

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

**KÖMÜR YAKITLI TERMİK SANTRALLARDA BACA
GAZI KANALINA KURU SORBENT ENJEKSİYONU
İLE KÜKÜRT GİDERME SİSTEMİNİN İNCELENMESİ**

Mehmet Sait ÇAY

**YÜKSEK LİSANS TEZİ
MAKİNA MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI**

**DANIŞMAN
Yrd. Doç. Dr. Murat KAYA**

**ARALIK 2013
ÇORUM**

Mehmet Sait ÇAY tarafından hazırlanan “Kömür Yakıtlı Termik Santrallarda Baca Gazı Kanalına Kuru Sorbent Enjeksiyonu ile Kükürt Giderme Sisteminin İncelenmesi” adlı tez çalışması 21/11/2013 tarihinde aşağıdaki jüri üyeleri tarafından oy birliği / oy çokluğu ile Hitit Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Makine Mühendisliği Anabilim Dalı’nda Yüksek Lisans / Doktora tezi olarak kabul edilmiştir.

Doç. Dr. İrfan KURTBAŞ

Yrd. Doç. Dr. Murat KAYA

Doç. Dr. Hamdi TAPLAK



Hitit Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulu’nun 06.09.2013 tarih ve 2013/03 sayılı kararı ile Mehmet Sait ÇAY’ın Makine Mühendisliği Anabilim Dalı’nda Yüksek Lisans / Doktora derecesi alması onanmıştır.

Prof. Dr. Ali KILIÇARSLAN
Fen Bilimleri Enstitüsü Müdürü

TEZ BEYANI

Tez içindeki bütün bilgilerin etik davranış ve akademik kurallar çerçevesinde elde edilerek sunulduğunu, ayrıca tez yazım kurallarına uygun olarak hazırlanan bu çalışmada bana ait olmayan her türlü ifade ve bilginin kaynağına eksiksiz atıf yaptığımı beyan ederim.



Mehmet Sait ÇAY

KÖMÜR YAKITLI TERMİK SANTRALLARDA BACA GAZI KANALINA KURU SORBENT ENJEKSİYONU İLE KÜKÜRT GİDERME SİSTEMİNİN İNCELENMESİ

Mehmet Sait ÇAY

HİTİT ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

Aralık 2013

ÖZET

Bu çalışmada, 150 MW gücünde ve ıslak kükürt giderme sistemi olan kömür yakıtlı termik santralda, mevcut kükürt giderme sisteminin yükünü düşürebilecek ve bu sisteme paralel olarak kurulabilecek kanala kuru sorbent enjeksiyonu yöntemiyle kükürt giderme sisteminin teknik ve ekonomik analizi (fizibilitesi) yapılmıştır. Hesaplamalarda kullanılan kömür özellikleri şu şekilde alınmıştır; karbon oranı % 27,36 hidrojen oranı % 1,78 azot oranı % 0,70 kükürt oranı % 1,67 oksijen oranı % 10,65 kül oranı % 24,58 nem oranı ise % 33,34. Bu değerlerle yapılan teknik hesaplamalarla kömürün alt ısı değeri 2114,38 kcal/kg, baca gazı debisi 645287,18 mg/Nm³, kükürtdioksit debisi ise 8678,01 mg/Nm³ bulunmuştur ve elde edilen değerlerle ekonomik analiz için bir baz senaryo oluşturularak yatırımın ekonomikliği incelenmiştir.

Ekonomik analiz, oluşturulan MS Excel hesap tablosu ile 5 farklı senaryo için net bugünkü değer yöntemi kullanılarak yapılmıştır. Bu hesap tabloları ile yatırımın geri ödeme süresi, iç karlılık oranı ve ekonomikliği etkileyen başlıca parametrelerdeki (ilk yatırım maliyeti, sorbent tüketim miktarı ve üretim kazancı gibi) değişime karşı duyarlılığı hesaplanmıştır. Sonuç olarak; baz senaryonun geri ödeme süresi 2 yıl ve iç karlılık oranı % 69 olarak hesaplanmıştır. Diğer senaryolarda ise en uzun geri

ödeme süresi 3,6 yıl ve en düşük iç karlılık oranı ise % 45 olarak hesaplanmıştır. Öngörülen ilk yatırım maliyetlerinde oluşacak değişimin geri ödeme süresi üzerindeki etkisinin ise sınırlı olduğu ancak geri ödeme süresinin öngörülen sorbent tüketimi ve öngörülen üretim kazancındaki değişimlere karşı oldukça duyarlı olduğu tespit edilmiştir.

Anahtar Kelimeler : Kükürt giderme sistemleri, kuru sorbent enjeksiyonu, termik santral, fizibilite, net bugünkü değer yöntemi

**INVESTIGATION OF FLUE GAS DUCT DRY SORBENT INJECTION
PROCESS FOR FLUE GAS DESULPHURISATION AT COAL FIRED
POWER PLANT**

Mehmet Sait ÇAY

HITIT UNIVERSITY
GRADUATE SCHOOL OF NATURAL AND APPLIED SCIENCES
December 2013

ABSTRACT

In this study, a coal fired thermal power plant which has 150 MW capacity and wet desulfurization system, technical and economical (feasibility) analysis had done for duct dry sorbent injection desulphurisation system which can establish paralel to this system and lighten the sulphur load of the system. Characteristic of the coal which use at the calculation is based on; carbon rate of coal was found 27,36 % hydrojen rate 1,78 % nitrogen rate 0,70 % sulphur rate 1,67 % oxygen rate 10,65 % ash rate 24,58 % moisture rate 33,34 %. Technical calculations doing with this values low heat value of the coal was found 2114,38 kcal/kg, flue gas debit 645287,18 mg/Nm³, sulfhurdioksit debit 8678,01 mg/Nm³ and with this values by creating a base scenario for economic analysis, investment in the economy were examined.

Economic analysis had done with MS Excel calculation tables by using net present value method which was created for 5 different scenario. With these calculation tables payback period of the investment, internal rate of return and sensivity towards the chances at the main parameters (like investment cost of the initial investment, amount of sorbent consumption and production gain) which affected the economy had calculated. As a result calculations payback

period of the base scenario was found 2 year and internal rate of return was found 69 %. At the other scenarios the longest pay back period was 3,6 year and the lowest internal rate of return was 45 %. Changes at predicted initial investment costs have limited affect on payback period of the investment but payback period of the investment is very sensitive to the changes at the predicted sorbent consumption and production gain.

Key Words : Flue gas desulphurisation system, dry sorbent injection, thermal power plant, feasibility, net present value method

TEŐEKKÖR

Çalıőmalarım boyunca yardımlarını, bilgi ve tecrübesini esirgemeyen, değerli yardım ve katkılarıyla daha iyi bir çalışma yapmam için beni yönlendiren hocam Yrd. Doç. Dr. Murat KAYA'ya teőekkürü bir borç bilirim.

TÜBİTAK MARMARA ARAŞTIRMA MERKEZİ ENERJİ ENSTİTÜSÜ personeli Murat BARANAK ve Murat KAHRAMAN'a da çalıőmalarım boyunca verdikleri destekten ötürü teşekkür ederim.

İÇİNDEKİLER

	Sayfa
ÖZET.....	iv
ABSTRACT.....	vi
TEŞEKKÜR.....	viii
İÇİNDEKİLER	ix
ÇİZELGELER DİZİNİ	xi
ŞEKİLLER DİZİNİ.....	xiii
RESİMLER DİZİNİ.....	xv
SİMGELER VE KISALTMALAR.....	xvi
1. GİRİŞ	1
2. KURUMSAL TEMELLER VE KAYNAK ARAŞTIRMASI.....	5
2.1. Ülkemizde Kömürün Enerji Üretimindeki Yeri ve Çevre.....	5
2.2. Kükürt Giderme Sistemleri.....	9
2.2.1. Kükürt giderme sistemlerinin gerekliliği ve önemi.....	9
2.2.2. Kükürt giderme sisteminin seçimi.....	10
2.2.3. Islak kükürt giderme sistemleri	11
2.2.4. Yarı kuru kükürt giderme sistemleri	13
2.2.5. Kuru sorbent enjeksiyonu ile kükürt giderme sistemleri.....	14
2.3. Türkiye’de Kullanılan Kükürt Giderme Sistemleri ve Bunların Rehabilitasyon Alternatifleri	25
3. MATERYAL VE YÖNTEM	27
3.1. Materyal.....	27
3.1.1. Kömürün elementel analizi	28

	Sayfa
3.1.2. Kömür karakterizasyonu	28
3.2. Yöntem.....	32
3.2.1. Kömürün ısıl değerinin hesabı	33
3.2.2. Baca gazı ve kükürt dioksit debisinin hesabı	35
3.2.3. Ekonomik hesaplamalar	43
4. ARAŞTIRMA SONUÇLARI VE TARTIŞMA	50
4.1. Ekonomikliği Etkileyen Başlıca Parametrelerdeki Değişime Karşı Yatırımın Duyarlılığının ve Geri Ödeme Süresindeki Değişimin İncelenmesi	50
4.2. Yapılan Yatırımın Farklı Senaryolar İçin İç Karlılık Oranının İncelenmesi ...	55
5. SONUÇ VE ÖNERİLER	58
KAYNAKLAR	61
EKLER	66
EK-1	67
EK-2	68
EK-3	69
EK-4	70
EK-5	71
ÖZGEÇMİŞ	72

ÇİZELGELER DİZİNİ

Çizelge	Sayfa
Çizelge 2.1. Türkiye’de kömüre dayalı termik santraller	7
Çizelge 2.2. Büyük yakma tesisleri yönetmeliğindeki emisyon sınır değerleri (Anonim, 2009).....	8
Çizelge 2.3. Katı yakıtlı yeni tesislerin işletilmesi için gerekli sınır emisyon değerleri (Anonim, 2009)	8
Çizelge 2.4. Katı yakıtlı mevcut tesislerin işletilmesi için gerekli sınır emisyon değerleri (Anonim, 2010)	9
Çizelge 2.5. Sorbent türlerinin temel özellikleri	24
Çizelge 2.6. Kalsiyum bazlı sorbentlerin avantaj ve dezavantajları	24
Çizelge 2.7. Sodyum bazlı sorbentlerin avantaj ve dezavantajları.....	25
Çizelge 2.8. EÜAŞ’a ait termik santrallerin BGKG sistemi panoraması	25
Çizelge 2.9. EÜAŞ’a ait termik santrallerin BGKG sisteminin kapasiteye göre dağılımı	26
Çizelge 3.1. Kömür örneklerinin kısa analiz sonuçları	29
Çizelge 3.2. Kömür örneklerinin elementel analiz sonuçları (kuru temelde, % ağırlıkça)	30
Çizelge 3.3. Kömür örneklerinin kükürt türleri analiz sonuçları	32
Çizelge 3.4. Analiz sonuçlarının ortalamasından elde edilen kömürün orjinal baz değerleri	34
Çizelge 3.5. Fizibilite hesabı yapılan santralin teknik özellikleri	43
Çizelge 3.6. Sabit yatırım giderleri	44
Çizelge 3.7. İşletme giderleri	44
Çizelge 3.8. Sistem ilk yatırım maliyeti hakkında bilgiler.....	45
Çizelge 3.9. Hesaplamalarda kullanılan ekonomik parametreler ve değerleri.....	46

Çizelge	Sayfa
Çizelge 3.10. Hesaplamalarda kullanılan yakıt, enerji ve hammadde birim fiyatları (KDV Hariç).....	46
Çizelge 3.11. Hesaplamalarda kullanılan döviz kurları	46
Çizelge 3.12. 30 yıllık enflasyon, yakıt, iskonto ve faizin bugünkü değeri.....	47
Çizelge 3.13. Kuru sorbent enjeksiyon sistemi kapasite, gelir ve işletme giderleri ..	48
Çizelge 3.14. Alternatif sorbent türlerinin tüketim ve maliyetleri	48
Çizelge 4.1. Nakit akış tabloları senaryoları	54
Çizelge 4.2. 5 farklı senaryo için NBD ve İKO	56

ŞEKİLLER DİZİNİ

Şekil	Sayfa
Şekil 2.1. Türkiye'deki linyit rezervlerinin kalorifik değeri (Anonim, 2011)	5
Şekil 2.2. Türkiye'de kömür arzının sektörlere göre dağılımı (Anonim, 2011)	6
Şekil 2.3. 2011 sonu itibariyle ülkemiz elektrik kurulu gücünde kaynakların payı (Anonim, 2011)	6
Şekil 2.4. Kükürt içeriğine göre sistem seçimi (Anonim, 2003).....	10
Şekil 2.5. Kömür yakıtlı santralda ıslak kireçtaşı sisteminin genel yerleşimi (Kitto ve Stultz, 2005)	12
Şekil 2.6. Kuru sorbent enjeksiyon sistemlerinin şematik görünümü (Muzio ve Often, 1987)	15
Şekil 2.7. Kanal sorbent enjeksiyon sisteminin şematik görünümü	16
Şekil 2.8. Nemlendirmenin $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ile kükürt giderme verimine etkisi (Kalma süresi=2s) (Stouffer ve ark., 1988)	19
Şekil 2.9. Ca/S molar oranının ve nemlendirmenin kükürt giderme verimi üzerindeki etkisi (Stouffer ve ark., 1988)	20
Şekil 2.10. Torba filtreye sodyum enjeksiyonunda kükürt giderme verimi (Muzio ve Often, 1987)	21
Şekil 2.11. Tanecik boyutu ve sıcaklığın kalma süresi üzerindeki etkisi (Wu ve ark., 2004).....	22
Şekil 2.12. Sorbent tanecik boyutu ile SO_2 giderme veriminin değişimi (Wu ve ark., 2004).....	22
Şekil 2.13. SBC'nin farklı stokiyometrik oranlarda, torba filtre ve ESP'deki kükürt giderme performansı (Wood ve ark., 2008).....	23
Şekil 2.14. Tronanın farklı stokiyometrik oranlarda, torba filtre ve ESP'deki kükürt giderme performansı (Wood ve ark., 2008).....	24
Şekil 3.1. Hesaplamaları yapılan sistemin şematik görünümü	27
Şekil 3.2. UCC kuru sorbent enjeksiyon sistemi (Anonim, 2009).....	28

Şekil	Sayfa
Şekil 4.1. İlk yatırım maliyetindeki artışın geri ödeme süresine etkisi	51
Şekil 4.2. Sorbent tüketimindeki değişimin geri ödeme süresine etkisi	52
Şekil 4.3. Üretim kazancındaki değişimin geri ödeme süresine etkisi.....	53
Şekil 4.4. Üretim kazancı ve sorbent tüketimindeki değişimin geri ödeme süresine etkisi	54
Şekil 4.5. 5 farklı senaryo için GÖS'nin değişimi	55
Şekil 4.6. 5 Farklı senaryo için İKO'nın değişimi	57
Şekil 4.7. 5 farklı senaryo için İKO ve GÖS'nin değişimi	57

RESİMLER DİZİNİ

Resim	Sayfa
Resim 3.1. LECO TGA 701 termogravimetrik analiz cihazı.....	80
Resim 3.2. LECO Truspec CHN-S elementel analiz cihazı.....	80
Resim 3.3. LECO AF 700 kül ergime analiz cihazı.....	81

SİMGELER VE KISALTMALAR

Bu çalışmada kullanılmış bazı simgeler ve kısaltmalar, açıklamaları ile birlikte aşağıda sunulmuştur.

Simgeler	Açıklama
a	Kömürün kül yüzdesi, %
B	Kazana verilmesi gereken yakıt, kg/saat
B(t)	t periyodu sonundaki gelir, TL
c	Kömürün karbon yüzdesi, %
C(t)	t periyodu sonundaki ödeme/masraflar, TL
C_{PW}	Paranın şimdiki değeri, TL
h	Kömürün hidrojen yüzdesi, %
H	Tam yanma için gerekli olan gerçek hava ihtiyacı, Nm ³ /kg yakıt
h₂	Numunedeki hidrojenin ağırlıkça yüzdesi, %
h_{fg}	Suyun buharlaşma ısısı, kcal/kg
H_{min}	Tam yanma için gerekli olan teorik hava ihtiyacı, Nm ³ /kg yakıt
H_u	Kazana verilen yakıtın alt ısıl değeri, kcal/kg
i	Minimum geri dönüş oranı, minimum kar oranı veya iskonto oranı
n	Planlanan ödeme süresini, yıl
n	Kömürün azot yüzdesi, %
N_{PW}	Net karların şimdiki değerini, TL
o	Kömürün oksijen yüzdesi, %
O_{min}	Yanma için gerekli olan minimum oksijen, kg
P	Generatörün elektrik gücü, MW
s	Kömürün kükürt yüzdesi, %

V_b	1 kg yakıtın yanması ile oluşan baca gazı miktarı, Nm ³ /kg yakıt
V_{N_2}	1 kg yakıtın yanması ile oluşan azot gazı miktarı, Nm ³ /kg yakıt
V_{bs}	Kömür beslemesi ile oluşan baca gazı debisi, Nm ³ /h
V_{SO_2}	Kömür beslemesi ile oluşan SO ₂ gazının debisi, Nm ³ /h
w	Numune içindeki nemin ağırlıkça yüzdesi, %
Q	Kazana verilmesi gereken ısı miktarı, kcal/kg
σ	Mollier sayısı
λ	Hava fazlalık katsayısı
η	Santralin genel (toplam) verimi, %
η_k	Kazanın verimi, %
η_{is}	Isıl verim, %
$\eta_{iç}$	Türbinin iç verimi, %
η_m	Türbinin mekanik verimi, %
η_{el}	Generatörün elektriksel verimi, %

Kısaltmalar

Açıklama

A.I.D.	Alt Isıl Değer
ASTM	American Society for Testing and Meterials
BGKG	Baca Gazı Kükürt Giderme
CFB	Dolaşımli Akışkan Yatak
CFD	Hesaplmalı Akışkanlar Dinamiği
DSI	Kuru Sorbent Enjeksiyonu
DTI	Department of Trade and Industry
EPA	Enviromental Pretecton Agency
EPRI	Electric Power Research Institute
ESP	Elektro Statik Filtre

EÜAŞ	Elektirik Üretim Anonim Şirketi
FGD	Kükürt Giderme
IIASA	International Institute for Applied Systems Analysis
ID fan	Cebri Çekme Fanı
İKO	İç Karlılık Oranı
KEAŞ	Kemerköy Elektrik Üretim A. Ş.
MS	Microsoft Office
MW	Mega Watt
NBD	Net Bugünkü Değer
REGAVO	Rejeneratif Hava Ön Isıtıcısı
SBC	Sodyum Bikarbonat
SWW	Deniz Suyu ile Yıkama
Tep	Ton Eşdeğer Petrol
TCMB	Türkiye Cumhuriyeti Merkez Bankası
TKİ	Türkiye Kömür İşletmeleri
TGA	Termogravimetrik Analiz
TTK	Türkiye Taşkömürü Kurumu
UCC	United Conveyor Company
Ü.I.D.	Üst Isıl Değer

1. GİRİŞ

Kükürt yeryüzünde en fazla bulunan elementlerden biridir ve kömürün, sıvı yakıtların ve birçok madenin yapısında bulunmaktadır. Bundan dolayı kömür, petrol ve petrol katkılı yakıtların yakıldığı petrol rafinerilerinde, termik santrallarda ve madenden metal üretilen büyük ölçekli endüstriyel tesislerde büyük miktarda kükürt, kükürt dioksit (SO_2) gazı olarak atmosfere salınmaktadır (Nazari ve ark., 2012). IIASA'ya (International Institute for Applied Systems Analysis) göre SO_2 gazının çoğunluğu termik santrallar tarafından üretilmektedir (Islas ve Grande, 2007). Bu gazın çevre üzerindeki en büyük etkisi ise asit yağmurlarıdır. Atmosferde SO_2 ile reaksiyona giren yağmur sülfirik asite (H_2SO_4) dönüşmektedir. Bunun sonucunda oluşan asit yağmurları korozyona, insanın yaşam kaynağı olan akarsu ve göllerin zarar görmesine ve ekosistemin bozulmasına neden olmaktadır. Asiditenin artması göllerdeki balık ve diğer organizmaların gıda kaynaklarında azalmaya ve bu canlıların yok olmasına yol açmaktadır. SO_2 'nin atmosferde reaksiyona girmesi sonucu küçük parçacıklar oluşmakta ve bu parçacıklar baş ağrılarına, solunum yolu (özellikle astım hastalığına) hastalıklarına ve göz hastalıklarına neden olmaktadır (Liu ve ark., 2010). Dünyadaki SO_2 emisyonları insan aktiviteleri sonucu her yıl ~140 milyon ton artmaktadır. Bundan dolayı 19. yüzyılın ortalarından bu yana SO_2 'nin azaltılarak, insan sağlığının ve çevrenin korunması hususuna büyük önem verilmektedir. Bu amaçla birçok ülkede endüstri tesislerinden salınan SO_2 emisyonlarına sınırlama getirilmiştir (Anonim, 2000).

SO_2 emisyonları birkaç yöntemle kontrol edilebilmektedir. Bunlar yakıt ya da maden içerisinde bulunan kükürtün kullanılmadan önce giderilmesi, yakıtın veya madenin kullanımı esnasında giderilmesi ve SO_2 'nin atmosfere atılmadan önce baca gazından giderilmesidir. Birçok uygulamada SO_2 kontrolünün en ekonomik ve yaygın yolu SO_2 'nin atmosfere atılmadan önce baca gazından giderilmesidir. Bunun için birkaç farklı kükürt giderme (FGD) sistemi geliştirilmiştir (Anonim, 2000). Geliştirilen bu sistemler genel olarak kullanılan sorbentin durumuna göre kuru, yarı kuru ve ıslak kükürt giderme sistemleri olarak sınıflandırılmaktadır (Ma ve ark., 2000). Endüstriyel uygulamalarda en çok kullanılan kükürt giderme yöntemi (BGKG) ıslak sistemler olmasına rağmen kuru sistemler, özellikle kuru sorbent enjeksiyon

sistemleri, rehabilitasyon için daha ekonomik teknolojilerdir (Ortiz ve Ollero, 2008; Xiong ve ark., 2009).

Ülkemizde 2012 yılı itibariyle EÜAŞ'a bağlı toplam 7732 MW kurulu gücündeki kömür yakıtlı termik santrallerin yaklaşık yarısında (3782 MW) kükürt giderme sistemi bulunmamaktadır. Mevcut haliyle, kükürt giderme sistemi bulunan santrallarda ise sınır emisyon değerlerinin sağlanmasında büyük sıkıntılarla karşılaşmaktadır. Yaşanan bu sorunlar nedeniyle bazı santrallarda elektrik üretim kapasitesi ve santral emreamadeligi düşmekte ve bunun sonucunda büyük maddi kayıplar yaşanabilmektedir. Diğer taraftan, ülkemizde yürürlükte olan Sanayi Kaynaklı Hava Kirliliğinin Kontrolü Yönetmeliği'ne göre termik santrallerdeki baca gazı SO₂ sınır değeri 1000 mg/Nm³'tür. Ayrıca bu yönetmelikte emisyon izni almamış ve özelleştirme sürecindeki termik santraller ile ilgili olarak çevre izni alma süresinin 31.12.2017 tarihini geçemeyeceği belirtilmiştir (Anonim, 2009). Bununla birlikte ülkemiz Avrupa Birliği Uyum Süreci kapsamında Avrupa Birliği Emisyon Limitleri'ne uygun olarak Büyük Yakma Tesisleri Yönetmeliği'ni imzalanmıştır (Kılıç ve ark., 2013). 2019 yılında uygulamaya girecek olan bu yönetmeliğe göre SO₂ sınır değeri 400 mg/Nm³'e indirilecektir (Anonim, 2010). Dünyada ve ülkemizde uygulanan yönetmeliklerle, emisyon limit değerleri giderek düşürülmektedir ve bu düşüş halihazırda kükürt giderme sistemi bulunan termik santrallerin neredeyse tamamında rehabilitasyon ihtiyacı doğuracaktır. Rehabilitasyon için daha ekonomik yöntem olan kuru sorbent enjeksiyon sistemleri, basit yapıda, düşük su tüketimi olan ve atık yönetimi kolay olan uygulamalar olduğu için ıslak kükürt giderme sistemlerinden daha düşük yatırım maliyetine sahiptir ve daha küçük bir alana kurulabilmektedir. Bu sistemlerin SO₂ giderme verimi kalsiyum bazlı sorbentlerde % 50 ve % 60 arasında değişmektedir. Kanala sorbent enjeksiyonunda kükürt giderme verimini gazın sıcaklığı, sorbentin tanecik boyutu, kalma süresi, stokiyometrik oran, kükürt yoğunluğu ve çözünme süresi gibi işletme parametreleri etkilemektedir (Wu ve ark., 2004). İspanya'da 550 MW kapasitedeki bir santrale pilot ölçekli tesis kurularak yapılan çalışmada, Ca(OH)₂ kullanılarak kanala kuru sorbent enjeksiyon sistemi uygulanmıştır. Yapılan çalışmada Ca(OH)₂/S oranı 1-2,4 arasında, bağıl nem % 50-90 arasında ve uçucu kül oranı 0-8 g/Nm³ arasında değiştirilerek bu parametrelerin kükürt giderme verimi üzerindeki etkisi

incelenmiştir. Çalışma sonucunda Ca/S molar oranının değişimi ile SO₂ giderme veriminde % 20–30 artış sağlandığı, bağıl nemin artışı ile SO₂ giderme veriminde % 10 artış sağlandığı ve resirkülasyonun SO₂ giderme verimini % 3,5 arttırdığı tespit edilmiştir (Ortiz ve Ollero, 2008).

