'ın altındaki kurulu güçlerde kuru enjeksiyon yönteminde kireçtaşının kullanılabilmesi için 2000 Kcal/kg ısıl değerli bir kömürün toplam kükürt değeri %2.5 ve altında 1500 Kcal/kg için ise %2.2 ve altında olmalıdır. 100-300 MW arasındaki kurulu güçler için bu değerler 2000 kcal/kg için %1.7 ve 1500 kcal/kg için ise %1.4 ve

altında olmalıdır. 300 MW ve üzerindeki kurulu güçlerde de toplam kükürt değeri 2000 kcal/kg için %1.2 ve altında 1500 kcal/kg için ise %1 ve altında olmalıdır. Grafikte %2 toplam kükürt için verilen yatırım maliyeti değerleri (kuru enjeksiyon için) 100-300 MW aralığında 2400 kcal/kg, 300 MW'ın üzerindeki güçlerde ise 3600 Kcal/kg ısıl değerli kömür için verilmiştir. Çünkü bu ısıl değerin (%2.5 için) altındaki değerlerde SO_2 sınır emisyon değerleri aşılmaktadır.



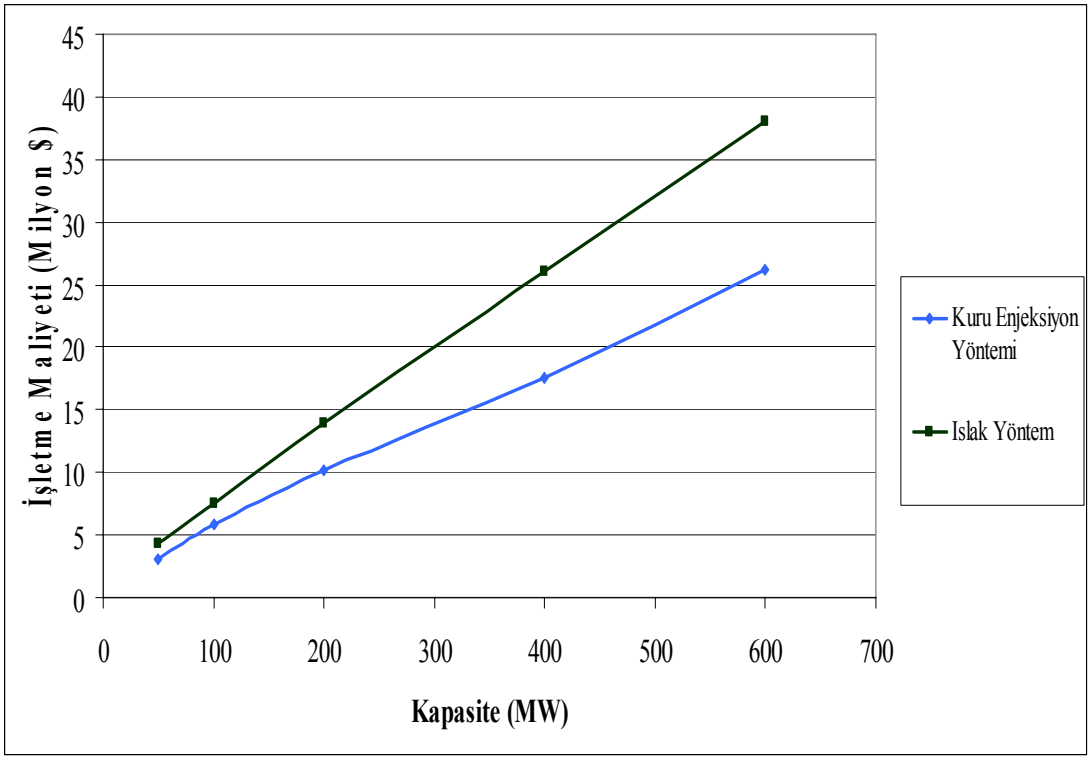
Şekil 6.4 : Sorbent Olarak Trona Kullanılması Durumunda Kuru Enjeksiyon, Püskürtmeli Kurutma ve Islak Yöntem Prosesleri Arasındaki İşletme Maliyeti Mukayese Grafiği

Şekil 6.4'te trona sorbenti için üç farklı yöntemde işletme maliyetlerinin mukayese grafiği görülmektedir. Ekonomikliği etkileyen önemli parametrelerden olan işletme maliyeti mukayesesi, bilgisayar programı çıktıları sonucuna göre şu şekilde bulunmuştur; 100 MW' a kadar olan güçlerde maksimum 1-2 milyon $ farklarla ıslak yöntem en düşük işletme maliyetine sahipken, 200 MW ve daha büyük güçlerde 2-14 milyon $' lık farklar meydana gelmektedir. Bunun sebebi de daha fazla ekipman ve işlem adımı gerektirmesine rağmen ıslak yöntemde pnömatik sistemlerin ve atomize edici kompresörün kullanılması dolayısıyla elektrik sarfiyatının daha düşük olmasıdır.



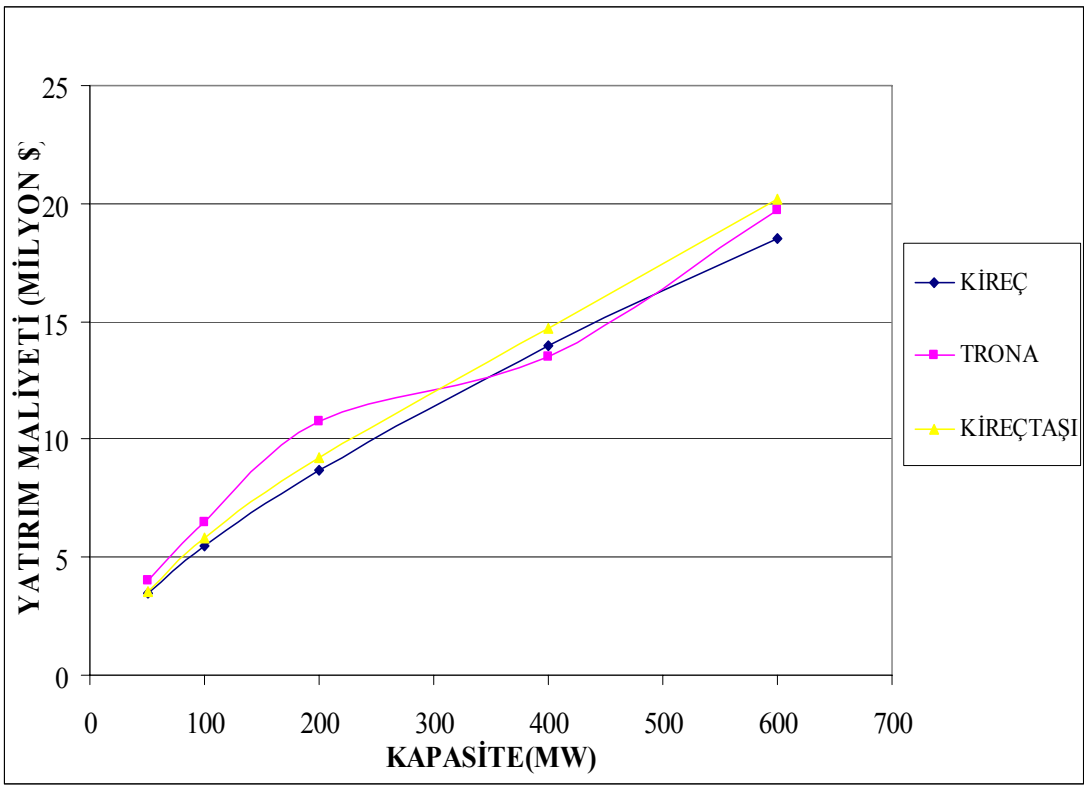
Şekil 6.5 : Sorbent Olarak Kireç Kullanılması Durumunda Kuru Enjeksiyon ve Püskürtmeli Kurutma Yöntemleri Arasındaki İşletme Maliyeti Mukayese Grafiği

Şekil 6.5'te gösterildiği sorbent olarak kirecin kullanılması durumunda küçük ölçekli (100 MW' ın altında) termik santrallerde her iki yöntem de birbirine yakın yılık işletme maliyetlerine sahip olmakla bereber kuru enjeksiyon yöntemi 0.7 milyon dolar civarında daha az işletme maliyetine sahiptir. 200 ile 600 MW arasındaki orta ve büyük ölçekli santrallerde ise durum tersine dönerek kuru enjeksiyon yöntemi 0.4 ile 0.9 milyon dolar arasında değişen miktarlarda daha yüksek işletme maliyetine sahiptir.



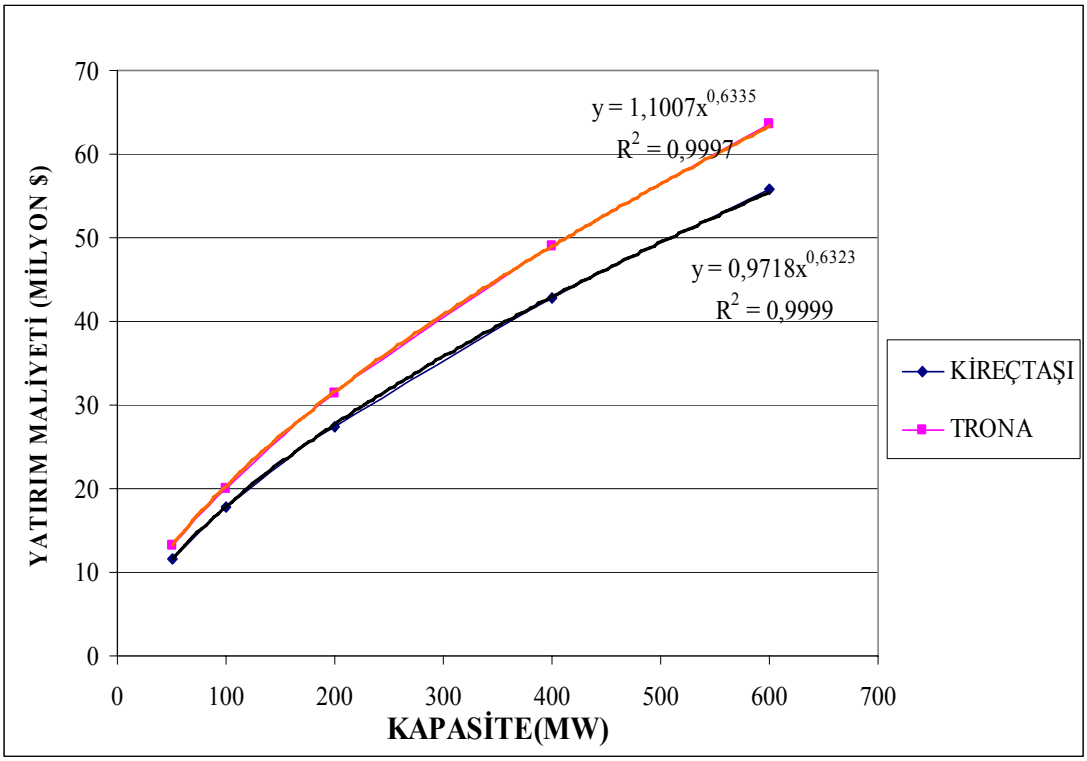
Şekil 6.6 : Sorbent Olarak Kireçtaşı Kullanılması Durumunda Kuru Enjeksiyon ve Islak Yöntem Prosesleri Arasındaki İşletme Maliyeti Mukayese Grafiği

Şekil 6.6'da kireçtaşının sorbent olarak kullanılması durumunda ıslak ve kuru enjeksiyon yöntemleri arasındaki işletme maliyetleri mukayese grafiği gösterilmektedir. Kuru enjeksiyonda kireçtaşı kullanılması durumunda SO_2 giderme verimi %75 ile sınırlı olduğundan[42, 48] 100-300 MW arasındaki işletme maliyeti değerleri 2400 kcal/kg (% 2 kükürt) ve 300 MW üzerindeki güçlerde ise 3600 kcal/kg ısıl değerli kömür için verilmiştir. Küçük ölçekli (100 MW'ın altındaki güçlerde) santrallerde maksimum 1.7 milyon dolarlık bir fark varken artan kurulu güçlerde bu fark artış göstermektedir. 100 MW'ın üzerindeki güçlerde kuru enjeksiyon yöntemi sorbent miktarından (stokiometrik oranın iki katı kireç beslendiğinden) dolayı biraz daha fazla işletme maliyetine sahiptir. 400 MW için aradaki fark 8.5 milyon dolarlık bir fark mevcutken 600 MW için bu fark 11.9 milyon dolara ulaşmaktadır.

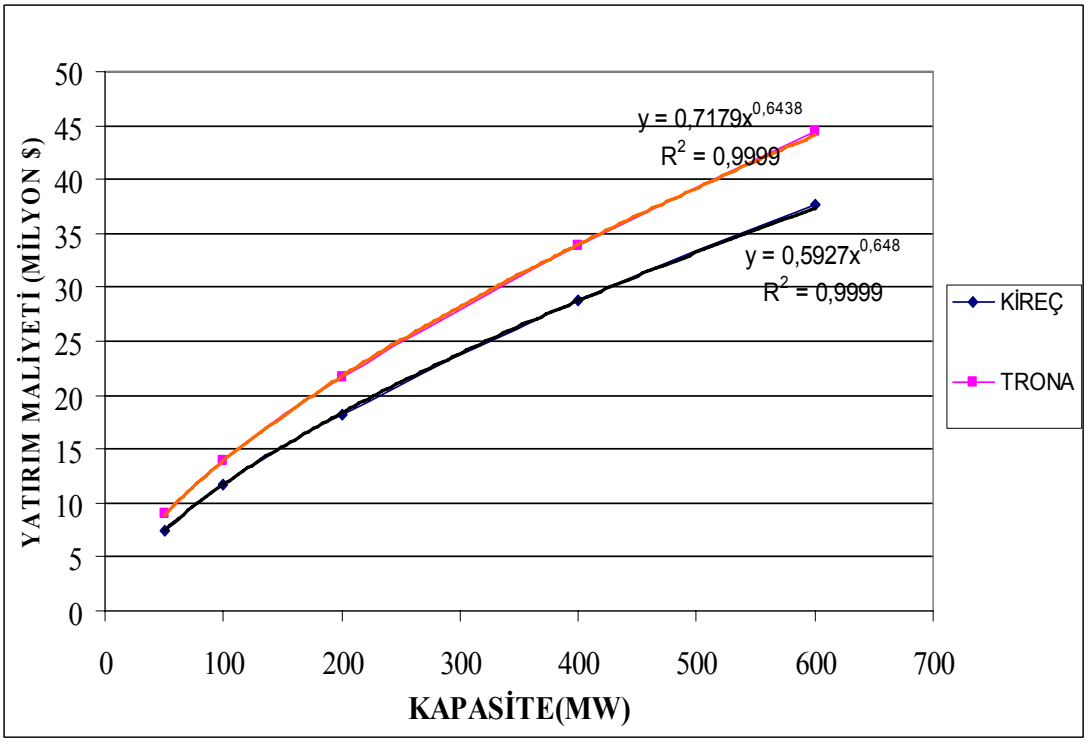


Şekil 6.7 : Kuru Enjeksiyon Yöntemi İçin Üç Farklı Sorbentin Yatırım Maliyetine Etkisini Gösteren Grafik

Şekil 6.7' de kireç, kireçtaşı ve trona sorbentleri için yatırım maliyeti mukayese grafiği görülmektedir. 100 MW' tan küçük kapasitelerde birbirine yakın maliyetler sözkonusu iken 100-300 MW arasında trona sorbenti için daha yüksek yatırım maliyeti oluşmaktadır. 300 MW üzerinde ise yine birbirine yakın değerler bulunmuştur. Şekil 6.8 ve şekil 6.9' da da sırasıyla ıslak ve püskürtmeli kurutma yöntemleri için 2 farklı sorbente ait yatırım maliyeti grafiği görülmektedir. Her iki grafikte de 100 MW altındaki kapasitelerde birbirine yakın maliyetler söz konusu iken kapasite arttıkça sorbentler arasındaki yatırım maliyeti farkı artmaktadır.



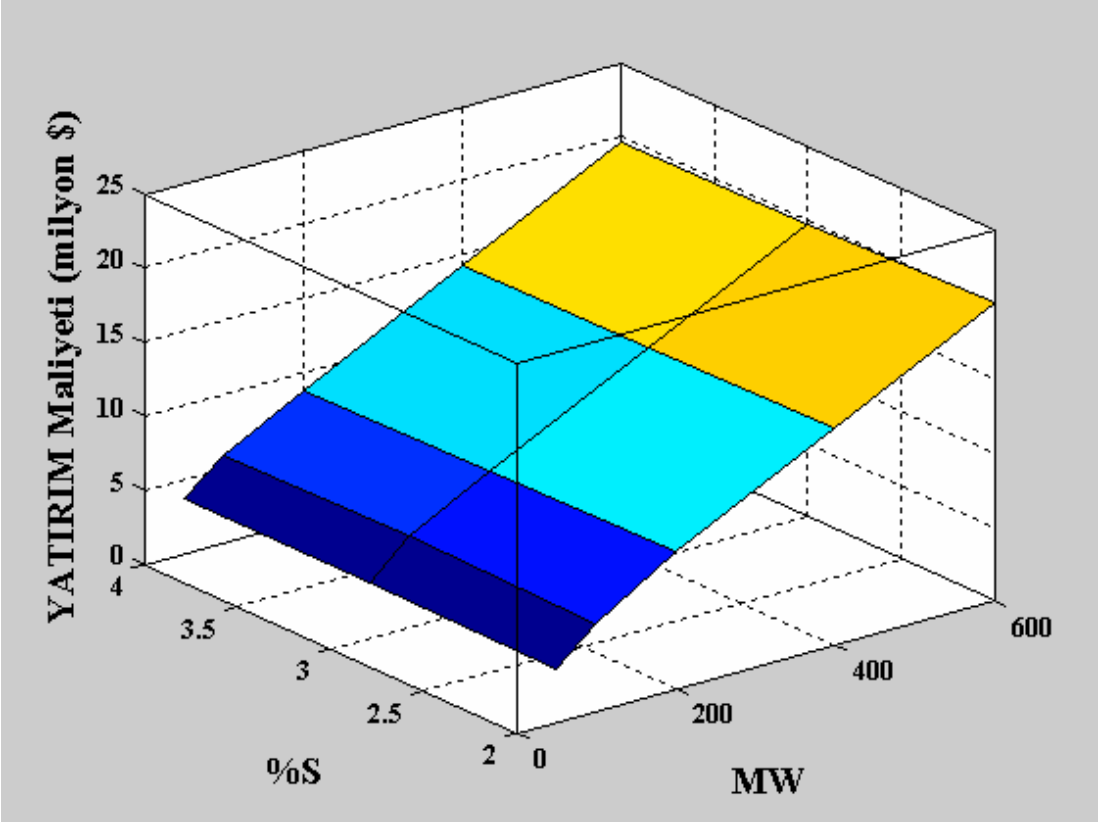
Şekil 6.8 : Islak Yöntem İçin İki Farklı Sorbentin Yatırım Maliyetine Etkisini Gösteren Grafik



Şekil 6.9 : Püskürtmeli Kurutma Yöntemi İçin İki Farklı Sorbentin Yatırım Maliyetine Etkisini Gösteren Grafik

6.2. Yatırım Maliyetlerinin Üç Boyutlu Grafikle Gösterimi

Kapasite, toplam kükürt değişkenlerine bağlı olarak bulunan yatırım maliyetlerinin üç boyutlu grafikle gösterimi aşağıdaki şekillerde sunulmuştur.

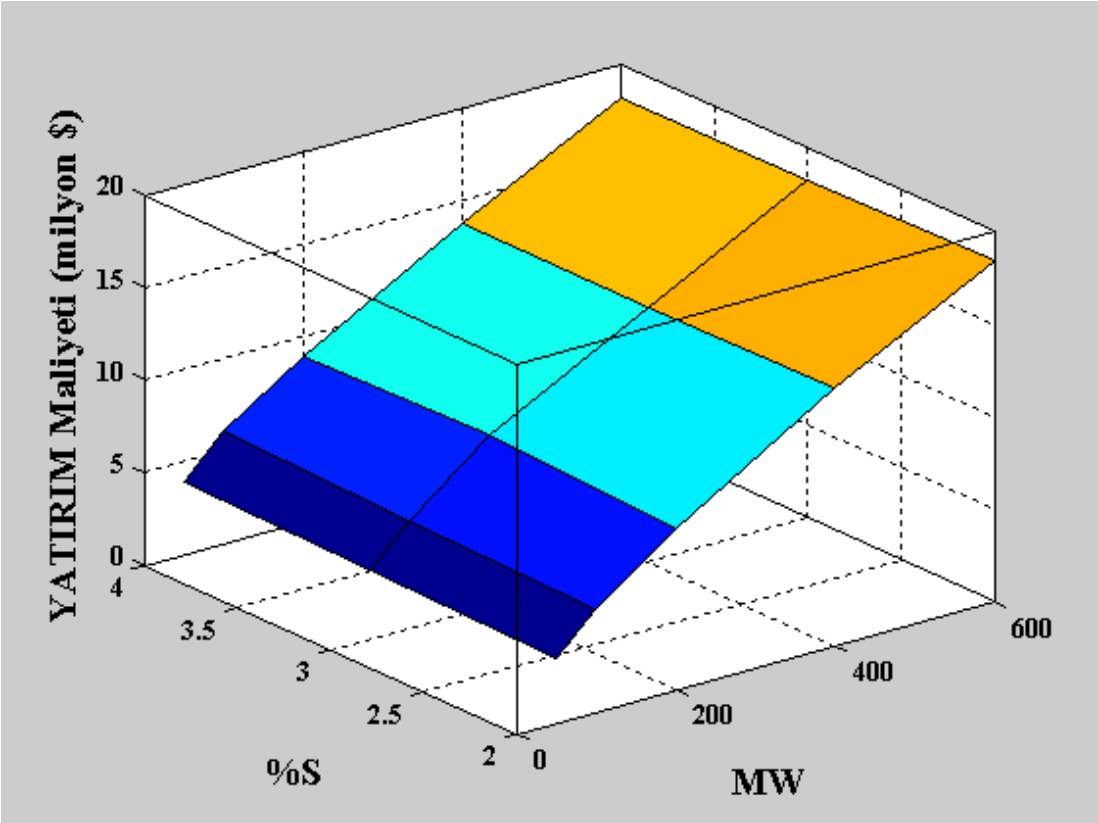


%S: Kullanılan Kömürün Toplam Kükürt Yüzdesi; **MW:** Termik Santral Kapasitesi

Şekil 6.10 : Kireçtaşı Kullanılan Kuru Enjeksiyon Yöntemi Yatırım Maliyetinin Kapasite ve Kükürt Yüzdesi İle Değişimini Gösteren Üç Boyutlu Grafik

Şekil 6.10'den de görülebileceği gibi bilgisayar programından elde edilen değerlere göre kapasite arttıkça yatırım maliyeti artmaktadır. Kükürt yüzdesi attıkça yatırım maliyetinin artmıyor olmasının sebebi; %2 toplam kükürt içeriğin üzerindeki değerlerde 2000 kcal/kg 'lık kömür kullanılması durumunda kireçtaşının %75'lik SO_2 giderme veriminin yasal emisyon limitlerini sağlayamamasından dolayı daha yüksek ısıl değerli kömür kullanılmasıdır. 100 MW'ın altındaki kapasitelerde %3 kükürt değeri için 2300 kcal/kg, %4 kükürt değeri için ise 3600 kcal/kg'lık kömür kullanılarak elde edilen yatırım değerleri verilmiştir. 100 ile 300 MW arasında ise %2 kükürt değeri için de 2000 kcal/kg kömür yasal emisyon sınırlarını sağlayamamakta %2 kükürt değeri için 2400 kcal/kg, %3 kükürt değeri için 4500

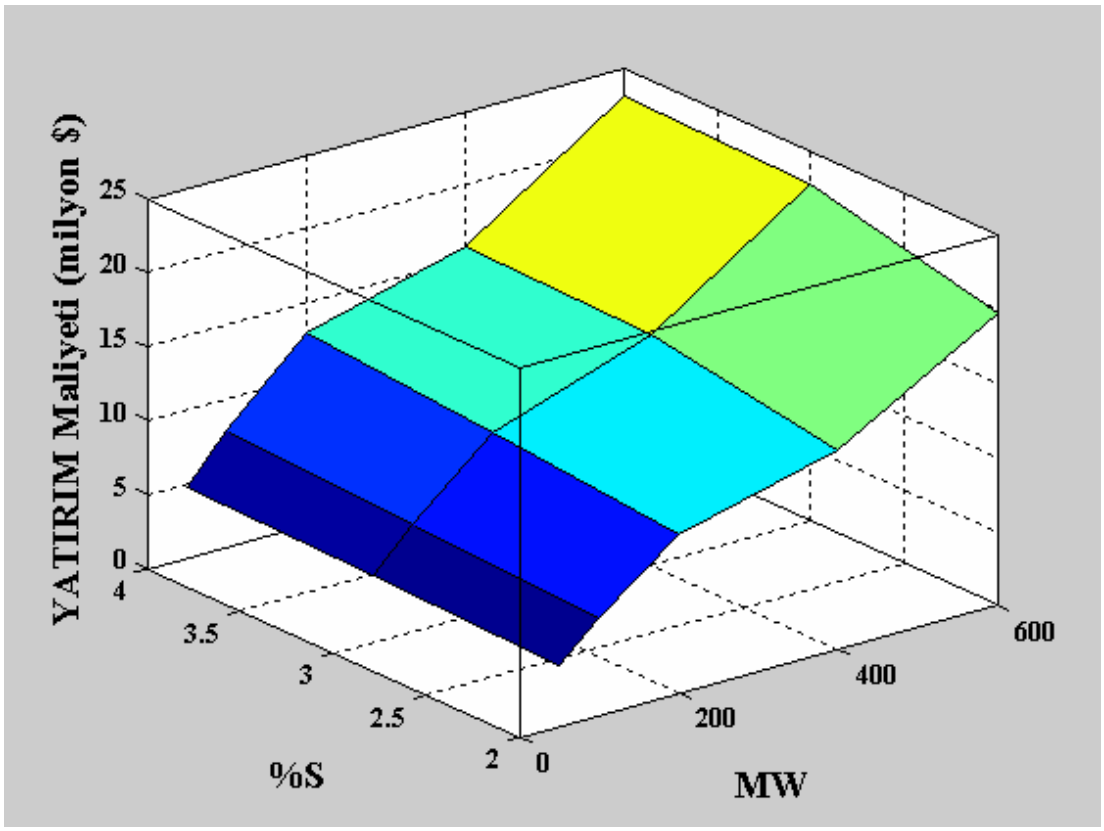
kcal/kg ve %4 kükürt değeri için de 6400 kcal/kg kömür kullanılmış, 300 MW' tan büyük değerler için ise %2 kükürt değeri için 3600, %3 kükürt değeri için 6300 ve %4 kükürt değeri için 9000 kcal/kg ısıl değer için bulunan yatırım maliyeti değerleri verilmiştir.