Termik santrallarda yapılacak rehabilitasyonlarda teknik parametrelerin yanı sıra ekonomik hususların da gözönünde bulundurulması yatırımın anlamlı olup olmadığının anlaşılması açısından büyük öneme sahiptir ve aynı zamanda bir zorunluluktur. Aksi takdirde ekonomik olmayan bir yöntem uygulanarak elektrik üretim maliyetlerinin artmasına neden olunabilmektedir. Bu bağlamda yapılan örnek bir çalışmada kömür yakıtlı bir termik santralin geleneksel tip kazanlarında (2x300 MW ve 2x600 MW) oksijen yanma tekniğinin ekonomik açıdan uygulanabilirliği (fizibilite) incelenmiştir (Xiong ve ark., 2009). Benzer şekilde Ürdün’de kurulması planlanan 50 MW’lık güneş santrali için de bir fizibilite çalışması yapılmıştır (Al-Soud ve Hrayshat, 2009). Bir başka fizibilite çalışmasında ise Suudi Arabistan’da kurulması planlanan bir rüzgar santrali için yapılmıştır (Shaahid ve ark., 2013). Farklı santraller için yapılan fizibilite çalışmaları literatürde mevcuttur (Rehman ve ark., 2007; Rendeiro ve ark., 2011).

Bu çalışmada, kükürt giderme sistemleri ve mevcut ıslak kireçtaşı yöntemiyle kükürt giderme sisteminin yükünü azaltabilecek bir alternatif olarak kanala kuru sorbent enjeksiyonu (DSI) yöntemiyle kükürt giderme sistemi araştırılmıştır (2. bölüm). Araştırma sonucunda; santralda kullanılan kömürün karakteristiğinin, elektrik üretim maliyetinin, elektrik satış maliyetinin, sorbent birim maliyetinin, bakım maliyetinin ve işletme maliyetinin teknik ve ekonomik açıdan önemli olduğu tespit edilmiştir. Buradan yola çıkarak 150 MW gücündeki bir santral için hesaplamalarda kullanılmak üzere Kemerköy Termik Santrali’nde kullanılan kömür analiz edilmiştir. Analizlerden elde edilen değerlerin ortalaması alınarak santralda kullanıldığı varsayılan kömür tespit edilmiştir. Kabul yapılan kömürün karakteristiğinden, kömürün ısı değeri, baca gazı ve SO₂ debisi gibi teknik hususlar hesaplanmıştır. Teknik hesaplamaların ardından, bir baz senaryo oluşturularak net bugünkü değer ve iç karlılık oranı yöntemiyle yatırımın ekonomikliğini (fizibilite) etkileyen proje giderleri, sorbent tüketim miktarı ve üretim kazancı gibi parametreler incelenerek

yatırımın ekonomik yönden uygulanabilirliği hesaplanmıştır. Baz senaryonun yanısıra 4 farklı alternatif senaryo için net bugünkü değer ve iç karlılık oranı yöntemiyle yatırımın ekonomikliği incelenmiştir. Buna ilaveten oluşturulan senaryolar için duyarlılık analizi yapılarak sistemin yatırımında ve işletmesinde oluşabilecek mali riskler tespit edilmiştir (3-4. bölüm). Son olarak da araştırma ve hesaplama sonuçları ile çalışmadan elde edilen bilgilerin genel bir değerlendirmesi yapılmıştır (5. bölüm). Bu konularla ilgili detaylı bilgi 2-3-4 ve 5. bölümlerde verilmiştir.

2. KURUMSAL TEMELLER VE KAYNAK ARAŞTIRMASI

2.1. Ülkemizde Kömürün Enerji Üretimindeki Yeri ve Çevre

Türkiye'deki kömür rezervleri

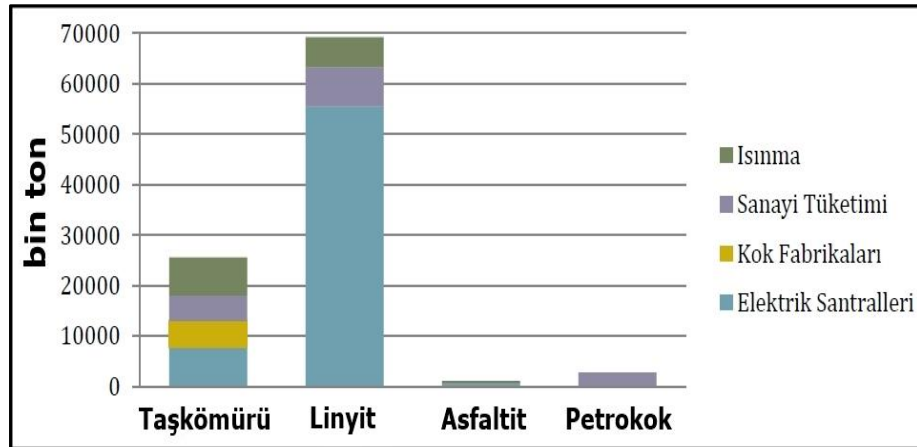
Ülkemizde, doğal gaz ve petrol rezervleri oldukça sınırlı olmasına karşın, 515 milyon tonu görünür olmak üzere, yaklaşık 1,3 milyar ton taşkömürü ve 10,8 milyar tonu görünür rezerv niteliğinde toplam 11,8 milyar ton linyit rezervi bulunmaktadır. Taşkömürü rezervlerimizin alt ısıl değeri 6200-7200 kcal/kg arasında değişmektedir. Linyit rezervlerimizin ısıl değeri oldukça düşüktür ve genel olarak 1000-4200 kcal/kg arasında değişiklik göstermekle birlikte yaklaşık % 90'ının alt ısıl değeri 3000 kcal/kg'ın altındadır (Şekil 2.1) (Anonim, 2011).



Şekil 2.1. Türkiye'deki linyit rezervlerinin kalorifik değeri (Anonim, 2011)

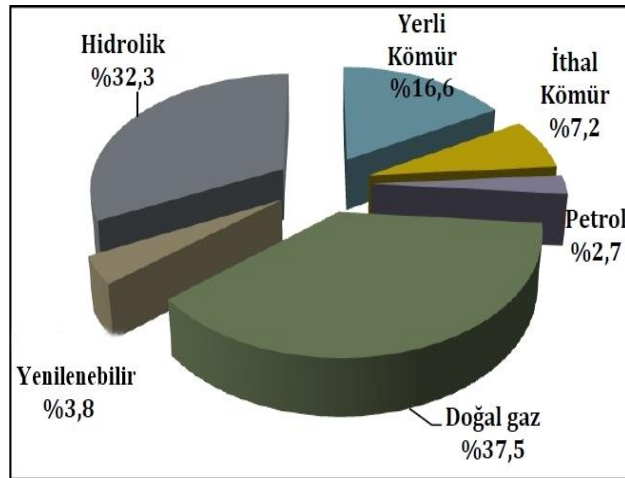
Türkiye'de kömür yakıtlı termik santraller

Ülkemiz 2010 yılı taşkömürü arzının yaklaşık % 30'u, linyit arzının % 80'i ve asfaltitlerin % 45'i elektrik üretimi amaçlı tüketilmiştir ve elektrik üretiminin dışında kalan taşkömürü, linyit, asfaltit ve petrokok arzı ise sanayide ve ısınmada kullanılmıştır (Şekil 2.2) (Anonim, 2011).



Şekil 2.2. Türkiye’de kömür arzının sektörlere göre dağılımı (Anonim, 2011)

Ülkemizin 2011 sonu itibariyle kömüre dayalı santral kurulu gücü 12356 MW olup toplam kurulu gücün % 23,8’üne karşılık gelmektedir. Yerli kömüre dayalı kurulu güç ise 8855 MW (% 16,6) düzeyindedir (Şekil 2.3) (Anonim, 2011).



Şekil 2.3. 2011 sonu itibariyle ülkemiz elektrik kurulu gücünde kaynakların payı (Anonim, 2011)

Ülkemizde yerli kömüre dayalı 15 büyük santral bulunmaktadır. Bunlardan 300 MW gücündeki Çatalağzı santrali taşkömürü ve özel bir firmaya ait Silopi Santrali ise asfaltit kullanmaktadır. Diğerleri ise yakıt olarak düşük ısıl değerli linyit tüketmektedir (Anonim, 2011). Çizelge 2.1’de ülkemizdeki kömüre dayalı 15 termik santralla ilgili bazı bilgiler verilmiştir.

Çizelge 2.1. Türkiye’de kömüre dayalı termik santraller

Santralin Adı	Santral Mülkiyeti	Kömürün Nem İçeriği (%)	Kömürün Kül İçeriği (%)	Kömürün Toplam Kükürt İçeriği (%)	Yakıt	Kurulu Güç (MW)
Seyitömer	EÜAŞ	33 - 36	32 - 37	0,79 – 1,08	Linyit	600
Orhaneli	EÜAŞ	32	24 – 31	1,37 - 1,56	Linyit	210
Tunçbilek A ve B	EÜAŞ	13 - 24	16 - 50	1,25 - 1,76	Linyit	365
Soma A ve B	EÜAŞ	16 - 24	39 - 50	0,47 - 0,80	Linyit	1034
Çan	EÜAŞ	22	32	4,50	Linyit	320
Yatağan	EÜAŞ	30 - 43	25 - 36	1,27 - 1,91	Linyit	630
Yeniköy	EÜAŞ	25 - 31	31 - 41	1,35 - 2,07	Linyit	420
Kemerköy	EÜAŞ	30 - 33	31 - 36	1,92 - 2,7	Linyit	630
Afşin – Elbistan A	EÜAŞ	49 - 53	18 - 20	1,01 – 1,65	Linyit	1355
Afşin – Elbistan B	EÜAŞ	49 - 53	18 - 20	1,01 – 1,65	Linyit	1440
Kangal	EÜAŞ	43 - 52	19 - 25	1,81 - 2,1	Linyit	457
Çayırhan	EÜAŞ				Linyit	620
Silopi	Ciner Grubu				Asfaltit	135
Çatalağzı	EÜAŞ	12 - 17	40 - 49	0,3 - 0,58	Taş kömürü	300
Toplam						8 516

Ülkemiz linyit rezervleri açısından zengin bir ülkedir ve bu rezervlerin değerlendirilmesinin bölgesel kalkınma, dış açığın azaltılması, arz güvenliği, elektrik maliyetlerinin düşürülmesi, istihdam, katma değer in yurt içinde kalması, rekabetçi sanayi yaratılması gibi kalkınma amacına uygun birçok olumlu etkisi bulunmaktadır. Bu sebeple, linyit rezervlerinin elektrik enerjisi üretiminde kullanılması dışında bir alternatif bulunmamaktadır (Güneş, 2012). Ülkemize benzer şekilde Avustralya, Çin, Fransa, Almanya, Hindistan, Japonya, Güney Kore, İngiltere ve Amerika gibi ülkeler enerjisinin % 65’ini fosil yakıtlardan üretmektedir (Kılıç, 2013).

Türkiye’de uygulanan çevre mevzuatları

Türkiye’de termik santraller için hava kirliliği ile ilgili 2 önemli yönetmelik bulunmaktadır. Bunlar Resmi Gazete’de 27277 sayı ile 03.07.2009 tarihinde yayınlanan Sanayi Kaynaklı Hava Kirliliğinin Kontrolü Yönetmeliği ve Resmi Gazete’de 27605 sayı ile 08.06.2010 tarihinde yayınlanan Büyük Yakma Tesisleri Yönetmeliği’dir. Sanayi Kaynaklı Hava Kirliliğinin Kontrolü Yönetmeliği’ne göre yakıt ısı gücü > 50 MW olan tesisler için toz emisyon sınır değeri 100 mg/Nm³, yakıt ısı gücü ≥ 300 MW olan tesisler için SO₂ sınır değeri 1000 mg/Nm³, CO

emisyona sınır değeri 200 mg/Nm³, NO_x sınır değeri 800 mg/Nm³'tür (Anonim, 2009). Büyük Yakma Tesisleri Yönetmeliği, emisyona sınır değeri (Çizelge 2.2) 2019 yılında yürürlüğe girecektir. Bu yönetmeliğe göre yakıt ısıl değeri ≥ 500 MW olan tesisler için toz emisyona sınır değeri 50 mg/Nm³, SO₂ sınır değeri 400 mg/Nm³, CO emisyona sınır değeri 200 mg/Nm³, NO_x sınır değeri 200 mg/Nm³'tür.

Çizelge 2.2. Büyük yakma tesisleri yönetmeliğindeki emisyona sınır değeri (Anonim, 2009)

Yakma Tesisleri	Toz mg/Nm ³	NO ₂ mg/Nm ³	SO ₂ mg/Nm ³	CO mg/Nm ³
Katı Yakıt (Baca gazında % 6 O ₂ esas alınarak)	500 MW ≥	200	400	200
	50			

Bu yönetmeliğe göre katı yakıtlı yeni tesislerin işletilmesi için gereklilikler mg/Nm³ olarak baca gazında % 6 hacimsel oksijen (O₂) esas alınarak Çizelge 2.3'de verilen emisyona sınır değeri aşılamaz.

Çizelge 2.3. Katı yakıtlı yeni tesislerin işletilmesi için gerekli sınır emisyona değeri (Anonim, 2009)

Yakıt türü	Yakıt Isıl Gücü	Emisyona Sınır Değeri (mg/Nm ³)			
		Toz	SO ₂	NO ₂ (NO ve NO ₂)	CO
Katı yakıt	50 MW ≤ Yakıt ısıl gücü < 100 MW	50	850	400	150
	Yakıt ısıl gücü ≥ 100 MW	30	200	200	200
Petrol koku	50 MW ≤ Yakıt ısıl gücü < 100 MW	20	400	400	150
	Yakıt ısıl gücü ≥ 100 MW	20	200	200	200
Biyokütle	50 MW ≤ Yakıt ısıl gücü < 100 MW		200	400	
	100 MW ≤ Yakıt ısıl gücü < 300 MW		200	300	
	Yakıt ısıl gücü ≥ 300 MW		200	200	

Yine bu yönetmeliğe göre mevcut tesislerin işletilmesi için katı yakıtlı yakma tesislerinde mg/Nm³ olarak baca gazında % 6 hacimsel oksijen (O₂) esas alınarak Çizelge 2.4'de verilen emisyona sınır değeri aşılamaz.

Çizelge 2.4. Katı yakıtlı mevcut tesislerin işletilmesi için gerekli sınır emisyon değerleri (Anonim, 2010)

Yakıt türü	Yakıt Isıl Gücü	Emisyon Sınır Değerleri (mg/Nm ³)			
		Toz	SO ₂	NO ₂ (NO ve NO ₂)	CO
Katı yakıt	50 MW ≤ Yakıt ısı gücü < 100 MW	100	2000	600	200
	100 MW ≤ Yakıt ısı gücü < 500 MW		2000 - 400 (lineer azalma)		
	Yakıt ısı gücü ≥ 500 MW	50	400		
Petrol koku	50 MW ≤ Yakıt ısı gücü < 100 MW	20	400	600	
	Yakıt ısı gücü ≥ 100 MW			200	

2.2. Kükürt Giderme Sistemleri

Kükürt giderme sistemlerinin tümü yanma sonucu oluşan asidik SO₂ gazını uygun bazik (alkali) maddelerle reaksiyona sokarak baca gazından gidermeye dayanmaktadır. Bu kimyasal reaksiyon için en yaygın olarak kullanılan alkali maddeler kireçtaşı (CaCO₃), sönmemiş kireç (CaO) ve sönmüş kireçtir (Ca(OH)₂). Diğer bazik maddeler ise sodyum karbonat, magnezyum karbonat ve amonyaktır (NH₃). Alkaliler baca gazındaki SO₂ ile reaksiyona girerek sülfid ve sülfat tuzları oluşturmak için kullanılır (Kitto ve Stultz, 2005). Kükürt gidermede kullanılan teknolojiler genel olarak ıslak, yarı kuru ve kuru kükürt giderme sistemleri olmak üzere 3 gruba ayrılmaktadır (Xu ve ark., 2000; Garea ve ark., 2001).

2.2.1. Kükürt giderme sistemlerinin gerekliliği ve önemi

SO₂ gazının çevre üzerindeki en büyük etkisi asit yağmurlarıdır. Atmosferde SO₂ ile reaksiyona giren yağmur, sülfirik asite (Eş. 2.1 ve Eş. 2.2) dönüşür (Kitto ve Stultz, 2005). Bunun sonucunda oluşan asit yağmurları korozyona, insanın yaşam kaynağı olan akarsu ve göllerin zarar görmesine ve ekosistemin bozulmasına neden olmaktadır. SO₂'nin atmosferde reaksiyona girmesi sonucu asitli toz parçacıkları oluşmakta ve bu parçacıklar baş ağrılarına, solunum yolu (özellikle astım hastalığına) ve göz hastalıklarına neden olmaktadır (Liu ve ark., 2010).

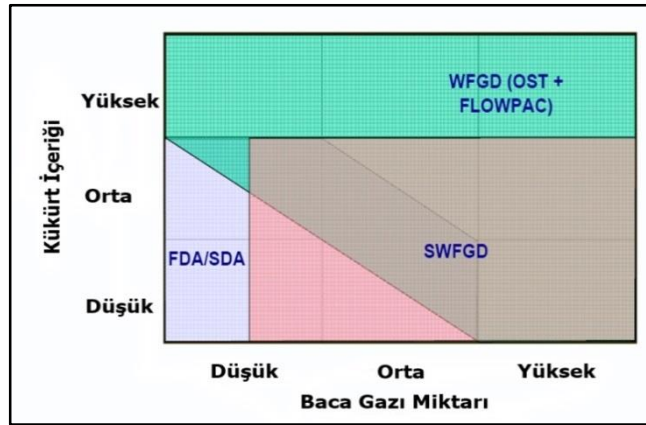




Eş. 2.1 ve Eş. 2.2 SO₂'nin sülfirik asite ve asit yağmuruna dönüşümünü gösteren mekanizmadır. Eş. 2.3 ve Eş. 2.4 ise asitli toz parçacıklarını ve aerosolları ifade etmektedir (Kitto ve Stultz, 2005).

2.2.2. Kükürt giderme sisteminin seçimi

Kükürt giderme sisteminin seçiminde santralin kapasitesini, yakıt türünü ve yakıttaki kükürt miktarını, sistemin emreamadeliğini ve kullanılacak sorbentin fiyatını, oluşacak yan ürün pazarını, atık bertarafını ve çevresel faktörleri dikkate almak gerekmektedir (Karatepe, 2000). Dünyada uygulanan BGKG sistemlerinin % 95'i ıslak olmasına karşın ıslak sistemlerde atık miktarının, su tüketiminin ve işletme maliyetinin yüksek olması ve karmaşık yapısı nedeniyle yarı kuru ve kuru sistemler gelişim göstermektedir (Zhanga ve Wang, 2012). Buna rağmen kuru sistemler düşük kükürtlü kömür kullanan santrallarda uygulanmaktadır. Artılacak kükürt miktarı arttıkça ıslak sistemler daha anlamlı hale gelmektedir (Şekil 2.4) (Anonim, 2003).



Şekil 2.4. Kükürt içeriğine göre sistem seçimi (Anonim, 2003)

Tüm dünyada yaygın olarak kullanılan kükürt giderme sistemleri şu şekildedir;

1. Islak kükürt giderme sistemleri
 - a. Kireçtaşı çözeltilisi ile kükürt giderme sistemi
 - b. Deniz suyu ile kükürt giderme sistemi

- c. Amonyaklı çözelti ile kükürt giderme sistemi
 - d. Wellman–Lord yöntemi ile kükürt giderme sistemi
2. Yarı kuru kükürt giderme sistemleri
- a. CFB (Dolaşımli akışkan yatak) yöntemi ile kükürt giderme sistemi
 - b. Kuru püskürtme ile kükürt giderme sistemi
3. Kuru sorbent ile kükürt giderme sistemleri
- a. Kazana kuru sorbent enjeksiyonu ile kükürt giderme sistemi
 - i. Kazana kuru sorbent enjeksiyonu ile kükürt giderme sistemi
 - ii. Ekonomizer bölgesine kuru sorbent enjeksiyonu ile kükürt giderme sistemi
 - b. Kanala kuru sorbent enjeksiyonu ile kükürt giderme sistemi (Anonim, 2000).

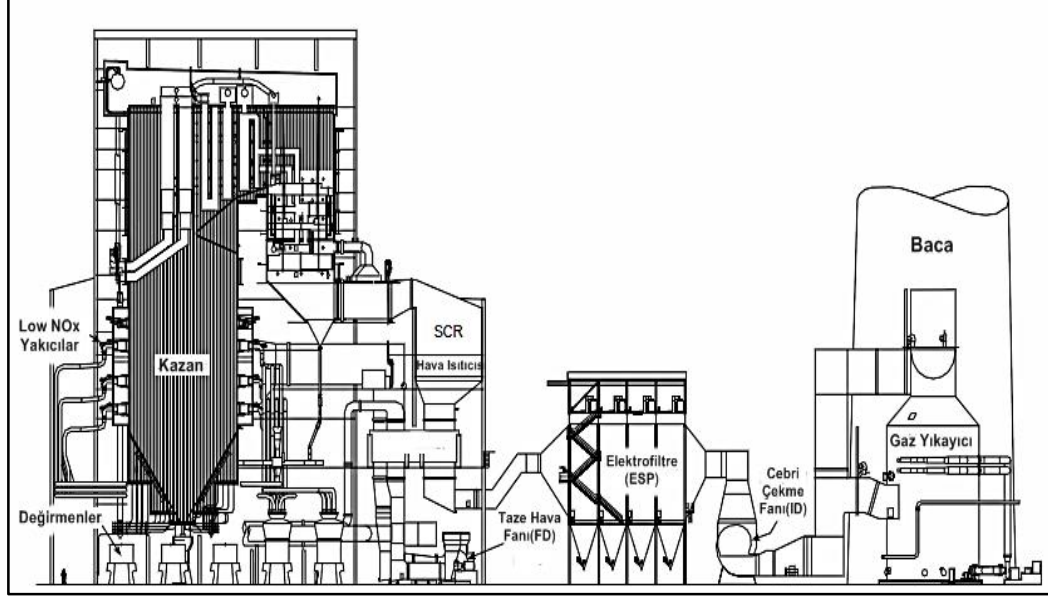
2.2.3. Islak kükürt giderme sistemleri

Islak kükürt giderme sistemlerinde alkali (genellikle solüsyon ve daha çok çözelti şeklindeki) ve baca gazı, yıkama kulesinin içinde temas etmektedir. Baca gazının içerisindeki SO₂ suda çözünerek seyreltik asidik çözelti haline gelir. Bu çözelti, çözünmüş alkaliyle reaksiyona girerek nötrale olmaktadır (Dou ve ark., 2009). Bu sistemlerle ilgili daha detaylı bilgi alt başlıklar halinde verilmiştir.

Islak kireçtaşı çözeltili ile kükürt giderme sistemleri

Kömür yakıtlı termik santrallarda kazan ve elektro filtreden sonra yerleştirilen ıslak kireçtaşı çözeltili ile kükürt giderme sisteminde (Şekil 2.5), kireçtaşı ve suyla hazırlanan çözelti reaksiyon tankına alınır. Reaksiyon tankındaki çözelti pompalar ile baca gazının üzerine püskürtülerek gaz sıvı teması sağlanır (Liu ve ark., 2010). Bu esnada baca gazında bulunan SO₂ suda çözünür ve çözelti ile nötrale olarak baca gazı içersinden ayrılmış olur. Kireçtaşındaki kalsiyum karbonat, SO₂ ve oksijenle (oksidasyon bölgesine pompalanan havadan gelen) reaksiyona girerek jipse dönüşür; jips ise çözeltiliden ayrıştırılarak uzaklaştırılır (Kitto ve Stultz, 2005). Temini kolay olan kireçtaşıyla çalışan bu sistem yüksek kükürt giderme verimine ve işletme esnasında optimizasyon yapma şansına sahiptir (Liu ve ark., 2010). Bu nedenle

dünyada uygulanan baca gazı arıtma sistemlerinin % 95'e yakını ıslak kireçtaşı çözeltisi ile kükürt giderme yöntemiyle çalışmaktadır (Zhanga ve Wang, 2012).



Şekil 2.5. Kömür yakıtlı santralda ıslak kireçtaşı sisteminin genel yerleşimi (Kitto ve Stultz, 2005)

Deniz suyu ile kükürt giderme sistemleri

Deniz suyu ile baca gazı kükürt giderme sisteminde (SWW) ham deniz suyunun doğal alkalitesi sayesinde SO_2 gazı nötralize edilerek baca gazının arıtılması sağlanır. Yıkama işlemi ile baca gazı soğutulur ve su ile doymuş hale getirilir. Arıtma işleminin ardından, kullanılan suyun oksijen ihtiyacını ve asiditesini azaltmak için sisteme hava verilerek denize geri gönderilir. Bu yöntemin en büyük avantajı diğer kükürt giderme sistemlerinin aksine sorbent olarak katı herhangi bir madde gerektirmemesidir. Sistemin en büyük dezavantajı ise yalnızca deniz kenarında kullanılmaya elverişli olmasıdır (Anonim, 2000).

Amonyakla kükürt giderme sistemleri

Amonyaklı kükürt giderme sisteminde baca gazı, amonyaklı çözelti ile yıkanarak amonyakla (NH_3) SO_2 'nin reaksiyona girmesi sağlanır. Reaksiyon sonucu yan ürün olarak amonyum sülfat ($NH_4_2SO_4$) oluşur. Gaz yıkayıcıdan çıkan sulu çözelti amonyum sülfat üretmek üzere işlenebilmektedir. Elde edilen bu ürün gübre olarak

kullanılabilecek kalitededir ve amonyakla kükürt giderme sisteminin en büyük avantajıdır (Anonim, 2000).

Wellman–Lord yöntemi ile kükürt giderme sistemi

Wellman-Lord yöntemi ile kükürt giderme sistemi rejeneratiftir. İkinci aşama yıkama kulesinde baca gazındaki SO₂'yi arıtmak için kullanılan sorbent (sulu sodyum sülfat çözeltisi) rejenere edilerek ilk kademe yıkama kulesinde tekrar kullanılır. Bu yöntemde kükürt giderme verimi genellikle % 95-98 mertebelerindedir. Yüksek miktarda sorbent tüketimi olmaması ve katı atık miktarının düşük olması yönüyle de avantajlı bir sistemdir. Bu sistemin kurulum maliyeti yüksektir; ancak işletme maliyeti diğer yöntemlere göre daha düşüktür (Anonim, 2000).

2.2.4. Yarı kuru kükürt giderme sistemleri

Yarı kuru kükürt giderme sistemlerinde baca gazı, katı alkali sorbent enjekte edilerek, sorbent ile buharı birlikte püskürtülerek ya da baca gazını alkali yatağından geçirerek sorbentle temas ettirilir. Bu şekilde SO₂ direkt olarak katı parçacıklarla reaksiyona girmekte ve sülfite ve sülfata dönüşmektedir (Anonim, 2000). Dünyada uygulanan BGKG sistemlerinin % 95'i ıslak olmasına karşın ıslak sistemlerde atık miktarının, su tüketiminin ve işletme maliyetinin yüksek olması ve karmaşık yapısı nedeniyle yarı kuru sistemler gelişim göstermektedir (Zhanga ve Wang, 2012).

Dolaşımli akışkan yatak yöntemi ile kükürt giderme sistemleri

Dolaşımli akışkan yatak sisteminde (CFB), baca gazı yoğun kalsiyum hidroksit karışımının içerisinden geçirilir. Gazın, reaksiyon ürünleri, kül ve kalsiyum hidroksit karışımının içerisinden geçmesi esnasında SO₂, SO₃ ve HCl arıtılır. Gerçekleşen reaksiyon sonucunda kuru toz halinde kalsiyum bazlı yan ürünler oluşur (Anonim, 2000). Deneysel çalışmalarda sıcak gaz ile akışkan hale getirilen yatağa SO₂ gazı ve Ca(OH)₂'i, Ca/S oranının 1,2 olacak şekilde besleyerek % 95'e varan SO₂ arıtma verimi elde edilmiştir (Xu ve ark., 2000). Bu sistemin dizaynında ve kapasite büyütülmesinde ise temel olarak akışkan yatak kükürt giderme reaktörü (CFB–FGD)

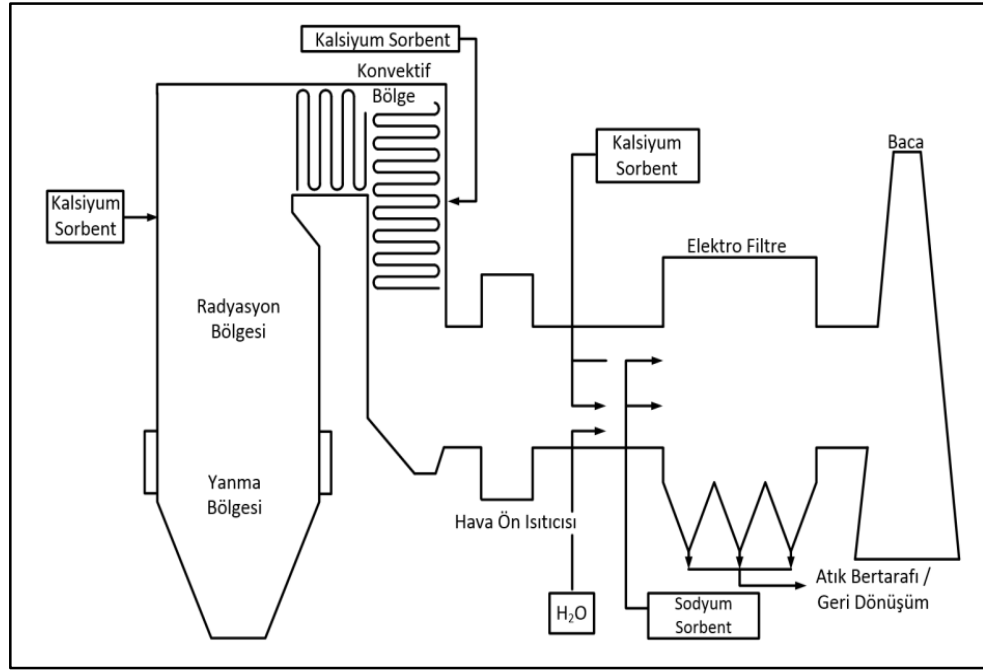
içerisindeki gaz–katı akışının hidrodinamiğinin bilinmesi gerekmektedir (Zhou ve ark., 2011).

Kuru püskürtme ile kükürt giderme sistemi

Kuru püskürtme ile kükürt giderme sisteminde yoğun kalsiyum hidroksit çözeltisi SO₂, SO₃ ve HCl gibi asidik bileşiklerle reaksiyona girmesi için baca gazına enjekte edilir. Gerçekleşen reaksiyon sonucunda yan ürün olarak toz halinde kalsiyumlu bileşikler elde edilir. Bu sistemlerle % 95 den fazla SO₂ gidermek mümkündür ve bunun yanısıra HCl ve SO₃'ün de tamamı giderilebilmektedir (Anonim, 2000). Yapılan bir çalışmada sönmemiş kirecin kuru püskürtülmesi ile SO₂ giderme üzerine detaylı bir model oluşturulmuştur. Modelden elde edilen sonuçlar deneysel FGD sistemi ile de doğrulanarak başlangıçtaki tanecik hızının model üzerinde hiçbir etkisinin olmadığı ve bu hızın ihmal edilebilir mertebede olduğu tespit edilmiştir. İşletme parametrelerindeki değişimlerin kükürt giderme verimi üzerindeki etkisi ise Ca/S molar oranı, başlangıçtaki tanecik boyutu ve ortalama sönmemiş kireç tanecik boyutu ile alakalı olduğu tespit edilmiştir (Scala ve ark., 2004).

2.2.5. Kuru sorbent enjeksiyonu ile kükürt giderme sistemleri

Kuru sorbent enjeksiyonu ile kükürt giderme sistemlerinde (Şekil 2.6) toz halindeki sorbent hava ile kazana, ekonomizere ya da kanala enjekte edilmektedir. Katı halde oluşan yan ürünler ise ESP ya da torba filtre gibi toz tutma üniteleriyle sistemden uzaklaştırılmaktadır. Bu sistemlerde baca gazının sıcaklığı doyma sıcaklığının 10–15 °C altına kadar nemlendirilebilmekte ve sorbentin kanalda kalma süresinin genellikle kısa olması nedeniyle reaktivitesi yüksek sorbent kullanımı gerektirmektedir (Ortiz ve Ollero, 2008).



Şekil 2.6. Kuru sorbent enjeksiyon sistemlerinin şematik görünümü (Muzio ve Often, 1987)

Kazana kuru sorbent enjeksiyonu ile kükürt giderme sistemleri

Kazana kuru sorbent enjeksiyonu ile kükürt giderme sisteminde iyi öğütülmüş kuru sorbent ($\text{Ca}(\text{OH})_2$ veya CaCO_3), ocak bölgesinin üst kısmına ($750\text{--}1250\text{ }^\circ\text{C}$ 'deki), yatay bir kesit boyunca homojen şekilde dağıtılmaktadır. Bunun neticesinde baca gazı ile temas eden sorbent, SO_2 ve O_2 ile reaksiyona girerek CaSO_4 'ü oluşturmaktadır (Muzio ve Often, 1987).

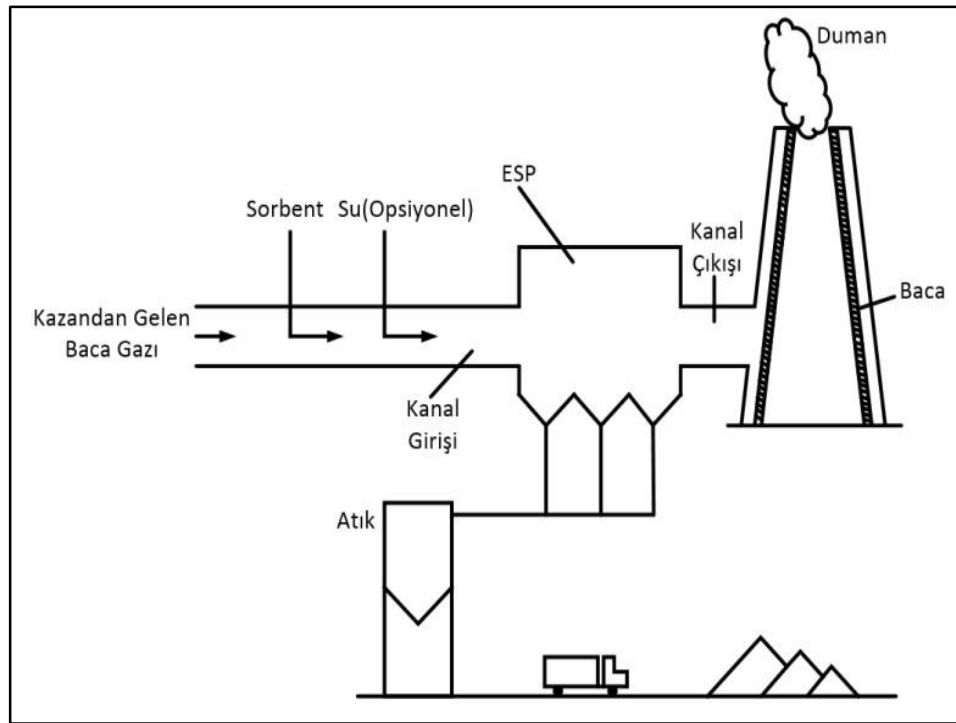
126 MW'lık bütümlü kömür kullanan bir santralde enjeksiyon sisteminin dizaynını iyileştirmek için yapılan bir çalışmada 3 boyutlu model hazırlanarak sıcaklık, tanecik boyutu ve SO_2 konsantrasyonunun, SO_2 giderme verimi üzerindeki etkileri incelenmiştir ve kalma süresindeki artışın ve sorbentin enjeksiyon bölgesine iyi bir şekilde dağılmasının SO_2 giderme verimini arttırdığı tespit edilmiştir (Shi ve ark., 2010). Bir başka çalışmada ise CaO 'ün yüksek sıcaklıkta sülfatasyonunu hesaplamak için tanecik boyutunun etkisi, gözenek büyüklüğü dağılımı ve SO_2 üzerindeki kısmi basınç incelenmiştir (Wang ve Bjerle, 1997).

Ekonomizer bölgesine kuru sorbent enjeksiyonu ile kükürt giderme sistemleri

Ekonomizer bölgesine sorbent enjeksiyon sisteminde, sönmüş kireç, süperheater ve hava ön ısıtıcısı arasında kalan bölgedeki (300–650 °C'deki) baca gazı akışına enjekte edilerek SO₂ ile reaksiyona sokulmaktadır (Muzio ve Often, 1987).

Kanala kuru sorbent enjeksiyonu ile kükürt giderme sistemleri

Kanala kuru sorbent enjeksiyonunda sorbent, toz tutma sistemi öncesinde (~150 °C) baca gazı kanalına homojen biçimde dağıtılarak SO₂ ile reaksiyona sokulmaktadır (Şekil 2.7). Reaksiyon sonucunda oluşan katı atıklar bir filtre (ESP ya da torba filtre) ile tutulmaktadır. Bu yöntemde baca gazı gerekli görüldüğü durumlarda su ile nemlendirilmektedir.



Şekil 2.7. Kanal sorbent enjeksiyon sisteminin şematik görünümü

Kanala kuru sorbent enjeksiyonu ile kükürt giderme sistemlerinin hayata geçirilen uygulamalarında % 80 kükürt giderme verimine ulaşılabilmektedir (Muzio ve Often, 1987). Bu yöntemin performansını etkileyen faktörler;

- Sorbentin türü,
- Sorbentin reaktivitesi,
- Sorbentin tane büyüklüğü,
- Sorbentin yüzey alanı,
- Enjekte edilen sorbent miktarı,
- Sorbentin enjeksiyon bölgesine dağılımı,
- Enjeksiyon bölgesinin sıcaklığı,
- Baca gazının bağıl nemi,
- Katı ve gazın kanalda kalma süresi,
- Baca gazındaki SO₂ miktarı,
- Sorbentin geri dönüşüm miktarı,
- Partikül kontrol cihazından gelen reaksiyona girmemiş sorbent miktarı,
- Kullanılan filtre türü (torba filtre, elektro filtre, vs.)

olarak sıralanabilir (Muzio ve Often, 1987; Wu ve ark., 2004; Ortiz ve Ollero, 2008).

Kanala kuru sorbent enjeksiyonu ile kükürt giderme sisteminde sorbent olarak genellikle dört farklı madde (CaCO₃, Ca(OH)₂, SBC ve trona) kullanılmaktadır (Muzio ve Often, 1987; Wu ve ark., 2004; Bigham ve ark., 2005; Ortiz ve Ollero, 2008). Bu sorbentlerin SO₂ ve diğer gazlarla gerçekleştirdiği reaksiyonlar Eş. 2.1, Eş. 2.2, Eş. 2.3, Eş. 2.4, Eş. 2.5, Eş. 2.6, Eş. 2.7, Eş. 2.8, Eş. 2.9, Eş. 2.10, Eş. 2.11, Eş. 2.12 ve Eş. 2.13’de verilmektedir.

Kalsiyum karbonat (CaCO₃)–kazana sorbent enjeksiyonunda



veya

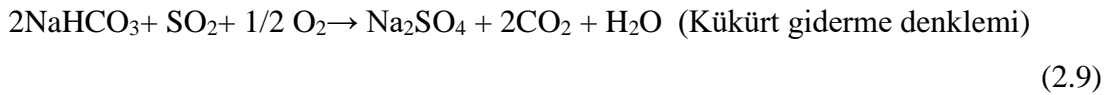




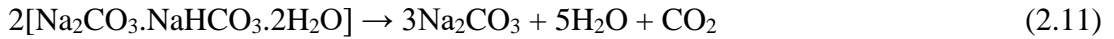
Kalsiyum hidroksit (Ca(OH)₂)



Sodyum bikarbonat (NaHCO₃)



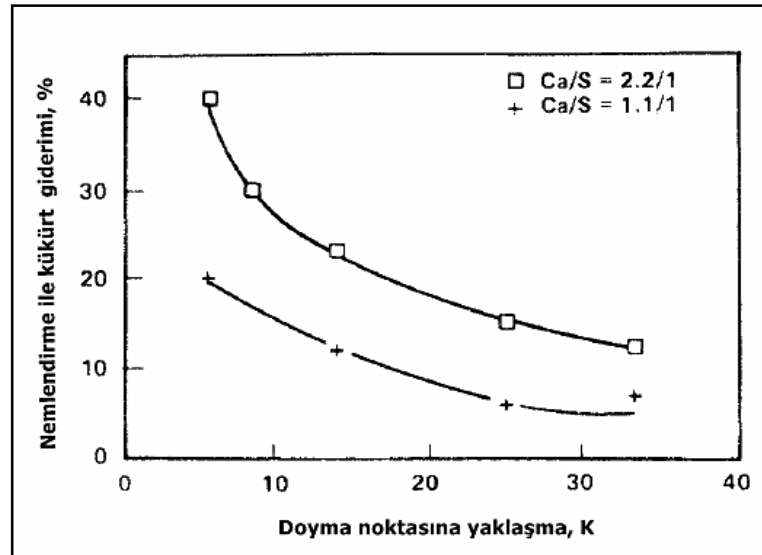
Trona (hidrate sodyum sesquikarbonat (Na₂CO₃.NaCO₃.2H₂O))



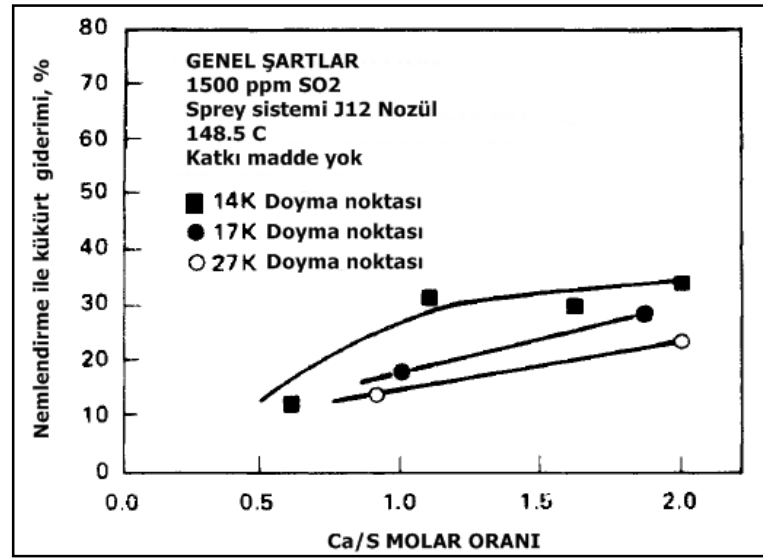
Kalsiyum bazlı sorbentler, hidratlar ve karbonatlar olmak üzere iki kategoriye ayrılmaktadır ve kanal sorbent enjeksiyonunda yaygın olarak Ca(OH)₂ tercih edilmektedir. Ca(OH)₂ enjeksiyonu ile Ca/S oranının 2 olduğu durumda % 50 kükürt giderme verimi elde edilebilmektedir (Muzio ve Often, 1987). SO₂ giderme işleminin verimli bir şekilde gerçekleşebilmesi için sistemde kullanılan kuru sorbentin iyi öğütülmesi ve püskürtme esnasında küçük damlalar halinde atomize edilerek enjeksiyon bölgesine homojen şekilde dağıtılması gerekmektedir (Muzio ve Often, 1987; Renedo ve Fernandez, 2002; Wu ve ark., 2004). Ca bazlı sorbentlerde tanecik boyutuyla birlikte yüzey alanı da kükürt giderme verimini etkilemektedir. Bu nedenle Ca(OH)₂ kullanılması durumunda, Ca(OH)₂'i elde ederken gerçekleştirilen söndürme işlemi (alkol veya su ile söndürme) yüzey alanını etkilemektedir ve yüzey alanı

arttığında kükürt giderme verimi de artmaktadır (Muzio ve Often, 1987). Bununla beraber nemlendirme ve stokiyometrik oranın artması da kükürt giderme verimini arttırmaktadır (Şekil 2.8 ve Şekil 2.9); ancak nemlendirmeye birlikte doyma sıcaklığına yaklaştıkça $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 'in kükürt giderme kabiliyeti sona ermektedir. Bu nedenle nemlendirme işlemi yapılırken baca gazı sıcaklığının yoğuşma sıcaklığı üzerinde tutulması gerekmektedir, aksi takdirde baca gazı kanalında ve sorbent enjeksiyonu sonrasında proses ekipmanında istenmeyen depositlerin oluşma riski bulunmaktadır (Muzio ve Often, 1987). Ca bazlı sorbentlerle SO_2 giderme işleminin tam olarak gerçekleşebilmesi için 1-2 saniye arasında kalma süresine ihtiyaç duyulmaktadır. Nemlendirme işlemi ve torba filtre kullanımı kalma süresini arttıran parametrelerdendir. Kalma süresinin yetersiz olduğu durumlarda ise kanala reaksiyon tankı eklenerek kalma süresi arttırılabilmektedir (Ortiz ve Ollero, 2008; Marocco ve Mora, 2013).

$\text{Ca}(\text{OH})_2$ bağıl nemi yüksekken en aktif formda bulunması ve depolama ortamında bulunan CO_2 nedeniyle genişerek kabarması (10 gün civarında beklediğinde) sorun olabilmektedir (Bigham ve ark., 2005). Bu nedenle depolama ortamı yüksek nem içermemeli ve depolanan sorbent en kısa sürede kullanılmalıdır.

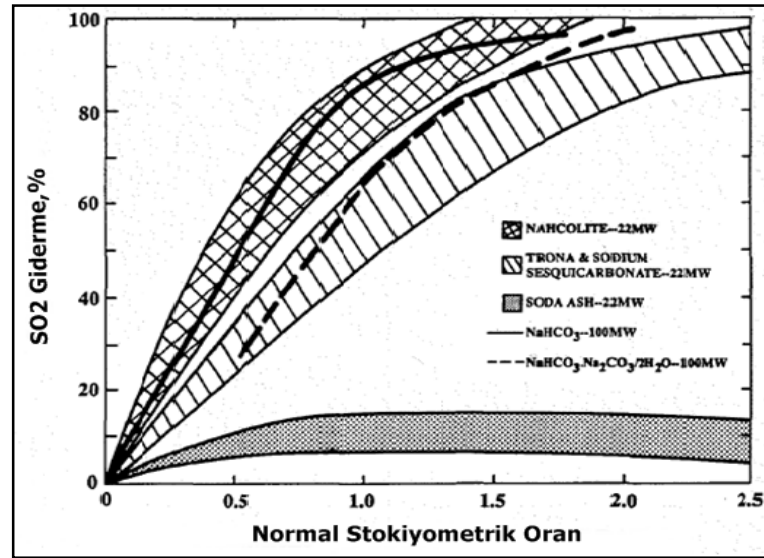


Şekil 2.8. Nemlendirmenin $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ile kükürt giderme verimine etkisi (Kalma süresi=2s) (Stouffer ve ark., 1988)



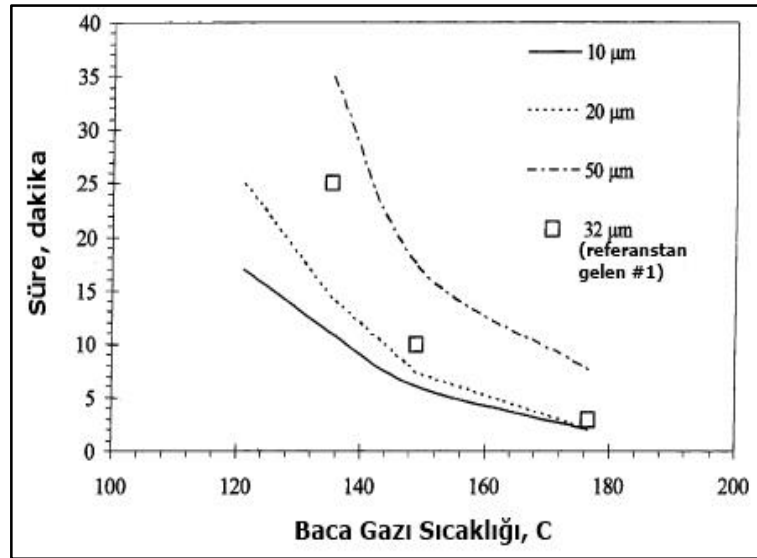
Şekil 2.9. Ca/S molar oranının ve nemlendirmenin kükürt giderme verimi üzerindeki etkisi (Stouffer ve ark., 1988)

Sodyum bazlı sorbentlerde ise genellikle sodyum bikarbonat ve trona kullanılmaktadır. EPRI (Electric Power Research Institute) öncülüğünde Colorado (ABD)'da kurulan 22 MW ve 100 MW'lık demo düzeneğinde yapılan testlerde (Şekil 2.10) SBC'nin % 80 kükürt giderme verimiyle en yüksek verime sahip sorbentken tronanın aynı stokiyometrik oranda % 67 kükürt giderme verimine sahip olduğu tespit edilmiştir. Ancak SBC'nin reaktivitesinin daha yüksek olmasından dolayı stokiyometrik oran arttığında SO₂ giderme verimleri birbirine yaklaşmaktadır (Muzio ve Often, 1987).

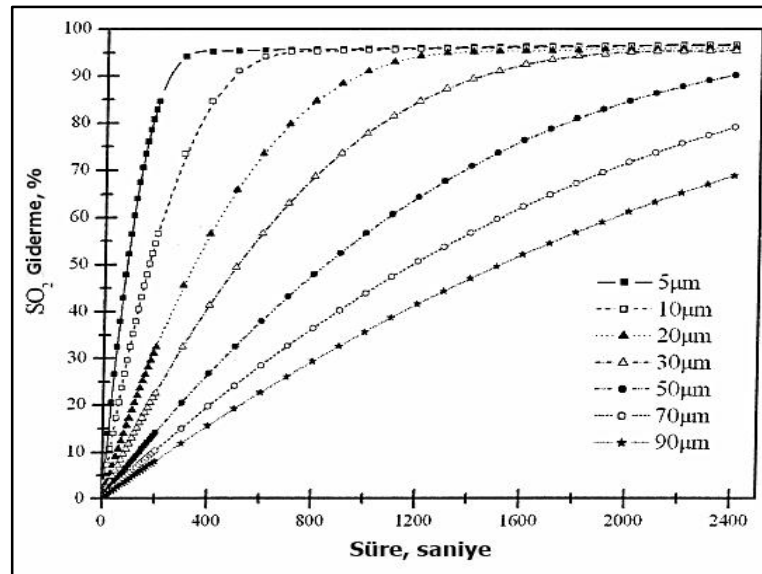


Şekil 2.10. Torba filtreye sodyum enjeksiyonunda kükürt giderme verimi (Muzio ve Often, 1987)

Sorbent olarak SBC kullanıldığında düşük sıcaklıkta, sıcaklığın artmasıyla birlikte SO₂ giderme verimi artmaktadır ancak çok yüksek sıcaklıkta termal bozulma yüzünden SBC'nin SO₂ giderme verimi düşmektedir. En yüksek SO₂ giderme verimi ise 127–150,8 °C (Şekil 2.11) arasında elde edilmektedir. Buna ilaveten sorbentin tanecik boyutunun küçülmesi de kükürt giderme verimini arttırmaktadır (Şekil 2.11 ve Şekil 2.12) (Wu ve ark., 2004). 100–600 °C arasındaki tüm sıcaklıklarda sodyum bazlı sorbentler kalsiyum bazlı sorbentlere göre daha verimlidir.