%S: Kullanılan Kömürün Toplam Kükürt Yüzdesi; **MW:** Termik Santral Kapasitesi

Şekil 6.11 : Kireç Kullanılan Kuru Enjeksiyon Yöntemi Yatırım Maliyetinin Kapasite ve Kükürt Yüzdesi İle Değişimini Gösteren Üç Boyutlu Grafik

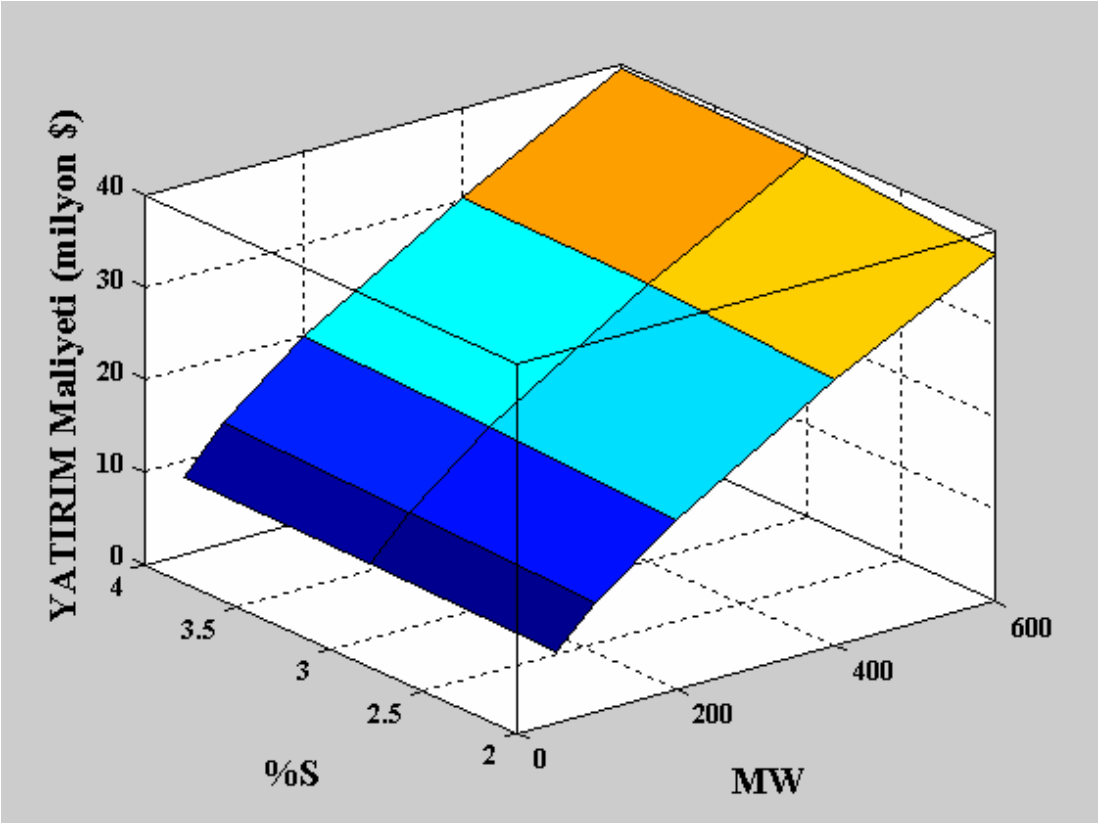
Şekil 6.11'den de görülebileceği gibi bilgisayar programından elde edilen değerlere göre kapasite arttıkça yatırım maliyeti artmaktadır. Kükürt yüzdesi attıkça yatırım maliyetinin artmıyor olmasının sebebi yukarıda (Şekik 6.11'in açıklaması) belirtilen kısıtlamalardan dolayıdır. Kireç sorbntinde giderme verimi % 85' e çıktığından 100 MW' a kadar olan kapasitelerde 2000 kcal/kg ısıl değer %2, 3 ve 4 kükürt değerleri için yeterli olmakta 100 ile 300 MW arasında ise %3 üzerindeki kükürt değerlerinde daha yüksek ısıl değerli kömür kullanılması gerekmektedir.% 4 kükürt değeri için 3300 kcal/kg ısıl değerli kömür kullanılmalıdır. 300 MW' ın üzerindeki kapasitelerde ise % 2 'nin üzerinde toplam kükürt içeriğine sahip kömürlerde 2000 kcal/kg ısıl değerin üzerinde kömür kullanılmalıdır. %3 kükürt değeri için 3300 ve %4 kükürt değeri için 4800 kcal/kg ısıl değer için yatırım maliyeti değerleri verilmiştir.



%S: Kullanılan Kömürün Toplam Kükürt Yüzdesi; **MW:** Termik Santral Kapasitesi

Şekil 6.12 : Trona Kullanılan Kuru Enjeksiyon Yöntemi Yatırım Maliyetinin Kapasite ve Kükürt Yüzdesi İle Değişimini Gösteren Üç Boyutlu Grafik

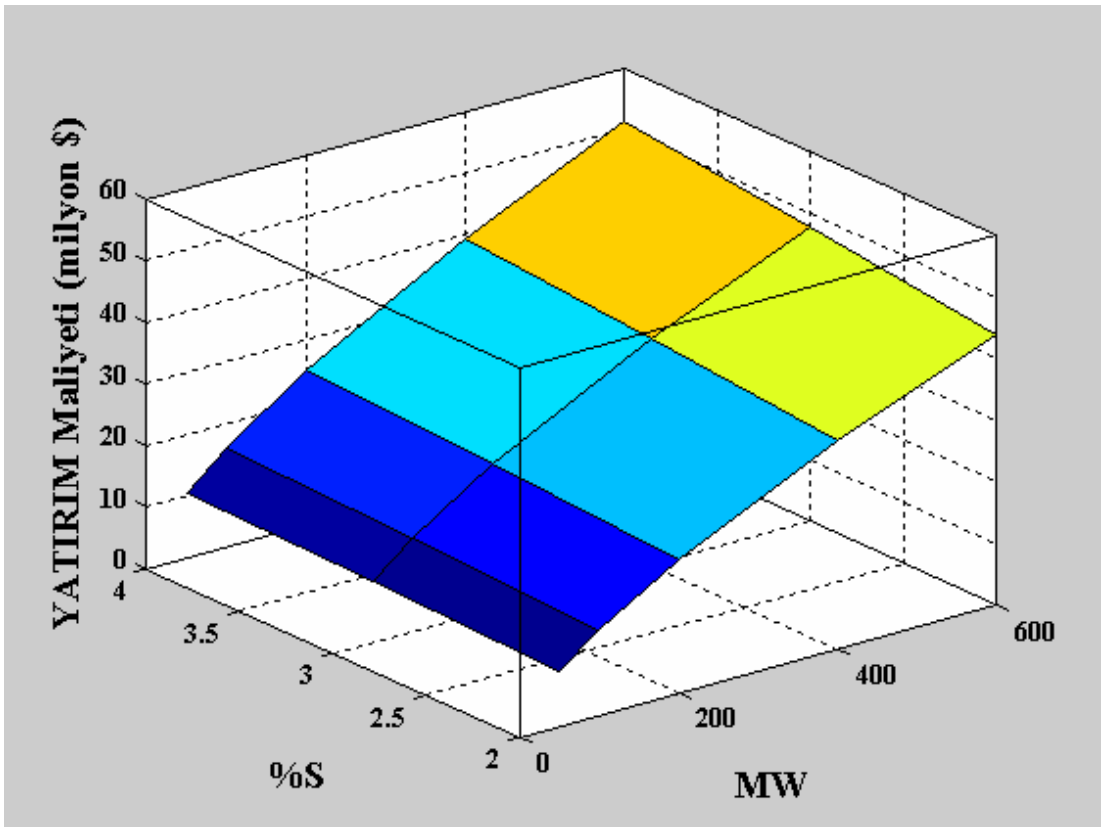
Şekil 6.12'ten de görülebileceği gibi bilgisayar programından elde edilen değerlere göre kapasite arttıkça yatırım maliyeti artmaktadır. Toplam kükürt yüzdesi arttıkça yatırım maliyeti, kapasite artışı ile olan artış oranından daha az oranda, artmaktadır. Trona sorbenti kalsiyumlu sorbentlere göre daha aktif olduğundan %90 SO_2 giderme elde edilebilmekte olduğundan yalnız 300 MW'ın üzerindeki kapasitelerde %3 'ün üzerindeki toplam kükürt değerleri için 2000 kcal/kg' ın üzerinde ısıl değerli kömür kullanılmalıdır. %4 kükürt değeri için 2600 kcal/kg kömür için elde edilen yatırım maliyeti verilmiştir.



%S: Kullanılan Kömürün Toplam Kükürt Yüzdesi; **MW:** Termik Santral Kapasitesi

Şekil 6.13 : Kireç Kullanılan Püskürtmeli Kurutma Yöntemi Yatırım Maliyetinin Kapasite ve Kükürt Yüzdesi İle Değişimini Gösteren Üç Boyutlu Grafik

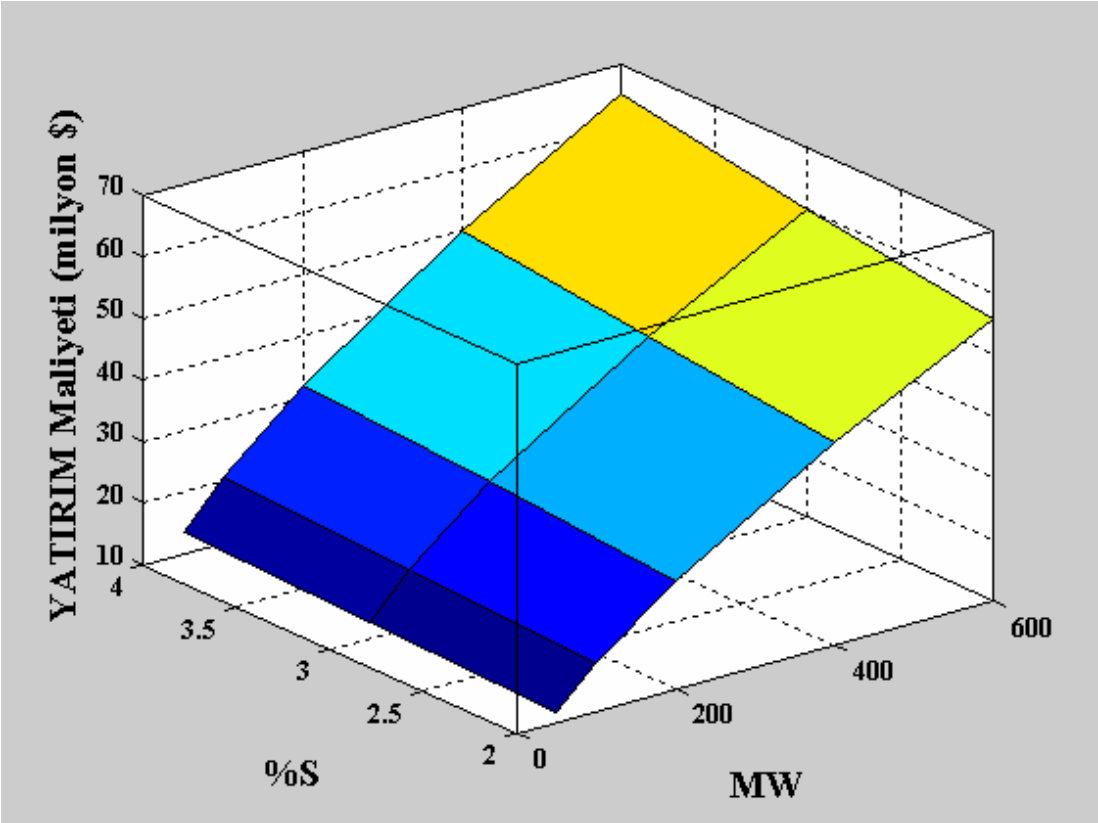
Şekil 6.13'ten de görülebileceği gibi bilgisayar programından elde edilen değerlere göre kapasite arttıkça yatırım maliyeti artmaktadır. Püskürtmeli kurutma yönteminde kuru enjeksiyona göre 2 kat daha fazla yatırım maliyeti gerektiği görülmektedir. Toplam kükürt yüzdesi arttıkça yatırım maliyeti, kapasite artışı ile olan artış oranından daha az oranda, artmaktadır. Yalnız 300 MW'ın üzerindeki kapasitelerde %3 'ün üzerindeki toplam kükürt değerleri için 2000 kcal/kg' ın üzerinde ısıl değerli kömür kullanılmalıdır. %4 kükürt değeri için 2600 kcal/kg kömür için elde edilen yatırım maliyeti verilmiştir.



%S: Kullanılan Kömürün Toplam Kükürt Yüzdesi; **MW:** Termik Santral Kapasitesi

Şekil 6.14 : Trona Kullanılan Püskürtmeli Kurutma Yöntemi Yatırım Maliyetinin Kapasite ve Kükürt Yüzdesi İle Değişimini Gösteren Üç Boyutlu Grafik

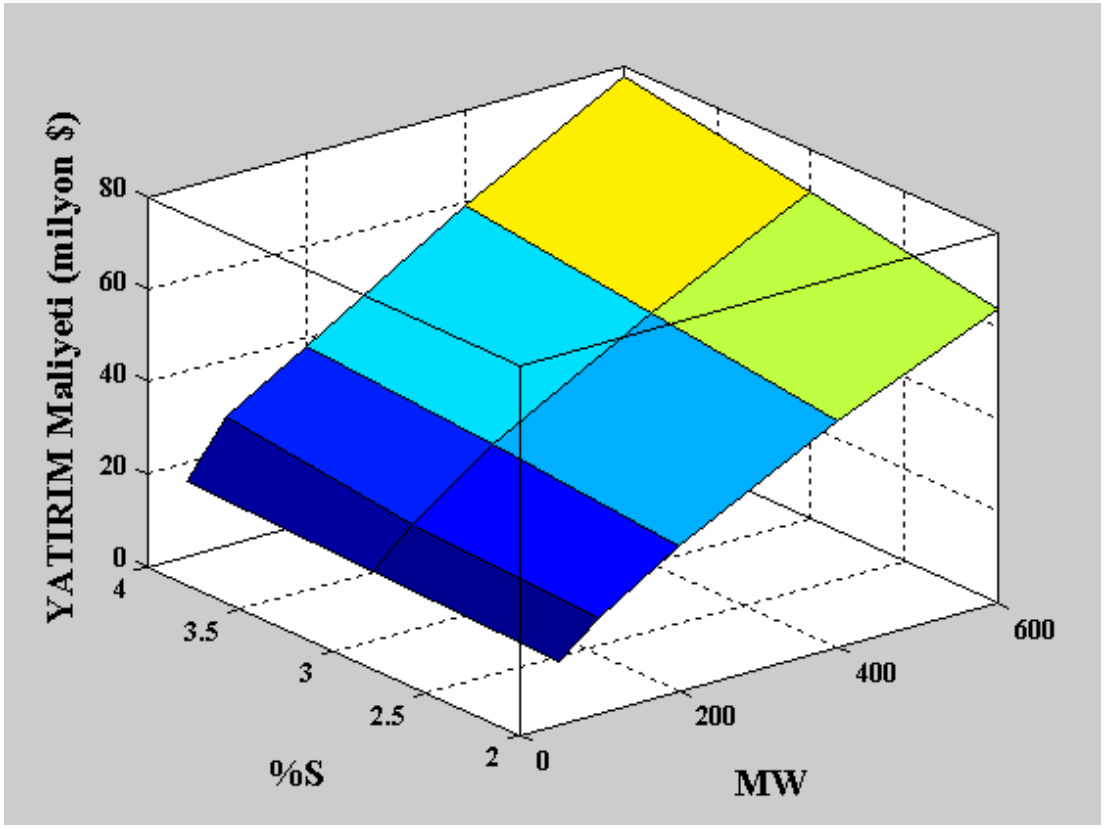
Şekil 6.14'ten de görülebileceği gibi bilgisayar programından elde edilen değerlere göre kapasite arttıkça yatırım maliyeti artmaktadır. Püskürtmeli kurutma yönteminde kuru enjeksiyona göre 2 kat daha fazla yatırım maliyeti gerektiği görülmektedir. Toplam kükürt yüzdesi arttıkça yatırım maliyeti, kapasite artışı ile olan artış oranından daha az oranda, artmaktadır. Trona kullanılan Püskürtmeli kurutma yönteminde %93 oranında SO_2 giderme elde edilebildiğinden %4 kükürt değerlerinde dahi 2000 kcal/kg ısıl değerli kömür kullanılabilmektedir.



%S: Kullanılan Kömürün Toplam Kükürt Yüzdesi; **MW:** Termik Santral Kapasitesi

Şekil 6.15 : Kireçtaşı Kullanılan Islak Yöntem Yatırım Maliyetinin Kapasite ve Kükürt Yüzdesi İle Değişimini Gösteren Üç Boyutlu Grafik

Şekil 6.15'dan da görülebileceği gibi bilgisayar programından elde edilen değerlere göre kapasite arttıkça yatırım maliyeti artmaktadır. Islak Desülfürizasyon yönteminde kuru enjeksiyona göre 3 kat daha fazla yatırım maliyeti gerektiği görülmektedir. Toplam kükürt yüzdesi arttıkça yatırım maliyeti, kapasite artışı ile olan artış oranından daha az oranda, artmaktadır. kullanılan Islak Yöntemde %95 oranında SO_2 giderme elde edilebildiğinden %4 kükürt değerlerinde dahi 2000 kcal/kg ısıl değerli kömür kullanılabilmektedir.



%S: Kullanılan Kömürün Toplam Kükürt Yüzdesi; **MW:** Termik Santral Kapasitesi

Şekil 6.16 : Trona Kullanılan Islak Yöntem Yatırım Maliyetinin Kapasite ve Kükürt Yüzdesi İle Değişimini Gösteren Üç Boyutlu Grafik

Şekil 6.16'dan da görülebileceği gibi bilgisayar programından elde edilen değerlere göre kapasite arttıkça yatırım maliyeti artmaktadır. Islak Desülfürizasyon yönteminde kuru enjeksiyona göre 3 kat daha fazla yatırım maliyeti gerektiği görülmektedir. Toplam kükürt yüzdesi arttıkça yatırım maliyeti, kapasite artışı ile olan artış oranından daha az oranda, artmaktadır. kullanılan Islak Yöntemde %95 oranında SO_2 giderme elde edilebildiğinden %4 kükürt değerlerinde dahi 2000 kcal/kg ısıl değerli kömür kullanılabilmektedir.

6.2.1. Çeşitli yöntem ve sorbentlere ait maliyet modellerinin çıkartılması

Kuasi-Newton Yöntemi; bilindiği gibi Newton, kuadratik olmayan fonksiyonların çözümü için iteratif sayısal çözümü geliştirilmiştir. Çözümün temeli fonksiyonun Taylor serisi açılımına dayanmaktadır. Hessian fonksiyonunun hesaplanmasında yön seyrek olarak ele alınır.

Genellikle sayısal çözüm üzerine yoğunlaşılmıştır. Hessian' ın sayısal çözümü oldukça pahalıdır ancak Hessian' ın daha ucuza üretilmesi için çabalar sürmüştür. Mevcut Kuazi-Newton yönteminin anlaşılması Broyden (1969) sayesinde olmuştur.

Doğru arama Kuazi-Newton yönteminin esasını oluşturmaktadır. Doğru arama (line-search) yöntemi α_m' in bazı değerleri için $f(X_m-\alpha_m\delta_m)< f(X_m)$ koşulunun sağlanmasına dayanmaktadır. Doğru arama yönteminde yön başlangıç noktasından çözüme kadar yolun bir bölümü olan vektör, Hessian' ın ters fonksiyonudur.

$$\begin{bmatrix} X_{m+1} = X_m - \delta_m \\ \delta_m = \left[f''(X_m)\right]^{-1} f'(X_m) = H_m^{-1} g_m \end{bmatrix}$$

H_m yönün açısını ve gradyen g_m' de bunun boyutunu belirtmektedir.

Yatırım maliyet modeli için Auto 2 Fit 3.0 programında Quasi-Newton metodu kullanılarak bulunan modeldenklemleri aşağıda gösterilmiştir. Kullanılan paket programda 2000 iterasyona kadar işlem yapılabilmektedir.

Trona kullanılan ıslak yöntem için tesis kapasitesi ve kükürt yüzdesine göre yatırım maliyetini veren model şu şekilde bulunmuştur (79 data seti kullanılarak) (2000 kcal/kg kömür için);;

$TCI= 909759*(MW)^{0.63}*(\%S)^{0.26}$ ($) (0.9992) **(6.1)**

Kireçtaşı kullanılan ıslak yötem için ise 15 data seti kullanılarak yatırım maliyet modeli (2000 kcal/kg kömür için);

$TCI=809414*(MW)^{0.63}*(\%S)^{0.22}$ ($) ($R^2$=0.9997) **(6.2)**

şeklindedir.