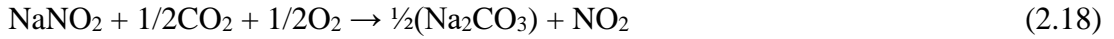
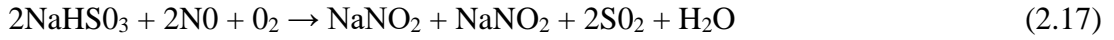
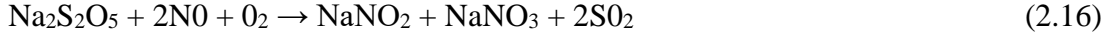
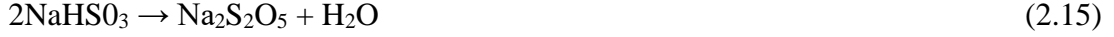
Şekil 2.11. Tanecik boyutu ve sıcaklığın kalma süresi üzerindeki etkisi (Wu ve ark., 2004)



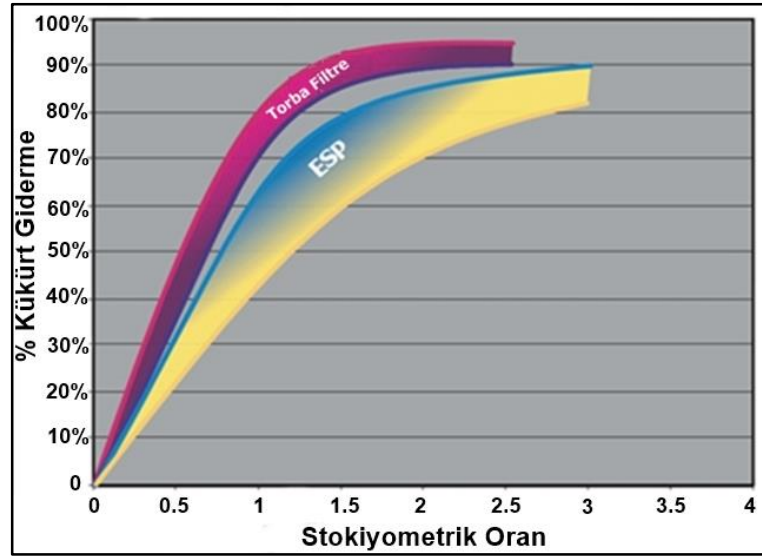
Şekil 2.12. Sorbent tanecik boyutu ile SO₂ giderme veriminin değişimi (Wu ve ark., 2004)

Sodyum bazlı sorbentlerin özellikle HCl gidermedeki verimliliği yüksektir ve sodyum NO_x emisyonlarını da %10-20 oranında düşürebilmektedir (Soud, 2000; Verdone ve Filippis, 2004). SBC tronaya göre iki kat daha fazla NO_x giderme verimine sahiptir. NO_x emisyonlarındaki düşüş baca gazında renklenmeye neden olan NO'nun reaksiyona girerek NO₂'ye dönüşmesi nedeniyle baca gazını renksizleştirmektedir (Soud, 2000). NO'nun SBC ile gerçekleştirdiği tepkimeler Eş.

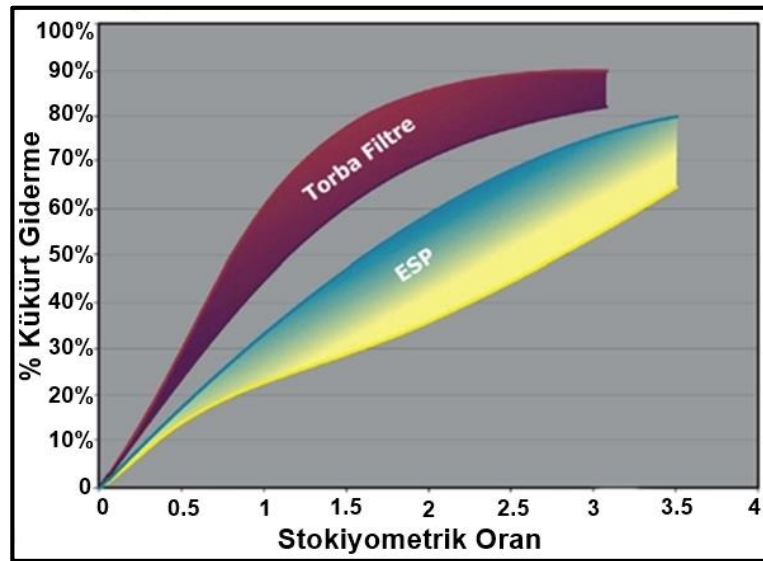
2.14, Eş. 2.15, Eş. 2.16, Eş. 2.17, Eş. 2.18 ve Eş. 2.19’de verilmektedir (Anonim, 2002).



Sistemde ESP yerine torba filtre kullanılması kalma süresini uzatmaktadır. Solvay firması yaptığı deneylerde ESP kullanıldığında kalma süresinin yaklaşık 2,5 saniye torba filtre kullanıldığında ise yaklaşık olarak 1 saniye olduğunu belirtmektedir (Atwell ve Wood, 2009). Solvay firması yaptığı testlerde (Şekil 2.13 ve Şekil 2.14) stokiyometrik oranın artması ve ESP yerine torba filtre kullanılmasının kükürt giderme verimini arttırdığını tespit etmiştir (Wood ve ark., 2008).



Şekil 2.13. SBC’ın farklı stokiyometrik oranlarda, torba filtre ve ESP’deki kükürt giderme performansı (Wood ve ark., 2008)



Şekil 2.14. Tronanın farklı stokiyometrik oranlarda, torba filtre ve ESP'deki kükürt giderme performansı (Wood ve ark., 2008)

Çizelge 2.5, Çizelge 2.6 ve Çizelge 2.7'de sırasıyla sorbent türlerinin genel özellikleri, kalsiyum bazlı sorbentlerin avantaj ve dezavantajları ile sodyum bazlı sorbentlerin avantaj ve dezavantajları verilmektedir.

Çizelge 2.5. Sorbent türlerinin temel özellikleri

Sorbent Türü	CaCO ₃	Ca(OH) ₂	SBC	Trona
Yöntem	Kazan sorbent enjeksiyonu	Kazan ve kanal sorbent enjeksiyonu	Kanal sorbent enjeksiyonu	Kanal sorbent enjeksiyonu
Verim, %	10-20	30-50	80-95	80-90
Tanecik boyutu, µm	10	5	20-40	20-40
Çalışma sıcaklığı, °C	750-1250	300-650	150-200	150-200

Çizelge 2.6. Kalsiyum bazlı sorbentlerin avantaj ve dezavantajları

Sorbent Türü	CaCO ₃	Ca(OH) ₂
Avantajları	-Düşük maliyet	-Sodyum bazlı sorbentlere göre daha düşük maliyet, -Hem kazan hem de kanal sorbent enjeksiyonunda kullanılabilme, -Eldesinin kolay olması, -Opsiyonel nemlendirme.
Dezavantajları	-Çok düşük kükürt giderme verimi, -Nemlendirme gerektirmesi, -Korozyon ihtimali, -Tıkanmaya neden olabile.	-Verim arttırmak için küçük tanecik boyutu, yüksek yüzey alanı gerektirmesi, -Nemlendirme yapıldığında korozyona neden olabile.

Çizelge 2.7. Sodyum bazlı sorbentlerin avantaj ve dezavantajları

Sorbent Türü	SBC	Trona
Avantajları	-Yüksek kükürt giderme verimi, -NO _x gibi diğer zararlı gaz emisyonlarını da düşürmesi, -Korozyon, birikme, tıkanma gibi etkilerinin olmaması.	-Yüksek kükürt giderme verimi, -NO _x gibi diğer zararlı gaz emisyonlarını da düşürmesi, -Korozyon, birikme, tıkanma gibi etkilerinin olmaması.
Dezavantajları	-Yüksek maliyet, -Ürün tedariginde fazla alternatif olmaması.	-Yüksek maliyet, -Ürün tedariginde fazla alternatif olmaması.

2.3. Türkiye’de Kullanılan Kükürt Giderme Sistemleri ve Bunların Rehabilitasyon Alternatifleri

Türkiye’de EÜAŞ’a ait santrallerin kükürt giderme sistemi panoraması Çizelge 2.8 Çizelge 2.9’da verilmiştir.

Çizelge 2.8. EÜAŞ’a ait termik santrallerin BGKG sistemi panoraması

No	Santral Adı	Ünite Sayısı	1	2	3	4	5	6	Toplam
1	Afşin Elbistan B	4	360	360	360	360			1440
2	Afşin Elbistan A	4	340	340	340	340			1360
3	18 Mart Çan	2	160	160					320
4	Çatalağzı	2	150	150					300
5	Kangal	3	150	150	157				457
6	Kemerköy	3	210	210	210				630
7	Orhaneli	1	210						210
8	Seyitömer	4	150	150	150	150			600
9	Soma B	6	165	165	165	165	165	165	990
10	Tunçbilek	3			65	150	160		375
11	Yatağan	3	210	210	210				630
12	Yeniköy	2	210	210					420

	BGKG Var
	Akışkan Yatak
	Taş Kömürü

Çizelge 2.9. EÜAŞ'a ait termik santrallerin BGKG sisteminin kapasiteye göre dağılımı

Durum	Güç, MW_e	%
BGKG olan	3330	43
BGKG ihtiyacı olmayan	620	8
BGKG yapılması gerekenler	3782	49
Toplam	7732	

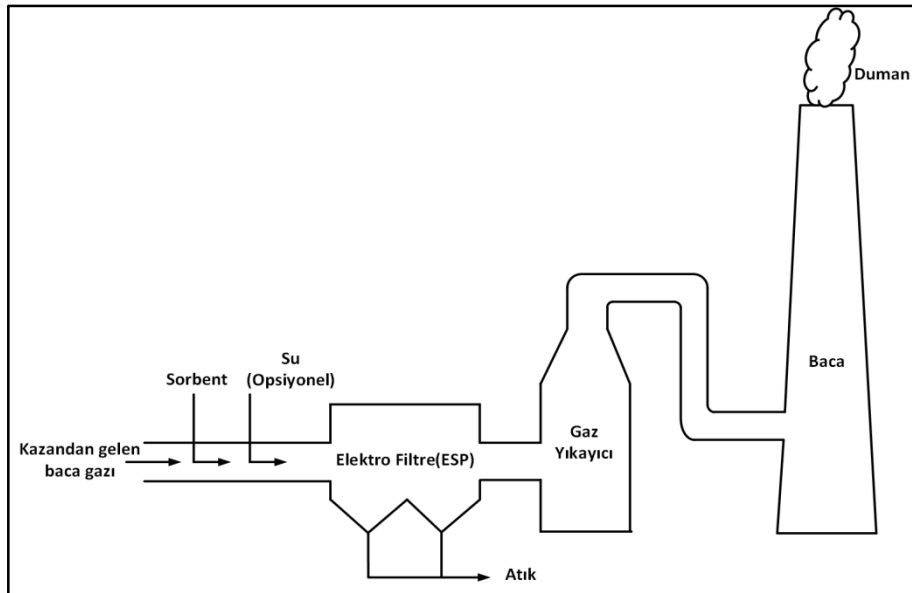
EÜAŞ'a ait santrallerin yarısından fazlasında henüz BGKG sistemi kurulmamıştır (Çizelge 3.9). Mevcuttaki sistemlerin ise birçoğunda rehabilitasyon ihtiyacı bulunmaktadır. Buna ilaveten 2019'de yürürlüğe girecek olan yeni yönetmeliğe göre BGKG sistemi olmayan santraller (buna 4000 MW civarında kapasiteye sahip özel sektör santralleri de dahildir) bu tarihe kadar BGKG sistemi kurmak zorundadır ve mevcutta BGKG sistemi olan santrallerde daha düşük olan emisyon limitlerinde çalışmak zorundadır. Bu durum mevcuttaki BGKG sistemlerinin rehabilite edilmesini ve akışkan yatak yakma teknolojisi ile çalışan santrallerinde yeni arıtma sistemi kurmasını zorunlu hale getirmektedir. Baca gazı arıtma sistemlerinden olan ıslak kükürt giderme sistemlerinin rehabilitasyon alternatifleri şu şekildedir;

- Çift yönlü nozzle kullanılması,
- Gaz yıkayıcıya yüzük eklenmesi,
- Yıkama kulesindeki çözelti kollektör borularının yeniden dizaynı,
- Çözelti sirkülasyon debisini arttırmak için pompa kapasitelerinin arttırılması,
- Oksidasyon komprasörlerinin kapasitesinin arttırılması,
- Yıkama kulesindeki çözeltiye dibazik asit eklenmesi,
- Gaz yıkayıcı içerisine tepsi yerleştirilmesi,
- İlave arıtma sistemi kurulması (Kuru sorbent enjeksiyonu vb.)

3. MATERYAL VE YÖNTEM

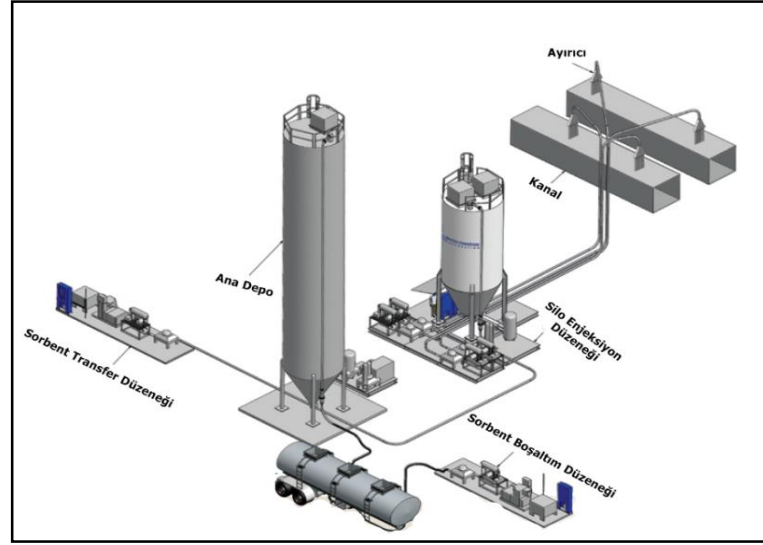
3.1. Materyal

Çalışma kapsamında 150 MW kapasitede ve mevcutta ıslak kükürt giderme sistemi bulunan bir santrale, ilave olarak ESP öncesi kurulması planlanan kuru sorbent enjeksiyonu ile kükürt giderme sisteminin şematik görünümü Şekil 3.1’de verilmiştir. Hesaplamaları yapılan sistem (Şekil 3.2) sorbent depolama silosu, sorbent besleyiciler, silo–kanal arası sorbent besleme hatları, sorbent enjeksiyon lansları, hava komprasörü, fan grupları, kontrol odası ve reaksiyon tankından (opsiyonel) oluşmaktadır.



Şekil 3.1. Hesaplamaları yapılan sistemin şematik görünümü

Sistemde sorbent depolama silosundan alınan sorbent, sorbent besleyiciler ile besleme kanallarına gönderilir. Besleme kanallarında bulunan sorbent, hava komprasöründen gelen hava ile birlikte enjeksiyon lansları vasıtasıyla baca gazı kanalına homojen şekilde püskürtülür. Püskürtülecek sorbent miktarı ve hava basıncı gibi parametreler kontrol odasından otomatik olarak değiştirilir. Baca gazı kanalında reaksiyon için yeterli zaman bulunmaması durumunda ise ilave bir reaksiyon tankı konularak baca gazı ve sorbentin temas (reaksiyon) süresi arttırılır.



Şekil 3.2. UCC kuru sorbent enjeksiyon sistemi (Anonim, 2009)

Santralda kullandığı varsayılan kömürü belirlemek için Muğlanın Milas ilçesi Hüsamlar açık ocağından 10 farklı kömür numunesi alınarak TÜBİTAK MAM Enerji Enstitüsü Katı Yakıt Analiz Laboratuvarı'nda analiz edilmiştir. Çıkan analiz sonuçlarına göre ortalama değerler alınarak bu değerler doğrultusunda hesaplamalar gerçekleştirilmiştir. Yapılan hesaplamalardan elde edilen değerler doğrultusunda fizibilite çalışması gerçekleştirilmiştir.

3.1.1. Kömürün elementel analizi

Kömür numuneleri elementel ve kısa analize tabi tutularak karakterizasyonları tespit edilmiştir.

3.1.2. Kömür karakterizasyonu

Çalışma kapsamında incelenen 10 adet kömür numunesinin kısa analizi LECO TGA 701 Termogravimetrik Analiz Cihazı (Resim 3.1) kullanılarak ASTM (American Society for Testing and Materials) D 7582 standart test metoduna göre gerçekleştirilmiştir. Analiz sonucunda kömürün nem, uçucu madde, kül ve sabit karbon içeriği tespit edilmiştir (Çizelge 3.1).



Resim 3.1. LECO TGA 701 termogravimetrik analiz cihazı

Çizelge 3.1. Kömür örneklerinin kısa analiz sonuçları

Numune Adı	Orijinal Baz (% ağırlıkça)				Kuru Baz (% ağırlıkça)				Yöntem
	Nem	Kül	Uçucu Madde	Sabit Karbon	Nem	Kül	Uçucu Madde	Sabit Karbon	
K-492 02.08.2012 09:00	31,21	26,82	31,86	10,11	-	38,98	46,31	14,71	ASTM-D 7582
K-494 02.08.2012 11:00	31,28	26,48	32,01	10,23	-	38,53	46,58	14,89	ASTM-D 7582
K-496 02.08.2012 13:00	30,05	28,06	33,05	8,84	-	40,10	47,24	12,65	ASTM-D 7582
K-498 02.08.2012 15:00	31,86	24,45	33,50	10,19	-	35,87	49,16	14,96	ASTM-D 7582
K-502 03.08.2012 09:00	31,87	27,11	31,79	9,23	-	39,79	46,65	13,56	ASTM-D 7582
K-504 03.08.2012 11:00	32,49	24,45	31,74	11,32	-	36,21	47,01	16,77	ASTM-D 7582
K-506 03.08.2012 13:00	25,96	25,91	35,97	12,16	-	34,99	48,57	16,44	ASTM-D 7582
K-508 03.08.2012 15:00	28,26	25,19	34,77	11,78	-	35,11	48,46	16,43	ASTM-D 7582
K-512 04.08.2012 09:00	29,88	24,81	34,72	10,59	-	35,38	49,52	15,11	ASTM-D 7582
K-514 04.08.2012 11:00	29,48	23,78	34,28	12,46	-	33,71	48,61	17,68	ASTM-D 7582

Hazırlanan örneklerin elementel analizinde LECO Truspec CHN-S Elementel Analiz Cihazı (Resim 3.2) kullanılmıştır. Karbon (C), hidrojen (H) ve azot (N) içerikleri ASTM D 5373 standart test metoduna göre, kükürt (S) içeriği ise ASTM D 4239-standart test metoduna göre hesaplanmıştır (Çizelge 3.2).



Resim 3.2. LECO Truspec CHN-S elementel analiz cihazı

Örneklerin oksijen içerikleri; kuru temelde bulunan kükürt, karbon, azot, hidrojen içerikleri ve yine kuru temelde hesaplanan kül içeriğinin toplamının 100'den çıkarılması ile bulunmuştur (Çizelge 3.3). Bu sayede kömürün nem içeriğinden gelecek olan oksijen hesaba katılmamıştır.

Çizelge 3.2. Kömür örneklerinin elementel analiz sonuçları (kuru temelde, % ağırlıkça)

Numune Adı	Kuru Baz					
	%C	%H	%N	%Kül	%S	%O
K-492 02.08.2012 09:00	39,65	2,33	0,94	38,98	2,34	15,76
K-494 02.08.2012 11:00	39,77	2,30	0,91	38,53	2,29	16,20
K-496 02.08.2012 13:00	37,55	1,86	0,84	40,10	2,07	17,58
K-498 02.08.2012 15:00	41,16	1,92	1,14	35,87	2,27	17,65
K-502 03.08.2012 09:00	40,74	1,72	1,12	39,79	3,08	13,55
K-504 03.08.2012 11:00	42,21	2,90	1,13	36,21	2,72	14,83
K-506 03.08.2012 13:00	42,25	3,23	1,11	34,99	2,46	15,97
K-508 03.08.2012 15:00	42,34	3,36	1,07	35,11	2,32	15,81
K-512 04.08.2012 09:00	40,79	3,28	1,04	35,38	2,00	17,52
K-514 04.08.2012 11:00	43,96	3,79	1,18	33,71	2,51	14,85

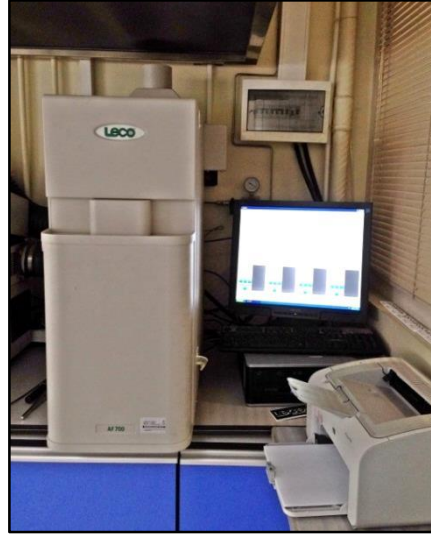
Elementel analiz sonuçları, yakıtın neminden (H₂O) gelen hidrojen ve oksijenin hesaba katılmaması için kuru temelde verilmektedir (Eş. 3.1).

$$\text{Oksijen içeriği} = [100 - (\% S + \% C + \% N + \% H + \% \text{ kuru temelde kül})] \quad (3.1)$$

$$\text{Oksijen miktarı} = 100 - (3,08 + 40,74 + 1,12 + 1,72 + 39,79)$$

$$\text{Oksijen miktarı} = 13,55$$

Bu hesaplama tüm numuneler için yapılarak Çizelge 3.2’de verilen oksijen yüzdeleri ayrı ayrı hesaplanmıştır. Çalışma kapsamında incelenen kömür örnekleri ASTM D 4239 standart test yöntemine göre LECO AF 700 Kül Ergitme Cihazı (Resim 3.3) ve LECO Truspec CHN-S Elementel Analiz cihazı kullanılarak bulunmuştur.



Resim 3.3. LECO AF 700 kül ergime analiz cihazı

Kül içerisindeki kükürt miktarı ASTM D 4239 yöntemine göre belirlenmektedir. Bunun sonucunda elde edilen yanar kükürt miktarları Çizelge 3.3’de verilmiştir.

Çizelge 3.3. Kömür örneklerinin kükürt türleri analiz sonuçları

Numune Adı	Orijinal Baz (% ağırlıkça)	Kuru Baz (% ağırlıkça)	Yöntem
	Kükürt	Kükürt	
K-492 02.08.2012 09:00	1,61	2,34	ASTM-D 4239
K-494 02.08.2012 11:00	1,5	2,21	ASTM-D 4239
K-496 02.08.2012 13:00	1,42	2,04	ASTM-D 4239
K-498 02.08.2012 15:00	1,42	2,14	ASTM-D 4239
K-502 03.08.2012 09:00	2,1	3,08	ASTM-D 4239
K-504 03.08.2012 11:00	1,66	2,54	ASTM-D 4239
K-506 03.08.2012 13:00	1,72	2,36	ASTM-D 4239
K-508 03.08.2012 15:00	1,62	2,28	ASTM-D 4239
K-512 04.08.2012 09:00	1,38	1,98	ASTM-D 4239
K-514 04.08.2012 11:00	1,67	2,41	ASTM-D 4239

3.2. Yöntem

Baca gazı kanalına kuru sorbent enjeksiyonu ile kükürt giderme sisteminin ekonomik yönden incelenmesinde net bugünkü değer (NBD) ve iç karlılık oranı (İKO) yöntemi kullanılarak geri ödeme süresi (GÖS) ve iç karlılık oranı hesaplanmış ve farklı senaryolar arasında kıyaslama yapılmıştır. Ekonomik analizde kullanılan net bugünkü değer ve iç karlılık oranı yönteminin uygulanmalarına ilişkin detaylı bilgi ise literatürde mevcuttur (Remer ve Nieto, 1995; Horn ve ark., 2004; Maurer, 2009; Wiesemann ve ark., 2010; Tsao, 2012; Pasqual, 2013). Ekonomik analizde geri ödeme süresi ve iç karlılık oranı hesabının yanısıra yatırımın ekonomikliğini etkileyen proje maliyetindeki artış, üretim kazancındaki artış ve işletme giderlerindeki artış gibi parametrelerin değiştirilmesi ile duyarlılık analizi yapılmıştır. Bu bağlamda bir baz senaryo (1. Senaryo) oluşturularak; artıtılacak SO₂ miktarı (929,8 mg/Nm³), ünitenin üretim artışı (% 11), yatırım için en ekonomik olan sorbent maddesi (Ca(OH)₂), ESP'ye gelecek ek toz yükü (2,2 ton/saat) belirlenmiştir ve ardından GÖS ve İKO hesaplanmıştır. Oluşturulan 2. Senaryo'da üretim kazancındaki ve işletme giderlerindeki artışın sabit olacağı ve proje maliyetinin % 100 artacağı; 3. Senaryo'da üretim kazancında ve proje maliyetinde artış olmayacağı, işletme giderlerinde ise % 14 artış olacağı; 4. Senaryo'da ise proje maliyetinin değişmeyeceği, üretim kazancında % 10, işletme giderlerinde ise % 20 artış olacağı; son senaryoda ise (5. Senaryo) proje maliyetinde % 50, üretim kazancında % 7 ve işletme giderlerinde % 20 artış olacağı öngörülerek yatırımın GÖS ve İKO'ndaki değişim incelenmiştir. Oluşturulan bu 5 farklı senaryo için MS Excel'de hazırlanan

hesap tablosu ile kömürün ısı değeri, santralin saatlik kömür tüketimi, baca gazı ve kükürt dioksit debisi, teorik hava ihtiyacı, baca gazı miktarı, proje girdileri ve harcama tahmini, işletme dönemi gelir ve giderleri, GÖS, İKO ve yatırımın, maliyetlerdeki değişime karşı duyarlılığı hesaplanmıştır.