Trona kullanılan püskürtmeli kurutma yönteminde 87 data seti (MW, %S, TCI) kullanılarak bulunan yatırım maliyet modeli şu şekildedir;

$TCI= 631513*(MW)^{0.64}*(\%S)^{0.197}$ ($) ($R^2$=0.9996) **(6.3)**

Kireç kullanılan püskürtmeli kurutma yöntemi için 37 data seti kullanılarak bulunan yatırım maliyet modeli;

$TCI= 583\ 507*(MW)^{0.639}*(\%S)^{0.1}$ ($) ($R^2$=0.9997) **(6.4)**

Trona kullanılan kuru enjeksiyon yöntemi için yatırım maliyet modeli Auto 2 Fit 3.0 programında Quasi-Newton metodunda 78 data seti kullanılarak şu şekilde bulunmuştur (2000 kcal/kg kömür için);

$TCI= 321\ 917*(MW)^{0.61}*(\%S)^{0.3}$ ($) ($R^2$=0.977) **(6.5)**

Kireç kullanılan kuru enjeksiyon yönteminde 41 data seti kullanılarak bulunan yatırım maliyeti modeli şu şekildedir;

$TCI= 236\ 020*(MW)^{0.67}*(\%S)^{0.1}$ ($) ($R^2$=0. 9995) **(6.6)**

Kireçtaşı kullanılan kuru enjeksiyon yönteminde 22 data seti kullanılarak bulunan yatırım maliyeti modeli olarak şu şekildedir;

$TCI= 170\ 018*(MW)^{0.74}*(\%S)^{0.15}$ ($) ($R^2$=0.9993) **(6.7)**

6.3. Kurulu Güç, Kömür Isıl Değeri ve toplam kükürt değişkenleri altında Kükürt Dioksit Tutma Verimi Analizi

Küçük ölçekli termik santraller için (Kurulu güç < 100 MW);

Baca gazı arıtmada **kuru enjeksiyon** yöntemi kullanılması ve sorbent olarak **kireç** kullanılması durumunda;

2000kcal/kg ısıl değerli kömür temel alınırsa;

$$\frac{50*3600*1000}{0,37*2000*4,18} = 58192\ \text{kg/h} \sim 60\ \text{ton/h kömür kullanılır.}$$

50 MW için;

$$2000/4=500;\ \frac{0,04*0,75*60000*10^6*64/32}{286000} = 12587\ \text{mg/m3 SO2 konsantrasyonu}$$

100 MW' ın altındaki güç santrallerinde SO_2 emisyon limiti 2000 mg/m^3 olduğundan bu sınırı sağlamak için gerekli minumum desülfirizasyon yüzdesi;

$$100\left(1-\frac{2000}{12587}\right) = 84.2 < 85;\ \text{Cal/s} \geq 500\ \text{olmalı}$$

$$1500\ \text{kcal/kg kömür için;}\ \frac{50*3600*1000}{0,37*1500*4,18} = 77589,6\text{kg/h} \sim 77600\ \text{kömür}$$

1500/3.6=416.6 ~ 417

oluşacak özgül baca gazı miktarı; 2.17+0.0013*1500=4.12 m^3/kg

oluşacak baca gazı debisi; 77600*4.12=319712 m^3/h

Bacagazı SO_2 konsantrasyonu; $\frac{0,036*0,75*77600*10^6*64/32}{319712} = 13106$ mg/m^3

Gerekli desülfirizasyon yüzdesi; $100\,(1-\frac{2000}{13106}) = 84.7 < 85; \text{Cal/s} \geq 417$ olmalı

2500 kcal/kg kömür için; 46554 kg/h; 252323 m^3/h; 12730 mg/m^3

2500/4.6=543.4; %84.3<85; Cal/s ≥ 543 olmalı

3000 kcal/kg kömür için; 38795 kg/h; 23548 m^3/h; 12850 mg/m^3

3000/5.2=576.9; %84.5<85; Cal/s ≥ 576 olmalı

4000 kcal/kg kömür için; 29096 kg/h; 214437 m^3/h; 12822 mg/m^3

4000/6.3=634.9; %84.4<85; Cal/s ≥ 635 olmalı

Kurulu güç<100MW olan santrallerde kuru enjeksiyon yöntemi ile baca gazı arıtmada **kireçtaşı kullanılması** durumunda;

50MW temel alınırsa;

2000 kcal/kg için; 58192 ~60000 kg/h kömür; 286000 m^3/h; 7867 mg/m^3

2000/2.5=800; %74.5<75; Cal/s ≥ 800 olmalı

1500 kcal/kg için; 77589 ~ 78000 kg/h; 321360 m^3/h; 8009 mg/m^3

1500/2.2=681.8; %75<75; Cal/s ≥ 681 olmalı

2500 kcal/kg için; 46554 kg/h; 252322 m^3/h; 7749 mg/m^3

2500/2.8=892.8; %74.2<75; Cal/s ≥ 892 olmalı

3000 kcal/kg için; 38795 kg/h; 235486 m^3/h; 7907 mg/m^3

3000/3.2=937.5; %74.7<75; Cal/s ≥ 937 olmalı

4000 kcal/kg için; 29096 kg/h; 214438 m^3/h; 7937 mg/m^3

4000/3.9=1025; %74.8<75; Cal/s ≥ 1025olmalı

trona kullanılması durumunda;

2000 kcal/kg; 60000 kg/h kömür; 286000 m^3/h; 15734 mg/m^3

2000/5.0=400; %87.5<90; Cal/s ≥400 olmalı

1500 kcal/kg; 78000 kg/h; 321360 m^3/h; 1

1500/4.6=326; %88<90; Cal/s ≥326 olmalı

2500 kcal/kg; 46554 kg/h; 252322 m^3/h; 16605 mg/m^3

2500/6.0=416; %88<90; Cal/s ≥416 olmalı

3000 kcal/kg; 38795 kg/h; 235486 m^3/h; 17298 mg/m^3

3000/7.0=428.5; %88.5<90; Cal/s ≥429 olmalı

4000 kcal/kg; 29096 kg/h; 214438 m^3/h; 16282 mg/m^3

4000/8.8=500; %87.8<90; Cal/s ≥500 olmalı

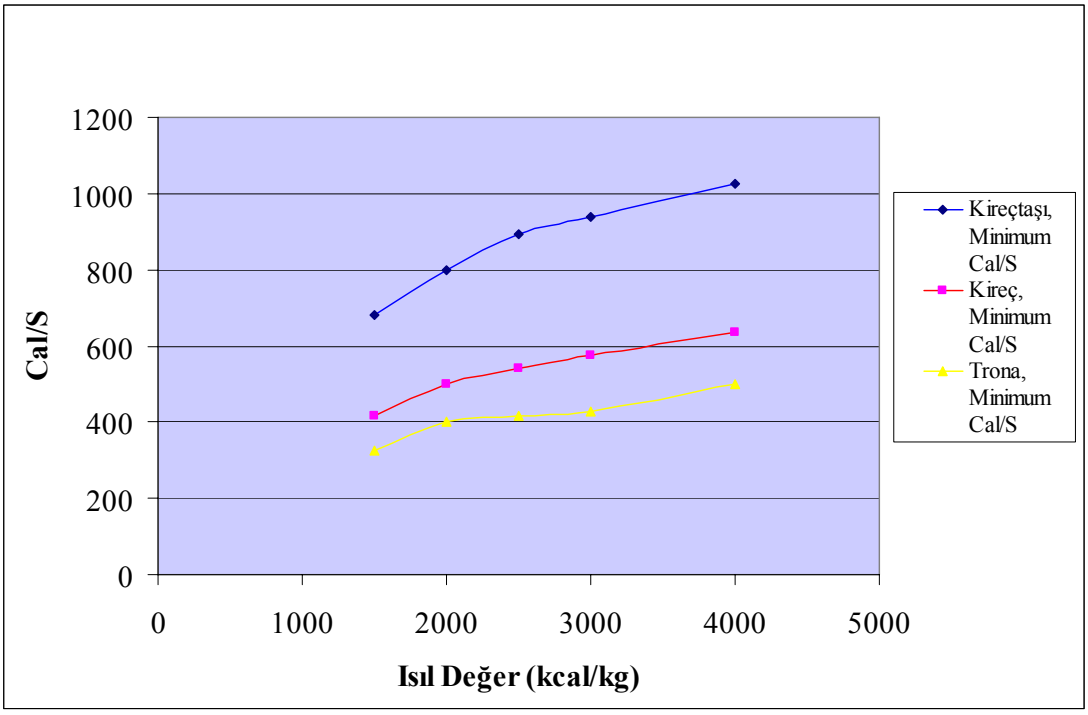
Tablo 6.1'de 100 MW'tan küçük kurulu güçlerde 3 farklı sorbentin ısıl değer ve kükür içeriklerine göre kuru enjeksiyon yönteminde kullanılabilme sınırları görülmektedir.

Tablo 6.1 : 100 MW'ın Altındaki Santrallerde Kuru Enjeksiyon Yöntemi Kullanılabilme Sınır Değerleri

Isıl Değer(kCal/kg)	Kireçtaşı, Minimum Cal/S	Kireç, Minimum Cal/S	Trona, Minimum Cal/S
1500	681	417	326
2000	800	500	400
2500	892	543	416
3000	937	576	429
4000	1025	635	500

Şekil 6.17.'den de görülebileceği gibi 100MW'den küçük kurulu güce sahip termik santrallerde kuru enjeksiyon yönteminde farklı sorbentlerin kullanılabilmesi için farklı ısıl değere sahip kömürlerde olması gereken maksimum toplam kükürt değerleri çıkarılabilmektedir Burada kısıtlayıcı faktör, kuru enjeksiyon yönteminde kullanılan sorbentlerin, kömürün kükürt değerine bağlı olarak oluşacak kükürt dioksit konsantrasyonunu kurulu güce karşılık gelen yasal emisyon sınırının altında

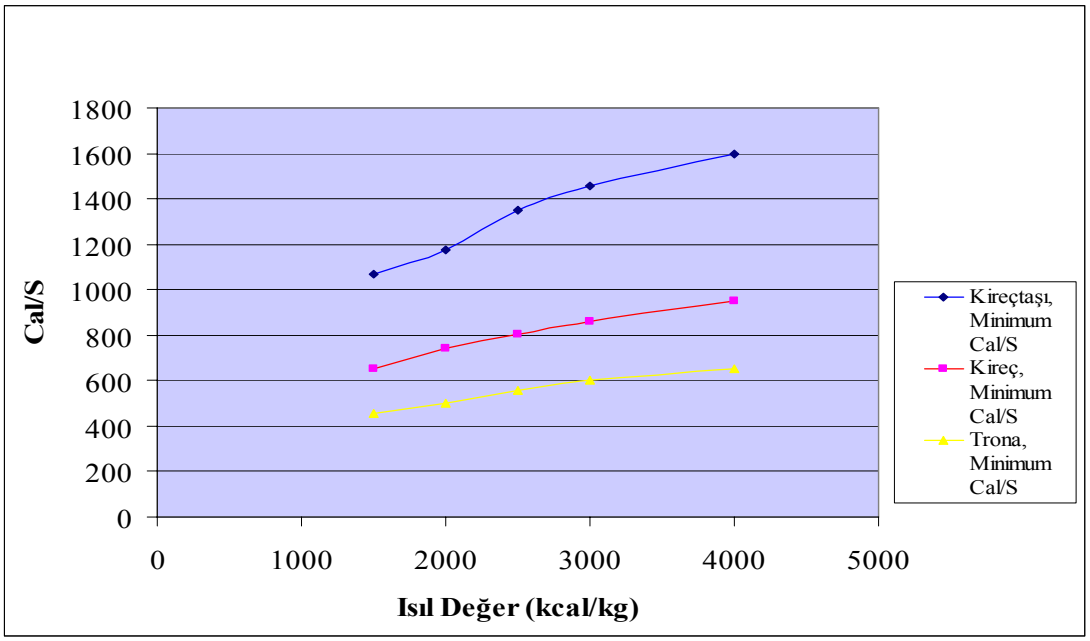
tutabilecek desülfürizyon yüzdesini sağlayıp sağlamayacağıdır Örneğin 100MW'ın altındaki kurulu güce sahip termik santralde 2000 kcal/kg'lık kömür kullanılması durumunda kuru enjeksiyon yönteminde kireçtaşı kullanılabilmesi için minimum cal/s değeri 800'dür. Buradan hareketle kullanılan bu kömürde bulunabilecek en yüksek toplam kükürt değeri (2000/800=2.5) % 2.5 tir. Bu değerin üzerindeki kükürt değerlerinde Endüstriyel Tesislerden Kaynaklanan Hava Kirliliğinin Kontrolü Yönetmeliğine göre izin verilen 2000 mg/m3'lük (100 MW'tan küçük tesislerde) SO_2 emisyon sınırı aşılmış olacağından bu yöntem için kireçtaşı sorbentinin kullanılması uygun olmayacaktır. Aynı şekilde kireç sorbenti için minimum cal/s değeri 2000 kcal/kg için 500, trona için ise 400'dür. Cal/s 400'ün altında artık kuru enjeksiyon yönteminin kullanılması anılan emisyon sınırını sağlayamayacağından 100 MW'tan küçük tesislerde 2000 kcal değeri için %5'in üzerinde toplam. kükürt değerinde ıslak yöntemin kullanılması gerekecektir.,



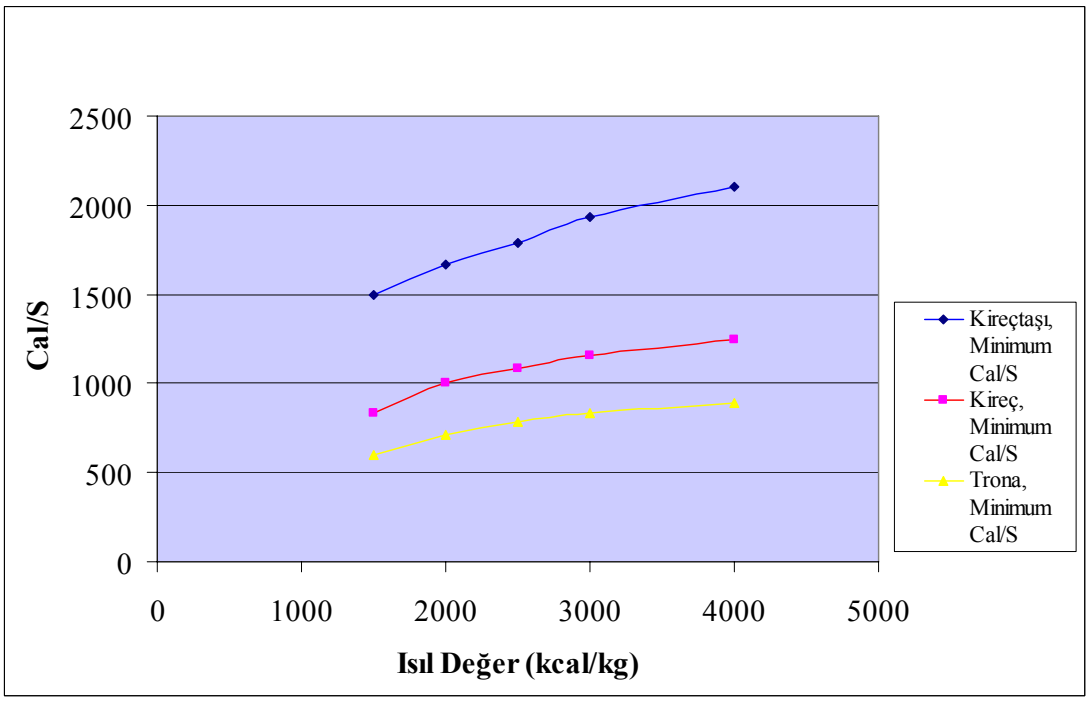
Şekil 6.17 : 100 MW'ın altındaki Termik Santrallerde Kuru Enjeksiyon Yöntemi İçin Farklı Sorbentlerin Kullanılabilme Sınırları

Şekil 6.18'de gösterildiği gibi kuru enjeksiyon yönteminde üç farklı sorbentin kömürün ısıl değeri ve toplam kükürt içeriğine göre kullanılabilme sınırları grafik çizgilerinin üzerinde kalan alanlardır. Örneğin bu gibi orta ölçekli termik santrallerde 1300 mg/m^3 olan emisyon sınırının aşılmaması için kireçtaşında 3000 kcal/kg ısıl

değerli kömür için toplam kükürt değeri % 2' yi aşmamalıdır. Bu değerin üzerindeki kükürt değerlerinde kuru enjeksiyon yöntemi için kireç ya da trona kullanılabilir.



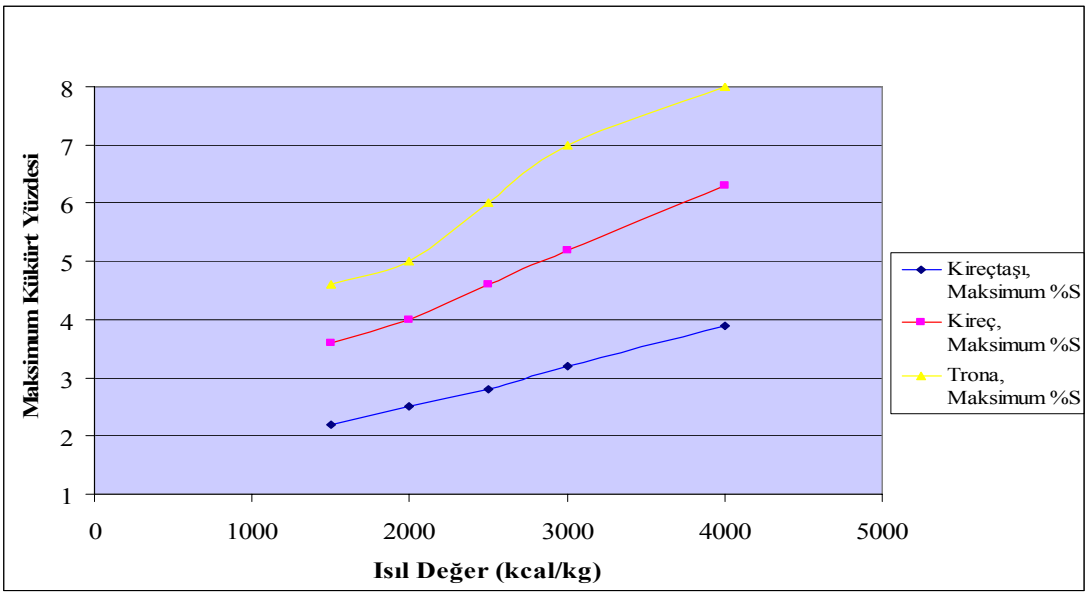
Şekil 6.18 : 100 ile 300 MW Arasındaki Termik Santrallerde Santrallerde Kuru Enjeksiyon Yöntemi İçin Farklı Sorbentlerin Kullanılabilme Sınırları



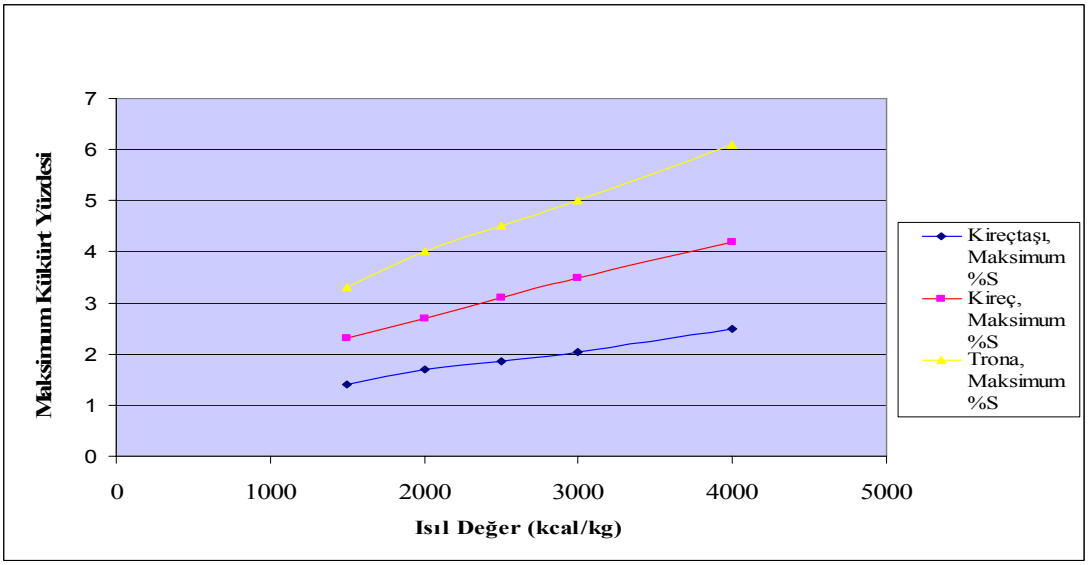
Şekil 6.19 : 300 MW'ın Üzerindeki Termik Santrallerde Kuru Enjeksiyon Yöntemi İçin Farklı Sorbentlerin Kullanılabilme Sınırları

Şekil 6.19'dan da görülebileceği gibi 300 MW'ın üzerindeki büyük ölçekli kömür kullanan (burada linyitin incelenmesi söz konusu) termik santrallerde 1000 mg/m^3 olan SO_2 emisyon sınırının aşılmaması için kuru enjeksiyon yönteminde üç sorbente ait grafik çizgilerinin üzerinde kalan alanda çalışma söz konusudur.

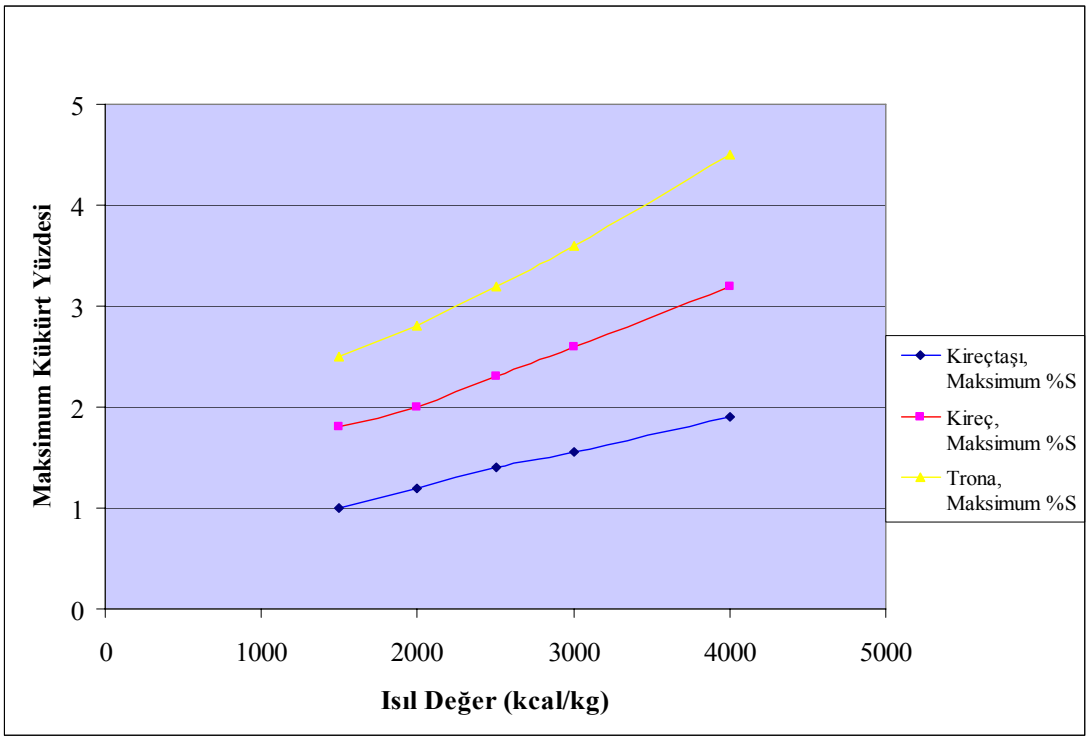
Şekil 6.20, 6.21 ve 6.22 'de de farklı ısıl değerler ve kapasitelerde kullanılabilecek kömürde maksimum kükürt değeri grafiği görülmektedir.



Şekil 6.20 : 100 MW'tan Küçük Kapasitelerde Kömürün Isıl Değerine Göre Kuru Enjeksiyonyönteminde Kullnılabilecek Maksimum Toplam Kükürt Yüzdeleri Grafiği



Şekil 6.21 : 100-300 MW Arası Kapasitelerde Kömürün Isıl Değerine Göre Kuru Enjeksiyon Yönteminde Kullanılabilecek Maksimum Toplam Kükürt Yüzdeleri Grafiği



Şekil 6.22 : 300 MW'tan Büyük Kapasitelerde Kömürün Isıl Değerine Göre Kuru Enjeksiyon Yönteminde Kullanılabilecek Maksimum Toplam Kükürt Yüzdeleri Grafiği

6.4. Trona ve Kömür Nakli Mukayesesi

Temel Durum : 200 MW kurulu güçteki linyit kullanan termik santral; 2000 kcal/kg ısıl değerli ve %2 toplam kükürt içerikli kömür kullanılan durumda püskürtmeli kurutma yöntemi için %37'lik termal verim kabulüne göre;

$$\text{Gerekli kömür miktarı;} = \frac{2000\text{MW} * 3600\,\text{s} 1000\,\text{J/kJ}}{0{,}37 * 2000\,\text{kcal/kg} * 4{,}18\,\text{kJ/kcal} * \text{h}} = 232 \text{ ton/h} \cong 240 \text{ ton/h}$$

Baca Gazı Miktarı; 2.17+0.0013*cal=4.77 m^3/kg 1 144 800 m^3/h

240000*0.02*0.75*64/32 =7200 kg/h SO_2 oluşur; (linyit için toplam kükürt miktarının %75'i SO_2'ye dönüşür)

Oluşan SO_2'nin mol oranı = 7200/64=112.5 kmol/h

Baca gazı SO_2 konsantrasyonu;

$$\frac{240000 * 10^6 0{,}02 * 0{,}75 * 64/32}{1144800} = 6289 \text{ mg/m}^3 \text{ olacaktır.}$$

Gerekli minimum SO_2 giderme verimi = 100 (1-1300/6289) =%79.3 ≅ %80'dir.

Püskürtmeli kurutma yönteminde %90'lık giderme veriminde 1.2'lik Na/S oranı için gerekli sorbent miktarı.

Stokiometrik oranın 1.2 katı trona beslenirse (%84 tenörlü); 112.5*1.2 =135 kmol/h trona

135 kmol/h*226 kg/kmol * 1/0.84 =36.3 ton/h trona besleme

Nakliye maliyeti (kamyonla taşıma için); 0.3 lt motorin/km alınırsa 200 km'lik mesafeye taşımanın söz konusu olduğu durum için; 0.3 lt/km=60 lt. motorin*3YTL/lt=180 YTL * 2 (dönüş için yakıt) =360 YTL.

Bir kamyon bir seferde 26 ton yük taşıma kapasitesi olduğundan, (Nakliye işleminin %65'ini yakıt, %35'ini diğer masraflar oluşturmaktadır.) günde 3 sefer(6 saat gidiş-dönüş ve 2 saat yükleme-boşaltma için olacak şekilde) yapacak şekilde araç planlanması için gerekli kamyon sayısı =240 ton/h*24*1/26*1/3 =73.8 ≅ 74 adet kamyon.

Kömür taşıması durumunda; 74 kamyon* 3 sefer/gün*360 YTL/sefer*kamyon

79 9200 YTL/gün*360 =28 771 200 YTL/yıl.

Ayrıca nakliyede ton başına 7 YTL sabit masraflarda hesaba katılırsa (bakım masrafları, personel giderleri, ve amortisman)

240*24*360*7 YTL= 14 515 200 YTL

Kömür için Toplam Yıllık Nakliye Maliyeti = 43 286 400 YTL

Ton başına nakliye ücreti $\frac{43\,286\,400\ \text{YTL}}{240 * 24 * 360\ \text{ton}} = 20{,}875\text{YTL} / \text{ton}$

Trona taşınması için yıllık maliyet= 36.3*24*360*20.875= 6 547 068 YTL

Bu durumda trona'nın taşınması daha avantajlı gözükmektedir. Elektrik üretiminde Termik Santrallerin, kömür yataklarına yakın yerlere kurularak baca gazı arıtma için sorbentin taşınması daha ekonomik olmaktadır.