3.2.1. Kömürün ısıl değerinin hesabı

Kömürün ısıl değerinin hesabında santralda kullanılan kömürün, elemental analizi yapılan 10 adet kömür numenesinin ortalama değerinde olduğu varsayımı yapılmıştır. Bu değerler doğrultusunda Eş. 3.2 ve Eş. 3.3 kullanılarak kömürün alt ısı değeri (A.I.D.) ve üst ısı değeri (Ü.I.D.) hesaplanmıştır.

$$A.I.D. = \ddot{U}.I.D. - h_{fg} \times (9h_2 + w) \quad (3.2)$$

h_{fg} , suyun buharlaşma ısısını; w , numune içindeki nemin ağırlıkça yüzdesini ve h_2 , numune içindeki hidrojenin ağırlıkça yüzdesidir (Eş. 3.2) (Heper, 2001).

$$A.I.D. = \ddot{U}.I.D. - 600 \times (9h_2 + w) \text{ kcal/kg} \quad (3.3)$$

veya

$$A.I.D. = \ddot{U}.I.D. - 2500 \times (9h_2 + w) \text{ kJ/kg} \quad (3.4)$$

Yakıttaki nemin ve yanma sonucu çıkan suyun buharlaşmasına harcanan ısıdan santralde yararlanılmadığı için buhar santrallerinde alt ısı değeri kullanılmaktadır (Heper, 2001). Alt ısı değeri hesaplanmasında kömürün elementel analiz değerleri ve Dulong formülü kullanılarak Ü.I.D., Eş. 3.5 ile yaklaşık olarak hesaplanabilmektedir.

$$\ddot{U}.I.D. = 33950C + 144200 \times (H_2 - O_2/8) + 9400S \text{ kJ/kg} \quad (3.5)$$

Eş. 3.5'deki tüm değişkenler ilgili elementlerin birim kütle içindeki kesirleridir ve elementel analiz hangi bazda ise (kuru bazda, ojinal bazda vb.) çıkan sonuçta aynı bazdadır (Heper, 2001). Yapılan analizlerden elde edilen değerler doğrultusunda, hesaplamalarda kullanmak için kömür numunelerinin ortalama değerleri hesaplanmıştır (Çizelge 3.4).

Çizelge 3.4. Analiz sonuçlarının ortalamasından elde edilen kömürün orjinal baz değerleri

C	%	27,36
H ₂	%	1,78
N ₂	%	0,70
S	%	1,61
O	%	10,65
Kül	%	24,58
Nem	%	33,34

Çizelge 3.4'de elementel analiz sonuçları verilen kömürün Ü.I.D.ve A.I.D.'i Eş. 3.3, Eş. 3.4 ve Eş. 3.5 ile hesaplanmıştır;

$$\text{Ü.I.D.} = 33950 \times \left(\frac{27,36}{100} \right) + 144200 \left(\frac{1,78}{100} - \frac{10,65}{8 \times 100} \right) + 9400 \times \left(\frac{1,61}{100} \right)$$

$$\text{Ü.I.D.} = 10086,44 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$\text{Ü.I.D.} = \frac{10086,44}{4,1868}$$

$$\text{Ü.I.D.} = 2409,10 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}}$$

$$\text{A.I.D.} = 10086,44 - 2500 \times \left(9 \times \frac{1,78}{100} + \frac{33,34}{100} \right)$$

$$\text{A.I.D.} = 8852,48 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$\text{A.I.D.} = \frac{8852,48}{4,1868}$$

$$\text{A.I.D.} = 2114,38 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}}$$

Saatlik kömür tüketimi hesabı

Buhar santrallerinde yakılan yakıttan elde edilen enerjinin ancak bir bölümü yararlı enerjiye dönüştürülebilmektedir ve yararlı enerjiye dönüştürülemeyen kısım yakıtın kimyasal enerjisinin, yararlı enerjiye dönüşüncüye kadar uğradığı değişiklikler sırasında kaybolmaktadır. Kimyasal enerji ilk olarak kazanda değişikliğe

uğramaktadır. Burada, kazana saatte verilmesi gereken Q (Eş. 3.6) ısı miktarı için, alt ısıl değeri H_u olan yakıttan, saatte B tona ihtiyaç bulunmaktadır (Heper, 2001).

$$Q = B \times H_u \quad (3.6)$$

Buhar santrallarının genel verimi kullanılan teknolojiye göre farklılık göstermekle birlikte genel olarak $\eta = 0,35$ alınabilmektedir (Heper, 2001). 150 MW kapasitedeki santral için verimin 0,35 olduğu varsayılarak santralin saatlik kömür ihtiyacı Eş. 3.7 ile hesaplanmıştır;

$$\eta = \frac{P}{B \times H_u}; \quad (3.7)$$

$$B = \frac{P}{\eta \times H_u};$$

$$B = \frac{150 (MW) \times 3600 \left(\frac{\text{ saniye }}{\text{ saat }}\right)}{0,35 \times 2114,38 \left(\frac{\text{ kcal }}{\text{ kg }}\right) \times 4,1868 \left(\frac{\text{ kJ }}{\text{ kcal }}\right)};$$

$$B = 174,28537 \frac{\text{ ton }}{\text{ saat }} = 174\ 285,37 \frac{\text{ kg }}{\text{ saat}}$$

3.2.2. Baca gazı ve kükürt dioksit debisinin hesabı

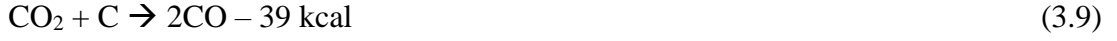
Yanma

Yanma, bir yakıtın ekzotermik bir reaksiyon sonucunda oksijenle birleşmesidir. Yanma olayında meydana gelen birtakım teorik reaksiyonlar Eş. 3.8, Eş. 3.9, Eş. 3.10, Eş. 3.11, Eş. 3.12, Eş. 3.13 ve Eş. 3.14'de verilmiştir (Heper, 2001). Yanma hesabı ile santralda kullanıldığı varsayılan kömürün yanması sonucunda açığa çıkan baca gazı debisi, kükürt dioksit debisi ve arıtma için gerekli sorbent miktarı tespit edilmiştir.

Karbonun oksijenle reaksiyonu



Karbonun oksijenle reaksiyonu sonucu karbondioksit oluşmaktadır (Eş. 3.8). Bu ekzotermik bir reaksiyondur ve reaksiyon için yeterli miktarda oksijen bulunmadığında yanma sonucunda meydana gelen CO₂, kızgın karbon ile reaksiyona girerek karbonmonoksit meydana getirmektedir (Heper, 2001).



Eş. 3.9'da gerçekleşen endotermik reaksiyonda ise dışarı ısı verilmemektedir. Bu nedenle buhar santrallerinde böyle bir reaksiyonun oluşmasına izin vermemek için yeterli miktarda hava kazana beslenmelidir (Heper, 2001).

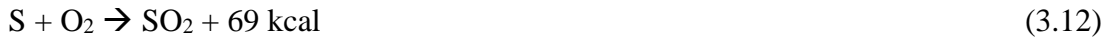
Hidrojenin oksijenle reaksiyonu



Kömürün yapısında bulunan hidrojenin oksijenle reaksiyonu sonucunda su oluşmaktadır (Eş. 3.10). Bu reaksiyonun gerçekleşmesi için yeterli miktarda oksijen bulunmadığında ve hidrokarbonlu bir bileşik yakıldığında, oluşan su karbonla reaksiyona girmektedir (Eş. 3.11). Dolayısıyla bu reaksiyonun oluşmaması için kazana yeterli miktarda hava verilmelidir (Heper, 2001).



Kükürtün oksijenle reaksiyonu



Kükürt oksijenle birleştiğinde kükürt dioksit oluşmakta ve oluşan SO₂'nin bir bölümü yanmanın olduğu yerde bulunan malzemenin etkisi ile oksitlenerek kükürt trioksit (SO₃) dönüşmektedir (Eş. 3.13) (Heper, 2001).



Karbonmonoksitin oksijenle reaksiyonu



Karbonmonoksitin oksijenle reaksiyonu ile karbondioksit meydana gelmektedir (Eş. 3.15) (Heper, 2001).

Kömürün bünyesinde bulunan azotun (N) yanması sonucu azot oksit meydana gelir.



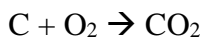
Teorik hava ihtiyacı

Kömürdeki karbonun tamamının CO₂'e dönüşebilmesi için ortamda yeterli miktarda oksijen, dolayısıyla da hava bulunmalıdır (Heper, 2001). Yakıtın elementel analizi ile yakıtın bünyesindeki karbon, hidrojen, oksijen, nitrojen (azot), kükürt, nem (su) ve kül miktarları tespit edilmektedir. Bu miktarların arasında ağırlık yüzdesi cinsinden Eş. 3.16'da verilen bağıntı bulunmaktadır (Heper, 2001).

$$c + h + o + n + s + w + a = 1 \quad (3.16)$$

Bu denklemde c kömürün karbon yüzdesi, h hidrojen yüzdesi, o oksijen yüzdesi, n azot yüzdesi, s kükürt yüzdesi, w nem (su) yüzdesi, a kül yüzdesidir. Bunlardan karbon, hidrojen ve kükürt yanıcı elementlerdir ve 1 kmol gazın hacmi 22,4 Nm³'tür (Heper, 2001). Eş. 3.17, Eş. 3.18 ve Eş. 3.19'da bu yanıcı elementler için gerekli olan oksijen miktarları hesaplanmıştır.

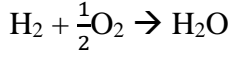
Karbon:



$$12 \text{ kg C} + 32 \text{ kg O}_2 = 44 \text{ kg CO}_2 = 22,4 \text{ Nm}^3 \text{ CO}_2 \quad (3.17)$$

$$\text{Oksijen ihtiyacı} = \frac{32 \text{ kg O}_2}{12 \text{ kg C}} = 2,6667 \frac{\text{kg O}_2}{\text{kg C}}$$

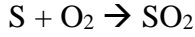
Hidrojen:



$$2 \text{ kg H}_2 + 16 \text{ kg O}_2 = 18 \text{ kg H}_2\text{O} = 22,4 \text{ Nm}^3 \text{ H}_2\text{O} \quad (3.18)$$

$$\text{Oksijen ihtiyacı} = \frac{16 \text{ kg O}_2}{2 \text{ kg H}} = 8 \frac{\text{kg O}_2}{\text{kg H}}$$

Kükürt:



$$32 \text{ kg S} + 32 \text{ kg O}_2 = 64 \text{ kg SO}_2 = 22,4 \text{ Nm}^3 \text{ SO}_2 \quad (3.19)$$

$$\text{Oksijen ihtiyacı} = \frac{32 \text{ kg O}_2}{32 \text{ kg S}} = 1 \frac{\text{kg O}_2}{\text{kg S}}$$

Yakıtın tümüyle yanabilmesi için gerekli olan minimum oksijen miktarı O_{\min} , bu üç yanıcı element için gerekli olan oksijen miktarlarının toplamına eşittir. Ancak yakıtın bünyesindeki oksijenin de yanma sırasında kullanıldığı için yakıtın kendi bünyesindeki oksijen miktarını bu toplamdan çıkartılır (Heper, 2001).

$$O_{\min} = \frac{32 \text{ kg O}_2}{12 \text{ kg C}} \times c \frac{\text{kg C}}{\text{kg yakıt}} + \frac{16 \text{ kg O}_2}{2 \text{ kg H}} \times h \frac{\text{kg H}_2}{\text{kg yakıt}} + \frac{32 \text{ kg O}_2}{32 \text{ kg S}} \times s \frac{\text{kg O}_2}{\text{kg yakıt}} - o \frac{\text{kg O}_2}{\text{kg yakıt}} \quad (3.20)$$

O_{\min} daha basit bir şekilde şöyle yazılabilir:

$$O_{\min} = \frac{32}{12} \times c \times \sigma \frac{\text{kg O}_2}{\text{kg yakıt}} \quad (3.21)$$

Eş. 3.21'deki "σ" Mollier sayısını ifade etmektedir ve Eş. 3.22'deki gibi yazılmaktadır.

$$\sigma = \frac{\frac{32}{12} \times c + \frac{16}{2} \times h + \frac{32}{32} \times s - o}{\frac{32}{12} \times c} = \left(1 + 3 \times \frac{h}{c} + \frac{3}{8} \times \frac{s}{c} - \frac{3}{8} \times \frac{o}{c} \right) \quad (3.22)$$

1 kmol $\text{O}_2 = 32 \text{ kg O}_2 = 22,4 \text{ Nm}^3 \text{ O}_2$ 'dir ve O_{\min} Eş. 3.23'deki gibi yazılabilir.

$$O_{\min} = \frac{32}{12} \times c \times \sigma \frac{kg O_2}{kg yakıt} \times \frac{22,4 Nm^3}{32 kg O_2} = \frac{22,4}{12} \times c \times \sigma \frac{Nm^3 O_2}{kg yakıt} \quad (3.23)$$

Kuru hava yakalaşık olarak molce % 21 oksijen ve % 79 azottan ibarettir. Bu nedenle yanma odasına giren her bir mol oksijen için $0,79/0,21 = 3,76$ mol azot bulunur.

$$1 \text{ kmol } O_2 + 3,76 \text{ kmol } N_2 = 4,76 \text{ kmol hava}$$

Soy gaz olan azot yanma sırasında çok az miktarda azot oksit oluşturmaktadır (Çengel, 2012).

Tam yanma için gerekli olan teorik hava ihtiyacı Eş. 3.24 ile hesaplanmaktadır.

$$H_{\min} = O_{\min} \frac{1 Nm^3 hava}{0,21 Nm^3 O_2} = \frac{22,4}{12} \times c \times \sigma \frac{Nm^3 O_2}{kg yakıt} \frac{1 Nm^3 hava}{0,21 Nm^3 O_2} = 8,89 \times c \times \sigma \frac{Nm^3 O_2}{kg yakıt} \quad (3.24)$$

Eş. 3.21 ve Eş. 3.22 kullanılarak, analizi sonucunda ortalama değeri elde edilen kömürün 1 kilogramının yanması için gerekli olan minimum oksijen miktarı hesaplanmıştır;

İlk olarak Eş. 3.22'den Mollier sayısı hesaplanmıştır;

$$\sigma = \left(1 + 3 \times \frac{0,0178}{0,2736} + \frac{3}{8} \times \frac{0,0161}{0,2736} - \frac{3}{8} \times \frac{0,1065}{0,2736} \right)$$

$$\sigma = 1,07127$$

Ardından Eş. 3.21 kullanılarak yanma için gerekli olan minimum oksijen ihtiyacı (O_{\min}) hesaplanmıştır;

$$O_{\min} = \frac{32}{12} \times 0,2736 \times 1,07127 \frac{kg O_2}{kg yakıt}$$

$$O_{\min} = 0,781522 \frac{kg O_2}{kg yakıt}$$

$$O_{\min} = \frac{22,4}{12} \times c \times \sigma \frac{Nm^3 O_2}{kg yakıt}$$

$$O_{\min} = \frac{22,4}{12} \times 0,2736 \times 1,07127 \frac{Nm^3 O_2}{kg yakıt}$$

$$O_{\min} = 0,54707 \frac{Nm^3 O_2}{kg \text{ yakıt}}$$

Son olarak da Eş. 3.24 ile tam yanma için gerekli teorik hava ihtiyacı (H_{\min}) hesaplanmıştır;

$$H_{\min} = 8,89 \times 0,2736 \times 1,07127 \frac{Nm^3 O_2}{kg \text{ yakıt}}$$

$$H_{\min} = 2,6054 \frac{Nm^3 O_2}{kg \text{ yakıt}}$$

Hava fazlalığı

Kazanların ocağında ya da yanma odasında, yakıtın hava ile ideal bir şekilde karışması olanaksız olduğundan yanma için ihtiyaç duyulan hava miktarı teorik hava ihtiyacından daha fazladır. Bu nedenle tam yanmanın sağlanabilmesi için kazana teorik hava ihtiyacından daha fazla hava verilmektedir. Gerçek hava miktarının (H) teorik hava miktarına (H_{\min}) olan oranına hava oranı ya da hava fazlalık katsayısı denir ve Eş. 3.25 ile hesaplanır (Heper, 2001).

$$\lambda = \frac{H}{H_{\min}} \quad (3.25)$$

Pülverize tip ocaklar için hava fazlalık katsayısı 1,25–1,35 arasında değişmektedir (Heper, 2001). Yapılan hesaplamalarda Eş. 3.25 kullanılarak yanma için gerekli olan hava ihtiyacı (H) hesaplanmıştır;

$$\text{Hava fazlalık katsayısı (Hava oranı): } \lambda = \frac{H}{H_{\min}} = \frac{H}{2,6054} = 1,25$$

$$H = 3,2567 \frac{Nm^3 \text{ hava}}{kg \text{ yakıt}}$$

Baca gazı miktarı

Yanma sırasında C, H₂ ve S oksitlenerek CO₂, H₂O ve SO₂'ye dönüşmektedir. Yakıtın bünyesindeki nem ise gaz halinde H₂O oluşturmakta, yani buharlaşmaktadır. Yakıtın bünyesindeki N ise inert gaz gibi davranarak tepkimeye girmeden gaz fazına

geçmektedir. Eş. 3.17, Eş. 3.18 ve Eş. 3.19 kullanılarak her bir element için baca gazı miktarı hesaplanmıştır;

$$c \frac{kg C}{kg yakıt} \times \frac{22,4 Nm^3 CO_2}{12 kg C} = \frac{22,4}{12} \times c \frac{Nm^3 CO_2}{kg yakıt} \quad (3.26)$$

$$1 \text{ kg yakıtın yanması sonucu oluşan } CO_2 \text{ miktarı} = \frac{22,4}{12} \times 0,27357 \frac{Nm^3 CO_2}{kg yakıt} = 0,5107$$

$$\frac{Nm^3 CO_2}{kg yakıt} = 1,0031 \frac{kg CO_2}{kg yakıt}$$

$$h \frac{kg H_2}{kg yakıt} \times \frac{22,4 Nm^3 H_2O}{2 kg H_2} = \frac{22,4}{2} \times h \frac{Nm^3 H_2O}{kg yakıt} \quad (3.27)$$

$$1 \text{ kg yakıtın yanması sonucu oluşan } H_2O \text{ miktarı} = \frac{22,4}{2} \times 0,0178 \frac{Nm^3 H_2O}{kg yakıt} = 0,1993$$

$$\frac{Nm^3 H_2O}{kg yakıt} = 0,16018 \frac{kg H_2O}{kg yakıt}$$

$$s \frac{kg S}{kg yakıt} \times \frac{22,4 Nm^3 SO_2}{32 kg S} = \frac{22,4}{32} \times s \frac{Nm^3 SO_2}{kg yakıt} \quad (3.28)$$

$$1 \text{ kg yakıtın yanması sonucu oluşan } SO_2 \text{ miktarı} = \frac{22,4}{32} \times 0,016065 \frac{Nm^3 SO_2}{kg yakıt} =$$

$$0,0112 \frac{Nm^3 SO_2}{kg yakıt} = 0,03213 \frac{kg SO_2}{kg yakıt} = \frac{1 kmol SO_2}{64 kg SO_2} \times 0,03213 \frac{kg SO_2}{kg yakıt} = 0,000502$$

$$\frac{kmol SO_2}{kg yakıt}$$

Eş. 3.18 kullanılarak w (kömürün nemi) için su buharı miktarı yazılır:

$$w \frac{kg H_2O}{kg yakıt} \times \frac{22,4 Nm^3 H_2O}{18 kg H_2O} = \frac{22,4}{18} \times w \frac{Nm^3 H_2O}{kg yakıt} \quad (3.29)$$

$$1 \text{ kg yakıtın yanması sonucu oluşan } H_2O \text{ miktarı} = \frac{22,4}{18} \times 0,3334 \frac{Nm^3 H_2O}{kg yakıt} = 0,4149$$

$$\frac{Nm^3 H_2O}{kg yakıt} = 0,33340 \frac{kg H_2O}{kg yakıt}$$

$$1 \text{ kg yakıtın yanması sonucu oluşan } N_2 \text{ miktarı} = \frac{22,4}{28} \times 0,00699 \frac{Nm^3 N_2}{kg yakıt} = 0,0056$$

$$\frac{Nm^3 N_2}{kg yakıt} = 0,007 \frac{kg N_2}{kg yakıt}$$

Yakıttaki kül miktarı a , katı atık madde olarak kalmaktadır. Oksijen miktarı o ise minimum oksijen miktarı O_{\min} 'in elde edilmesi sırasında hesaba katılmaktadır. Eş. 3.26, Eş. 3.27, Eş. 3.28 ve Eş. 3.29 toplandıığında 1 kilogram kömürün yanması sonucu oluşan baca gazı miktarı Eş. 3.30, Eş. 3.31 veya Eş. 3.32 ile bulunmaktadır.

$$V_b = \left(\frac{22,4}{12} c + \frac{22,4}{2} h + \frac{22,4}{32} s + \frac{22,4}{18} w \right) \frac{Nm^3}{kg \text{ yakıt}} + (H - O_{\min}) + V_{N_2} \quad (3.30)$$

$$V_b = H + \left[\frac{22,4}{12} \left(c + \frac{12}{2} x h + \frac{12}{32} x s + \frac{12}{18} x w \right) - \frac{22,4}{12} \left(c + 3 x h + \frac{3}{8} x s - \frac{3}{8} x o \right) \right] + V_{N_2} \frac{Nm^3}{kg \text{ yakıt}} \quad (3.31)$$

$$V_b = H + \left[1,867 x \left(3 x h + \frac{2}{3} x w - \frac{3}{8} x o \right) \right] + V_{N_2} \frac{Nm^3}{kg \text{ yakıt}} \quad (3.32)$$

Eş. 3.31 kullanılarak, santralda kullanıldığı varsayılan kömürün 1 kilogramının yanması sonucu oluşan baca gazı miktarı hesaplanmıştır;

$$V_b = 3,2567 + \left[1,867 x \left(3 x 0,0178 + \frac{2}{3} x 0,3334 - \frac{3}{8} x 0,106456 \right) + 0,0056 \right] \frac{Nm^3}{kg \text{ yakıt}}$$

$$V_b = 3,7025 \frac{Nm^3}{kg \text{ yakıt}}$$

1 kilogram kömürün yanması sonucu oluşan baca gazı miktarının bulunmasının ardından, santralde 1 saatte kömürün yanması sonucu oluşan baca gazı ve SO_2 miktarı Eş. 3.33 ile hesaplanmıştır.

$$V_{bs} = V_b x B \frac{Nm^3}{saat} \quad (3.33)$$

$$V_{bs} = 3,7025 \frac{Nm^3}{kg \text{ yakıt}} x 174 \ 285,00 \frac{kg \text{ yakıt}}{saat} = 645 \ 287,18 \frac{Nm^3}{saat}$$

V_{bs} : Baca gazı debisi ($Nm^3/saat$)

$$V_{SO_2} = 0,0112 \frac{Nm^3 SO_2}{kg \text{ yakıt}} x 174 \ 285,00 \frac{kg \text{ yakıt}}{saat} = 1 \ 959,93 \frac{Nm^3 SO_2}{saat} = 5 \ 599,81 \frac{kg SO_2}{saat}$$

$$V_{SO_2} = \frac{B_{SO_2} \frac{kg SO_2}{h}}{V_{bs} \frac{Nm^3}{saat}} \times \frac{10^6 mg}{kg} = \frac{5599,81 \frac{kg SO_2}{h}}{645287,18 \frac{Nm^3}{saat}} = 8678,01 \frac{mg SO_2}{Nm^3}$$

$$V_{SO_2} = V_{SO_2} \frac{mg SO_2}{Nm^3} \times V_{bs} \frac{Nm^3}{saat} \times \frac{1 kmol SO_2}{64 kg SO_2} \times \frac{1 kg}{10^6 mg} = 8678,01 \frac{mg SO_2}{Nm^3} \times 645287,18 \frac{Nm^3}{saat} \times \frac{1 kmol SO_2}{64 kg SO_2} \times \frac{1 kg}{10^6 mg} = 87,49 \frac{kmol SO_2}{saat}$$

Elektro filtreye gelecek ek toz yükü

Kanala kuru sorbent enjeksiyonu ile kükürt giderme sistemi kurulurken ESP'ye gelecek bu ek toz yükünü ESP'nin kaldırıp kaldıramayacağı kontrol edilmeli ve gerekli görüldüğü takdirde ESP'nin kapasitesi artırılmalı veya ilave bir filtre eklenmelidir. Bu çalışmada reaksiyona giren ve girmeyen sorbentin tamamının ESP'ye ek yük getireceği göz önünde bulundurulmuştur. Bu doğrultuda yapılan hesaplamalar sonucunda ESP'ye gelen ek toz miktarının 2,2 ton/saat olacağı belirlenmiştir.

3. bölümde elde edilen teknik hesaplamalar sonucunda fizibilite çalışmasının teknik kısmında kullanılacak olan değerler elde edilmiştir (Çizelge 3.5). Bu değerler ışığında "Ekonomik Hesaplamalar" bölümünde verilen hesaplamalar yapılmıştır.

Çizelge 3.5. Fizibilite hesabı yapılan santralin teknik özellikleri

Santralin kapasitesi	MW	150
Santralin verimi	%	35
Kazan tipi		Pülverize
Santralde kullanılan kömürün kalorisi (A.I.D.)	kcal/kg	2 114,38
Santralin kömür tüketimi	ton/saat	187,627
Baca gazı debisi	mg/Nm ³	645 287,18
Baca gazındaki SO ₂ konsantrasyonu	mg/Nm ³	8 678,01
Santralde kullanılan kükürt giderme sistemi		Islak kireçtaşı jips ve kuru sorbent enjeksiyon sistemi

3.2.3. Ekonomik hesaplamalar

Proje giderleri ve girdi ihtiyaçları

150 MW gücünde ve ıslak baca gazı kükürt giderme sistemine ilave olarak kurulacak kanala kuru sorbent enjeksiyonu ile kükürt giderme sistemi için yapılan fizibilite

çalışmasında; sistemin ESP öncesindeki baca gazı kanalına kurularak, normal işletmede baca gazındaki SO₂'nin % 11 oranında giderilmesi planlanmaktadır. Bu sayede mevcut ıslak tip baca gazı kükürt giderme sisteminin yükü azaltılarak baca gazı kaynaklı üretim kayıplarının önüne geçilmesi sağlanabilecektir. Öngörülen sistemin hayata geçirilmesi kapsamında ihtiyaç duyulan temel yatırım giderleri Çizelge 3.6'da sıralanmaktadır. Sistemin işletilmesi esnasında öngörülen işletme giderleri ise Çizelge 3.7'de verilmektedir.

Çizelge 3.6. Sabit yatırım giderleri

Projelendirme ve Mühendislik Giderleri
Sorbent Enjeksiyon Sistemi Yatırım Giderleri
Sorbent depolama silosu
Sorbent besleyiciler
Silo – kanal arası sorbent besleme hatları
Sorbent enjeksiyon lansları
Hava kompresörü
Fan grupları
Kontrol odası
Reaksiyon tankı (opsiyonel)

Çizelge 3.7. İşletme giderleri

Sorbent gideri
Üretim artışı için ilave yakıt gideri
Kompresör ve fan grubu işletme gideri
Sistem bakım gideri

Proje girdi fiyatları ve harcama tahmini

Fizibilite çalışması yapılan sisteminin yatırım maliyeti temel olarak; kullanılacak sorbent türüne ve niteliğine, sorbent tüketim miktarına ve sorbent enjeksiyon bölgesine bağlı olarak farklılık gösterebilmektedir. Yatırımın ekonomik yapılabilirlik analizleri kapsamında bir baz senaryo oluşturulmuş olup, bu baz senaryoda;

- Yatırımın işletmeye alınması ile ESP öncesinde baca gazındaki SO₂'nin % 11 oranında arıtılacağı ve santralde 10 MW üretim artışı sağlanacağı (elektrik üretimindeki artış % 7,14 oranındadır ve güvenlik için elektrik üretim artışından % 50 daha fazla SO₂ giderimi öngörülerek hesaplama yapılmıştır),

- Yatırımı yapılan sistemin kurulumu için santralda planlı duruşlar haricinde ilave bir duruş gerektirmeden yaklaşık 1 yıl içerisinde kurulum ve yan tesislerin tamamlanarak ve devreye alınacağı kabul edilmiştir.

500 MW kapasiteli santral için sistemin ilk yatırım maliyeti 25–120 \$/kW'tır (Anonim, 2005) ve 150 MW kapasitesindeki termik santralin normal işletme koşullarında baca gazı bünyesindeki SO₂'nin % 11 mertebesinde artılabilecek bir sistemin kurulum maliyetinin 2–3 milyon € arasındadır. Yapılabilirlik hesaplamalarındaki baz senaryoda, göz önünde bulundurulan ilk yatırım maliyeti ile ilgili bilgiler Çizelge 3.8'de yer almaktadır.

Çizelge 3.8. Sistem ilk yatırım maliyeti hakkında bilgiler

Santralde beklenen üretim gücü kazancı	kW _e	10 000
Öngörülen sistemin kurulum maliyeti	€	2 885 082
Öngörülen sistemin kurulum maliyeti	TL	6 774 750

İşletme dönemi gelir ve giderleri

Fizibilite çalışmasında, ekonomik ömür boyunca sağlanacak üretim kazancından elde edilecek elektrik satış gelirlerinin bugünkü değeri ile yapılan ilk yatırım ve işletme giderlerinin bugünkü değerleri göz önüne alınmıştır. Hesaplamalarda kullanılan bugünkü değer metodunda, gelecek zaman içindeki tüm para akışları şimdiki değere getirilmektedir. Bu amaçla, alternatif yatırım maliyetlerinin şimdiki değer hesaplanmaktadır (Eş. 3.34).

$$C_{PW} = \sum_{t=0}^n C(t)(1+i)^{-t} \quad (3.34)$$

Burada; C(t), t periyodu sonundaki ödemeyi veya masrafları; n, planlanan ödeme süresini; i ise minimum geri dönüş oranı, minimum kar oranı veya iskonto oranı olan geçerli faiz oranıdır (Aybers ve Şahin, 1995). Çizelge 3.11, Çizelge 3.9 ve Çizelge 3.10'de hesaplamalarda kullanılan güncel döviz kurları, ekonomik parametreler, enerji ve hammadde birim fiyatları verilmektedir.

Çizelge 3.9. Hesaplamalarda kullanılan ekonomik parametreler ve değerleri

KDV oranı	%	18
Enflasyon oranı ¹	%	6
Elektrik birim fiyatındaki yıllık artış oranı ²	%	12
Kömür birim fiyatı yıllık artış oranı ³	%	10
Sönmüş kireç fiyatı yıllık artış oranı ⁴	%	10
Net banka faizi ⁵	%	8,5
İskonto oranı	%	9,6
Ekonomik ömür	yıl	30
Gelir vergisi oranı	%	20
Amortisman süresi	yıl	20

Çizelge 3.10. Hesaplamalarda kullanılan yakıt, enerji ve hammadde birim fiyatları (KDV Hariç)

Elektrik birim satış fiyatı ⁶	TL/kW _e h	0,155
Kömür birim maliyeti ⁷	TL/ kW _e h	0,0633
Kalsiyum hidroksit birim maliyeti ⁸	TL/ton	210

Çizelge 3.11. Hesaplamalarda kullanılan döviz kurları

Dolar	TL/\$	1,81
Euro	TL/€	2,35

Çizelge 3.11’de verilen değerler 24.04.2013 tarihli Türkiye Cumhuriyeti Merkez Bankası efektif döviz satış kurlarından alınmıştır.

¹ TCMB Enflasyon Raporundaki tahmin değerleri baz alınmıştır.

² KEAŞ Ocak 2001- Ocak 2012 dönemi elektrik fiyatı değişimi alınmıştır.

³ KEAŞ’ın 2010 yılı kömür alım fiyatı artış oranı baz alındı.

⁴ Yurtiçi tedarikçi firmanın fiyat artış oranı baz alındı.

⁵ Net banka faizinin % 1,10 üzerinde bir oranda getiri sağlayacak oran olarak alınmıştır.

⁶ Ocak 2011-Nisan 2012 TEİAŞ’a satış fiyatı ortalaması alınmıştır

⁷ KEAŞ Mayıs 2012 elektrik üretim maliyetleri içerisindeki kömür payı alınmıştır.

⁸ İlgili firmadan alınan teklif fiyatıdır.

Çizelge 3.12. 30 yıllık enflasyon, yakıt, iskonto ve faizin bugünkü değeri

	Enflasyon oranı	Yakıt (Kömür) eskalasyon	Elektrik eskalasyonu	İskonto oranı	Faiz oranı
Yıl	$(1 + enf)^t$	$(1 + esk)^t$	$(1 + esk)^t$	$(1 + i)^{-t}$	$(1 + i)^{-t}$
0	Sistem kurulumunun başlangıcı				
1	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
2	1,06	1,10	1,12	1,10	1,09
3	1,12	1,21	1,25	1,20	1,18
4	1,19	1,33	1,40	1,32	1,28
5	1,26	1,46	1,57	1,44	1,39
6	1,34	1,61	1,76	1,58	1,50
7	1,42	1,77	1,97	1,73	1,63
8	1,50	1,95	2,21	1,90	1,77
9	1,59	2,14	2,48	2,08	1,92
10	1,69	2,36	2,77	2,28	2,08
11	1,79	2,59	3,11	2,50	2,26
12	1,90	2,85	3,48	2,74	2,45
13	2,01	3,14	3,90	3,00	2,66
14	2,13	3,45	4,36	3,29	2,89
15	2,26	3,80	4,89	3,61	3,13
16	2,40	4,18	5,47	3,96	3,40
17	2,54	4,59	6,13	4,33	3,69
18	2,69	5,05	6,87	4,75	4,00
19	2,85	5,56	7,69	5,21	4,34
20	3,03	6,12	8,61	5,71	4,71
21	3,21	6,73	9,65	6,25	5,11
22	3,40	7,40	10,80	6,86	5,55
23	3,60	8,14	12,10	7,51	6,02
24	3,82	8,95	13,55	8,23	6,53
25	4,05	9,85	15,18	9,03	7,08
26	4,29	10,83	17,00	9,89	7,69
27	4,55	11,92	19,04	10,84	8,34
28	4,82	13,11	21,32	11,88	9,05
29	5,11	14,42	23,88	13,02	9,82
30	5,42	15,86	26,75	14,27	10,65

Alternatif yatırımların değerlendirilmesinde ve mukayesesinde, yıllar itibariyle elde edilen net karların şimdiki değeri de önemlidir. Bu nedenle, net karların şimdiki değerinin en yüksek olduğu alternatif tercih edilmelidir ve bu değeri bulmak için Eş. 3.35 kullanılmaktadır (Aybers ve Şahin, 1995).

$$N_{PW} = \sum_{t=0}^n [B(t) - C(t)](1 + i)^{-t} \quad (3.35)$$

Burada B(t) ve C(t) sırasıyla, t periyodu sonundaki gelir ve giderleri göstermektedir (Aybers ve Şahin, 1995).

Çizelge 3.13'de ise kurulması planlanan sisteminin işletmeye gireceği ilk yıl için öngörülen üretim geliri ve işletme giderleri yer almaktadır. İşletme giderlerine ünitenin üretim artışının getireceği yakıt giderleri de dahil edilmiştir.

Çizelge 3.13. Kuru sorbent enjeksiyon sistemi kapasite, gelir ve işletme giderleri

Planlanan toplam üretim gücü kazancı	MW	10
Planlanan yıllık enerji üretim kazancı	MWh/yıl	65 000
Planlanan yıllık çalışma süresi	saat/yıl	6 500
Planlanan yıllık üretim geliri	TL/yıl	10 095 313
İşletme Maliyetleri		
Tüketilen kalsiyum hidroksit maliyeti	%	48,11 TL/yıl 3 932 517
İlave yakıt maliyeti	%	50,34 TL/yıl 4 114 500
İşletme&bakım maliyeti ¹	%	1,55 TL/yıl 126 462
Toplam işletme maliyeti	%	100,00 TL/yıl 8 173 479

Çizelge 3.14'de ise alternatif sorbent türlerinin, tüketim miktarları ve maliyetleri karşılaştırılmıştır.

Çizelge 3.14. Alternatif sorbent türlerinin tüketim ve maliyetleri

Tanım	Birim	Sodyum Bikarbonat	Trona	Sönmüş Kireç
Kimyasal formülü		NaHCO ₃	Na ₂ CO ₃ •NaHCO ₃ •2H ₂ O	Ca(OH) ₂
Mol ağırlığı	g/mol	84	226	74
Stokiyometrik oran		2	0,67	1
Fazlalık katsayısı		0,40	0,50	0,20
Gerçek kullanım oranı		0,80	0,33	0,20
Hedeflenen SO ₂ giderme verimi	%	11	11	11
Bacagazı debisi	Nm ³ /saat	645 287,18	645 287,18	645 287,18
Bacagazındaki SO ₂ konsantrasyonu	mg/Nm ³	8 678,01	8 678,01	8 678,01
Bacagazındaki SO ₂ miktarı	kmol/saat	87,50	87,50	87,49
Tüketilen sorbent miktarı	kmol/saat	70	29,20	17,5
Tüketilen sorbent miktarı	ton/ saat	5,9	6,6	1,3
Sorbent birim fiyatı	TL/ton	450	360	210
Birim sorbent gideri	TL/ saat	2 645,91	2 372,92	271,94
Yıllık sorbent gideri	TL/yıl	17198412,17	15 423 972,82	1767614,58
Filtreye gelecek ek toz yükü	ton/ saat	6	7,50	2,2

¹Anonim, 2005

Karşılaştırma tablosu incelendiğinde; kalsiyum bazlı sorbent olan sönmüş kirecin, sodyum bazlı sorbentlerden olan SBC ve trona'ya göre çok daha ekonomik olduğu görülmektedir. Bu doğrultuda yapılabirlik analizlerinde sorbent olarak sönmüş kireç kullanılacağı kabul edilmiştir.

İç karlılık oranı

İç karlılık oranı (İKO) yöntemi, yatırım projelerini değerlendirmede, paranın zaman değerini ve yatırımın ekonomik ömrünü dikkate almaktadır. Bu yöntem, yatırımın gelecek yıllarda sağlayacağı para giriş ve çıkışlarının bugünkü değerini birbirine eşitleyen iskonto oranı olarak da tanımlanabilir. Bu oran aynı zamanda bir yatırım projesinin net bugünkü değerini (NBD) sıfıra eşitleyen iskonto oranıdır. İç karlılık oranını hesaplamak için NBD yöntemindeki eşitlik (Eş.3.35) kullanılmaktadır. Buradaki tek farklılık NBD'in bulunmasında i belirlenmiş bir iskonto oranı iken, İKO'nı yönteminde NBD'i sıfıra eşitleyen iskonto oranı bulunmaktadır (Anonim, 2013). İKO hesabında proje ile ilgili yatırım, işletme ve bakım masrafları toplamı, net gelir farkından (proje faydasından) çıkartılarak eksi ve artı değerler olarak nakit akımlar bulunmaktadır. Bu değerler belli iskonto sınırlarına göre bugünkü değere indirgenmekte ve bu nakit akımlarını sıfır (0) yapan faiz oranı (iskonto sınırı), o projenin iç karlılık oranını vermektedir (Eş. 3.36) (Boyacıoğlu, 1994).

$$O = \sum_{t=0}^n (CI - CO)_t a_t \quad (3.36)$$

$t = \sum_0^n =$ Projenin sıfır yılından n yılına kadarki ömrü boyunca toplam,

$CI_t = t$ yılındaki nakit girişleri,

$CO_t = t$ yılındaki nakit çıkışları,

$a_t =$ Seçilmiş olan iskonto haddine takabül eden t yılındaki iskonto faktörüdür.

4. ARAŞTIRMA SONUÇLARI VE TARTIŞMA

Bu bölümde kanala kuru sorbent enjeksiyonu ile kükürt giderme sistemi için yapılan ekonomik analiz sonuçları grafikler halinde verilmiş ve yorumlanmıştır. 5 farklı senaryo için yapılan ekonomik analizlerde geri ödeme süresi ve iç karlılık oranının sistem ilk yatırım maliyeti, sorbent tüketim miktarı ve üretim kazancındaki değişimlere karşı duyarlılığı incelenmiştir.

4.1. Ekonomikliği Etkileyen Başlıca Parametrelerdeki Değişime Karşı Yatırımın Duyarlılığının ve Geri Ödeme Süresindeki Değişimin İncelenmesi

Duyarlılık analizleri yatırımın geri ödeme süresini etkileyen önemli faktörler göz önüne alınarak yapılmıştır. Hesaplamalar MS Excel'de oluşturulan hesap tabloları yapılmıştır. Bu hesaplamalar yapılırken baz senaryoda;

- ESP öncesi toplam kükürtün % 11 oranında tutulacağı,
- Sorbent olarak sönmüş kireç kullanılacağı ve birim maliyetinin 210 TL/ton olacağı,
- Amortisman süresinin 20 yıl olacağı,

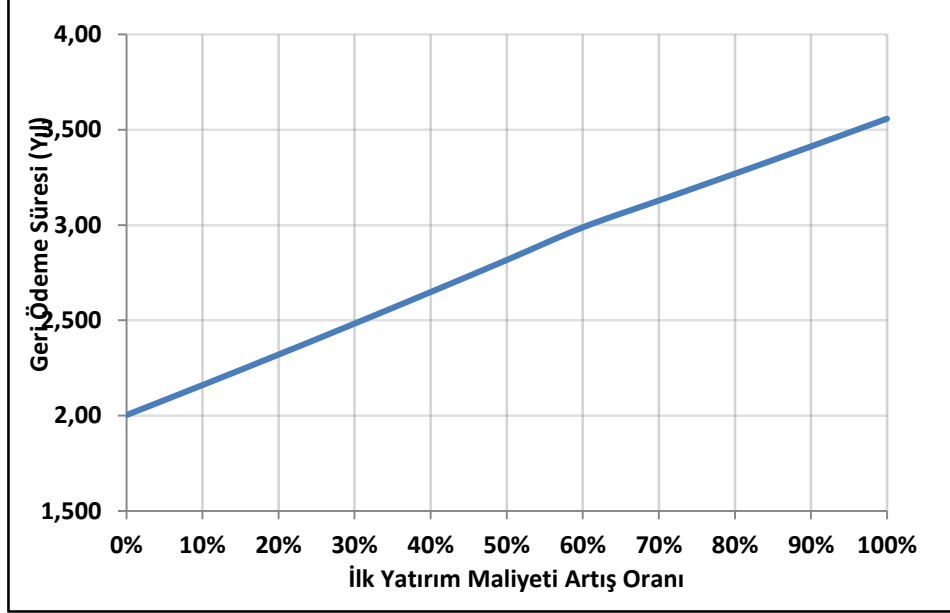
varsayımında bulunulmuştur.

Kanala sorbent enjeksiyonu sisteminin yatırımı incelendiğinde ekonomikliği etkileyen başlıca parametreler;

- Sistem ilk yatırım maliyeti,
- Sorbent tüketim miktarı,
- Üretim kazancı,

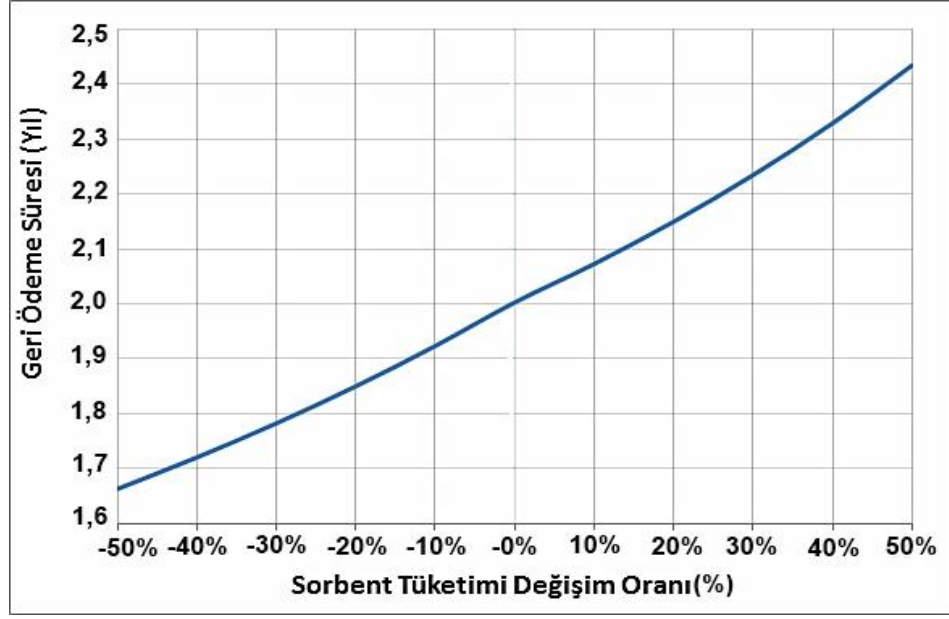
olarak sıralanabilir. Bu bölümde sırasıyla bu parametrelerin yatırımın geri ödeme süresine etkileri ele alınmıştır. Ayrıca hazırlanan 5 farklı senaryo doğrultusunda ekonomik ömür boyunca olacak nakit akışları oluşturularak yatırımın ekonomik yapılabilirliği analiz edilmiştir. Yapılan analizler sonucunda sistemin kurulumu için gerekli ilk yatırım maliyetinin % 100 oranında artması durumunda dahi yatırımın geri ödeme süresi en fazla 2 yıla yakın bir süre arttığı tespit edilmiştir (Şekil 4.1). Bu nedenle ilk yatırım maliyetinin sistemin ekonomik yapılabilirliğine etkisi oldukça

sınırlıdır. Buna ilaveten sistemin imalatında yerli malzemelerin kullanılması da yatırım maliyetini düşürebilecek faktörlerdendir.



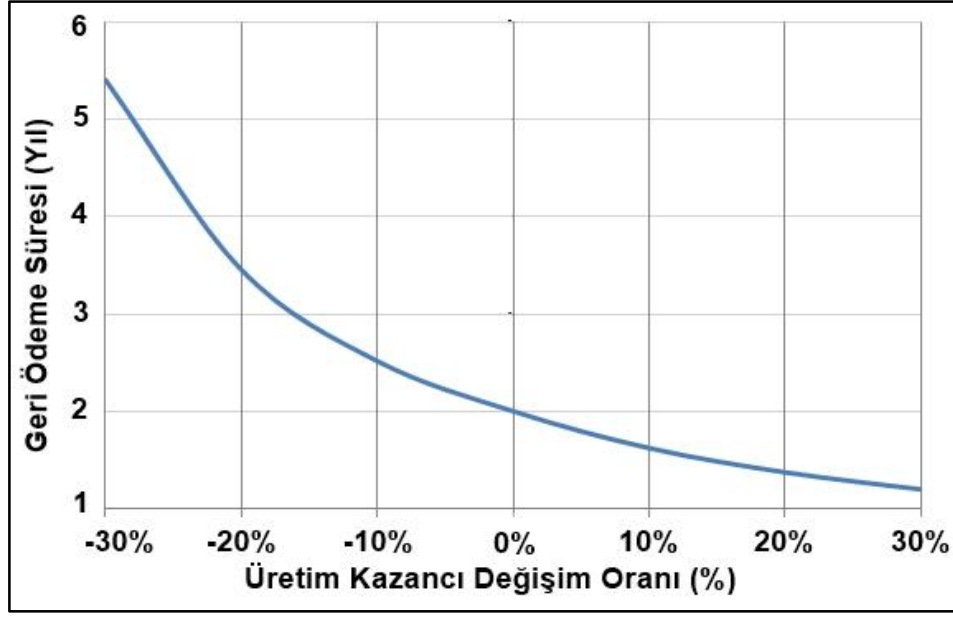
Şekil 4.1. İlk yatırım maliyetindeki artışın geri ödeme süresine etkisi

Yatırım için önemli bir diğer parametre de sistemin işletilmesinde en büyük paya sahip olan sorbent giderleridir. Öngörülen sorbent tüketiminde meydana gelebilecek % 20'lik artma ya da azalmanın yatırımın geri ödeme süresini önemli ölçüde etkilemektedir (Şekil 4.2). Bu nedenle yapılacak yatırıma ilaveten daha ucuza sorbent üretilen bir sistem olan kireçtaşı söndürme prosesinin de santralde uygulanabilirliğinin araştırılmasında fayda bulunmaktadır.