Kuru Enjeksiyon Yönteminin tercih edilip (Na/ S değeri daha yüksek olacağından daha fazla sorbent nakliyesi söz konusu olacağından) daha yüksek kükürt içerikli kömür kullanılması durumunda(oluşacak baca gazı SO_2 konsanrasyonu artacağından arıtma için daha fazla sorbent kullanılacağından) ekonomik analiz şu şekilde olacaktır;

% 4 toplam kömür içeriğine sahip kömür için (200 MW'lık tesis ve 2000 kCal/kg kömür kullanılan durumda);

Baca gazı SO_2 konsantrasyonu;

$$\frac{240000 * 10^6 0{,}04 * 0{,}75 * 64/32}{1144800} = 12\ 578\ \text{mg/m}^3 \text{ olacaktır.}$$

Gerekli minimum SO_2 giderme verimi = 100 (1-1300/12 578) =% 89.6 ≅ % 90'dır.

Bu durumda arıtma için gerekli trona miktarı 101.7 ton/h olacağından bu durumda da 240 ton/h kömür nakliyesi yerine trona sorbentini taşımak daha avantajlı olacaktır.

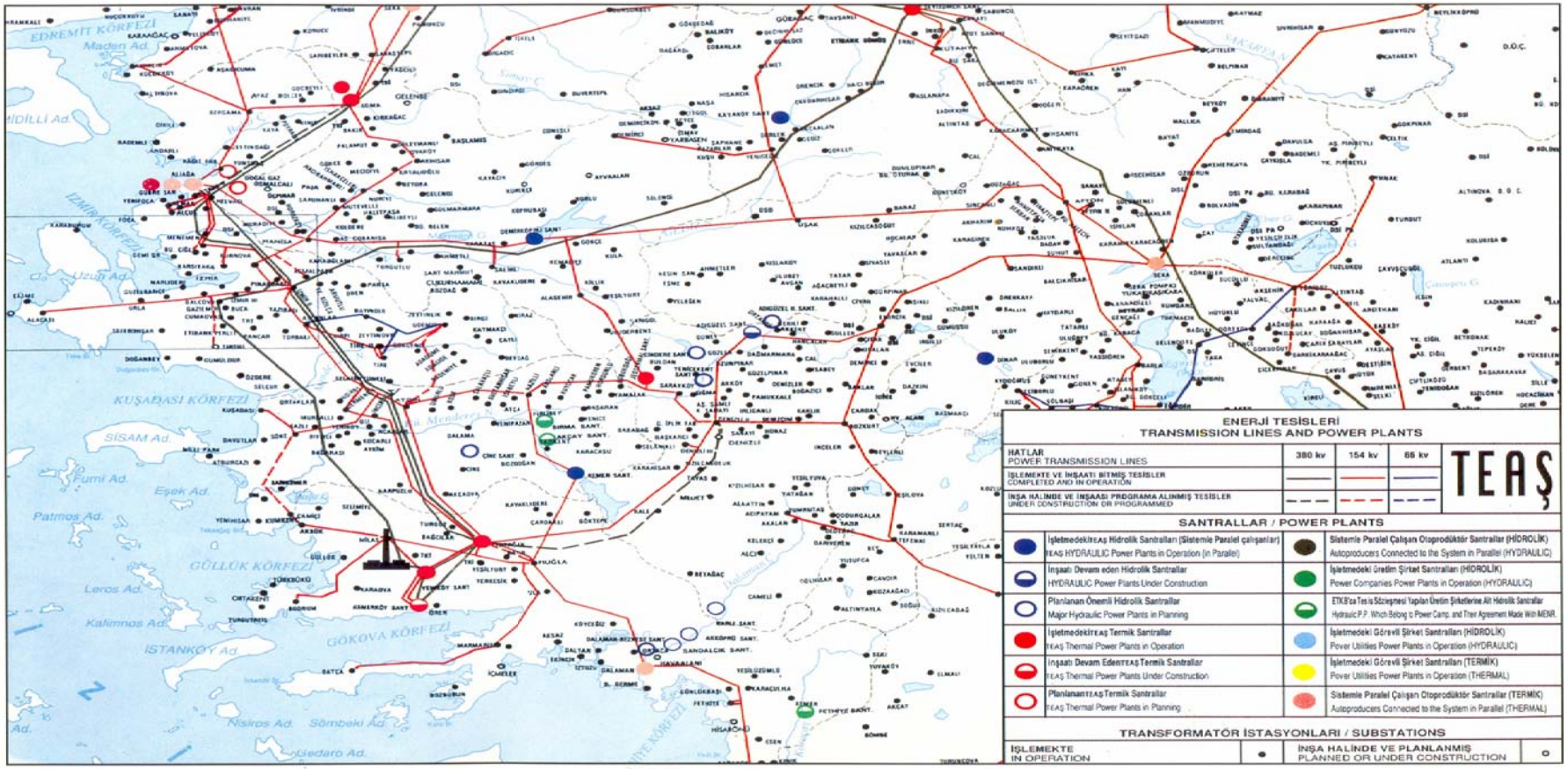
Termik santrallerin kömür yataklarının bulunduğu yere kurulmasının(Çayırhan, Yatağan, Afşin-Elbistan vb.) bir sebebi de elektrik iletiminin köür taşımaya göre daha kolay olmasıdır. Bu konuda yapılan analiz kısaca aşağıdaki gibidir;

Elektrik iletim ve dağıtım kayıplarında, kayıp oranlarını belirli bir seviyede korumak için hat mesafesinin optimum uzaklığı kavramı bulunmamaktadır. Yani kayıpların minimum olması için bir hattın uzunluğu konusunda bir sınır yok. Yalnız hat uzunluğu arttıkça kayıpların arttığı da bir gerçektir. İletim ve dağıtım sistemi planlama ve tasarımlarında hat kayıplarının mümkün olduğunca düşük seviyede tutulması için yapılanlar özetlenecek olursa;

İletim Sistemi : Türkiye elektrik sisteminde Yüksek Gerilim (154 kV) ve Çok Yüksek Gerilim (380 kV) hatlarında kayıp oranının %3'ten fazla olmaması dikkate alınan kriterlerden birisi. Kayıp oranını bu seviyenin altında tutmak için belirli mesafelerden sonra (hattın taşıdığı yük kapasitesine göre bu mesafe değişebiliyor) "*reaktör*" bağlantısı yapılmaktadır. 380 kV hatlardan çok uzun mesafeli olanlar mevcuttur (yaklaşık 800 km dolayında). Ancak bu uzun hat bir noktadan başlayıp diğer noktada bitmemektedir. Bu hat güzergahında olan üretim tesisleri (santrallar) hatta bağlandıkça hat güçleniyor, ayrıca yine bu hatta bağlı "*trafo merkezleri"* (tüketim noktaları) bir reaktör görevi görüyor. Diğer taraftan 380 kV seviyesindeki hatlar tümleşik (enterkonnekte) olduğu için hatlar arasında yeni bir bağlantı yapılması aslında hat uzunluğunu kısaltıyor. Bunun en güzel örneklerinden birisi Elbistan-Ankara arasında olan 380 kV hattın Yeşilhisar (Kayseri) noktasından Konya'ya bağlantıdır. Bu bağlantı ile hat yarı yarıya kısalmakta, daha da önemlisi Yeşilhisar Trafo Merkezi bir reaktör görevi görmekte, Elbistan-Ankara hattının güç seviye dengesi Yeşilhisar-Konya hattı ile sağlanmaktadır [91].

Dağıtım Sistemi : Türkiye'de 36 kV seviyenin altı orta gerilim olarak adlandırılmaktadır. 10.5 kV, 6 kV ve 0.4 kV gerilim seviyeleri de alçak gerilim seviyesi olarak adlandırılmaktadır. Orta ve alçak Gerilim seviyesindeki hat kayıpları iki ayrı konuda değerlendirilmektedir. Bu hatlar tasarlanırken güç kaybının en fazla %5, gerilim kaybının da en fazla %7 olması istenmektedir. Bunu sağlamak için yine mesafe kısıtlaması yapılamamakta, ancak hattın ihtiyaç duyulan noktalarına "*kapasitörler*" bağlanmaktadır. Halihazırda alçak gerilim seviyesinde sık aralıklarla trafo merkezleri bulunduğundan güç kaybının önüne rahatlıkla geçilebilmekte, gerilim kaybının önlenmesi için ise kapasitör bağlantısı yapılmaktadır.Şekil 6.23'te Muğla ve civarındaki bölgeye ait yüksek ve alçak gerilim hatları görülmektedir.

Sonuç olarak, elektrik sisteminde iletim seviyesi (154 kv ve 380 kV) kayıp oranı en fazla %3, Dağıtım seviyesi (36 kV ve altı) için güç kaybı en fazla %5, gerilim kaybı en fazla %7 olacak şekilde hat tasarımı yapılmaktadır [91].



Şekil 6.23 :Güneybatı Anadolu'daki Termik Santraller, Yüksek, Orta Ve Alçak Gerilim Bağlantıları [92].

Trona Çözelti Pompalama Maliyeti

Beypazarı trona yataklarından Çayırhan termik santraline arıtma amaçlı

Maliyeti etkileyecek değişkenler:

Pompalama Mesafesi : 25 km

Yükseklik farkı: + 300 metre

Çözelti debisi: 100 m^3 /saat = 800.000 m^3 /yıl (İmalat hedefi yılda 1 milyon ton olduğundan)

Amortisman : 5 yıl

Değişkenlere göre hesaplanan unsurlar:

Enerji Tüketimi: 500 kWh (300 m basma yüksekliği ve 25 km boru hattı sürtünme kayıpları ile birlikte) [93].

Yatırım maliyeti: 2.5 milyon $ (arazi yapısı ve mülkiyetine göre önemli ölçüde değişir ama hiç arazi satınalmadan sadece boru ve montaj fiyatı + pompa maliyetlerini kapsar)

5 yıl amortisman baz alınırsa: 2.5 milyon $ / 4 milyon m^3 çözelti = 0.625 $/ m^3 yatırım maliyeti gerekmektedir.

Elektrik maliyeti: 500 kWh x 0.08 $/kWh / 100 m3/h = 0.4 $/$m^3$

Toplam maliyet: yaklaşık 1 $/ m^3

Kamyon ile çözelti taşınması durumunda;

Mesafe : 25 km,

100 m^3/saat, 2400 m^3/gün; yükleme-boşaltma, gidiş-geliş, bakım-onarım toplam 3 saat alınırsa ve 26 ton/kamyon yükleme şartlarında günde 8 sefer/kamyon değeri bulunmaktadır.

Yaklaşık 15 kamyon gerekir, yatırım maliyeti 2250000 $ (150000 $/kamyon satınalma fiyatı için)

Yaklaşık maliyet:

Amortisman: 0.56 $ (5 yıllık amortisman değeri için)

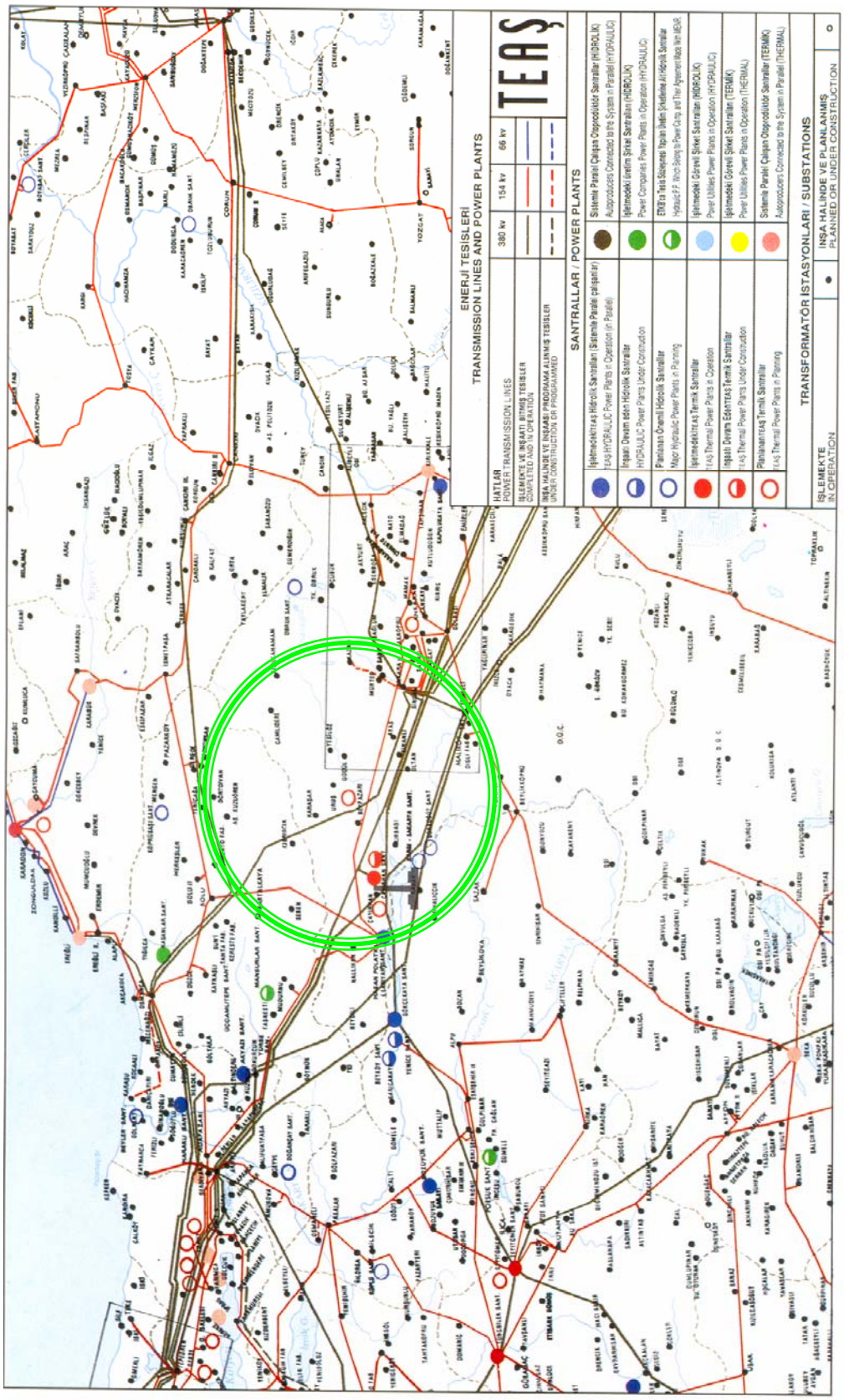
akaryakıt: 1.40 $

diğer giderler: 0.57 $ (beklenmedik giderler, vs)

toplam = 2.53 $/$m^3$

yaklaşık 1.5 $/$m^3$ fiyat farkı oluşmaktadır, 2.5 milyon$ yatırım baz alınırsa yaklaşık 1.5 milyon m^3 çözelti transferinde yatırımı amorti etmektedir ki, o da yaklaşık 2 yıllık bir süreye karşılık gelmektedir.

Kömür, elektrik nakli ve çözelti nakli bilgileri ışığında Beypazarı ve Çayırhan linyit rezervlerinin Beypazarı'na 25 km'lik bir yarıçapta bir alana kurulacak termik santrallaerde değerlendirilmesi önerisi Şekil 6.24 'te gösterilmiştir.



Şekil 6.24 : Beypazarı Civarına Kurulması Önerilen Termik Santral Yerleşimi [92]

6.5. Sodyum Bikarbonatın Geri Kazanılması

EPA, EPRI VE DOE tarafından geliştirilen B&W(Babcock and Wilcox) ve gübre pazarı dağıtım yeterliliğine sahip potosh firması tarafından yaygınlaştırılan AIRborne teknolojisi şirketi tarafından 2000 li yılların başında ticaretleştirilmiştir. Soda külü veya sodyumlu birleşikleriyle kullanıldığı yüksek verimli prosesler önceden beri tanımlanmış durumda idi.ancak sodyumlu birleşiklerin oldukça pahalı olması kullanımını engelleyici bir faktör olmuştu.buna ilave olarak çıkan sodyum sülfit ürünün sınırlı bir ekonomik değere sahip olması ve atık problemi yaratması da diğer olumsuz faktörlerdendi.sodyum sülfatın sodyum bikarbonata dönüştürülmesi prosesi.yaklaşık olarak eşit oranda karışmış tuzların oluşması sebebiyle oldukça zordu.bu da az orandaki geri dönüşüm ürünü olan sodyum bikarbonat ve amonyum sülfatın büyük oranda sodyum sülfatla kontamine olması demek. Bu sebeple sodyum sülfatın sodyum bikarbonata dönüştürülmesi sistemi hemen hemen terkedilmişti [94].

EPA'nın AIRborne sistemi günlük 20 ton'luk pilot ölçek üretimi başarıyla sonuçlanmıştır. Sodyum sülfattan sodyum bikarbonat ve zirai nitelikte amonyum sülfat gübresi üretilebilmektedir.Bu şekilde sodyum kullanılan baca gazı arıtma yöntemleri ekonomik ve çevresel açısından cazip hale gelmektedir.Amonyum sülfat direk gübre olarak satılabileceği gibi yüksek değerli sülfat gübresi olan potasyum sülfat üretimi için depolanabilir özelliktedir.sodyum bikarbonat %98, amonyum sülfat %99 saflıkta elde edilebilmektedir. Sıcak baca gazı ile temas ettiğinde sodyum bikarbonat yüksek gözenekli. Reaktif ve yüksek absorban verimliliğine sahip sodyum karbonat a (soda külü) dönüşmektedir.proseste şu şekildeki temel kimyasal reaksiyonlar yer almaktadır [94];

1.Sodyum sülfat hazırlanma aşaması çözeltinin pH'sinin ayarlanması ile olmaktadır.Sodyum sülfat çözeltisine sodyum karbonat katılarak istenmeyen zararlı ağır metallerle kompleks oluşturulur (örneğin kurşun karbonat) ve filtre edilerek bu metal-kompleksler uzaklaştırılır. Bu aşama ileride elde edilerek sodyum bikarbonat ve gübre yan ürününün saflığı açısından kritik bir aşamadır.

2 .karbon dioksit ve amonyağın su içerisinde çözünmesi ile amonyum bikarbonat çamuru elde eldir.

$$NH_3(aq)+CO_2(g)+H_2O(liq) \longrightarrow NH_4HCO_3(çamur) \quad \textbf{(6.8)}$$

3. Amonyum bikarbonatın sodyum sülfatla reaksiyonu sodyum bikarbonat kristali ve amonyum sülfat çözeltisi oluşturur.Proseste stokiometrik dönüşün verimi ve sodyum sülfatla amonyum sülfatın verimli olarak ayrılması yüksek kalitede amonyum sülfat gübresi eldesinde önemli aşamadır [95].

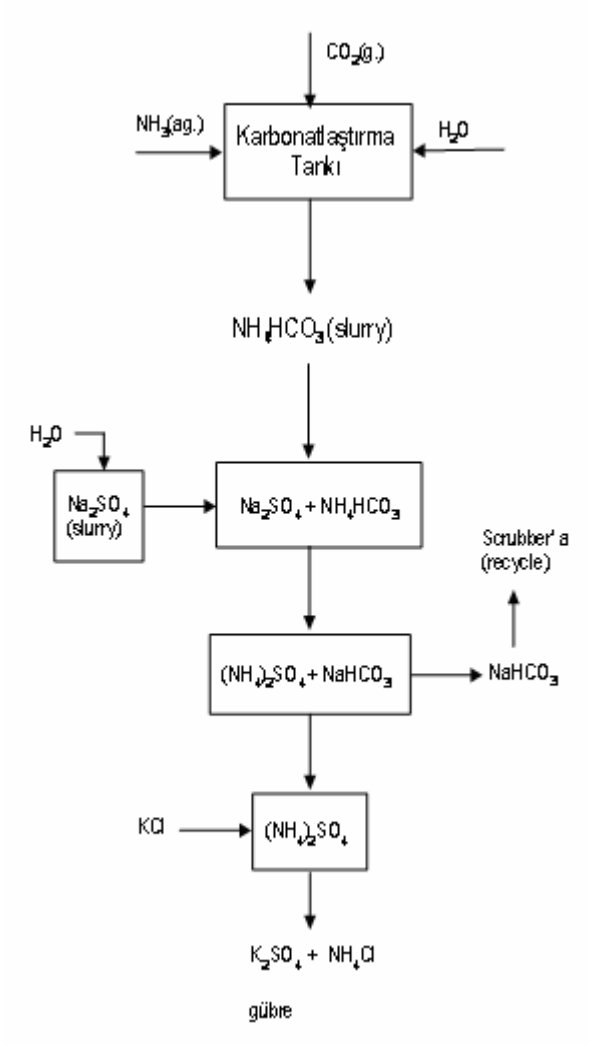
$$2NH_4HCO_3(\text{çamur})+Na_2SO_4(\text{çamur}) \longrightarrow (NH_4)_2SO_4+2NaHCO_3 \quad \textbf{(6.9)}$$

4. Opsiyonlu olarak amonyum sülfatla potasyum klorür (potas) ve kalsiyum oksitle (kireç) reaksiyonu sunucu potasyum sülfat gübresi ve amonyak üretilebilmektedir.Bu şekilde amonyak geri beslenerek (amonyum bikarbonat eldesi için) amonyak depolama gereksinimi olmamaktadır.

$$(NH_4)_2SO_4+2KCI+CaO \longrightarrow K_2SO_4+CaCI_2+2NH_3+H_2O \quad \textbf{(6.10)}$$

5. Yine opsiyonlu olarak amonyum sülfatın potas ile reaksiyonu sonucu potasyum sülfat gübresi ve amonyum klorür gübresi elde edilebilmektedir.Bu durumda amonyak geri beslemesi olmamaktadır.Amonyum klorür de granül halde azotlu gübre pazarında ticari olarak değerlendirilebilmektedir.

$$(NH_4)_2SO_4+2KCI \longrightarrow K_2SO_4+2NH_4CI \quad \textbf{(6.11)}$$



Şekil 6.25 : Baca Gazı Arıtma Sonucu Oluşan Sodyum Sülfat'tan Gübre Eldesi İçin Proses Akım Şeması [62].

6.5.1. Atık geri kazanım fizibilite çalışması

Kuru Enjeksiyon Yönteminde 100 MW kapasite, %2 yanabilir S ve 2000 kcal/kg kömür için sorbent olarak trona (sodyum bazlı) kullanılması durumunda kabuller; oluşan atığın tamamının Na_2SO_4 olduğu varsayılırsa

100 MW için kullanılacak trona;

116000 kg/h kömür ~ 120 ton/h (%2 yanabilir kükürt içerikli ve 2000 kcal/kg ısıl değerli)

%2 yanabilir kükürt içeriği için

120*0.02=2.4 ton/h S oluşur.

4.8 ton/h SO_2 yayınımı oluşur.

75 kmol/h SO_2 yayınımı oluşur.

Stokinmetrik oranın 2 katı oranında trona (%84' lük) beslendiği durumda;

75 kmol/h*2*226 kg/kmol=33900 kg/h

$33900 * \frac{1}{0,84}$ =40357 kg/h trona beslemesi gerçekleşir.

=11.2 kg/s

Oluşan Na_2SO_4 miktarı 150 kmol/h*142 kg/kmol=10650 kg/h Na_2SO_4

[Trona 100 °C üzerinde karbonlaşarak Na_2CO_3 a dönüşür

150 kmol/h Na_2CO_3 → 150 kmol/h Na_2SO_4 oluşur]

10.65 ton/h Na_2SO_4 + NH_4HCO_3

150 kmol/h*75 kg/kmol=11250 kg/h

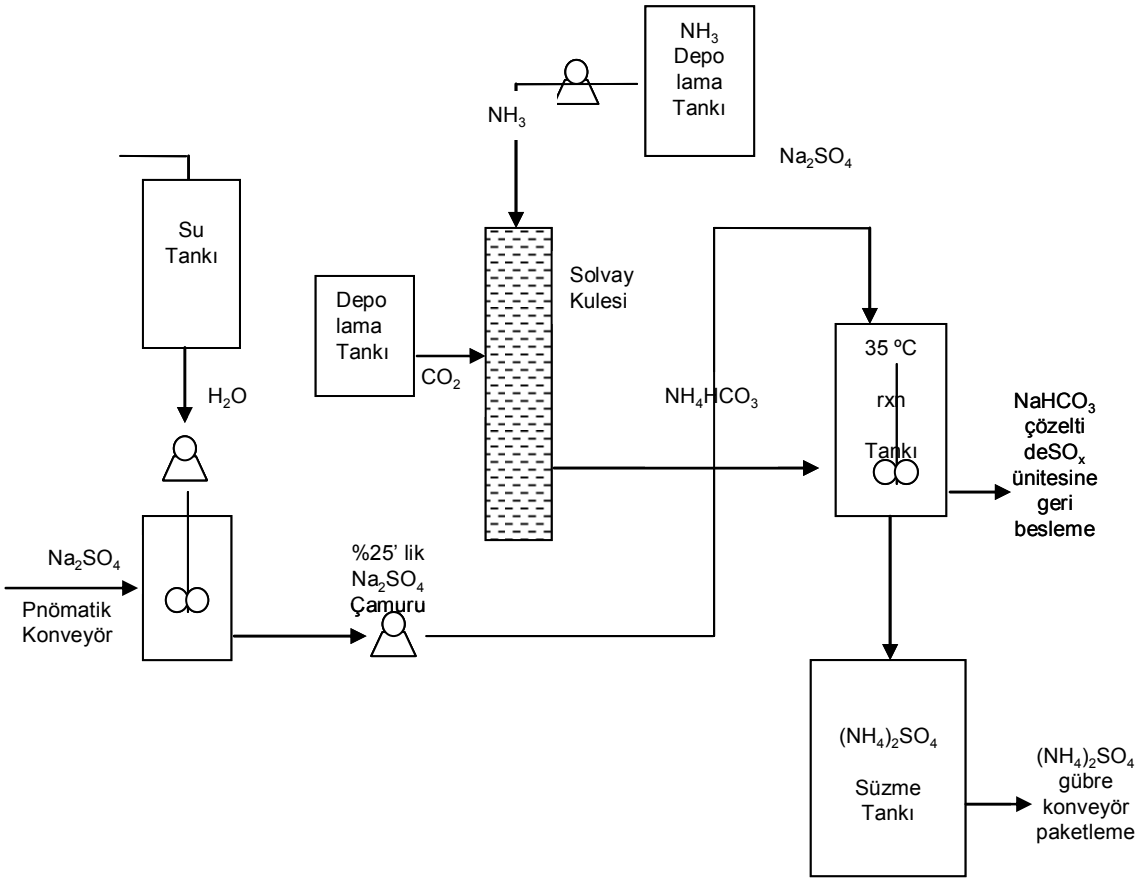
Bikarbonat oluşturmak için karbonatlaştırma kulesine beslenecek amonyak ve karbondioksit miktarları ise

150 kmol/h*17 kg/kmol=2550 kg/h NH_3

150 kmol/h*44 kg/kmol=6600 kg/h CO_2 beslenmesi gerekecektir.