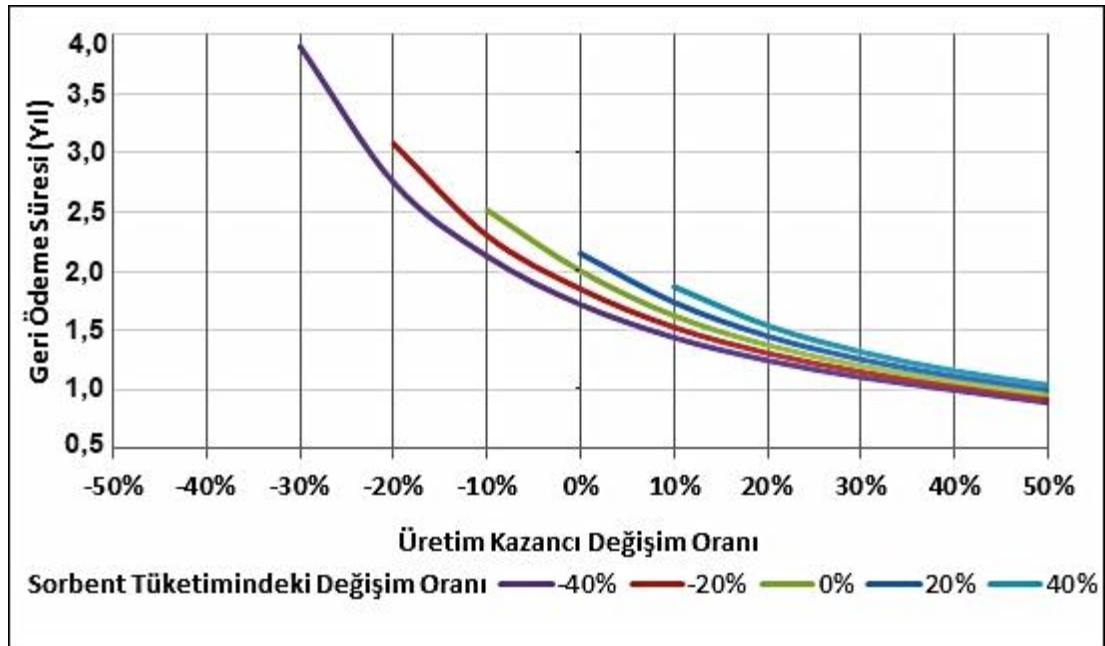
Şekil 4.2. Sorbent tüketimindeki değişimin geri ödeme süresine etkisi

Öngörülen üretim kazancında (10 MW) oluşacak % 10 oranındaki artış yatırımın geri ödeme süresini 1 yıl civarında kısaltmakta ve % 10 oranındaki düşüş ise geri ödeme süresini 1 yıl civarında uzatmaktadır (Şekil 4.3). Bu nedenle kurulacak sistemin geri ödeme süresi, üretim kazaçlarındaki değişimden büyük oranda etkilendiği görülmektedir. Ancak santrallerin elektrik birim satış fiyatları çok uzun vadede değişiklik gösterdiği için bu bakımdan yatırımın riski daha düşüktür.



Şekil 4.3. Üretim kazancındaki değişimin geri ödeme süresine etkisi

Şekil 4.4'deki grafikte ise üretim kazancındaki ve sorbent tüketiminde oluşabilecek farklı değişim oranlarının tümünün, yatırımın geri ödeme süresi üzerindeki etkisi gösterilmektedir.



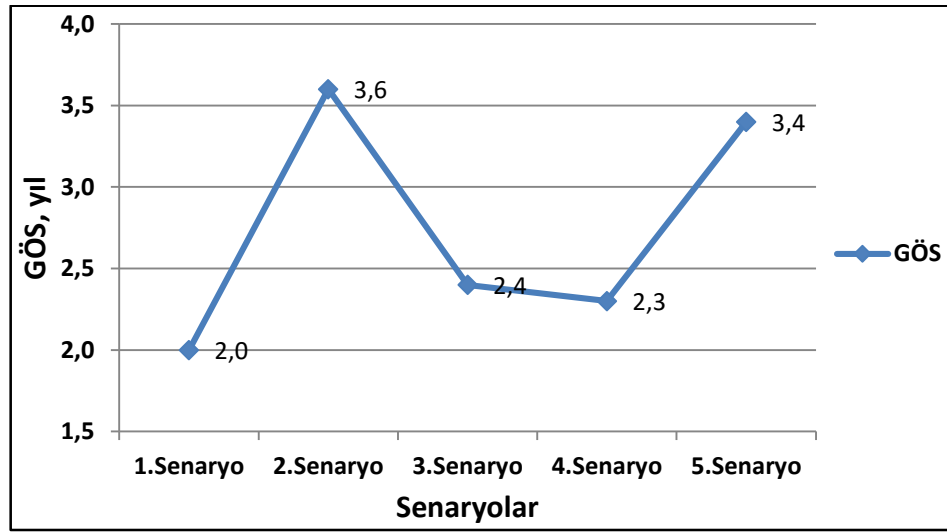
Şekil 4.4. Üretim kazancı ve sorbent tüketimindeki değişimin geri ödeme süresine etkisi

Yukarıda verilen grafiklere ek olarak sistemin ekonomik ömrü boyunca, oluşturulan farklı senaryolara göre değişecek gelir gider tabloları hazırlanarak Ek'te sunulmuştur. İncelenen senaryolar ise Çizelge 4.1'de verilmiştir.

Çizelge 4.1. Nakit akış tabloları senaryoları

	Paranın Zaman Değeri	Proje Maliyetindeki Artış	Üretim Kazancındaki Artış	İşletme Giderlerindeki Artış
Senaryo 1(Baz Senaryo)	% 9,6	% 0	% 0	% 0
Senaryo 2	% 9,6	% 100	% 0	% 0
Senaryo 3	% 9,6	% 0	% 0	% 14
Senaryo 4	% 9,6	% 0	% 10	% 20
Senaryo 5	% 9,6	% 50	% 7	% 20

Şekil 4.5'de 5 farklı senaryo için GÖS'nin değişimi görülmektedir. Grafikte görüldüğü gibi farklı senaryolarda öngörülen maliyet değişimleri, yatırımın GÖS'ni direk olarak etkilemektedir ve en kısa GÖS baz senaryodadır (1.Senaryo).



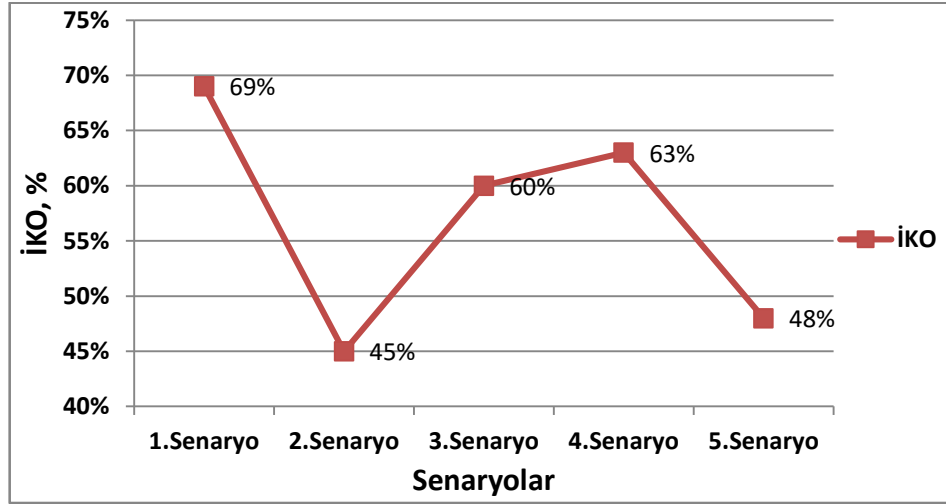
Şekil 4.5. 5 farklı senaryo için GÖS'nin değişimi

4.2. Yapılan Yatırımın Farklı Senaryolar İçin İç Karlılık Oranının İncelenmesi

İKO hesabında, daha önce GÖS için MS Excel'de hesaplanmış olan NBD (net bugünkü değer) verilerini kullanılarak her bir senaryo için İKO hesaplanmıştır. Yapılan hesaplamalardan yatırımın en yüksek iç karlılık oranının % 69 ile baz senaryoda ve en düşük iç karlılık oranı ise % 45 ile 2. Senaryo'da olduğu görülmektedir (Çizelge 4.2 ve Şekil 4.6).

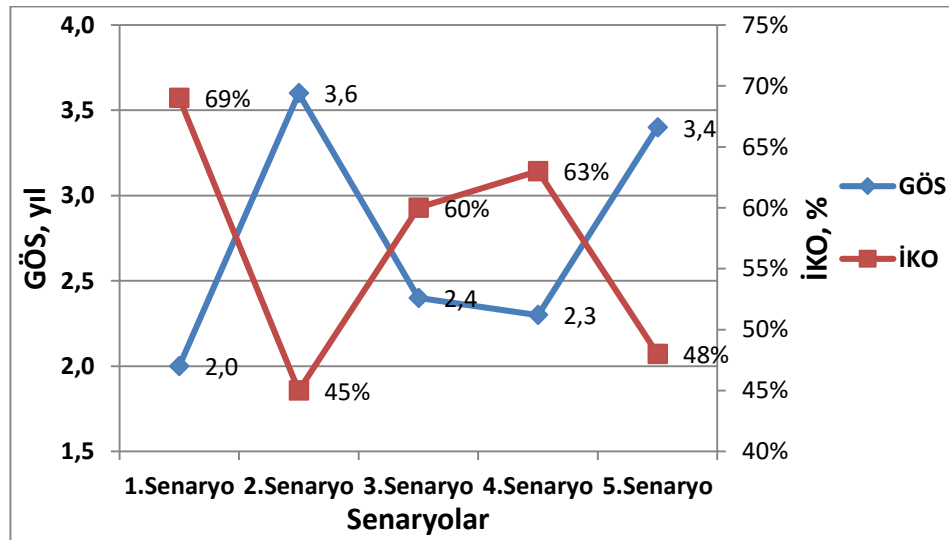
Çizelge 4.2. 5 farklı senaryo için NBD ve İKO

Yıllar	1.Senaryo (Baz senaryo)	2.Senaryo	3.Senaryo	4.Senaryo	5.Senaryo
	Net Bugünkü Değer	Net Bugünkü Değer	Net Bugünkü Değer	Net Bugünkü Değer	Net Bugünkü Değer
0	-6 774 750	-13 549 500	-6 774 750	-6 774 750	-10 162 125
1	-3 776 351	-10 822 091	-4 449 312	-4 325 091	-7 971 750
2	-13 210	-7 381 200	-1 502 142	-1 212 449	-5 174 786
3	4 705 469	-3 045 728	2 227 095	2 735 564	-1 611 224
4	10 617 313	2 410 420	6 939 059	7 734 959	2 919 824
5	18 018 132	9 269 345	12 884 703	14 056 186	8 670 335
6	27 275 999	17 882 813	20 377 652	22 037 610	15 956 099
7	38 848 700	28 689 221	29 809 610	32 102 256	25 172 554
8	53 305 365	42 234 640	41 669 485	44 778 648	36 814 496
9	71 353 263	59 198 922	56 567 167	60 726 698	51 500 599
10	93 870 999	80 428 065	75 263 031	80 769 872	70 003 900
11	121 949 621	106 974 343	98 704 579	105 935 149	93 289 691
12	156 943 508	140 146 028	128 071 890	137 502 619	122 562 595
13	200 533 369	181 569 000	164 834 013	177 067 050	159 325 037
14	254 804 195	233 263 047	210 818 894	226 614 269	205 449 830
15	322 341 708	297 736 359	268 300 063	288 615 905	263 270 266
16	406 351 663	378 102 488	340 104 083	366 146 866	335 691 897
17	510 807 396	478 225 128	429 743 672	463 030 961	426 331 162
18	640 632 255	602 897 247	541 582 620	584 021 368	539 687 287
19	801 925 142	758 062 702	681 040 008	735 024 227	681 355 367
20	1 002 239 279	951 090 342	854 843 070	923 375 578	858 290 416
21	1 259 591 520	1 208 442 582	1 080 005 000	1 166 849 119	1 092 131 719
22	1 578 532 617	1 527 383 679	1 359 856 896	1 469 725 379	1 383 074 915
23	1 973 699 483	1 922 550 545	1 707 553 428	1 846 343 628	1 744 913 321
24	2 463 187 562	2 412 038 624	2 139 388 521	2 314 475 021	2 194 743 297
25	3 069 364 097	3 018 215 159	2 675 539 680	2 896 138 237	2 753 749 633
26	3 819 871 863	3 768 722 926	3 340 987 850	3 618 607 877	3 448 176 598
27	4 748 867 811	4 697 718 873	4 166 654 014	4 515 660 913	4 310 528 315
28	5 898 551 405	5 847 402 467	5 190 803 379	5 629 117 141	5 381 052 369
29	7 321 050 201	7 269 901 263	6 460 779 886	7 010 742 661	6 709 573 176
30	9 080 745 893	9 029 596 955	8 035 148 412	8 724 601 580	8 357 757 199
İKO	% 69	% 45	% 60	% 63	% 48



Şekil 4.6. 5 Farklı senaryo için İKO'nun değişimi

Şekil 4.7'de 5 farklı senaryo için İKO ve GÖS'nin değişimini göstermektedir. Buradan da görüldüğü gibi en yüksek iç karlılık oranı (%69), geri ödeme süresinin en kısa olduğu (2 yıl) senaryo olan baz senaryoda (1. Senaryo) ortaya çıkmaktadır.



Şekil 4.7. 5 farklı senaryo için İKO ve GÖS'nin değişimi

5. SONUÇ VE ÖNERİLER

Bu çalışmada, mevcut durumda ıslak tip baca gazı kükürt giderme sisteminin tam yükteki (150 MW) çalışma şartlarında çevre mevzuatının öngördüğü SO₂ emisyonunu (400 mg/Nm³) sağlayamaması durumunda ESP öncesinde kurulabilecek kanal sorbent enjeksiyonu sisteminin teknik ve ekonomik açıdan uygulanabilirliği analiz edilmiştir.

Yapılabilirlik analizi çerçevesinde oluşturulan baz senaryoya (1.Senaryo) göre; mevcut kükürt giderme sistemi öncesinde kurulacak bir baca gazı kanalına kuru sorbent enjeksiyon sistemi ile baca gazındaki SO₂'nin % 11 oranında arıtılacağı hesaplanmıştır. Arıtmada sağlanan bu artışın üniteye 10 MW'lık güç artışına tekabül ettiği ve sistemin geri ödeme süresinin yaklaşık 2 yıl olacağı tespit edilmiştir. Yatırımın teknik yönden uygulanabilirliği kapsamında yapılan incelemelerde ulaşılan sonuçlar şöyledir;

- Alternatif sorbent türleri incelenmiş, birbirlerine göre avantaj ve dezavantajları mukayese edilmiştir. Beklenen SO₂ giderme verimini sağlayabilecek en ekonomik sorbent türü sönmüş kireç olarak da adlandırılan Ca(OH)₂ olarak belirlenmiştir.
- Kanal sorbent enjeksiyon sisteminin işletilmesi ile ESP'de oluşacak ek yük miktarı tespit edilerek (2,2 ton/saat) bu sistem kurulduğunda ilave bir filtre ihtiyacı doğabileceği belirlenmiştir.
- Bu sisteminin kurulması ile; mevcut ıslak tip BGKG sistemi daha kararlı bir şekilde işletilebileceği; birikme ve tıkanma gibi olumsuzluklar azaltılarak kükürt haricindeki zararlı gaz emisyonlarının (NO_x, HCl gibi) da düşürülmesine katkı sağlanabileceği belirlenmiştir.
- Bu sisteminin kurulması, 2019'da yürürlüğe girecek olan ve emisyon sınır değerlerinin daha düşük olduğu çevre mevzuatlarına uygun olarak çalışılmasına da önemli ölçüde katkı sağlayabileceği tespit edilmiştir.
- Kanal sorbent enjeksiyon sistemlerinde kalma süresi olarak adlandırılan sorbentin SO₂ ile reaksiyona girmesi için gerekli süre önemli tasarım parametrelerinden biridir. Eğer mevcut baca gazı kanalında sorbentin

reaksiyonu için yeterli zaman sağlanamıyorsa kalma süresini arttırmak için baca gazı kanalına paralel bir reaksiyon tankının ilave edilmesi gerektiği tespit edilmiştir.

- Yatırımın yaklaşık 1 yıllık yapım süresi sonunda işletmeye alınabileceği, bu esnada santralda planlı duruşlar haricinde ilave bir duruşa ihtiyaç duyulmayacağı öngörülmektedir.

Yatırımın ekonomik yapılabilirliği kapsamında yapılan incelemelerde elde edilen sonuçlar ise şu şekilde özetlenebilir;

- Kurulması planlanan sistemin ilk yatırım maliyetinin birim fiyatının ortalama 25 \$/kW, toplam fiyatının ise 2 000 000 – 3 000 000 € arasında olması beklenmektedir. İncelenen baz durum senaryosunda ilk yatırım maliyeti 2885082 € (~25 \$/kW) olarak alınmıştır. Ancak bu sistem yerli hammadde ve imalat kabiliyetleri kullanılarak daha ucuza imal edilebilir.
- Yatırımın ekonomikliğini belirleyen en önemli parametre sorbent tüketim miktarı olarak görülmektedir. Yapılabilirlik analizlerinde göz önünde bulundurulmuş baz senaryoda yılda yaklaşık 8417 ton Ca(OH)₂ tüketimi ve 210 TL/ton birim tedarik fiyatı ile yıllık yaklaşık 1767614,58 TL tutarında bir sorbent tüketim gideri öngörülmektedir.
- Yapılabilirlik analizleri kapsamında oluşturulan baz senaryoda, kurulması planlanan kanal sorbent enjeksiyon sistemi ile santralde ilave 10 MW üretim elde edilmesi ve bu sayede yaklaşık olarak yıllık toplam 10095313 TL ilave gelir sağlanması öngörülmüştür.
- Oluşturulan baz senaryoda kanal sorbent enjeksiyon sisteminin ekonomik ömrü boyunca; sağlanacak üretim kazancı ile elde edilecek ek gelirler, üretim kazancına bağlı ilave yakıt giderleri, sorbent tüketim giderleri ve sistem işletme & bakım giderleri ile yıllara sari nakit akış tabloları oluşturulmuş ve yatırım geri ödeme süresi yaklaşık 2 yıl olarak belirlenmiştir.
- Oluşturulan 5 farklı senaryo için iç karlılık oranı baz senaryoda % 69 ile en yüksek değere sahipken % 45 ile 2. Senaryoda en düşük değere sahip olduğu tespit edilmiştir.

- Gerçekleştirilen duyarlılık analizlerinde; öngörülen ilk yatırım maliyetlerinde oluşacak değişimin yatırım geri ödeme süresi üzerinde etkisinin sınırlı olduğu ancak yatırımın geri ödeme süresinin öngörülen sorbent tüketimi ve öngörülen üretim kazancındaki değişimlere oldukça duyarlı olduğu görülmüştür.
- Öngörülen sorbent tüketiminde meydana gelebilecek değişiklikler yatırımın geri ödeme süresini önemli ölçüde etkilemektedir. Bu nedenle yapılacak yatırıma ilaveten daha ucuza sorbent üretilebilen bir sistem olan kireçtaşı söndürme prosesinin de santralde uygulanabilirliğinin araştırılmasında fayda bulunmaktadır.

KAYNAKLAR

- Al-Soud, M.S., Hrayshat, E.S., 2009. A 50 MW concentrating solar power plant for Jordan. *Journal of Cleaner Production*, 17, 625–635.
- Anonim, 2000. Technology Status Report: Flue Gas Desulphurisation (FGD) Technologies. DTI, Cleaner Coal Tehnologies Programme, 15 s.
- Anonim, 2002. Integrated Dry NO_x/SO₂ Emissions Control System. A DOE Assessment, 7-43 s.
- Anonim, 2003. Lowering sulphur oxides emissions in fossil-fired power generation prevention. ALSTOM, 23 s.
- Anonim, 2005. Multipollutant Emission Control Technology Options for Coal-fired Power Plants. EPA, Washington, 105 s.
- Anonim, 2009. Dry Sorbent Injection for SO₂, SO₃, Hg and HCl. United Conveyor Corporation, 6 s.
- Anonim, 2009. Sanayi Kaynaklı Hava Kirliliğinin Kontrolü Yönetmeliği. Çevre ve Orman Bakanlığı, 74 s.
- Anonim, 2010. Büyük Yakma Tesisleri Yönetmeliği. Çevre ve Orman Bakanlığı, 9 s.
- Anonim, 2011. Kömür Sektör Raporu (Linyit). Türkiye Kömür İşletmeleri Kurumu, 39 s.
- Anonim, 2013. İç karlılık oranı. <http://www.ekonometre.net/haber/ic-karlilik-orani-nedir-ve-nasil-hesaplanir-> (10.04.2013).
- Atwell, M., Wood, M., 2009. Sodium Sorbent for Dry Injection Control of SO₂ and SO₃. Solvay Chemical Incorporate, 23 s.
- Aybers, N., Şahin, B., 1995. Mühendislik Ekonomisinin Esasları. Şimdiki Değer Metodu, Bölüm 2, Enerji Maliyeti, Yıldız Teknik Üniversitesi Yayını, İstanbul, 38-45.
- Bigham, J.M., Kost, D.A., Stehouwer, R.C., Beeghly, J.H., Fowler, R., Traina, S.J., Wolfe, W.E., Dick, W.A., 2005. Mineralogical and engineering characteristics of dry flue gas desulfurization products. *Fuel*, 84, 1839–1848.
- Boyacıoğlu, R., 1994. Yatırım projelerinin analizinde bir yöntem: iç karlılık oranı. *Tarım Ekonomisi Dergisi*, 2, 89-99.

- Çengel, Y.A., Boles, M.A., 2012. Kimyasal Tepkimeler. Mühendislik Yaklaşımıyla Termodinamik, Editör: A. Pınarbaşı. Güven Bilimsel Yayıncılık, İzmir, 752–753.
- Çengel, Y.A., Boles, M.A., 2012. Kimyasal Tepkimeler. Yakıtlar ve Yanma, Bölüm 15, Mühendislik Yaklaşımıyla Termodinamik, Editör: A. Pınarbaşı. Güven Bilimsel Yayıncılık, İzmir, 752–753.
- Dou, B., Pan, W., Jin, Q., Wang, W., Li, Y., 2009. Prediction of SO₂ removal efficiency for wet flue gas desulfurization. *Energy Conversion and Management*, 50, 2547–2553.
- Garea, A., Herrera, J. L., Marques, J. A., Irabien, A., 2001. Kinetics of dry flue gas desulfurization at low temperatures using Ca(OH)₂: competitive reactions of sulfation and carbonation. *Chemical Engineering Science*, 56, 1387-1393.
- Güneş, C., 2012. Linyit Kömürü Sahalarının Ekonomiye Kazandırılması. Deloitte, 1-44.
- Heper, Y., 2001. Yakıtlar. Buhar Santralleri Teorisi ve Uygulaması, ODTÜ Geliştirme Vakfı Yayıncılık ve İletişim A.Ş.-METU PRESS, Ankara, 38–48.
- Heper, Y., 2001. Yanma. Buhar Santralleri Teorisi ve Uygulaması, ODTÜ Geliştirme Vakfı Yayıncılık ve İletişim A.Ş.-METU PRESS, Ankara, 65–73.
- Heper, Y., 2001. Buhar Santrali Çevrimleri. Buhar Santralleri Teorisi ve Uygulaması, ODTÜ Geliştirme Vakfı Yayıncılık ve İletişim A.Ş.-METU PRESS, Ankara, 136–138.
- Horn, M., Fühling, H., Rheinlander, J., 2004. Economic analysis of integrated solar combined cycle power plants a sample case: The economic feasibility of an ISCCS power plant in Egypt. *Energy*, 29, 935–945.
- Islas, J., Grande, G., 2007. Optimization of alternative options for SO₂ emissions control in the Mexican electrical sector. *Energy Policy*, 35, 4495–4503.
- Karatepe, N., 2000. A Comparison of flue gas desulfurization processes. *Energy Sources*, 22, 197–206.
- Kılıç, O., Acarkan, B., Ay, S., 2013. FGD investments as part of energy policy: A case study for Turkey. *Energy Policy*, 62, 1461–1469.
- Kitto, J.B., and Stultz, S.C., 2005. Sulphur Dioxide Control. Chapter 35, Steam It's Generation and Use, Edition 41, The Babcock & Wilcox Company, Ohio, USA, 1–4.