Oluşacak $(NH_4)_2SO_4$ gübresi miktarı ise 150 kmol/h*132 kg/kmol=19800 kg/h

Şekil 6.26'da bikarbonat geri kazanım ve Gübre Üretim Tesisi için detaylı akım şeması verilmiştir.



Şekil 6.26 : Bikarbonat Geri Kazanım ve Gübre Üretim Tesisi Akım Şeması

150 kmol/h Na_2SO_4 ⟶ 10650 kg/h

450 kmol/h H_2O ⟶ 8100 kg/h = 8.1 m^3/h

1) 3 günlük su stoku için tank hacmi = 583.2 m^3 ˜600 m^3

2) Pnömatik konveyör (Na_2SO_4) = 2.95 kg/s*1.30 = 3.84˜4 kg/s

3)Su pompası; 8.1 m^3/h kapasitede

Basma yüksekliği (600 $m^3 = \pi * D^2 * H/4$; H=15; D=7 m)

H*1.5= 22.5 m.

P[kW]= 0.5 kW ˜ 1 kW' lık 2 Adet pompa

4) Solvay Kulesi; 25 m yüksekliğinde 6 m çapında kule

5) Reaksiyon Tankı; 3.12 m^3/h NH_3 çözeltisi ve 4313 m^3/h CO_2 (g)

Beslemesi yapılan tankın hacmi, %80 doluluk oranına göre 2 günlük NH_3 çözeltisi tutabilecek hacim için ˜200 m^3

6) Amonyak Depolama Tankı; 3 günlük stok= 225 m^3 ˜300 m^3

7) CO_2 Depolama Tankı; 4313 m^3/h*24*1=103512 m^3

CO_2 tankı 100 atm basınçta depolama için ˜1000 m^3

8) Tünel kurutma fırını; 10m.uzunluk ve 1m. Genişlik için 10m^2 kurutma alanı;

70 000 $= Cp

9) Çamur Hazırlama Tankı;

Su debisi; 8.1 m^3 /h

Na_2SO_4 debisi; 10 654 kg/h÷ 2000 kg/m^3= 5.32m^3/h

Toplam; 13.42 m^3/h*3 gün = 966 m^3

%90 doluluk oranına göre 1074~ 1100 m^3 lük tank

10) karıştırıcı; 1100.m^3 (H=19m.;Δ=8.5.)

Pervane tipi, 3 kanatlı karıştıcı; d_2=2.9m.; P=75 kW

2 Adet karıştırıcı (çamur hazırlama tankına)

2 Adet karıştırıcı (reaksiyon tankına); d_2=1.9m. ; 35 kW

11) NH_3 besleme pompası;

3.12 m^3/h debide NH_3 kullanılırsa; P[kW]=0.5 ˜ 1 kW'lık

2Adet pompa

12) Na_2SO_4 çamur pompası;

Su debisi; 8, $m^{3/h}$

Na_2SO_4;5.32m^3/h

Toplam; 13.42 m^3/h* 1.3 =17.4 m^3/h kapasite

˜ 18 m^3/h 2ad.

Basma yüksekliği; H=13*1.5=19.5˜ 20 m

Rxn tankı (300 m^3; D=5.5;H=13m.)

P[kW]= 1.38˜ 2 kW' lık 2ad.pompa

13) Süzme Tankı ($(NH_4)_2SO_4$); oluşan gübre 150 kmol/h

150 kmol/h * 132 kg/kmol= 19 800 kg/h ÷2000 kg/m^3

=9.9m^3/h*24*3 gün

=712 m^3 %90 doluluk oranına göre˜ 792˜ 800m^3

14)$(NH_4)_2$ SO_4 konveyör bant (kurutucu Tünel); paketleme ünitesine 10mç uzunluğunda; 1m eninde konveyör bant kurutma (buharlaştırma) kapasitesi; %20 rutubetli gübre kabulüne göre 3960 kg/h su buharlaştırma.

Tablo 6.2 : 100 MW Kapasitede (2000 kcal/kg Kömür ve %2 Kükürt İçeren) Kuru Enjeksiyon Yöntemi İle Desülfürizasyonda Atık Geri Kazanım Tesisi Yatırım Maliyeti

S.N.	Ekipman	Kapasite	Satınalma Fiyatı, Cp ($)	Yalın Modül Faktörü, F_{BM}	Yalın Modül Maliyeti, C_{BM} ($)	Toplam Modül Maliyeti C_{TM} ($)	Kök Maliyet C_{GR} ($)
1	Su Tankı	600 m3	20 000	1.9	38 000	45 000	64 000
2	Pnömatik Konveyör	4 kg/s*2	60 000*2	2.2	264 000	311 000	443 000
3	Su Pompası	10 m3/h*2	3 000*2	3.0	18 000	21 000	30 000
4	Solvay Kulesi	H=25 m. D=6 m.	1 500 000	1.9	2850 000	3363 000	4788 000
5	Reaksiyon Tankı	200 m3	140 000	1.9	20 900	25 000	35 500
6	Amonyak Depolama Tankı	300 m3	14 000	1.9	26 600	31 000	44 300
7	CO2 Depolama Tankı	1000 m3	140 000	2.1*5	1 470 000	1 730 000	2 465 000
8	Konveyör Bant (Tünel Fırın)	15 m. W=1 m. 2 Ad.	15 000*2	2.4	72 000	85 000	121 000
9	Çamur Hazırlama Tankı	1100 m3	30 000	1.9	57 000	67 000	95 500
10	Karıştırıcı	75 kW*4	45 000*4	2.0	360 000	424 000	604 000
11	Amonyak Besleme Pompası	5 m3/h*2	3 000*2	3.0	18 000	21 000	30 000
12	Na2SO4 Çamur Pompası	18 m3/h*2	4 000*2	3.0	24 000	28 000	40 000
13	Susuzlaştırma Tankı	800 m3	25 000	1.9	47 500	56 000	80 000
14	(NH4)2SO4 Konveyör Bant	10 m2*2 Ad.	60 000*2	2.3	276 000	325 000	463 000
TOPLAM MALİYET ($)			***2 239 000***		***5 542 000***	***6 539 000***	***9 305 000***

Yıllık İşletme Maliyetleri;

1. Elektrik; su pompası; 1kW*24*360=8640 kWh/yıl

Sülfat çamuru pompası=2kW*24*360=17280 kWh/yıl

Amonyak pompası =8640 kWh/yıl

Karıştırıcı=75kW*2*24*360=1296000 kWh/yıl

Konveyör bant=(3.5kg/s/0.453)0.82*(10/0.3048)*0.00058=0.1hp

~ 0.5 kW' lık motor

2*0.5*24*360=8640 kWh/yıl

Pnömatik konveyör=(4/0.453)0.95*10=79.2hp=59.09 ~ 60

60*24*360=518400 kWh/yıl

Kurutma fırını=4000kg/h su buharlaştıracak kapasitede

$$4000*1*(40)=160000 \text{ kcal/h} * \frac{1h}{3600} * \frac{4,18}{kcal}$$

=185kW*2*24*360

=3196800 kWh/yıl

Toplam Elk.=5 054 400 kWh/yıl*0.08$/kWh= **404 352 $/yıl**

2. Kimyasal; 2550 kg/h NH3*24*360=22032 ton/yıl*250 $/ton=5578000 $/yıl

6600 kg/h CO2*24*360=57024 ton/yıl*15 $/ton=855360 $/yıl

Toplam = **6 363 360 $/yıl**

3. Su; 8.1 m3/h*24*360 = 69984 m3/yıl = **70 000 $/yıl**

4. İşçilik; 4 operatör + 4 bakım-onarım işçisi 3 vardiya esasına göre

32 işçi*8 saat*5 $/saat*360=460 800 $/yıl

5. Bakım Onarım; TCI*0.06 = 5*106*0.06=300 000 $/yıl

Toplam=7 598 512 $/yıl

6. Satış-Pazarlama-Depolama; 4 personel ~ 200 000 $/yıl

+

Toplam Yıllık İşletme Maliyeti= 7 798 512 $/yıl

Yıllık Gübre İmalatı=19800 kg/h*24*360=17 1072 ton/yıl

Yıllık Satıştan Elde Edilecek Gelir=171072*85 $/ton

=14541120 $/yıl

Yatırım + İşletme Maliyeti= 9.3+7.9=17.2*106 $/yıl

Bikarbonatın geri kazanımı ile tasarruf edilecek sorbent maliyeti

345600 ton/yıl trona sorbenti

106000 ton/yıl bikarbonat (geri kazanılan)

6912000 $/yıl*0.3=2 123 686 $/yıl

Atık Bertaraf maliyetinden elde edilecek tasarruf= 401 470 $/yıl

Atık Depolama Arazisinden de çevresel yarar elde edilmiş olacaktır.

6.6. Amortisman, paranın maliyeti ve baca gazı arıtmanın elektrik üretim maliyetine etkisi

BGA ünitesinin ekonomik ömrünün 20-30 yıl olduğu (termik santral ekonomik ömrü ile aynı süre olarak alınabilir) düşünüldüğünde 20 yıllık bir kabul ile amortisman hesabı yapılabilir. Doğrusal amortisman [74] yöntemi kullanılarak arıtma tesisinin yatırım maliyetinin yıllara eşit olarak dağılımı esas alınarak örnek durum olarak, 200 MW gücünde 2000 kcal/kg kömür kullanan %2 yanabilir kükürt değerine sahip bir termik santralde ıslak yöntem ile baca gazı arıtmayı kullanan tronanın arıtıcı madde olarak tercih edildiği hal alınmıştır.

$$\frac{34*10^6\ \$}{20\ \text{yıl}} = 1.7*10^6\ \$/\text{yıl}$$ Her yıl eşit amortisman

Formül (6.7)' deki yön faktörü %100 olarak kabul edilir ve

Elk. Üretim maliyeti q=4.5 cent/kWh olarak alınırsa [26];

[700 cent/10^6 kcal=7*10^{-4} cent/kcal

2000kcal/kg*240000 kg/h* $\frac{4{,}18\,\text{kJ}}{1\,\text{kcal}} * \frac{1\,\text{h}}{3600\,\text{s}}$ =557333 kJ/s [kW]

7*10^{-4} cent/kcal*2000 kcal/kg*240000 kg/h* $\frac{1}{200000\,\text{kW}} * \frac{1}{0{,}37}$ =4.54 cent/kWh

Yıllık İşletme Maliyeti (Baca gazı arıtma)= 17.2*10^6 $ Bilgisayar programıya hesaplanan

Toplam Yıllık İlave Maliyet= 17.2*10^6 + 1.7*10^6 = 18.9*10^6 $

%100 yük faktörüne göre yıllık elektrik üretimi=1728000 MWh=1.728*10^9 kWh

$\frac{19{,}9*10^6\ \$}{1728*10^6\ \text{kWh}}$ =0.0109 ~ 0.11 cent/kWh baca gazı arıtmanın getireceği ilave maliyet

Bu şekilde elektrik üretim maliyeti 4.54' ten 4.65 cent/kWh' e çıkmış olacaktır.

Net bugünkü değer yöntemi ile yıllık ortalama faiz oranı formül (5.45)' te kullanılarak sonraki yıllar için desülfirizasyon ünitesinin kurulması nedeniyle elektrik üretim maliyetine ilave edilecek miktar hesaplanabilmektedir. Amortisman yatırım maliyetinin %15'i olarak alınmış ve bu tutar bilgisayar çıktısı olarak EK'lerde görülebilmekte ancak bu tutar toplam işletme maliyetine dahil edilmemiştir. Faiz oranı, inşanın 3 yılda bitirileceği ve inşa süresince her yıl eşit miktarda kredi kullanılacağı varsayımana göre, her yıl yatırımmaliyetinin % 5'i olarak alınmıştır.

6.7. Bulunan Yatırım Maliyetlerinin Literatür Maliyetleri ile Mukayesesi

Akım şeması, kütle ve ısı dengeleri, ekipman boyutlandırma ve işletme harcamalarının hesaplanması prosedürlerine hesaplanan 3 farklı kulanımı yaygın/yaygınlaşmakta olan desülfürizasyon prosesi için hesaplanan yatırım maliyetlerinin 2 farklı şekilde mukayesesi yapılmıştır. Birincisi hesaplanan toplam yatırım maliyetinin piyasada mevcut kullanılmakta olan desülfürizasyon tesisinin endekse göre bugünkü değeri ile karşılaştırılması, ikincisi de ekipman bazında

kapasiteye göre bulunan ekipman maliyetleri bazında farklı dizayn kitaplarındaki satınalma fiyatlarının karşılaştırmasıdır.

Bu amaçla Tablo 6.1'de 210 MW'lık bir termik santralin ihtiyacı olarak kurulan ıslak kireçtaşı yöntemi ile desülfürizasyon ünitesinin yatırım maliyeti termik santrallerde kullanılan kömürün ısıl değeri, kükürt içeriği ve kuran firmalarla değişmekle birlikte 26 ile 43 milyon $ arasında değiştiği görülmektedir (1993-1998 yılı arası fiyatlarla).

Tablo 6.2'de EÜAŞ bağlısı termik santrallerde baca gazı arıtma tesisleri yatırım bedelinin termik santral yatırım bedeline oranı ve işletme tüketim değerleri (Normal Yük) verilmektedir. Tablo 6.3'te dizayn kitaplarından elde edilen ekipman kapasitelerine göre fiyatlandırma formülleri verilmiştir.[24].

Püskürtmeli Kurutma yöntemi için ise EPA IAPCS Modeli temel alınmış ve ilk yatırım maliyet modeli şu eşitlikle verilmiştir;

TCI= 9186.2+39.05*(MW) (1000 $)

Bu formule göre bulunan 17 milyon dolarlık değer bilgisayar programı ile bulunan 18.7 milyon dolarlık değerle uyumluluk göstermektedir (2000 kcal/kg ısıl değerli %2 kükürt içeriği için). EPA verilerine göre 1975 yılı fiyatları ile 500 MW'lık ıslak kireçtaşı prosesi 37.8 milyon $'a malolmuştur [96]. Yıllık %3 enflasyon kabulü ile bugünkü değeri 103 milyon $' karşılık gelmektedir.

Tablo 6.3 : EÜAŞ Bağlısı Termik Santrallerdeki Baca Gazı Arıtma Ünitelerine Ait Firma ve Yatırım Maliyeti Bilgiler [25].

Projenin Adı	Yüklenici Firma	Sözleşme Bedeli ($)	Sözleşme Tarihi	Bitiş Tarihi	Geçici Kabul Tarihi	Kesin Kabul Tarihi
*2x150 MW Çayırhan T.S. (1&2. Ünite)BGD Tesisi	Lurgi Lentjes, Gama	39 501 000	03.07.1987	1991	25.09.1992	------
1x210 MW Orhaneli T.S. BGD Tesisi	Noell KRC, Alarko	43 285 299	01.10.1993	1998	04.09.1999	17.07.2003
*2x160 MW Çayırhan T.S. (3&4. Ünite) BGD Tesisi	Lurgi Lentjes, Güriş	57 500 000	23.12.1993	2000	III. Ünite : 18.07.2000 IV. Ünite : 07.06.2000	17.12.2004
1x157 MW Kangal T.S. BGD Tesisi	Mitsubishi, Gama	35 000 000	08.09.1994	2000	26.10.2000	02.11.2002
3x210 MW Yatağan T.S. BGD Tesisi	Lurgi Lentjes, Güriş	77 791 045	16.09.1994	2007	Geçici kabul çalışmaları devam ediyor.	------
3x210 MW Kemerköy T.S. BGD Tesisi	Babcock & Wilcox, Gama	84 072 549	15.11.1996	2002	I. Ünite : 22.11.2002 II. Ünite : 14.03.2003 III. Ünite : 20.12.2003	26.01.2006
2x210 MW Yeniköy T.S. BGD Tesisi	Lurgi Lentjes, Pasiner	51 346 516	16.01.1998	2008	Deneme işletmeleri devam ediyor.	------
4x360 MW Afşin Elbistan B T.S. BGD Tesisi	Mitsubishi, Gtt, Enka	158 500 000	06.08.1998	2005	I. Ünite : 03.03.2006 II. Ünite : 18.09.2006 III. Ünite 23.06.2006 IV. Ünite : 14.11.2006	------

Tablo 6.4 : EÜAŞ Bağlısı Termik Santrallerde Baca Gazı Arıtma Tesisleri Yatırım Bedelinin Termik Santral Yatırım Bedeline Oranı ve Tüketim Değerleri (Normal Yük) [25]

Proje Adı	BGD Yatırım Maliyeti TS Yat Mal (%)	BGD Yat Bed / TS Gücü ($/MW)	Kireçtaşı Tüketimi (ton/saat) (%100 CaCO3)	BGD Tesisi Tüketimi (kW)	BGD Tesisi Tüketimi/ Santral Üretimi (%)	Su Tüketimi (ton/saat)
2 x 150 MW Çayırhan T.S. (1&2. Ünite) BGD Tesisi	13	258 820	35.89	19.130	6.38	155
1 x 210 MW Orhaneli T.S. BGD Tesisi	14	280 572	11.9	5.350	2.55	72
2 x 160 MW Çayırhan T.S. (3&4. Ünite) BGD Tesisi	----	----	45	8.660	2.71	240
1 x 157 MW Kangal T.S. BGD Tesisi	----	----	20.4	3.710	2.36	220
3 x 210 MW Yatağan T.S. BGD Tesisi	16.7	172 270	49.5	18.000	2.86	285
3 x 210 MW Kemerköy T.S. BGD Tesisi	10.5	176 407	48	17.781	2.82	200
2x210 MW Yeniköy T.S. BGD Tesisi	14	163 310	39.14	12905	3.07	190
4 x 360 MW Afşin Elbistan T.S. BGD Tesisi	10.6	134 405	96	21.420	1.49	800

Tablo 6.5 : Kapasiteye Göre Ekipman Fiyatlandırılması [75].

Ekipman Adı	Kapasite aralığı	Satınalma Fiyatı ($)
1. Çeneli kırıcı	W =10- 200 t/h	$Cp = 1800 * W^{0.89}$
2. Bilyalı Değirmen	W =1- 30 t/h	$Cp = 45\,000 * W^{0.69}$
3. Döner vakum filtre	A = 10 – 800 ft^2 filtre alanı	$Cp = e^{[11.432 - 0.1905(\ln A) + 0.554(\ln A)^2]}$
4. Torba Filtre	Q=5000–2 000 000 f t^3 / min	$Cp = e^{[10020 - 0.4381(\ln Q) + 0.05563*(\ln Q)^2]}$
5. Hidrosiklon	Q = 8 – 1200 gal/min	$Cp = 190 * Q^{0.5}$
6. Konveyör bant	W=14–60in L=300ft'ekadar	Cp = 16.9 *W* L
7. Prömatik konveyör	M=3–30 lb/s ;L=30-600ft.	$Cp = 12\,000 * m^{0.63} * L^{0.20}$
8.Tanklar (konik kapaklı)	V = 1000 – 30 000 gal	$Cp = 14 * V^{0.72}$
9. karıştırıcı (türbin)	P = 2 – 60 hp	$Cp = 2850 * P^{0.54}$
10. Püskürtmeli kurutucu	W=30–3000lb/h buharlaşma hızı.	$Cp = e^{[8.0556 + 0.8526(\ln(W) - 0.0229*(\ln(W))^2]}$
11. Kovalı Konveyör	W = 6 – 20 in.	$Cp = 480 * W^{0.5} * L^{0.57}$

Tablo 6.3 ve Tablo 3.1'den Yeniköy termik santrali örnek alınacak olursa; 2x210 MW kurulu güç.1765 kcal/kg ısıl değerli kömür ve %2.5 toplam kükürt için bilgisayar programı $30.4*10^6$ $ yatırım maliyeti vermekte . yılık 195.807 ton/yıl kireçtaşı sarfiyatı ve $116.7*10^6$ kWh/yıl elektrik sarfiyatı hesaplamaktadır. Tablo 6.3'ten yatırım maliyeti $51.3*10^6$ $/2=$26.65*10^6$ $. Tablo 6.4'de kireçtaşı sarfiyatı 339 169/2 = 169 084 ton/yıl(39.14 ton/h). elektrik sarfiyatı ise $46.2*10^6$ kWh/yıl (12905 kW) verilmiş tir. Yatırım maliyetinde oldukça yakın değerler bulunmuş. 1998 yılı fiyat endeksi 390. 2008 yılı için de 415 olarak alınırsa [65] yatırımın bugünkü değeri $28.35*10^6$ $ olur ki bu da 2/30.4*100=% 6.5'lik bir hatanın varlığı demektir. Bu farkın nedeninin de bilgisayar programı sonucuna herhangi bir kar payı ilave edilmeyişinin olabileceğideğerlendirilmektedir.

Ekipman bazında Tablo 6.5'teki formüllerden bulunan değerler için mukayese yapılacak olursa (belli başlı ekipmanlardan kırıcı.karıştırıcı torba filtre ve tankın seçildiği durum için);

Tablo 6.6 : Ekipman Bazında Satınalma Fiyatları Arasında Mukayese Tablosu

Ekipman Adı	Kapasite	Kullanılan Satınalma Değeri Cp ($)	Bir Diğer Dizayn Kitabından Bulunan Değer Cp($)	Fark ($)
Kırıcı	32 t/h	65 000	39 341	+25 659
Karıştırıcı	35 kW	40 000	25 500	+14 500
Torba Filtre	1200 000 m^3/h	1 354 000	1 468 864	-114 864
Tank	1800 m^3	40 000	171 284	-131 284

Tablo 6.6'dan görüleceği gibi (+) ve (–) farklar ortaya çıkabilmektedir. Bu farkın sebebinin bazı durumlarda kapasitenin Tablo 6.3'te verilen formüllerin geçerlilik aralığında olmayışı olarak değerlendirilmiştir.

6.8. Desülfürizasyon Tesislerinde Karşılaşılan Sorunlar

Kemerköy baca gazı arıtma ünitesinde yapılan incelemeler ve de EÜAŞ Genel Müdürlüğü Tesisler ve Santraller Daire Başkanlığı ile APK Daire Başkanlığı/ANKARA'da yapılan çalışmalarda işletmede olan santrallerde tespit edilen sorunlar şu şekilde sıralanmıştır;

1. İşletme sahasında çalışan operatör ve bakım-onarım postalarında çalışan vardiyalı olarak çalışan personelin eğitim eksikliğinden kaynaklanan işletme hataları meydana

gelebilmektedir. Bu sebeple personelin oryantasyon ve görevbaşı eğitimi önem arzetmektedir.

2. Tesiste sorbent olarak kullanılan kireçtaşının saflık derecesinin düşmesi beslenen sorbentle arıtmanın tam manasıyla gerçekleştirilememesine neden olmaktadır. Bu nedenle alım esnasında kontrol muayenesini önem arzetmekte partinin bütününü temsil edebilecek şekilde numuneler alınmalıdır. Ayrıca kullanım esnasında da ara kontrol analizleri yapılmasının faydalı olabileceği değerlendirilmektedir.

3. Kireç çamuru santrifüj pompalarının kanatları zamanla korozyona uğramakta ve pompalama kapasitesi düşmektedir. Pompa kanatlarının silikon esaslı malzeme ile onarılarak kullanımına devam edilmektedir.

4. Desülfürizasyon tesislerinde en çok rastlanılan problemlerden bir tanesi susuzlaştırma tankında alçıtaşı kristali oluşarak kabuklaşma ve katılaşma sebebiyle boşaltma zorluğu yaşanabilmektedir. Sodyum sülfit-SO_2 dengelerinde oynama olunca katılaşma sebebiyle tank dışına atılmada problem yaşanabilmektedir. Baca gazındaki SO_2 konsantrasyonunda dalgalanma olduğunda sorbent dozajı ayarlanamamaktadır. Sistem. ıslak yöntemde pH =4.5-6 arası olacak şekilde kireçtaşı çözeltisi beslemekte olduğundan SO_2 konsantrasyonunda dalgalanma olduğunda pH' ta dalgalanmaktadır. PH=3' e kadar düştüğünde tanklarda betonlaşma olabilmekte ve karıştırıcının gücü yetmediğinden karıştırıcı mili kırılabilmektedir. 5. Sıyırıcı kolondaki iç kaplama malzemesi de önem arz etmektedir. Mitsubishi firması paslanmaz çelik kolon kullanırken. Amerikan firmaları fiber kaplama. Alman firmaları ise lastik kaplama kullanmaktadırlar. Lastik kaplama montajı esnasında hava kabarcıkları kalabilmektedir.