- Liu, Y., Bisson, T.M., Yang, H., Xu, Z., 2010. Recent developments in novel sorbents for flue gas clean up. *Fuel Processing Technology*, 91, 1175–1197.
- Ma, X., Kaneko, T., Tashimo, T., Yoshida, T., Kato, K., 2000. Use of limestone for SO₂ removal from flue gas in the semidry FGD process with a powder-particle spouted bed. *Chemical Engineering Science*, 55, 4643-4652.
- Marocco, L., Mora, A., 2013. CFD modeling of the dry-sorbent-injection process for flue gas desulfurization using hydrated lime. *Separation and Purification Technology*, 108, 205-214.
- Maurer, M., 2009. Specific net present value: An improved method for assessing modularisation costs in water services with growing demand. *Water Research*, 43, 2121–2130.
- Muzio, L.J., Often, G. R., 1987. *Dry Sorbent Emission Control Technologies*. Control Technology, JAPCA.
- Nazari, S., Shahhoseini, O., Kashani, A.S., Davari, S., Sahabi, H., Rezaeian, A., 2012. SO₂ pollution of heavy oil-fired steam power plants in Iran. *Energy Policy*, 43, 456-465.
- Ortiz, F.J.G., Ollero, P., 2008. Modeling of the in-duct sorbent injection process for flue gas desulfurization. *Separation and Purification Technology*, 62, 571–581.
- Pasqual, J., Padilla, E., Jadotte, E., 2013. Technical note: Equivalence of different profitability criteria with the net present value. *International Journal of Production Economics*, 142, 205–210.
- Rehman, S., El-Aminb, I.M., Ahmada, F., Shaahida, S.M., Al-Shehrib, A.M., Bakhshwainb, J.M., Shash, A., 2007. Feasibility study of hybrid retrofits to an isolated off-grid diesel power plant. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 11, 635–653.
- Remer, D.S., Nieto, A.P., 1995. A compendium and comparison of 25 project evaluation techniques. Part 1: Net present value and rate of return methods. *International Journal of Production Economics*, 42, 79-96.
- Rendeiro, G., Macedo, E.N., Pinheiro, G., Pinho, J., 2011. Analysis on the feasibility of biomass power plants adding to the electric power system-economic, regulatory and market aspects-State of Pará, Brazil. *Renewable Energy*, 36, 1678-1684.
- Renedo, M.J., Fernandez, J., 2002. Preparation, characterization, and calcium utilization of fly ash/Ca(OH)₂ sorbents for dry desulfurization at low

- temperature. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2002, 41, 2412-2417.
- Scala, F., Ascenzo, M.D., Lancia, A., 2004. Modeling flue gas desulfurization by spray-dry absorption. *Separation and Purification Technology*, 34, 143–153.
- Shaahid, S.M., Al-Hadhrami, L.M., Rahman, M.K., 2013. Economic feasibility of development of wind power plants in coastal locations of Saudi Arabia – A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 19, 589–597.
- Shi, L., Liu, G., Higgins, B.S., Benson, L., 2010. Computational modeling of furnace sorbent injection for SO₂ removal from coal-fired utility boilers. *Fuel Processing Technology*, 92, 372–378.
- Soud, H.N., 2000. Developments in FGD, IEA Coal Research.
- Stouffer, M.R., Yoon, H. and Burke, F.P., 1988. An investigation of the mechanisms of flue gas desulfurization by in-duct dry sorbent injection. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 28, 20–27.
- Tsao, C.T., 2012. Fuzzy net present values for capital investments in an uncertain environment. *Computers & Operations Research*, 39, 1885–1892.
- Verdone, N., Filippis, P., 2004. Thermodynamic behaviour of sodium and calcium based sorbents in the emission control of waste incinerators. *Chemosphere*, 54, 975–985.
- Wang, W., Bjerle, I., 1997. Modeling of high-temperature desulfurization by Ca-based sorbents. *PII*, 98, 9–46.
- Wiesemann, W., Kuhn, D., Rustem, B., 2010. Maximizing the net present value of a project under uncertainty. *European Journal of Operational Research*, 202, 356–367.
- Wood, M., Carpe, S., Atwell, M., 2008. Dry sorbent injection of trona or sodium bicarbonate for air pollution control and corrosion prevention. *Solvay Chemical Incorporate*, 34 s.
- Wu, C., Khang, S.J., Keener, T.C., Lee, S.K., 2004. A model for dry sodium bicarbonate duct injection flue gas desulfurization. *Advances in Environmental Research*, 8, 655–666.
- Xiong, J., Zhao, H., Zheng, C., Liu, Z., Zeng, L., Liu, H., Qiu, J., 2009. An economic feasibility study of O₂/CO₂ recycle combustion technology based on existing coal-fired power plants in China. *Fuel*, 88, 1135–1142.

Xu, G., Guo, Q., Kaneko, T., Kato, K., 2000. A new semi-dry desulfurization process using a powder-particle spouted bed. *Advances in Environmental Research*, 4, 9-18.

Zhanga, X., Wang, N., 2012. Effect of humidification water on semi-dry flue gas desulfurization. *Energy Procedia*, 14, 1659–1664.

Zhou, Y., Peng, J., Zhu, X., Zhang, M., 2011. Hydrodynamics of gas–solid flow in the circulating fluidized bed reactor for dry flue gas desulfurization. *Powder Technology*, 205, 208–216.

EKLER

EK-1. Nakit akış tabloları, Senaryo 1 (Baz senaryo)

Yıllar	Proje Maliyeti	Üretim Kazancı Geliri	Toplam İşletme Giderleri (C(t))	Amortisman	Kurumlar Vergisi	Yıllık Nakit Akışı (B(t))	Paranın Değeri (1,096) ⁿ	Yıllık Nakit Akışın Bugünkü Değeri	Net Bugünkü Değer		Geri Ödeme Süresi
0	6.774.750	-	-	-	-	- 6.774.750		- 6.774.750	- 6.774.750		
1		10.095.313	6.008.577	338.738	749.600	2.998.399	1,00	2.998.399	- 3.776.351		
2		11.306.750	6.647.316	367.530	858.381	3.433.523	1,10	3.763.141	- 13.210		
3		12.663.560	7.354.475	398.770	982.063	3.928.252	1,20	4.718.679	4.705.469	Geri ödeme süresi	2,00
4		14.183.187	8.137.441	432.666	1.122.616	4.490.465	1,32	5.911.844	10.617.313		
5		15.885.170	9.004.406	469.442	1.282.264	5.129.057	1,44	7.400.819	18.018.132		
6		17.791.390	9.964.454	509.345	1.463.518	5.854.073	1,58	9.257.867	27.275.999		
7		19.926.357	11.027.659	552.639	1.669.212	6.676.847	1,73	11.572.701	38.848.700		
8		22.317.520	12.205.196	599.614	1.902.542	7.610.168	1,90	14.456.665	53.305.365		
9		24.995.622	13.509.460	650.581	2.167.116	8.668.465	2,08	18.047.898	71.353.263		
10		27.995.097	14.954.199	705.880	2.467.003	9.868.014	2,28	22.517.737	93.870.999		
11		31.354.508	16.554.668	765.880	2.806.792	11.227.169	2,50	28.078.622	121.949.621		
12		35.117.049	18.327.789	830.980	3.191.656	12.766.625	2,74	34.993.887	156.943.508		
13		39.331.095	20.292.340	901.613	3.627.428	14.509.713	3,00	43.589.861	200.533.369		
14		44.050.827	22.469.160	978.250	4.120.683	16.482.733	3,29	54.270.826	254.804.195		
15		49.336.926	24.881.372	1.061.401	4.678.831	18.715.322	3,61	67.537.513	322.341.708		
16		55.257.357	27.554.640	1.151.620	5.310.219	21.240.877	3,96	84.009.955	406.351.663		
17		61.888.240	30.517.451	1.249.508	6.024.256	24.097.024	4,33	104.455.732	510.807.396		
18		69.314.828	33.801.425	1.355.716	6.831.537	27.326.149	4,75	129.824.859	640.632.255		
19		77.632.608	37.441.664	1.470.952	7.743.998	30.975.993	5,21	161.292.888	801.925.142		
20		86.948.521	41.477.138	1.595.983	8.775.080	35.100.320	5,71	200.314.137	1.002.239.279		
21		97.382.343	45.951.116	-	10.286.245	41.144.981	6,25	257.352.241	1.259.591.520		
22		109.068.224	50.911.644	-	11.631.316	46.525.264	6,86	318.941.097	1.578.532.617		
23		122.156.411	56.412.075	-	13.148.867	52.595.469	7,51	395.166.866	1.973.699.483		
24		136.815.181	62.511.661	-	14.860.704	59.442.816	8,23	489.488.079	2.463.187.562		
25		153.233.002	69.276.211	-	16.791.358	67.165.433	9,03	606.176.535	3.069.364.097		
26		171.620.963	76.778.822	-	18.968.428	75.873.713	9,89	750.507.767	3.819.871.863		
27		192.215.478	85.100.692	-	21.422.957	85.691.829	10,84	928.995.948	4.748.867.811		
28		215.281.336	94.332.028	-	24.189.861	96.759.446	11,88	1.149.683.594	5.898.551.405		
29		241.115.096	104.573.050	-	27.308.409	109.233.636	13,02	1.422.498.796	7.321.050.201		
30		270.048.907	115.935.113	-	30.822.759	123.291.036	14,27	1.759.695.691	9.080.745.893	20 yıl sonraki net kar	
İç karlılık Oranı (İKO - p)							69%				

EK-2. Nakit akış tabloları, Senaryo 2

Yıllar	Proje Maliyeti	Üretim Kazancı Geliri	Toplam İşletme Giderleri (C(t))	Amortisman	Kurumlar Vergisi	Yıllık Nakit Akışı (B(t))	Paranın Değeri (1,096) ⁿ	Yıllık Nakit Akışın Bugünkü Değeri	Net Bugünkü Değer		Geri Ödeme Süresi
0	13.549.500	-	-	-	-	- 13.549.500		- 13.549.500	- 13.549.500		
1		10.095.313	6.008.577	677.475	681.852	2.727.409	1,00	2.727.409	- 10.822.091		
2		11.306.750	6.647.316	735.060	784.875	3.139.499	1,10	3.440.891	- 7.381.200		
3		12.663.560	7.354.475	797.541	902.309	3.609.236	1,20	4.335.472	- 3.045.728		
4		14.183.187	8.137.441	865.331	1.036.083	4.144.332	1,32	5.456.149	2.410.420	Geri ödeme süresi	3,60
5		15.885.170	9.004.406	938.885	1.188.376	4.753.504	1,44	6.858.925	9.269.345		
6		17.791.390	9.964.454	1.018.690	1.361.649	5.446.597	1,58	8.613.468	17.882.813		
7		19.926.357	11.027.659	1.105.278	1.558.684	6.234.735	1,73	10.806.408	28.689.221		
8		22.317.520	12.205.196	1.199.227	1.782.619	7.130.477	1,90	13.545.419	42.234.640		
9		24.995.622	13.509.460	1.301.161	2.037.000	8.148.000	2,08	16.964.282	59.198.922		
10		27.995.097	14.954.199	1.411.760	2.325.827	9.303.310	2,28	21.229.143	80.428.065		
11		31.354.508	16.554.668	1.531.760	2.653.616	10.614.465	2,50	26.546.278	106.974.343		
12		35.117.049	18.327.789	1.661.959	3.025.460	12.101.841	2,74	33.171.685	140.146.028		
13		39.331.095	20.292.340	1.803.226	3.447.106	13.788.423	3,00	41.422.971	181.569.000		
14		44.050.827	22.469.160	1.956.500	3.925.033	15.700.133	3,29	51.694.048	233.263.047		
15		49.336.926	24.881.372	2.122.803	4.466.550	17.866.201	3,61	64.473.311	297.736.359		
16		55.257.357	27.554.640	2.303.241	5.079.895	20.319.581	3,96	80.366.129	378.102.488		
17		61.888.240	30.517.451	2.499.016	5.774.354	23.097.418	4,33	100.122.640	478.225.128		
18		69.314.828	33.801.425	2.711.433	6.560.394	26.241.576	4,75	124.672.119	602.897.247		
19		77.632.608	37.441.664	2.941.904	7.449.808	29.799.232	5,21	155.165.455	758.062.702		
20		86.948.521	41.477.138	3.191.966	8.455.883	33.823.533	5,71	193.027.640	951.090.342		
21		97.382.343	45.951.116	-	10.286.245	41.144.981	6,25	257.352.241	1.208.442.582		
22		109.068.224	50.911.644	-	11.631.316	46.525.264	6,86	318.941.097	1.527.383.679		
23		122.156.411	56.412.075	-	13.148.867	52.595.469	7,51	395.166.866	1.922.550.545		
24		136.815.181	62.511.661	-	14.860.704	59.442.816	8,23	489.488.079	2.412.038.624		
25		153.233.002	69.276.211	-	16.791.358	67.165.433	9,03	606.176.535	3.018.215.159		
26		171.620.963	76.778.822	-	18.968.428	75.873.713	9,89	750.507.767	3.768.722.926		
27		192.215.478	85.100.692	-	21.422.957	85.691.829	10,84	928.995.948	4.697.718.873		
28		215.281.336	94.332.028	-	24.189.861	96.759.446	11,88	1.149.683.594	5.847.402.467		
29		241.115.096	104.573.050	-	27.308.409	109.233.636	13,02	1.422.498.796	7.269.901.263		
30		270.048.907	115.935.113	-	30.822.759	123.291.036	14,27	1.759.695.691	9.029.596.955	20 yıl sonraki net kar	
İç karlılık Oranı (İKO - p)							45%				

EK-3. Nakit akış tabloları, Senaryo 3

Yıllar	Proje Maliyeti	Üretim Kazancı Geliri	Toplam İşletme Giderleri (C(t))	Amortisman	Kurumlar Vergisi	Yıllık Nakit Akışı (B(t))	Paranın Değeri (1,096) ⁿ	Yıllık Nakit Akışın Bugünkü Değeri	Net Bugünkü Değer		Geri Ödeme Süresi
0	6.774.750	-	-	-	-	6.774.750	-	6.774.750	-	6.774.750	
1		10.095.313	6.849.777	338.738	581.360	2.325.438	1,00	2.325.438	-	4.449.312	
2		11.306.750	7.577.940	367.530	672.256	2.689.024	1,10	2.947.170	-	1.502.142	
3		12.663.560	8.384.101	398.770	776.138	3.104.551	1,20	3.729.236	2.227.095		Gerri ödeme süresi 2,40
4		14.183.187	9.276.682	432.666	894.768	3.579.071	1,32	4.711.964	6.939.059		
5		15.885.170	10.265.022	469.442	1.030.141	4.120.564	1,44	5.945.644	12.884.703		
6		17.791.390	11.359.477	509.345	1.184.514	4.738.054	1,58	7.492.950	20.377.652		
7		19.926.357	12.571.531	552.639	1.360.437	5.441.749	1,73	9.431.957	29.809.610		
8		22.317.520	13.913.924	599.614	1.560.796	6.243.186	1,90	11.859.876	41.669.485		
9		24.995.622	15.400.784	650.581	1.788.851	7.155.405	2,08	14.897.681	56.567.167		
10		27.995.097	17.047.787	705.880	2.048.286	8.193.143	2,28	18.695.864	75.263.031		
11		31.354.508	18.872.321	765.880	2.343.261	9.373.046	2,50	23.441.547	98.704.579		
12		35.117.049	20.893.679	830.980	2.678.478	10.713.912	2,74	29.367.311	128.071.890		
13		39.331.095	23.133.268	901.613	3.059.243	12.236.971	3,00	36.762.124	164.834.013		
14		44.050.827	25.614.842	978.250	3.491.547	13.966.187	3,29	45.984.881	210.818.894		
15		49.336.926	28.364.764	1.061.401	3.982.152	15.928.608	3,61	57.481.169	268.300.063		
16		55.257.357	31.412.290	1.151.620	4.538.689	18.154.757	3,96	71.804.020	340.104.083		
17		61.888.240	34.789.895	1.249.508	5.169.767	20.679.070	4,33	89.639.590	429.743.672		
18		69.314.828	38.533.625	1.355.716	5.885.097	23.540.390	4,75	111.838.947	541.582.620		
19		77.632.608	42.683.497	1.470.952	6.695.632	26.782.527	5,21	139.457.388	681.040.008		
20		86.948.521	47.283.937	1.595.983	7.613.720	30.454.880	5,71	173.803.062	854.843.070		
21		97.382.343	52.384.273	-	8.999.614	35.998.456	6,25	225.161.930	1.080.005.000		
22		109.068.224	58.039.275	-	10.205.790	40.823.160	6,86	279.851.897	1.359.856.896		
23		122.156.411	64.309.766	-	11.569.329	46.277.317	7,51	347.696.532	1.707.553.428		
24		136.815.181	71.263.293	-	13.110.377	52.441.510	8,23	431.835.093	2.139.388.521		
25		153.233.002	78.974.880	-	14.851.624	59.406.498	9,03	536.151.159	2.675.539.680		
26		171.620.963	87.527.857	-	16.818.621	67.274.485	9,89	665.448.170	3.340.987.850		
27		192.215.478	97.014.789	-	19.040.138	76.160.551	10,84	825.666.164	4.166.654.014		
28		215.281.336	107.538.512	-	21.548.565	86.194.259	11,88	1.024.149.365	5.190.803.379		
29		241.115.096	119.213.278	-	24.380.364	97.521.455	13,02	1.269.976.507	6.460.779.886		
30		270.048.907	132.166.029	-	27.576.576	110.306.303	14,27	1.574.368.526	8.035.148.412		20 yıl sonraki net kar
İç karlılık Oranı (İKO - p)							60%				

EK-4. Nakit akış tabloları, Senaryo 4

Yıllar	Proje Maliyeti	Üretim Kazancı Geliri	Toplam İşletme Giderleri (C(t))	Amortisman	Kurumlar Vergisi	Yıllık Nakit Akışı (B(t))	Paranın Değeri (1,096) ⁿ	Yıllık Nakit Akışın Bugünkü Değeri	Net Bugünkü Değer		Geri Ödeme Süresi
0	6.774.750	-	-	-	-	6.774.750	-	6.774.750	-	6.774.750	
1		11.104.844	7.704.032	338.738	612.415	2.449.659	1,00	2.449.659	-	4.325.091	
2		12.437.425	8.519.893	367.530	710.000	2.840.002	1,10	3.112.642	-	1.212.449	
3		13.929.916	9.422.795	398.770	821.670	3.286.681	1,20	3.948.013	-	2.735.564	Geri ödeme süresi 2,30
4		15.601.506	10.422.097	432.666	949.349	3.797.395	1,32	4.999.394	-	7.734.959	
5		17.473.687	11.528.171	469.442	1.095.215	4.380.858	1,44	6.321.227	-	14.056.186	
6		19.570.529	12.752.517	509.345	1.261.733	5.046.933	1,58	7.981.423	-	22.037.610	
7		21.918.993	14.107.881	552.639	1.451.694	5.806.778	1,73	10.064.646	-	32.102.256	
8		24.549.272	15.608.395	599.614	1.668.253	6.673.010	1,90	12.676.392	-	44.778.648	
9		27.495.184	17.269.728	650.581	1.914.975	7.659.901	2,08	15.948.049	-	60.726.698	
10		30.794.606	19.109.252	705.880	2.195.895	8.783.579	2,28	20.043.175	-	80.769.872	
11		34.489.959	21.146.236	765.880	2.515.569	10.062.275	2,50	25.165.277	-	105.935.149	
12		38.628.754	23.402.044	830.980	2.879.146	11.516.584	2,74	31.567.470	-	137.502.619	
13		43.264.205	25.900.376	901.613	3.292.443	13.169.772	3,00	39.564.431	-	177.067.050	
14		48.455.909	28.667.516	978.250	3.762.029	15.048.114	3,29	49.547.219	-	226.614.269	
15		54.270.618	31.732.623	1.061.401	4.295.319	17.181.275	3,61	62.001.636	-	288.615.905	
16		60.783.093	35.128.043	1.151.620	4.900.686	19.602.743	3,96	77.530.961	-	366.146.866	
17		68.077.064	38.889.664	1.249.508	5.587.578	22.350.313	4,33	96.884.095	-	463.030.961	
18		76.246.311	43.057.304	1.355.716	6.366.658	25.466.632	4,75	120.990.407	-	584.021.368	
19		85.395.869	47.675.150	1.470.952	7.249.953	28.999.813	5,21	151.002.859	-	735.024.227	
20		95.643.373	52.792.235	1.595.983	8.251.031	33.004.124	5,71	188.351.351	-	923.375.578	
21		107.120.578	58.462.976	-	9.731.520	38.926.082	6,25	243.473.541	-	1.166.849.119	
22		119.975.047	64.747.773	-	11.045.455	44.181.819	6,86	302.876.259	-	1.469.725.379	
23		134.372.053	71.713.670	-	12.531.677	50.126.706	7,51	376.618.250	-	1.846.343.628	
24		150.496.699	79.435.090	-	14.212.322	56.849.287	8,23	468.131.392	-	2.314.475.021	
25		168.556.303	87.994.660	-	16.112.329	64.449.314	9,03	581.663.216	-	2.896.138.237	
26		188.783.059	97.484.114	-	18.259.789	73.039.156	9,89	722.469.640	-	3.618.607.877	
27		211.437.026	108.005.311	-	20.686.343	82.745.372	10,84	897.053.036	-	4.515.660.913	
28		236.809.469	119.671.363	-	23.427.621	93.710.485	11,88	1.113.456.227	-	5.629.117.141	
29		265.226.605	132.607.882	-	26.523.745	106.094.979	13,02	1.381.625.521	-	7.010.742.661	
30		297.053.798	146.954.379	-	30.019.884	120.079.535	14,27	1.713.858.918	-	8.724.601.580	20 yıl sonraki net kar
İç karlılık Oranı (İKO - p)						63%					

EK-5. Nakit akış tabloları, Senaryo 5

Yıllar	Proje Maliyeti	Üretim Kazancı Geliri	Toplam İşletme Giderleri (C(t))	Amortisman	Kurumlar Vergisi	Yıllık Nakit Akışı (B(t))	Paranın Değeri (1,096) ⁿ	Yıllık Nakit Akışın Bugünkü Değeri	Net Bugünkü Değer		Geri Ödeme Süresi
0	10.162.125	-	-	-	-	- 10.162.125		- 10.162.125	- 10.162.125		
1		10.801.984	7.555.910	508.106	547.594	2.190.375	1,00	2.190.375	- 7.971.750		
2		12.098.223	8.356.959	551.295	637.994	2.551.975	1,10	2.796.964	- 5.174.786		
3		13.550.009	9.243.567	598.155	741.657	2.966.629	1,20	3.563.562	- 1.611.224		
4		15.176.010	10.224.946	648.999	860.413	3.441.652	1,32	4.531.048	2.919.824	Geri ödeme süresi	3,40
5		16.997.132	11.311.306	704.163	996.332	3.985.330	1,44	5.750.511	8.670.335		
6		19.036.787	12.513.965	764.017	1.151.761	4.607.044	1,58	7.285.764	15.956.099		
7		21.321.202	13.845.474	828.959	1.329.354	5.317.415	1,73	9.216.454	25.172.554		
8		23.879.746	15.319.747	899.420	1.532.116	6.128.463	1,90	11.641.942	36.814.496		
9		26.745.316	16.952.215	975.871	1.763.446	7.053.784	2,08	14.686.103	51.500.599		
10		29.954.753	18.759.988	1.058.820	2.027.189	8.108.756	2,28	18.503.301	70.003.900		
11		33.549.324	20.762.045	1.148.820	2.327.692	9.310.767	2,50	23.285.791	93.289.691		
12		37.575.243	22.979.435	1.246.470	2.669.868	10.679.471	2,74	29.272.905	122.562.595		
13		42.084.272	25.435.506	1.352.419	3.059.269	12.237.077	3,00	36.762.442	159.325.037		
14		47.134.384	28.156.159	1.467.375	3.502.170	14.008.680	3,29	46.124.792	205.449.830		
15		52.790.511	31.170.130	1.592.102	4.005.656	16.022.623	3,61	57.820.437	263.270.266		
16		59.125.372	34.509.301	1.727.431	4.577.728	18.310.913	3,96	72.421.631	335.691.897		
17		66.220.416	38.209.047	1.874.262	5.227.421	20.909.686	4,33	90.639.264	426.331.162		
18		74.166.866	42.308.626	2.033.574	5.964.933	23.859.733	4,75	113.356.125	539.687.287		
19		83.066.890	46.851.604	2.206.428	6.801.772	27.207.086	5,21	141.668.080	681.355.367		
20		93.034.917	51.886.334	2.393.975	7.750.922	31.003.687	5,71	176.935.049	858.290.416		
21		104.199.107	57.466.485	-	9.346.525	37.386.098	6,25	233.841.303	1.092.131.719		
22		116.703.000	63.651.633	-	10.610.273	42.441.094	6,86	290.943.196	1.383.074.915		
23		130.707.360	70.507.916	-	12.039.889	48.159.556	7,51	361.838.406	1.744.913.321		
24		146.392.243	78.108.761	-	13.656.696	54.626.786	8,23	449.829.975	2.194.743.297		
25		163.959.313	86.535.698	-	15.484.723	61.938.892	9,03	559.006.336	2.753.749.633		
26		183.634.430	95.879.255	-	17.551.035	70.204.140	9,89	694.426.965	3.448.176.598		
27		205.670.562	106.239.967	-	19.886.119	79.544.476	10,84	862.351.717	4.310.528.315		
28		230.351.029	117.729.484	-	22.524.309	90.097.236	11,88	1.070.524.054	5.381.052.369		
29		257.993.153	130.471.816	-	25.504.267	102.017.070	13,02	1.328.520.808	6.709.573.176		
30		288.952.331	144.604.706	-	28.869.525	115.478.100	14,27	1.648.184.022	8.357.757.199	20 yıl sonraki net kar	
İç kartılık Oranı (İKO - p)							48%				

ÖZGEÇMİŞ

Kişisel Bilgiler

Soyadı, Adı : ÇAY, Mehmet Sait
 Uyuşu : T.C.
 Doğum Tarihi ve Yeri : 23.03.1989 – Sivas/Zara
 Medeni Hali : Bekar
 Telefon : 0 262 677 2692 – 0 507 712 77 45
 e-mail : sait.cay@tubitak.gov.tr

Eğitim

Derece	Eğitim Birimi	Mezuniyet Tarihi
Lisans	Hitit Üni. Müh. Fak. /Makine Mühendisliği Bölümü	2011

İş Deneyimi

Yıl	Yer	Görev
2012 – Halen	TÜBİTAK Marmara Araştırma Merkezi, Enerji Enstitüsü, Termik Santral Teknolojileri Grubu	Araştırmacı

Yabancı Dil

İngilizce