6. Yabancı firmaların kurduğu desülfürizasyon tesislerinde uluslar arası antlaşmalardan doğan problemler yaşanabilmektedir. Karıştırıcı seçimi de önem arz eden bir konudur. Karıştırmanın kenar. köşelerde de etkili olmadığı durumlarda zamanla kabuklaşma problemi yaşanmaktadır.

7. Çamur pompaları ortalama 7000 saat/yıl kullanım sonrası aşılabilmektedir. Silikon esaslı malzeme ile pompa kanatları onarabilmektedir. Ayrıca çamur çözeltisinin yoğunluğunun işletme değerlerini aşması sonucunda da pompalarda aşınma olmaktadır.

8. Termik santralle birlikte kurulan baca gazı arıtma sistemlerinde daha az sorunla karşılaşmaktadır. Retrofit sistemler de karşılaşılan sorunlar; kullanılan kömürde zamanla dalgalanmalar olması veya dizayn değerlerlinden farklı kömür kullanılması ve sözleşme datalarından zamanla sapma olması olarak sıralanabilmektedir.

7. GENEL SONUÇLAR VE ÖNERİLER

Kuru enjeksiyon. ıslak yöntem ve püskürtmeli kurutma yöntemi arasında teknik ve ekonomik açıdan mukayese yapmak amacıyla yöntemler incelenmiş. akım şemaları. ekipman listeleri ve kütle dengesi hesaplamaları hazırlanan bilgisayar programı yardımıyla yöntemlere ait çeşitli parametrelerin (termik santral kapasitesi. kömürün ısıl değeri ve kükürt içeriği) değişimine bağlı olarak ilk yatırım maliyeti ve işletme maliyetleri hesaplanabilmektedir. Bu hesaplamalar sonucunda;

1) Çayırhan linyit yatakları Beypazarı trona yataklarına 25 km. mesafede bulunmakta olduğundan. buraya kurulacak ilave termik santraller için baca gazı arıtmada trona çözeltisinin kullanılması maksadıyla çözelti naklinin maliyeti 5 $/m^3$ olmaktadır. 5 $/m^3$' te çözelti madenciliği yöntemi ile çıkarılma maliyeti olduğuna göre 10 $/m^3$' lük %18' lik trona çözeltisi baca gazı arıtmada etkin bir şekilde (sodyumlu bileşikler kalsiyumlu bileşiklere göre daha aktif bir şekilde SO_2 tutabildiğinden) kullanılabilme imkânı bulunmaktadır.

2) İncelenen kuru. ıslak ve püskürtmeli trona yöntemi ile desülfürizasyon yöntemlerine ait kuru enjeksiyon için 3 (trona. kireçtaşı. kireç) ıslak yöntem için 2 (kireçtaşı. trona) ve püskürtmeli yöntem için 2 (kireç. trona) farklı sorbent için yatırım ve işletme ve işletme maliyetleri arasında en düşük maliyete kireçtaşının sorbent olarak kullanıldığı kuru enjeksiyon yöntemi ile desülfürizasyon prosesi sahip bulunmaktadır; 50 MW' lık kurulu güç için $3.5*10^6$ $' lık bir desülfürizasyon ünitesi yatırımı (2000 kcal/kg kömür ve %2 toplam kükürt miktarı için) değeri bulunmuştur. 100 MW için ise $5.8*10^6$ $' lık bir desülfürizasyon ünitesi yatırımı gerekmektedir. Ancak 100 MW' ın üzerindeki güçler için kireçtaşı kullanılan kuru enjeksiyon yöntemi yasal emisyon sınırlarını sağlamak için yeterli olmamaktadır. 200 MW için 2500 kcal/kg ve üzeri ısıl değere sahip kömür kullanılması gerekmektedir. Bu ısıl değer için 200 MW' lık kurulu güçte kurulu güçte kuru enjeksiyon yönteminde $9.22*10^6$ $'lık bir yatırım değeri bulunmuştur.

3) Beypazarı trona rezervlerinin kullanılması durumu için yapılan çalışmada 50 MW için ıslak yöntemde $13.3*10^6$. püskürtmeli kurutma için $8.96*10^6$ ve kuru enjeksiyon

için $4*10^6$ $' lık ilk yatırım değerleri bulunmuştur. Yatırım maliyetleri arasında (trona sorbenti) kuru enjeksiyon. püskürtmeli kurutma ve ıslak yöntem arasında sırasıyla 1:2:3 oranı bulunmuştur.

4) Üç farklı desülfürizasyon yöntemi için yatırım ve yıllık işletme maliyetlerini hesaplayan 1840 satırlık pascal programlama dilinde bilgisayar programına ait algoritma hazırlanmış ve Delphi 7 programında çalıştırılan programla istenilen kömür ısıl değeri. kükürt yüzdesi ve termik santral kapasitesi değişkenleri için %40 hava fazlası kabulüne ve linyitteki toplam kükürt miktarının % 75 ' inin SO_2' ye dönüştüğü bilgisine göre yatırım ve işletme maliyetleri hesaplanabilmektedir.

5) Kireç sorbenti için püskürtmeli kurutma yönteminde bilgisayar programı çıktısı olarak alınan değerlere göre 50 MW için $7.5*10^6$ $' lık yatırım maliyeti bulunmuş. (2000 kcal/kg ve %2 toplam kükürt içeriği için) literatür değeri olarak bulunan $11.1*10^6$ $ (6500 kcal/kg ve %2 kükürt için)' lık değerle bir uyumsuzluk olduğu ancak bu yüksek hesaplama değeri ABD şartlarından kaynaklanabileceği değerlendirilmiştir (mühendislik. kurma. sigorta maliyetleri vs.).

6) Geleneksel ıslak yöntemde 2 (iki) farklı sorbent için alınan bilgisayar programı sonuçlarında 50 MW' lık kurulu güç için trona sorbentinde $13.3*10^6$ $. kireçtaşında $11.6*10^6$' lık yatırım maliyeti değerleri bulunmuştur. 100 MW için bu değerler sırasıyla $20.4*10^6$ ve $17.85*10^6$. 200 MW için ise sırasıyla $31.5*10^6$ ve $27.5*10^6$ $ bulunmuştur. EÜAŞ bağlısı termik santrallerde kullanılan ıslak kireçtaşı yönteminde 210 MW' lık tesisteki desülfürizasyon üniteleri yatırım maliyeti 26 ile $43*10^6$ $ arasında değişmekte olup bu sonuçlarla uyumlu olduğu görülmüştür.

7) Elektrik üretiminde yakıt olarak fuel-oil (6 No) kullanılması durumu ile ilgili yapılan hesaplamalarda TÜPRAŞ spektlerine uygun ithal %1.5 kükürt içeren yakıt kullanılması halinde dahi 200MW' lık örnek tesis için minimum %21' lik desülfürizasyon oranının gerekli olduğu tespit edilmiştir. Bu durumda otoprodüktör ve fuel-oil ile çalışan santrallerde de kükürt dioksit giderme Endüstriyel Kaynaklı Hava Kalitesinin Kontrolü Yönetmeliği' ne göre zorunlu olmaktadır. Düşük desülfürizasyon yüzdesi gerektiğinden en ucuz yatırım maliyetine sahip olması kurulma kolaylığı ve az bir alan kaplaması sebebiyle retrofit sistemlere uygun kuru enjeksiyon yönteminin kullanılmasının uygun olacağı değerlendirilmektedir.

8) Ekonomikliği etkileyen önemli parametrelerden olan işletme maliyeti mukayesesi. bilgisayar programı çıktıları sonucuna göre şu şekilde bulunmuştur; trona' nın sorbent olarak kullanıldığı üç farklı yöntem için 100 MW' a kadar olan güçlerde maksimum 1-2 milyon $ farklarla ıslak yöntem en düşük işletme maliyetine sahipken. 200 MW ve daha büyük güçlerde 2-14 milyon $' lık farklar meydana gelmektedir. Bunun sebebi de daha fazla ekipman ve işlem adımı gerektirmesine rağmen ıslak yöntemde pnömatik sistemlerin ve atomize edici kompresörün kullanılması dolayısıyla elektrik sarfiyatının daha düşük olmasıdır.

9) Kireç sorbenti için 2 farklı yöntemde işletme maliyetleri mukayese edilecek olursa; 200-400 MW aralığında kuru enjeksiyon ve püskürtmeli kurutma yöntemleri işletme maliyetleri hemen hemen aynı seviyede olup 200 MW için 15. 300 MW için 22.5. 400 MW için $29*10^6$ $ düzeyindedir. 400 MW ve üzerinde kuru enjeksiyon yöntemi 1 milyon $ seviyelerinden daha fazla yıllık işleme maliyetine sahiptir. Bunun sebebi de püskürtmeli kurutma yönteminde daha fazla ekipman ve işlem adımı bulunmasına rağmen. Kuru Enjeksiyon Yönteminde stokiometrik oranın 2 katı sorbent beslemesi yapıldığından sorbent fiyatı (kireç 80 $/ton alınmıştır) işletme maliyetini artırmaktadır.

10) Kireçtaşının kullanıldığı kuru enjeksiyon yönteminde yatırım maliyetinin tesis kapasitesi (MW)'nin 0.69 üs değeri ile değiştiği bulunmuş olup yatırım maliyeti şu şekildedir; $TCI=230\ 600*(MW)^{0.6969}$ ($)

11) 200 MW'lık örnek bir tesis için yapılan çalışmada püskürtmeli kurutma yönteminde kirecin sorbent olarak kullanıldığı desülfürizasyon ünitesinin elektrik üretim maliyetine 0.11 cent/kWh ilave maliyet getirdiği bulunmuştur.

12) Kireç kullanılan püskürtmeli kurutma yönteminde 300 MW ve üzeri kurulu güçlerde %4 toplam kükürt (2000 kcal/kg kömür için) ve daha yüksek kükürt içerikleri için %90'lık maksimum SO_2 giderme verimi Endüstriyel Kaynaklı Hava Kirliliğinin Kontrolü Yönetmeliğine göre yeterli olmamakta ve daha yüksek (2500 kcal/kg ve üstü) ısıl değere sahip kömür kullanılmalıdır (Coal Switching).

13) Kuru Enjeksiyon Yönteminde sodyumlu bileşiklerin kullanılması durumunda (trona veya nahkolit) SO_2 yanında bir miktar NO_x giderimi de mümkün olmakta bunun yanısıra baca gazından CO_2 gidermenin de mümkün olabileceği [97] göz

önünde bulundurulduğunda yerli kaynağımız olan trona' nın değerlendirilmesinin daha avantajlı olacağı değerlendirilmektedir.

14) Desülfürizasyon proseslerinin ekonomikliğini etkileyen parametrelerden biri de açığa çıkan atık miktarı ve maliyetidir. Sorbent olarak sodyumlu içerikler kullanılması durumunda açığa çıkan Na_2SO_4'ten gübre üretimi gerçekleştirilebilmekte. $(NH_4)_2SO_4$ gübresinin satışı ile hem gelir elde edilebilmekte hem atık değerlendirilmiş olmakta hem de yan ürün olarak $NaHCO_3$ eldesi ile sorbentin bir kısmının geri besleme için değerlendirilebileceği görülmektedir.

15) Ülkemizde termik santraller arasında kükürt dioksit arıma tesisi bulunmayan Çatalağzı. Seyitömer ve Tunçbilek santrallerine trona'nın kullanıldığı kuru enjeksiyon sisteminin kurulması önerilmektedir. Afşin-Elbistan'da buluna 4x360 MW kurulu gücündeki baca gazı arıtma tesisi bulunmayan termik santralde düşük ısıl değerli ve yüksek kükürt içerikli kömür kullanıldığından kuru enjeksiyon yöntemi ile gerekli SO_2 giderme verimi elde edilemediğinden burada yatırım maliyeti en düşük ikinci sırada çıkan püskürtmeli kurutma yöntemi önerilmektedir.

16) Beypazarı neojen havzası 600 milyon tonluk bir rezerv ile Türkiye'nin tüm 10 yıllık linyit ihtiyacını (bugünkü harcama değerleri için) karşılayabilmesi ve Beypazarı trona yataklarına 25 km mesafede olması ve de elektrik iletiminin kömür sevkiyatından daha kolay olması sebeplerinden ötürü Beypazarı civarına yeni inşa edilecek termik santraller ile tüm Orta Anadolu. Batı Karadeniz. Doğu Marmara ve İç Ege Bölgelerinin artan elektrik ihtiyacının karşılanabileceği değerlendirilmektedir.

17) Dünyanın gelişmiş ülkelerinde olduğu gibi belirli bölgelerin evsel ısıtmasında kömür yakan merkezi santraller kurulabilir [98] ve baca gazı da uygun/ekonomik olarak trona kullanılan kuru enjeksiyon yöntemi ile arıtılabilir.

KAYNAKLAR

[1] **Ekinci, E., Tırıs. M., Okutan. H.**, 1994. Termik Santraller ve Emisyon Kontrolü, *Gökova Körfezi Çevre Sorunları ve Çevre Yönetimi Sempozyumu*, 28-30 Haziran.

[2] **Özsoy, H., Köksal,S., Öztürk,A., Tütünlü,F.,** 1998. Enerji Üretiminde Verimliliği Arttırmaya ve Çevreyi Korumaya Yönelik İleri Teknolojiler,Enerji Teknolojileri Politikası Çalışma Grubu Raporu, Tübitak-TTGV Bilim Teknoloji-Sanayi Tartışmaları Platformu, Ankara.

[3] **Soylu, H.,** 2008. Türkiye' de Elektrik Enerjisi ve Türkiye' nin Nükleer Enerji İhtiyacı, *Silahlı Kuvvetler Dergisi*, **396**, 72-93.

[4] **Vatan, B.,** 2006. Enerji Sektöründe Yeniden Yapılanma Uygulamalarının Değerlendirilmesi, *Türkiye 10.Enerji Kongresi*, İstanbul,27-30 Kasım,311-315.

[5] **Erdoğdu, S.,** 2006. Türkiye' de Enerji Sektöründe Yeniden Yapılanma ve Kamu Hizmeti, *Türkiye 10. Enerji Kongresi*, **III**, İstanbul, 27-30 Kasım, 305-307.

[6] **Kural, O.,** 1998**.** Kömür Özellikleri. Teknoloji ve Çevre İlişkileri, Özgün Ofset,İstanbul.

[7] **EÜAŞ,** 2007. 2006 Yılı İstatistikleri, Ankara.

[8] **EÜAŞ,** 2007. 2006 Yılı Faaliyet Raporu, Ankara.

[9] **Önder, F.,** 1996. Türkiye'de Var Olan ve Tasarlanan Termik Santraller ile Bunlara Ait Hava Kirletici Emisyonlar ve Önlem Alma Projeksiyonları, *Yüksek Lisans Tezi,* İ.T.Ü. Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul.

[10] **Köse, R.,** 1997. Ülkemizde Termik Santraller ve Getirdiği Çevre Sorunları, *Türkiye 7. Enerji Kongresi*, ODTÜ. Ankara. 3-8 Kasım.

[11] **Kural, O.,** 1993. Kömür, İstanbul.

[12] **Yağmurlu, F., Helvacı, C., İnci, U.,** 1988. Beypazarı Linyit Yataklarının Jeolojik Konumu ve Geometri Özellikleri*, Türkiye 6. Kömür Kongresi,* Zonguldak,23-27 Mayıs, 529-545.

[13] **Ediger, V.Ş.,** 2007. Enerji Arz Güvenliği ve Ulusal Güvenlik Arasındaki İlişki, *SAREM Enerji Arz Güvenliği Sempozyumu*, 2-7 Mart, Ankara.

[14] **Okutan, H.,** 2008. Emission Control Technologies, *Turkish-American Clean Energy Conference*, İstanbul,January 29-30.

[15] **Ünal, A., AY. S.,** 1996. Enerji Üretim Sistemlerinin Çevresel Etkilerinin Minimizasyonu İçin Alınacak Önlemlerin Ekonomik Yönden Değerlendirilmesi, *2. Ulusal Kimya Mühendisliği Kongresi,***V**, İTÜ, İstanbul 09-13 Eylül. 73-78.

[16] http://en.wikipedia.org/wiki/Flue_gas_desulfurization, Şubat 2007.

[17] **Kafa, S.,** 1996. Sülfatlanmış Kireçtaşının Geri Kazanımı, *Yüksek Lisans Tezi,* İ.T.Ü. Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul.

[18] **Yüzer, H., Okutan, H., Ekinci, E., Goncaloğlu, B.İ.,** 1994. Püskürtmeli Kurutucuda Trona ile Yanma Gazlarındaki Kirleticilerin Giderilmesi, TÜBİTAK Teknik Rapor No: T4-11. Gebze-Kocaeli, Türkiye.

[19] **Civelekoğlu, H., Tolun, R., Bulutçu, N.,** 1987. İnorganik Teknolojiler, İ.T.Ü. Maden Fakültesi Ofset Atölyesi, İstanbul.

[20] **Durmaz, N.,** 1990. Trona Mineralinden Ticari Ölçek soda Üretim Proseslerinin Bilgisayar Destekli tasarımı ve Maliyetlendirilmesi, *Yüksek Lisans Tez,*. İ.T.Ü. Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul.

[21] **Garrett, D.E.,** 1992. Natural Soda Ash, Van Nostrand Reinhold, New York.

[22] **ETİ Soda Genel Müdürlüğü**, 2006. Teknik Daire Başkanlığ,. Ankara.

[23] **Çağlar, A., Koşar, M., Okutan, H.,** 1998. Fosil Kaynaklardan Elektrik Enerjisi Üretimi, Sıvı Yakıtlar, *1. Enerji Şurası Hazırlık Çalışması*, İstanbul.

[24] **ATAK, S., Güney, A.,** 1984. Bazı Linyitlerin Yapısal Özellikler ve Kükürt Bakımından İncelenmesi, *Türkiye 6. Kömür Kongresi.*

[25] **Köknal, A.R.,** 2008. Baca Gazı Kükürt Arıtma Tesisleri. *Turkish-American Clean Energy Conference*, İstanbul, January 29-30.

[26] **Zeyrek, E.,** 2007. Kişisel Görüşme. EÜAŞ APK Daire Başkanlığı, Ankara.

[27] **Resmi Gazete,** 2006. Endüstri Tesislerinden Kaynaklanan Hava Kirliliğinin Kontrolü Yönetmeliği, 22 Temmuz.

[28] **Durmaz, A., Ercan, Y.,** 1987. Yanmadan Kaynaklanan Hava Kirliliğinin Kontrolü, *Uluslararası Yanmadan Kaynaklanan Hava Kirliğinin Kontrolü Sempozyumu*, Ankara, 23-25 Eylül.

[29] **Çelebi, A.,** 1997. TEAŞ, Termik Santraller İşletme ve Bakım Dairesi Başkanlığı Teknik Kontrol Laboratuarları Müdürlüğü Rapor No: YAK 97-1026, Ankara.

[30] **Erdem, H.H.,** 2004. Capacity Optimization of the Electrical Energy Production Systems, *Journal of Engineering and Natural Sciences*, **2004/3**, 101-115.

[31] **www.tki.gov.tr,** 2007. Yıllık İstatistiği, Şubat 2008.

[32] **Çelik, M.S., Önal, G.,** 1994. Kömürün Kükürtten Arındırılmasında Yanma Öncesi ve Sonrası Uygulanan Yöntemler, *Gökova Körfezi Çevre Sorunları ve Çevre Yöntemi Sempozyumu*, 28-30 Haziran.

[33] **Doğu, G., Ercan, Y., Durmaz, A., Çulfaz, M.,** 1991. Baca Gazı Desülfürizasyon Proseslerinin Genel Değerlendirilmesi, *Yanma ve Hava Kirliliği 1.Ulusal Sempozyumu*, Haziran, Ankara.

[34] **Karatepe, N.,** 1996. Değişik Sorbentler Yardımıyla Baca Gazlarından Kükürt Dioksit' in Giderilmesi, *Doktora Tezi*, İ.T.Ü. Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul.

[35] **Benitez, J.,** 1993. Process Engineering and Design for Air Pollution Control. Prentice Hall Inc., New Jersey.

[36] **Masters, K.,** 1979. Spray Drying Handbook, John Wiley&Sons, New York.

[37] **Gundappa, M., Gideon,. L., Soderberg, E.,** 1995. Integrated Air Pollution Control System, **5.0**, Technical Documantation, Washington.

[38] **Perry, R.H., Green, D.,** 1984. Perry's Chemical Engineer's Handbook, 6th Edition, Mc Graw Hill, New York.

[39] **Müezzinoğlu, A.** 1999. Türkiye İçin Uygun Bir Desülfürizasyon Politikası Nasıl Olmalıdır?, *Hava Kirlenmesi ve Kontrolü Ulusal Sempozyumu*, İzmir, 27-29 Eylül.

[40] **Soud, H.N.,** 1994. FGD Installations on Coal-Fired Plants, IEA Coal Research IEACR/71, June, London.

[41] **Barbour,W., Oommen, R., Shareef, G.S., Vatavuk, W.M.,** 2002. Wet Scrubbers for Acid Gas, EPA Air Pollution Control Cost Manual, Sixth Edition.

[42] **Fukasawa, K.,** 1997. Low Cost. Retrofit FGD Systems. IEA Coal Research,. The Clean Coal Centre, September.

[43] **Maibodi, M.M., Pearson, T. L., Counce, R. M., Davis, W.T.,** 1987. Simulation of Spray Dryer Absorber for Removal of SO_2 From Flue Gases,*Tenth Symposium on Flue Gas Desulfurization,***1**, EPRI,CS-5167, May.

[44] **Tekkök, Ü., Suyadal, Y., Oğuz, H.,** 1996. Aktif Karbon Dolgulu Sızıntılı Akış Reaktöründe (SAR) Kükürtdioksit (SO_2)' in Giderilmesi, *2. Ulusal Kimya Mühendisliği Kongresi*, İTÜ, İstanbul, 09-13 Eylül.

[45] **Güldür, Ç., Doğu, G., Doğu,.T.,** 1996. Trona–Kükürt Dioksit Reaksiyonunda Değişik Parametrelerin Ürün Bileşimi Üzerine Etkileri, *2.Ulusal Kimya Mühendisliği Kongresi,* 1,İTÜ, İstanbul,136-141.

[46] **Makansi, J.,** 1986. Particulate Control: Optimizing Precipitators and Fabric Filters for today's Power Plants, **Power**, December.

[47] **Sedman, C.B., Sparks, L.E.,** 1986. Mini Spray Dryers for Low Cost SO_2 Control, *Transfer and Utilization of Particulate Control Technology Symposium*, New Orleans, Indiana, USA.

[48] **Klingspor, J.,** 1986. Improved Spray Dry Scrubbing Through Grinding of Recycle Material, Department of Chemical Engineering. Institute of Technology, Sweden.

[49] **Barsotti, A.F., Foose, M.P., Miller, M.M.,** 1999. Lime&Carbonates-Market Strength In Diversity, *The 4th North American Industrial Minerals Annual Meeting*, San Francisco, California, October 25-26.

[50] **Ikenhaus, W., Loper,L., Babu, M., Smith, K.,** 1997. AEC Lowman Station FGD Conversion from Limestone to Magnesium-enhanced Lime Scrubbing, *EPRI Mega Symposium*, Washington DC., August 25-29.

[51] **Doğu, T.,** 1984. Effect of Pore Structure on the Mechanism of SO_2 Sorption on Activated Soda in Frontiers in Chemical Reaction Engineering, Eds. Mashelkar, R.A.,John Wiley Publ.Co.

[52] **Ellison, B.,** Kişisel Görüşme, 1999. Demonstration of Sodium Alkali Enhanced, Lime Sorbent Injection in a Low Capacity Factor Illinois Coal Fired Boiler, Technical Proposal, **II**, USA.

[53] **Smith, K., Babu, M., Ikenhaose, W.,** 1997. Recent Advances in use of Magnesium-Enhanced FGD Processes Include a Natural Oxidation Limestone Scrubber Conversion and the first Commercial ThioClear Application, Dravo Company Report, Pittsburg.

[54] **Benitez, J.,** 1993. Process Engineering and Design for Air Pollution Contro,. Prentice Hall Inc., New Jersey.

[55] **Klingspor, J.,** 1986. An Experimental Study on Spray Dry Scrubbing, *Doctoral Dissertation*, Lund Institute of Technology, Lund, Sweden.

[56] **Ho, C., Shin, S.,** 1992. $Ca(OH)_2$/Fly Ash Sorbents for SO_2 Removal. Industrial Engineering Chemistry, **31**. 1130-1135.

[57] **Strömberg, A.M., Karlsson, H.T.,** 1988. Spray Dry Absorbtion-oxidation of SO_2/NO_x, *First Combined FGD and Dry SO_2 Control Symposium*, St.Louis,Missouri,October 25-28

[58] **Hill, F., F., Zank, J.,** 2000. Flue Gas Desulfurization by Spray Dry Absorbtion, *Chemical Engineering and Processing*, **39**, 45-52.

[59] **Doğu, G., Uçar, Ç., Doğu, T., Gürüz, G., Durmaz, A., Ercan. Y.,** 1991. Scrubbing of SO_2 with Trona Solution in a Spray Drier, *Canadian Journal of Chemical Engineering,* **70**, 808-814.

[60] **Kanary, D.A.,** 1990. Coolside Process Demonstration, *SO_2 Control Symposium*. New Orleans, May.

[61] **Rosner, D.E., Mackowski, D.W., Tassopoulos, M., Castillo, J., Ybarra, P.G.,** 1992. Effect of Heat Transfer on the Dynamics and Transport of Small Particles Suspended in Gases, *Industrial Engineering Chemistry*, **31**. 760-769.

[62] **Ramachandran, P.A., Sharma, M.M.,** 1969. Absorbtion with Fast Reaction in a Slurry Containing Sparingly Soluble Fine Particles, *Chemical Engineering Science* , **24**, 1681-1686.

[63] **Ulrich, G.D.,** 1984. A Guide To Chemical Engineering Process Design and Economics, John Wiley&Sons, New York.

[64] **Coulson, J.M., Richardson, J.F., Sinnot, R.K.,** 1985. Chemical Engineering, **6**, Pergamon Press.

[65] **Peters, M. S., Timmerhaus, K.D.,** 1991. Plant Design and Economics, Mc Graw Hill, Inc., New York.

[66] **Turton, R., Bailie, R.C., Whiting, W.B., Shaewitz, J.A.,** 2003. Analysis. Synthesis and Design of Chemical Process, Prentice Hall International Series, New Jersey.

[67] **Heinsohn, R.J., Kabel, R.L.,**1999. Sources and Control of Air Pollution, Prentice Hall Inc., Upper Saddle River,New Jersey.

[68] **Claussen, R.L., Smith, P. V., Weber, G. F.,** 1993. Engineering and Design Guidelines for Duct Injection Retrofits, *EPRI SO_2 Control Symposium*.

[69] **DOE-PETC,** Duct Injection Technology Development Program, 1995. Duct Injection for SO_2 Control, Duct Injection Design Handbook,**1-2**, Raytheon Engineers & Constructors.

[70] **Tünay, O., Alp, K.,** 1996. Hava Kalitesi Kontrolü, İstanbul Ticaret Odası,Yayın No: 1996-36, İstanbul.

[71] **Johnson, A.J., Auth. G.H.,** 1951. Fuels and Combustion Handbook, Mc Graw Hill Book Company, New York.

[72] **Logan, E.,** 1981. Turbomachinery, Marcel Decker Inc., New York.

[73] **Bulutçu, N., Gürbüz, H.,** 2007. Kimya Mühendisliğinde Tasarım-I Lisans Ders Notları, İ.T.Ü., İstanbul.

[74] **Ekinci, E., Atakül, H.,** 1995. Fabrika Organizasyonu Lisans Ders Notları, İ.T.Ü., İstanbul.

[75] **Seider, W.D., Seader, J.D., Lewin, D.R.,** 2003. Product And Process Design Principles, Second Edition, John Wiley and Sons Inc.

[76] **Velzen, D.V.,** 1991. Sulpur Dioxide and Nitrogen Oxides in Industrial Waste Gases: Emission. Legislation and Abatement, *Chemical and Enviromental Science*, **3**, Kluwer Academic Publishers, Boston, London.

[77] **Köknal, A.R.,** 2002. Kişisel Görüşme, Kemerköy-Yeniköy Termik Santralleri Baca Gazı Arıtma Tesisler Müdürlüğü, Şubat, Muğla.

[78] **Neathery, J.K.,** 1996. Jurnal of American Institute of Chemical Engineering, **42**, 259-268.

[79] **EPA**, 1985. Flue Gas Desulfurization Inspection and Performance Evalution Manual, PEI Associates Inc., Ohio, USA.

[80] www.matche.com/equipshare/equipcost (Mart 2007).

[81] **Scala, F., D'Ascenzo, M., Lancia, A.,** 2003. Modelling Flue gas desulfurization by spray-dry absorbtion, *Separation and Purification Technology*.

[82] **Dantuluri, S.R., Davis, W.T., Counce, R.M., Reed, G.D.,** 1990. Mathematical Model of Sulfur Dioxide Absorbtion into a Calcium Hydroxide Slurry In a Spray Dryer, *Separation Science and Technology*, **25**, 1843-1855.

[83] **Streeter, V.L., Wylie, E.B.,** 1986. Fluid Mechanics, Mc. Graw Hin. Inc., New York, 371-418.

[84] **Ün, S., Mimir, G., Aksakal, C., Çalışkan, T., Oray, O., Baykan, A.,** 2007. Design of a Desulfurization Unit, Design Project Report, İ.T.Ü., Chemical Engineering Department, May, İstanbul.

[85] **Akgöbek, Ö.,** 2005. Turbo Pascal Programlama Sanatı, Beta Yayınları, 15. Baskı, İstanbul.

[86] **Leesley, M.E.,** 1982. Computer-Aided Process Plant Design, Gulf Publishing Company Book Division, Houston.

[87] **Baysal, M.,** 1997. Yüksek Kükürt İhtiva Eden 6 Numara Ağır Yakıtla Çalışan Büyük Güçteki Sabit Dizel Motorların Eksoz Emisyonları ve Eksozdaki Yüksek Kükürt dioksit Oranlarını Azaltan Desülfürizasyon Teknolojileri, *3. Uluslararası Kojenerasyon Konferansı*, İstanbul, 8-9 Eylül.

[88] **Baysal, M.,** 2000. Petrol ve Ağır Yakıt Pazarındaki Son Gelişmeler ve Fiyat Beklentileri Ağır Yakıt Yakan Otoprodüktör Santralların Yakıt Maliyetleri, *6. Uluslar arası Kojenerasyon ve Çevre Konferansı ve Sergisi*, İstanbul, 25-26 Mayıs.

[89] **Baysal, M.,** 1998. Denizli Organize Sanayi Bölgesi (Gürlek) 37 MW Kurulu Gücündeki 6 No ağır Yakıtlı Kojenerasyon Güç Santrali Projesi, *4. Uluslararası Kojenerasyon Çevre Konferansı*, Ankara, 28-29 Nisan.

[90] **Atımtay, A.,** 2001. Carbon Dioxide and Other Emissions From Energy Sector in Turkey, *Procedings of Second International Symposium On Air Quality Menagement At Urban Regional and Global Scales*, İstanbul, 690-697.

[91] **Bayrak, Y.,** 2008. Kişisel Görüşme. EİAŞ Planlama Daire Başkanlığı,Ankara.

[92] **EÜAŞ,** 2008. Tesisler veTermik Santraller Daire Başkanlığı, Ankara.

[93] **Ergül. T.,** 2008. Kişisel Görüşme.

[94] **Mortson, M., Telesz, R.W.,** 2001. Flue Gas Desufurization Using Recycled Sodium Bicarbonate, *The Mega Symposium*, Chicago, Illionis, August 20-23.

[95] **Meyer, R.J., Pietsch, E.,** 1969. Gmelins Handbuck Der Anorganischen Chemie, 23. Verlag Chemie, Weinheim.

[96] **EPA,** 1975. Comparison of Flue Gas Desulfurization Coal Liquefaction and coal gasification for use at Coal-Fired Power Plants North Carolina 450/3-75-047.

[97] **Ya, L.,** 2003. Carbon Dioxide Capture from Flue Gas Using Regenerable Sodium-Based Sorbent, *Master's Thesis*, L. State University.

[98] **Lorenz, U., Grudzinski, Z.,** 2000. Selection of Coal for Small District Heating Stations in Poland as a Method of Avoiding Investments in Flue Gas Desulfurization, *Applied Energy*, **65**, 403-408.

[99] **Kaji, R., Hishinuma, Y., Kuroda, H.,** 1985. SO_2 Absorbtion by Water Droplets, JAPCA**, 18**, (2) ,170.

[100] **Johns, E.,** 1986. Limestone Spray Drying Absorbtion for SO_2 Control, *EPA/EPRI 10th Symposium on FGD*, Atlanta, Georgia, November 17-21.

[101] **Seinfeld, J., H.,** 1975. Air Pollution, Physical and Chemical Fundamental, Mc Graw Hill Book Campany, New York.

[102] **Ekinci, E., Türe, İ.E., Tırıs, M.,** 1996. Enerji ve Çevre, *Ulusal Çevre Eylem Stratejisi ve Eylem Planı Raporu*, İstanbul.

EKLER

Tablo A1 : Çeşitli. Ocaklarda Geçerli Olan Hava Fazlalık Katsayıları [11].

Yakıt Cinsi	Ocak Cinsi	Hava Fazlalık Katsayısı
Toz Kömür	Tamamen su soğutmalı yaş veya kuru tip ocaklı	1.13-1.20
	Kısmi su soğutmalı kuru tip ocaklı	1.13-1.40
Parçalanmış Kömür	Siklon stokerler	1.10-1.13
Tane Kömür	Atmalı stokerle Mekanik besleme	1.30-1.50
	Su ile soğutmalı titreşimli ızgaralı	1.15-1.50
	Alttan beslemeli stokerli	1.20-1.50
	Elle beslemeli	1.60-2.00

Tablo A2 : Baca Gazının Fiziksel Özellikleri ile SO_2 'nin Difüzyon/ Disosiasyon Sabitleri [99].

Özellik	Değer
Gaz yoğunluğu	g_G=0.001165 g/cm^3
Suyun yoğunluğu	g_L=0.998 g/cm^3
Gazın viskozitesi	μ_G=0.0001766 g/cm.s
Gazın difüzitesi	D_G=0.122 cm^2/s
Efektif Difüzitive	$D_{HSO_3^-}$ =1.29*10^{-5} cm^2/s
Difüzivite	D_{H^+} =1.29*10^{-5} cm^2/s
Difüzivite	D_{SO_2} (1)=1.40*10^{-5} cm^2/s
Henry Sabiti	H=1.39*10^{-5} mol/dm^3.Pa
Disosiasyon Sabiti	K=0.0145 mol/dm^3

Tablo B1 : Kireçtaşı ve Kirecin Sorbent olarak Mukayesesi [100].

	Kireçtaşı	Kireç
SO_2 İlgisi	110 kJ/mol	50 kJ/mol
BET spesifik yüzey alanı	3-10 m^2/g	15-30 m^2/g
Tahmini göreceli reaksiyon hızı	1	8

Tablo B2 : Desülfürizasyon Reaksiyonlarının İncelenmesi [100].

Reaksiyon ve Gibbs Enerjisi	Ürün ve Entalpi Değerleri
$Ca(OH)_2+SO_2$ ΔG= -110 kJ/mol	$CaSO_3.1/2H_2O$ ΔH= -148 kJ/mol
$CaCO_3+SO_2+2H_2O+1/2O_2$ ΔG= -50 kJ/mol	$CaSO_3.1/2H_2O+CO_2$ ΔH= -79 kJ/mol
$CaCO_3+SO_2+1/2H_2O$ ΔG= -205 kJ/mol	$CaSO_4.2H_2O+CO_2$ ΔH= -430 kJ/mol

Tablo B3 : Islak Yöntemlere ait Su Sarfiyatları ve Basınç Düşüşleri [101].

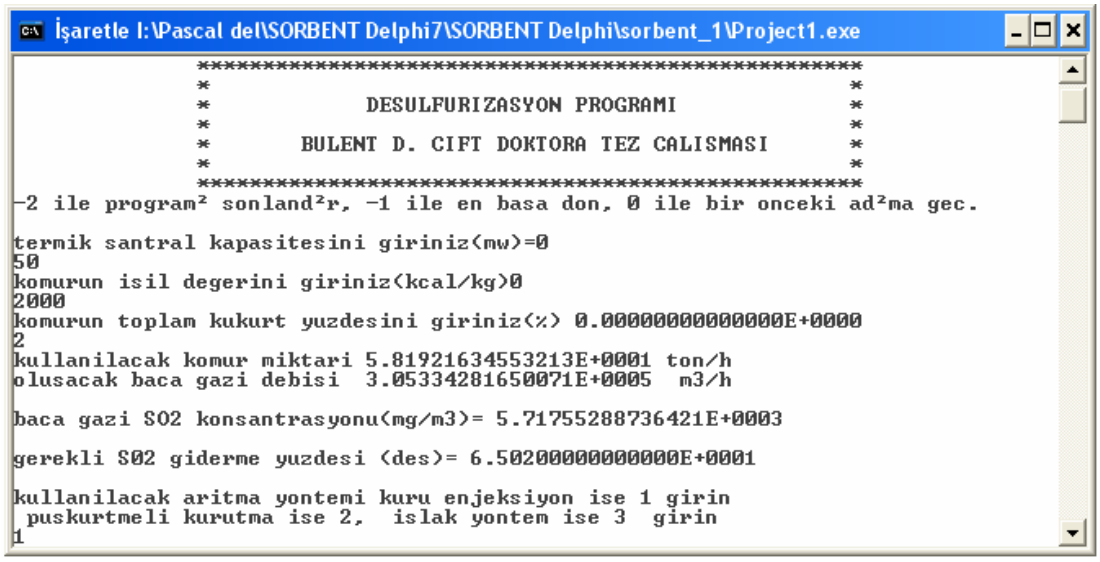
Sıyırıcı Tipi	Su Sarfiyatı (gal/100 m^3 gaz)	Basınç Düşüşü (cm su sütunu)
Püskürtmeli Kurutucu	5-20	2
Siklon Püskürtmeli Kurutucu	5	2-5
Çarpmalı Kolon	3-5	2-20 (raf başına)
Venturi Kolon	5	15-120

Tablo B4 : Baca Gazı Arıtma Olmadığı Durumda Santrallerdeki SO_2 Emisyon Değerleri [102].

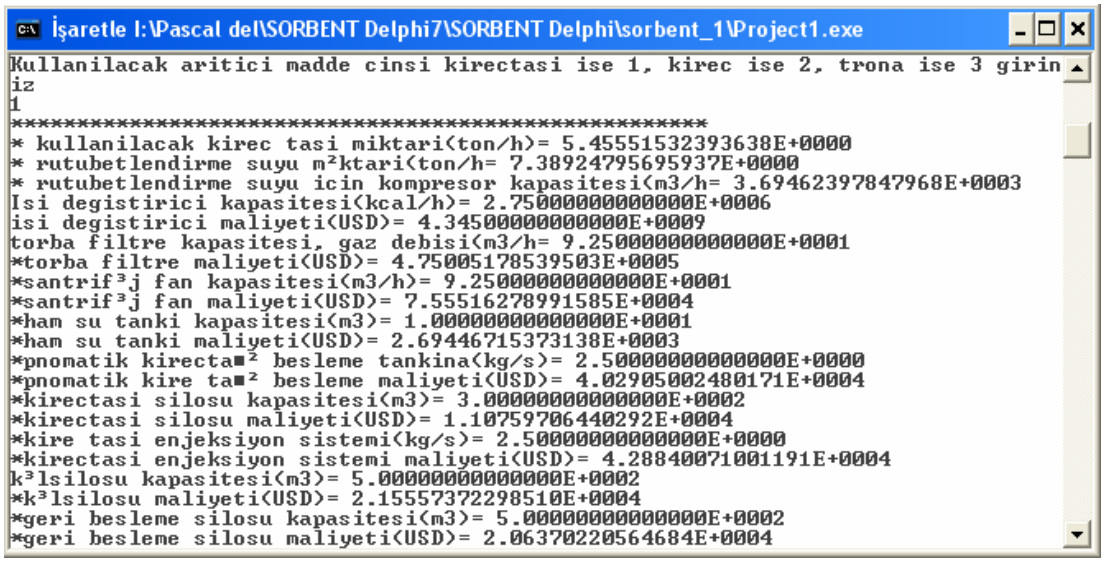
Santral	Yakıt Cinsi	Emisyon Faktörü (kg/MWh)	
		SO_2	Partikül
Kemerköy	Linyit	60.69	1.77
Yeniköy	Linyit	53.99	1.97
Kangal	Linyit	71.53	10.56
Hamitabat	Doğalgaz	eser	Eser

Tablo C : Malzeme konstrüksüyon Faktörleri (pompalar için) [75]

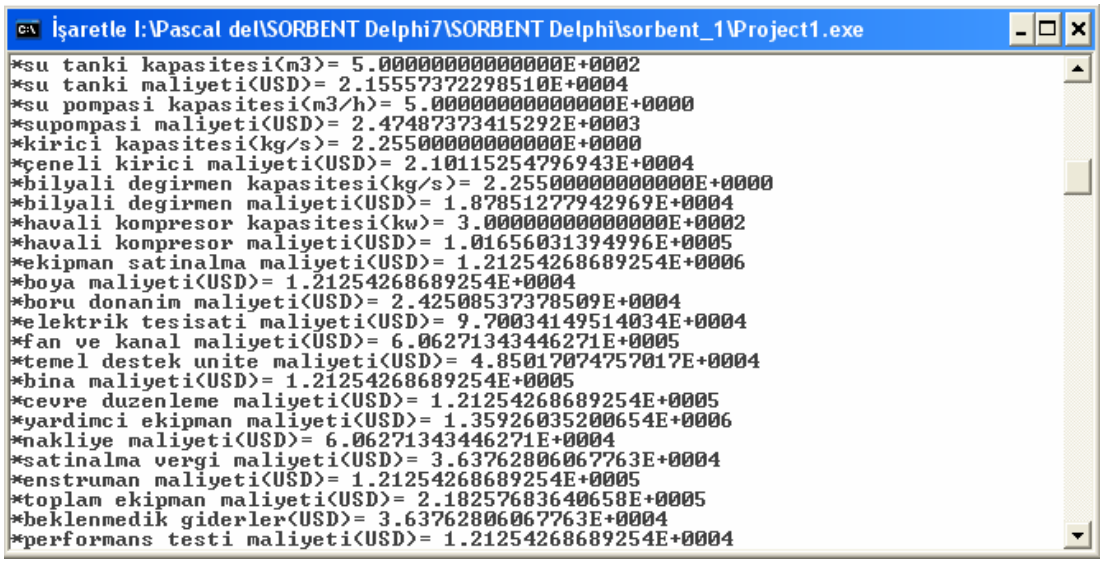
KONSTRÜKSÜYON MALZEMESİ	MALZEME FAKTÖRÜ. F_M
Dökme Demir	1.00
Dökme çelik	1.65
Bronz	1.90
Paslanmaz çelik	2.00
Hastelloy	2.95
Monel	3.30
Nikel	3.50
Titanyum	9.70



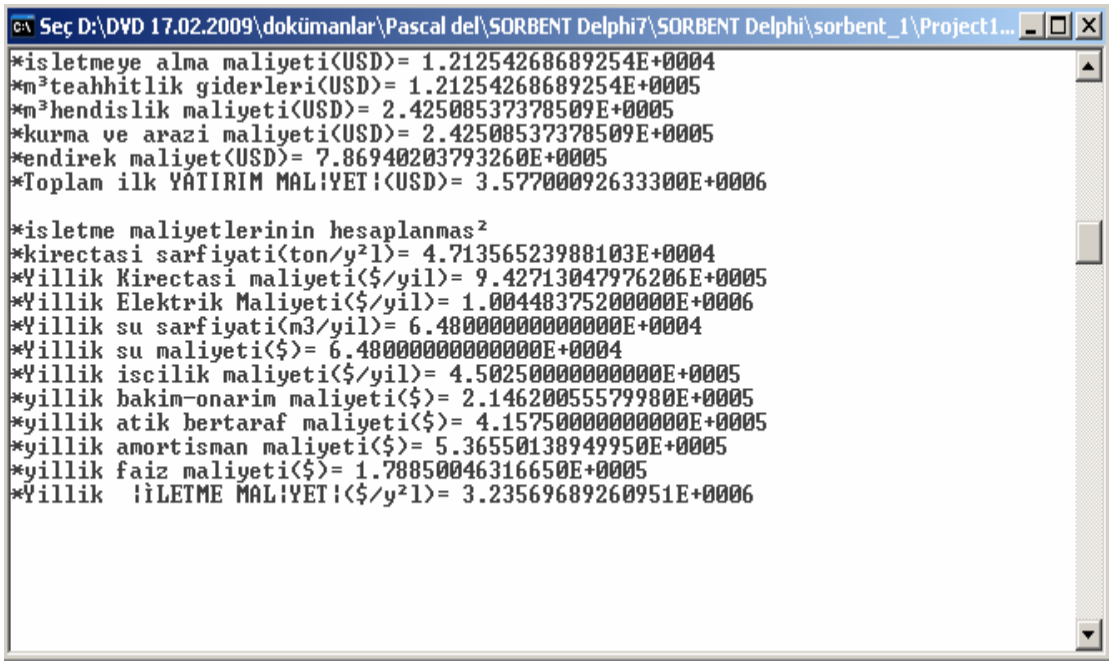
Şekil A1 : 50 MW Gücündeki Termik Santralde 2000 kcal/kg Kömür ve %2 Kükürt İçeriği İçin Kuru Enjeksiyon Yönteminde Kireç Taşı Kullanılması Durumında Yatırım Ve İşletme Maliyeti Bilgisayar Programı Çıktıları.



Şekil A1'in devamı



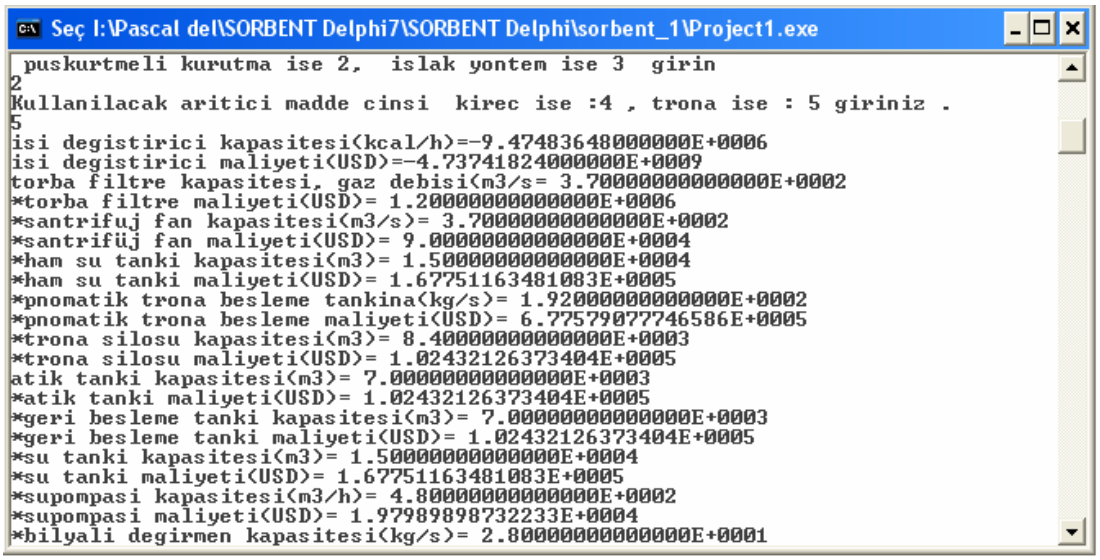
Şekil A1'in devamı



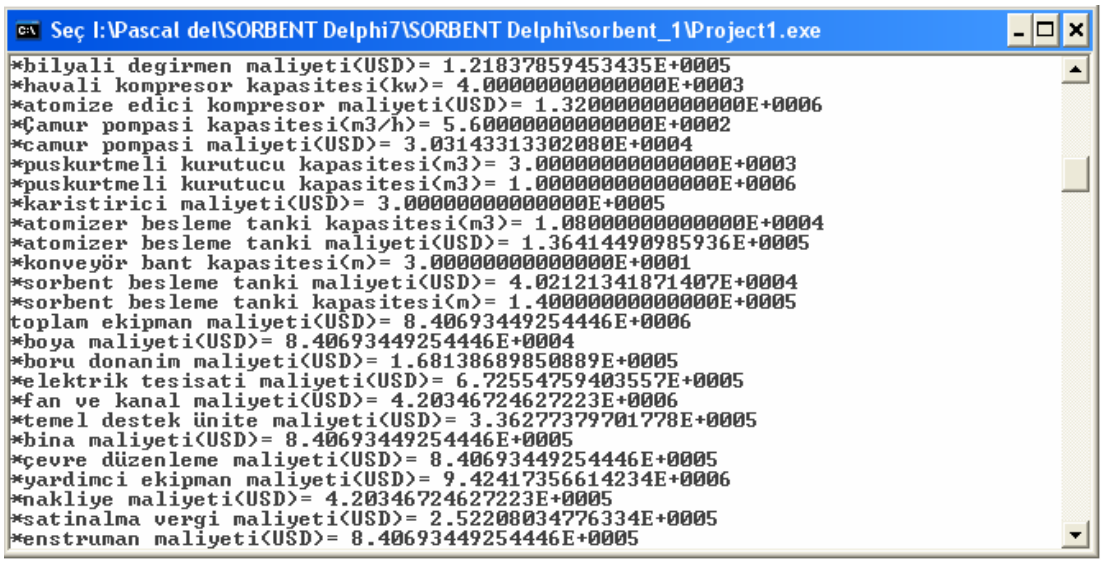
Şekil A1'in devamı



Şekil B1 : 200 MW Gücündeki Termik Santralde 1500 kcal/kg Kömür ve %3 Kükürt İçeriği İçin Püskürtmeli Kurutma Yönteminde Trona Kullanılması Durumunda Yatırım ve İşletme Maliyeti Bilgisayar Programı Çıktıları.



Şekil B1'in devamı



Şekil B1’in devamı



Şekil B1’in devamı

Tablo D : Trona Kullanılan Püskürtmeli Kurutma Yöntemi İçin (2000 kcal/kg kömür için) Çeşitli Kapasite ve Kükürt Yüzdelerine Göre İşletme Maliyetleri ($/yıl)

	50 MW			**100 MW**			**200 MW**			**400 MW**			**600 MW**		
	%2 S	**%3 S**	**%4 S**	**%2 S**	**%3 S**	**%4 S**	**%2 S**	**%3 S**	**%4 S**	**%2 S**	**%3 S**	**%4 S**	**%2 S**	**%3 S**	**%4 S**
1.Elektrik	$21.8*10^6$ kWh/yıl= $1.74*10^6$	$30.4*10^6$ kWh/yıl= $2.43*10^6$	$38.5*10^6$ kWh/yıl= $3.85*10^6$	$46.6*10^6$ kWh/yıl= $3.73*10^6$	$65.1*10^6$ kWh/yıl= $5.21*10^6$	$82.5*10^6$ kWh/yıl= $6.6*10^6$	$100*10^6$ kWh/yıl= $8.36*10^6$	$139*10^6$ kWh/yıl= $11.16*10^6$	$176*10^6$ kWh/yıl= $14.1*10^6$	$214*10^6$ kWh/yıl= $17.1*10^6$	$298*10^6$ kWh/yıl= $23.9*10^6$	$378*10^6$ kWh/yıl= $30.3*10^6$	$334*10^6$ kWh/yıl= $26.7*10^6$	$466*10^6$ kWh/yıl= $37.3*10^6$	$591*10^6$ kWh/yıl= $47.3*10^6$
2.Sorbent	104544 ton/yıl= $2.09*10^6$	156816 ton/yıl= $3.13*10^6$	209088 ton/yıl= $4.18*10^6$	209088 ton/yıl= $4.18*10^6$	313632 ton/yıl= $6.27*10^6$	418176 ton/yıl= $8.36*10^6$	418176 ton/yıl= $8.36*10^6$	627264 ton/yıl= $12.5*10^6$	836352 ton/yıl= $16.7*10^6$	836352 ton/yıl= $16.7*10^6$	1254528 ton/yıl= $25*10^6$	1672704 ton/yıl= $33.4*10^6$	1254528 ton/yıl= $25*10^6$	1881792 ton/yıl= $37.6*10^6$	2500000 ton/yıl= $50*10^6$
3. Su	$0.88*10^6$ ton/yıl= $0.88*10^6$	$1.33*10^6$ ton/yıl= $1.33*10^6$	$1.77*10^6$ ton/yıl= $1.77*10^6$	$1.77*10^6$ ton/yıl= $1.77*10^6$	$2.66*10^6$ ton/yıl= $2.66*10^6$	$3.55*10^6$ ton/yıl= $3.55*10^6$	$3.55*10^6$ ton/yıl= $3.55*10^6$	$5.33*10^6$ ton/yıl= $5.33*10^6$	$7.11*10^6$ ton/yıl= $7.11*10^6$	$7.11*10^6$ ton/yıl= $7.11*10^6$	$10.6*10^6$ ton/yıl= $10.6*10^6$	$14.2*10^6$ ton/yıl= $14.2*10^6$	$10.6*10^6$ ton/yıl= $10.6*10^6$	$15.99*10^6$ ton/yıl= $16*10^6$	$21.3*10^6$ ton/yıl= $21.3*10^6$
4. İşçilik	450700	450700	450700	463400	463400	463400	488800	488800	488800	539600	539600	539600	590000	590000	590000
5.Bakım-Onarım	538104	583829	623296	833016	903574	966076	$1.29*10^6$	$1.4*10^6$	$1.5*10^6$	$2.03*10^6$	$2.2*10^6$	$2.35*10^6$	$2.64*10^6$	$2.87*10^6$	$3.07*10^6$
6.Atık Bertaraf	335922	503883	671845	671845	$1*10^6$	$1.34*10^6$	$1.34*10^6$	$2.01*10^6$	$2.68*10^6$	$2.68*10^6$	$4.03*10^6$	$5.37*10^6$	$4.03*10^6$	$6.04*10^6$	$8.06*10^6$
Toplam Yıllık İşletme Maliyeti (sigorta ve vergiler dahil)	**$6.4*10^6$**	**$8.83*10^6$**	**$10.7*10^6$**	**$12.2*10^6$**	**$17.1*10^6$**	**$21.9*10^6$**	**$23.9*10^6$**	**$33.8*10^6$**	**$43.6*10^6$**	**$47.5*10^6$**	**$67.9*10^6$**	**$87.8*10^6$**	**$71.5*10^6$**	**$102*10^6$**	**$132*10^6$**

Tablo E : Kireçtaşı Kullanılan Kuru Enjeksiyon Yöntemi İçin (2000 kcal/kg kömür için) Çeşitli Kapasite ve Kükürt Yüzdelerine Göre İşletme Maliyetleri ($/yıl)

	50 MW			**100 MW**			**200 MW**			**400 MW**			**600 MW**		
	%2 S	***%3 S (2300)**	***%4 S (3600)**	**%2 S**	***%3 S (2300)**	***%4 S (3600)**	***%2 S (2400)**	***%3 S (4500)**	***%4 S**	***%2 S (3600)**	***%3 S (6300)**	***%4 S (9000)**	***%2 S (3600)**	***%3 S (6300)**	***%4 S (9000)**
1.Elektrik	$1*10^6$	$1.1*10^6$	$1*10^6$	$1.96*10^6$	$2.15*10^6$	$1.96*10^6$	$3.59*10^6$	$4.59*10^6$	$3.12*10^6$	$6.2*10^6$	$5.8*10^6$	$5.69*10^6$	$9.29*10^6$	$8.75*10^6$	$8.5*10^6$
2.Sorbent	47135 ton/yıl= $0.94*10^6$	61481 ton/yıl= $1.22*10^6$	52372 ton/yıl= $1.05*10^6$	94271 ton/yıl= $1.88*10^6$	122962 ton/yıl= $2.45*10^6$	104745 ton/yıl= $2.1*10^6$	157118 ton/yıl= $3.14*10^6$	125695 ton/yıl= $2.51*10^6$	116026 ton/yıl= $2.32*10^6$	209491 ton/yıl= $4.18*10^6$	179564 ton/yıl= $3.59*10^6$	167593 ton/yıl= $3.35*10^6$	314237 ton/yıl= $6.28*10^6$	269346 ton/yıl= $5.38*10^6$	251390 ton/yıl= $5*10^6$
3. Su	64800	64800	64800	129600	129600	129600	259200	259200	259200	518400	518400	518400	777600	777600	777600
4. İşçilik	230400	230400	230400	230400	230400	230400	230400	230400	230400	536000	536000	536000	585000	585000	585000
5.Bakım-Onarım	214620	225000	218528	348261	367477	355355	557742	537182	530743	882111	863050	855349	$1.2*10^6$	$1.18*10^6$	$1.17*10^6$
6.Atık Bertaraf	415750	542282	461900	831500	$1.08*10^6$	923888	$1.38*10^6$	$1.1*10^6$	$1.02*10^6$	$1.84*10^6$	$1.58*10^6$	$1.47*10^6$	$2.77*10^6$	$2.37*10^6$	$2.21*10^6$
Toplam Yıllık İşletme Maliyeti ($/yıl)	**$3*10^6$**	**$3.5*10^6$**	**$3.16*10^6$**	**$5.62*10^6$**	**$6.67*10^6$**	**$5.93*10^6$**	**$9.54*10^6$**	**$8.24*10^6$**	**$7.83*10^6$**	**$14.7*10^6$**	**$13.5*10^6$**	**$13*10^6$**	**$21.7*10^6$**	**$19.8*10^6$**	**$19.1*10^6$**

* Kireçtaşı Sorbenti kuru enjeksiyon yöntemi için %75 maksimum SO_2 giderme verimi kabulüne göre 2000 kcal/kg kömür için yasal emisyon sınırlarını sağlayamayacağından parantez içinde belirtilen ısıl değere sahip kömür alınan bilgisayar çıktı sonuçları verilmiştir.

Tablo F : Kireç Kullanılan Kuru Enjeksiyon Yöntemi İçin (2000 kcal/kg kömür için) Çeşitli Kapasite ve Kükürt Yüzdelerine Göre İşletme Maliyetleri ($/yıl)

	50 MW			**100 MW**			**200 MW**			**400 MW**			**600 MW**		
	%2 S	**%3 S**	**%4 S**	**%2 S**	**%3 S**	**%4 S**	**%2 S**	**%3 S**	***%4 S (3300)**	**%2 S**	***%3 S (3300)**	***%4 S (4800)**	**%2 S**	***%3 S (3300)**	***%4 S (4800)**
1.Elektrik	651206	652290	653374	$1.25*10^6$	$1.26*10^6$	$1.26*10^6$	$3*10^6$	$3.1*10^6$	$2.35*10^6$	$4.8*10^6$	$4.6*10^6$	$4.6*10^6$	$7.3*10^6$	$7*10^6$	$6.8*10^6$
2.Sorbent	26395 ton/yıl= $2.11*10^6$	39593 ton/yıl= $3.16*10^6$	52791 ton/yıl= $4.22*10^6$	52791 ton/yıl= $4.22*10^6$	79187 ton/yıl= $6.33*10^6$	105583 ton/yıl= $8.44*10^6$	105583 ton/yıl= $8.44*10^6$	158375 ton/yıl= $12.6*10^6$	127980 ton/yıl= $10.2*10^6$	211167 ton/yıl= $16.8*10^6$	191970 ton/yıl= $15.3*10^6$	175973 ton/yıl= $14*10^6$	316750 ton/yıl= $25.3*10^6$	287955 ton/yıl= $23*10^6$	263959 ton/yıl= $21*10^6$
3. Su	77760	84240	90720	155000	168000	180000	311000	336000	362800	522000	637920	725760	933000	$1*10^6$	$1.08*10^6$
4. İşçilik	450250	450250	450250	462500	462500	462500	487000	487000	487000	536000	536000	536000	585000	585000	585000
5.Bakım-Onarım	211417	224000	234000	330220	349190	365695	521000	550000	534553	837000	829000	821500	$1.11*10^6$	$1.1*10^6$	$1.1*10^6$
6.Atık Bertaraf	665200	997800	$1.33*10^6$	$1.33*10^6$	$2*10^6$	$2.66*10^6$	$2.66*10^6$	$4*10^6$	$3.2*10^6$	$5.3*10^6$	$4.83*10^6$	$4.4*10^6$	$8*10^6$	$7.25*10^6$	$6.6*10^6$
Toplam Yıllık İşletme Maliyeti	**$11.7*10^6$**	**$13.1*10^6$**	**$14.5*10^6$**	**$22.3*10^6$**	**$25.1*10^6$**	**$28*10^6$**	**$43.9*10^6$**	**$49*10^6$**	**$44.5*10^6$**	**$85*10^6$**	**$81*10^6$**	**$78*10^6$**	**$127*10^6$**	**$120*10^6$**	**$116*10^6$**

* Kireç Sorbenti kuru enjeksiyon yöntemi için %85 maksimum SO_2 giderme verimi kabulüne göre 2000 kcal/kg kömür için yasal emisyon sınırlarını sağlayamayacağından parantez içinde belirtilen ısıl değere sahip kömür alınan bilgisayar çıktı sonuçları verilmiştir.

Tablo G : Trona Kullanılan Kuru Enjeksiyon Yöntemi İçin (2000 kcal/kg kömür için) Çeşitli Kapasite ve Kükürt Yüzdelerine Göre İşletme Maliyetleri ($/yıl)

	50 MW			**100 MW**			**200 MW**			**400 MW**			**600 MW**		
	%2 S	**%3 S**	**%4 S**	**%2 S**	**%3 S**	**%4 S**	**%2 S**	**%3 S**	**%4 S**	**%2 S**	**%3 S**	***%4 S (2600)**	**%2 S**	**%3 S**	***%4 S (2600)**
1.Elektrik	$1.13*10^6$	$1.4*10^6$	$1.69*10^6$	$2.27*10^6$	$2.8*10^6$	$3.38*10^6$	$4.5*10^6$	$5.6*10^6$	$6.77*10^6$	$9*10^6$	$11.3*10^6$	$10.4*10^6$	$13.6*10^6$	$17*10^6$	$15.6*10^6$
2.Sorbent	126800 ton/yıl= $2.53*10^6$	190000 ton/yıl= $3.8*10^6$	253000 ton/yıl= $5*10^6$	253000 ton/yıl= $5*10^6$	380000 ton/yıl= $7.6*10^6$	507000 ton/yıl= $10.1*10^6$	507000 ton/yıl= $10.1*10^6$	760000 ton/yıl= $15.2*10^6$	$1.01*10^6$ ton/yıl= $20.2*10^6$	$1.01*10^6$ ton/yıl= $20.2*10^6$	$1.52*10^6$ ton/yıl= $30.4*10^6$	$1.56*10^6$ ton/yıl= $31.2*10^6$	$1.52*10^6$ ton/yıl= $30.4*10^6$	$2.28*10^6$ ton/yıl= $45.6*10^6$	$2.34*10^6$ ton/yıl= $46.8*10^6$
3. Su	100000	158000	210000	210000	310000	421000	421000	632000	843260	843260	$1.26*10^6$	$1.29*10^6$	$1.26*10^6$	$1.9*10^6$	$1.94*10^6$
4. İşçilik	450250	450250	450250	462500	462500	462500	487000	487000	487000	536000	536000	536000	585000	585000	585000
5.Bakım-Onarım	243712	266000	287000	394000	433589	470700	644000	714000	781000	809320	937000	96000	$1.18*10^6$	$1.36*10^6$	$1.38*10^6$
6.Atık Bertaraf	247950	371000	495700	495700	743850	991800	991800	$1.48*10^6$	$1.98*10^6$	$1.98*10^6$	$3*10^6$	$3*10^6$	$3*10^6$	$4.4*10^6$	$4.5*10^6$
Toplam Yıllık İşletme Maliyeti	**$4.24*10^6$**	**$6.43*10^6$**	**$8.24*10^6$**	**$8.8*10^6$**	**$12.3*10^6$**	**$15.3*10^6$**	**$15.8*10^6$**	**$24.1*10^6$**	**$31.1*10^6$**	**$33.3*10^6$**	**$47.4*10^6$**	**$47.4*10^6$**	**$50*10^6$**	**$70.8*10^6$**	**$71*10^6$**

* Trona Sorbenti kuru enjeksiyon yöntemi için %90 maksimum SO_2 giderme verimi kabulüne göre 300 MW ve üzeri santrallerde 2000 kcal/kg kömür için yasal emisyon sınırlarını sağlayamayacağından parantez içinde belirtilen ısıl değere sahip kömüriçin alınan bilgisayar çıktı sonuçları verilmiştir.

Tablo H : Kireçtaşı Kullanılan Islak Yöntem Prosesi İçin (2000 kcal/kg kömür için) Çeşitli Kapasite ve Kükürt Yüzdelerine Göre İşletme Maliyetleri ($/yıl)

	50 MW			**100 MW**			**200 MW**			**400 MW**			**600 MW**		
	%2 S	**%3 S**	**%4 S**	**%2 S**	**%3 S**	**%4 S**	**%2 S**	**%3 S**	**%4 S**	**%2 S**	**%3 S**	**%4 S**	**%2 S**	**%3 S**	**%4 S**
1.Elektrik	$1.56*10^6$	$2.35*10^6$	$3.13*10^6$	$3.13*10^6$	$4.7*10^6$	$6.27*10^6$	$6.27*10^6$	$9.4*10^6$	$12.5*10^6$	$12.5*10^6$	$18.8*10^6$	$25*10^6$	$18.8*10^6$	$28.2*10^6$	$37*10^6$
2.Sorbent	32914 ton/yıl= 658285	49371 ton/yıl= 987428	65828 ton/yıl= $1.31*10^6$	65828 ton/yıl= $1.31*10^6$	98742 ton/yıl= $1.97*10^6$	131657 ton/yıl= $2.6*10^6$	131657 ton/yıl= $2.6*10^6$	197485 ton/yıl= $3.94*10^6$	263314 ton/yıl= $5.26*10^6$	263314 ton/yıl= $5.26*10^6$	394971 ton/yıl= $7.9*10^6$	526628 ton/yıl= $10.5*10^6$	394971 ton/yıl= $7.9*10^6$	592457 ton/yıl= $11.8*10^6$	789942 ton/yıl= $15.7*10^6$
3. Su	84342	126514	168685	168685	253028	373714	373714	506057	674742	674742	$1*10^6$	$1.34*10^6$	$1*10^6$	$1.5*10^6$	$2*10^6$
4. İşçilik	440859	440859	440859	466334	466334	466334	517284	517284	517284	619184	619184	619184	721000	721000	721000
5.Bakım-Onarım	697409	755630	806732	$1.07*10^6$	$1.16*10^6$	$1.24*10^6$	$1.65*10^6$	$1.79*10^6$	$1.9*10^6$	$2.57*10^6$	$2.8*10^6$	$3*10^6$	$3.35*10^6$	$3.6*10^6$	$3.91*10^6$
6.Atık Bertaraf	339428	509142	678857	678857	$1*10^6$	$1.35*10^6$	$1.35*10^6$	$2*10^6$	$2.7*10^6$	$2.7*10^6$	$4*10^6$	$5.4*10^6$	$4*10^6$	$6.1*10^6$	$8.14*10^6$
Toplam Yıllık İşletme Maliyeti ($/yıl)	**$4.25*10^6$**	**$5.67*10^6$**	**$7.08*10^6$**	**$7.55*10^6$**	**$10.3*10^6$**	**$13.1*10^6$**	**$13.8*10^6$**	**$19.4*10^6$**	**$24.9*10^6$**	**$26.1*10^6$**	**$37*10^6$**	**$48*10^6$**	**$38*10^6$**	**$54*10^6$**	**$70*10^6$**

Tablo I : Trona Kullanılan Islak Yöntem Prosesi İçin (2000 kcal/kg kömür için) Çeşitli Kapasite ve Kükürt Yüzdelerine Göre İşletme Maliyetleri ($/yıl)

	50 MW			**100 MW**			**200 MW**			**400 MW**			**600 MW**		
	%2 S	**%3 S**	**%4 S**	**%2 S**	**%3 S**	**%4 S**	**%2 S**	**%3 S**	**%4 S**	**%2 S**	**%3 S**	**%4 S**	**%2 S**	**%3 S**	**%4 S**
1.Elektrik	$1.36*10^6$	$1.81*10^6$	$2.2*10^6$	$2.98*10^6$	$3.97*10^6$	$4.87*10^6$	$6.5*10^6$	$8.7*10^6$	$10.6*10^6$	$14.2*10^6$	$19*10^6$	$23.3*10^6$	$22.5*10^6$	$30*10^6$	$36.9*10^6$
2.Sorbent	32914 ton/yıl= 658285	49371 ton/yıl= 987428	65828 ton/yıl= $1.31*10^6$	65828 ton/yıl= $1.31*10^6$	98742 ton/yıl= $1.97*10^6$	131657 ton/yıl= $2.6*10^6$	131657 ton/yıl= $2.6*10^6$	197485 ton/yıl= $3.94*10^6$	263314 ton/yıl= $5.26*10^6$	263314 ton/yıl= $5.26*10^6$	394971 ton/yıl= $7.9*10^6$	526628 ton/yıl= $10.5*10^6$	394971 ton/yıl= $7.9*10^6$	592457 ton/yıl= $11.8*10^6$	789942 ton/yıl= $15.7*10^6$
3. Su	109310	116014	121019	212201	225215	234930	411900	437204	456063	799686	848730	885341	$1.17*10^6$	$1.25*10^6$	$1.3*10^6$
4. İşçilik	440859	440859	440859	466334	466334	466334	517284	517284	517284	619184	619184	619184	721000	721000	721000
5.Bakım-Onarım	798000	885289	959451	$1.22*10^6$	$1.37*10^6$	$1.47*10^6$	$1.89*10^6$	$2.1*10^6$	$2.27*10^6$	$2.9*10^6$	$3.26*10^6$	$3.55*10^6$	$3.8*10^6$	$4.25*10^6$	$4.6*10^6$
6.Atık Bertaraf	627107	940661	$1.25*10^6$	938027	$1.4*10^6$	$1.87*10^6$	$1.55*10^6$	$2.33*10^6$	$3.11*10^6$	$2.8*10^6$	$4.2*10^6$	$5.6*10^6$	$4*10^6$	$6.07*10^6$	$8.09*10^6$
Toplam Yıllık İşletme Maliyeti ($/yıl)	**$5.7*10^6$**	**$7.5*10^6$**	**$9.3*10^6$**	**$10.3*10^6$**	**$11.7*10^6$**	**$17.2*10^6$**	**$19.4*10^6$**	**$26.4*10^6$**	**$33.2*10^6$**	**$38*10^6$**	**$52*10^6$**	**$65.6*10^6$**	**$56.8*10^6$**	**$78*10^6$**	**$98*10^6$**

Tablo J : Kullanılan Püskürtmeli Kurutma Yöntemi İçin (2000 kcal/kg kömür için) Çeşitli Kapasite ve Kükürt Yüzdelerine Göre İşletme Maliyetleri ($/yıl)

	50 MW			**100 MW**			**200 MW**			**400 MW**			**600 MW**		
	%2 S	**%3 S**	**%4 S**	**%2 S**	**%3 S**	**%4 S**	**%2 S**	**%3 S**	**%4 S**	**%2 S**	**%3 S**	***%4 S (2600)**	**%2 S**	**%3 S**	***%4 S (2600)**
1.Elektrik	$17*10^6$ kWh/yıl= $1.36*10^6$	$23.2*10^6$ kWh/yıl= $1.85*10^6$	$28.9*10^6$ kWh/yıl= $2.31*10^6$	$32*10^6$ kWh/yıl= $2.56*10^6$	$43*10^6$ kWh/yıl= $3.49*10^6$	$54.5*10^6$ kWh/yıl= $4.36*10^6$	$52*10^6$ kWh/yıl= $4.96*10^6$	$84*10^6$ kWh/yıl= $6.77*10^6$	$105*10^6$ kWh/yıl= $8.45*10^6$	$122*10^6$ kWh/yıl= 9i76*10^6	$166*10^6$ kWh/yıl= $13.3*10^6$	$159*10^6$ kWh/yıl= $12.7*10^6$	$182*10^6$ kWh/yıl= $14.5*10^6$	$248*10^6$ kWh/yıl= $19.8*10^6$	$238*10^6$ kWh/yıl= $19*10^6$
2.Sorbent	19937 ton/yıl= $1.59*10^6$	29906 ton/yıl= $2.39*10^6$	39875 ton/yıl= $3.19*10^6$	39875 ton/yıl= $3.19*10^6$	59812 ton/yıl= $4.78*10^6$	79750 ton/yıl= $6.38*10^6$	79750 ton/yıl= $6.38*10^6$	119625 ton/yıl= $9.57*10^6$	159500 ton/yıl= $12.7*10^6$	159500 ton/yıl= $12.7*10^6$	239250 ton/yıl= $19.1*10^6$	245384 ton/yıl= $19.6*10^6$	239250 ton/yıl= $19.1*10^6$	358875 ton/yıl= $28.7*10^6$	368076 ton/yıl= $29.4*10^6$
3. Su	210000	315000	420000	420000	630000	840000	840000	$1.26*10^6$	$1.68*10^6$	$1.68*10^6$	$2.52*10^6$	$2.58*10^6$	$2.52*10^6$	$3.78*10^6$	$3.87*10^6$
4. İşçilik	450700	450700	450700	462500	462500	462500	487000	487000	487000	536000	536000	536000	585000	585000	585000
5.Bakım-Onarım	454841	478933	499902	703991	740348	772015	$1.09*10^6$	$1.15*10^6$	$1.2*10^6$	$1.72*10^6$	$1.8*10^6$	$1.81*10^6$	$2.25*10^6$	$2.36*10^6$	$2.37*10^6$
6.Atık Bertaraf	250000	375000	500000	500000	750000	1000000	$1*10^6$	$1.5*10^6$	$2*10^6$	$2*10^6$	$3*10^6$	$3.07*10^6$	$3*10^6$	$4.5*10^6$	$4.61*10^6$
Toplam Yıllık İşletme Maliyeti	**$4.62*10^6$**	**$6.18*10^6$**	**$7.71*10^6$**	**$8.3*10^6$**	**$11.3*10^6$**	**$14.3*10^6$**	**$15.4*10^6$**	**$21.5*10^6$**	**$27.3*10^6$**	**$29.6*10^6$**	**$41.5*10^6$**	**$41.6*10^6$**	**$43.5*10^6$**	**$61.4*10^6$**	**$61.5*10^6$**

* Kireç Sorbenti Püskürtmeli Kurutma Yöntemi için %90 maksimum SO_2 giderme verimi kabulüne göre 300 MW ve üzeri santrallerde 2000 kcal/kg kömür için yasal emisyon sınırlarını sağlayamayacağından parantez içinde belirtilen ısıl değere sahip kömür alınan bilgisayar çıktı sonuçları verilmiştir.

ÖZGEÇMİŞ

Ad Soyad: Bülent Devrim ÇİFT

Doğum Yeri ve Tarihi: Antakya 1973

Adres: İstanbul Tersanesi Komutanlığı, Kaynarca, Pendik/İST

Lisans Üniversite: İstanbul Teknik Üniversitesi Kimya-Metalurji Fakültesi, Kimya Mühendisliği Bölümü,1996

Yayın Listesi:

- Karaosmanoğlu, F., Tüter, M., Cığızoğlu, K. B**., Çift, B. D.,** 1997. Hızlı Isıl Piroliz Süreci ile Biyokütleden Biyoyakıt Üretimi, *Türkiye 7. Enerji Kongresi*, **II**, 3-8 Kasım, Ankara, Türkiye.
- Karaosmanoğlu, F., **Çift, B. D.,** 1996. Odunun enerji alanında değerlendirilmesi, Enerji, ısıtma, soğutma, havalandırma,yalıtım ve doğalgaz dergisi, 11, Aralık, İstanbul.