

57521

YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

TERMİK SANTRALLERDE SO₂ VE NO_x KONTROLÜ

Mak. Müh. Süleyman Hakan SEVİLGİN

F.B.E. Makina Mühendisliği Anabilim Dalı'nda
hazırlanan

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Tez Danışmanı : Doç. Dr. Şükrü BEKDEMİR

İSTANBUL, 1996

İÇİNDEKİLER

TEŞEKKÜR.....	iii
ÖZET.....	iv
ABSTRACT.....	v
1. GİRİŞ.....	1
2. YAKITLAR.....	2
2.1. KATI YAKITLAR.....	2
2.2. GAZ YAKITLAR.....	3
2.3. SIVI YAKITLAR.....	5
3. SO ₂ KONTROLÜ.....	7
3.1. YAKMA ÖNCESİ YAKITTA KÜKÜRTÜN GİDERİLMESİ.....	8
3.1.1. Fiziksel Yöntemler.....	8
3.1.1.1. Flotosyon.....	8
3.1.1.2. Siklon ve Benzeri Ayrıcılar.....	9
3.1.1.3. Manyetik Ayırma.....	10
3.1.1.4. Biyolojik Yöntemler.....	10
3.1.2. Kimyasal Yöntemler.....	11
3.1.2.1. Çeşitli Gaz Ortamlarında Isıtma.....	11
3.1.2.2. Yaş Kimyasal Yöntemler.....	12
3.1.2.2.1. Meyers.....	12
3.1.2.2.2. Kostik Ekstraksiyonu.....	12
3.1.2.2.3. Petc Yöntemi.....	13
3.2. SO ₂ 'NİN YANMA ODASINDA TUTULMASI.....	13
3.3. SO ₂ 'NİN BACA GAZI YIKAMA İLE KONTROLÜ.....	14
3.3.1. Kireç Taşı Yöntemi.....	16
3.3.2. Welman -Lord Yöntemi.....	20
4. NO _x KONTROLÜ.....	27
4.1. NO _x İN YANMA ODASINDA TUTULMASI.....	28
4.2. NO _x İN BACA GAZI YIKAMA İLE KONTROLÜ.....	29
4.2.1. Katalizörlü Arıtma Yöntemi.....	29
4.2.2. Katalizörsüz Arıtma Yöntemi.....	31

5. NO _x - SO ₂ KOMBİNE KONTROLÜ.....	32
5.1. Fe - EDTA YÖNTEMİ.....	32
5.2. WALTHER YÖNTEMİ.....	32
5.3. KURU PÜSKÜRTÜCÜLÜ SİSTEMLERDE NaOH İLAVESİ YÖNTEMİ.....	34
5.4. BİR TERMİK SANTRALDE ÖRNEK NO _x -SO ₂ KOMBİNE KONTROLÜ.....	35
6. UYGULAMALAR.....	39
6.1. DÜNYADAKİ UYGULAMALAR.....	39
6.2. TÜRKİYE'DEKİ UYGULAMALAR.....	41
7. SONUÇ.....	46
8. KAYNAKLAR.....	50
ÖZGEÇMİŞ	51

TEŞEKKÜR

"Termik santrallerde SO₂ ve NO_x kontrolü" konulu tezimin tesbiti ve incelenmesinde teşvik eden sayın Hocam Doç. Dr. Şükrü BEKDEMİR bye tezin düzenlenmesi ve yazılmasında destek ve yardımcı olan değerli arkadaşım Mak. Müh. Hasan Hüseyin ERDEM beye teşekkürlerimi sunarım.

Mak. Müh. Süleyman Hakan SEVİLGİN

ÖZET

Termik santrallerde elektrik üretiminin en büyük dezavantajı, baca gazı içerisinde meydana gelen SO_2 , NO_x , toz, yanmamış hidrokarbonlar, CO gibi kirleticilerin bulunmasıdır. Bu kirleticilerin çevreye olan olumsuz tesirleri Desülferizasyon ve Denitrifikasyon üniteleri kurularak azaltılmaya çalışılmaktadır.

Bu çalışmada termik santrallerde SO_2 ve NO_x kontrolü incelenmiştir. İncelemede yakıtlardan kükürtün giderilmesi, yanma odasında SO_2 ve NO_x 'in ayrı ayrı arıtılması yönündeki araştırmalar baz alınmıştır. Ayrıca SO_2 ve NO_x 'in aynı arıtıcı akışkanla kombine kontrol yöntemlerinden bahsedilmiştir. Bu konuda Dünyada yapılanlar ve Japonya gibi gelişmiş bir ülke ile ülkemizdeki çalışmalar saptanmıştır. Sonuç kısmında ise maliyet faktörü dikkate alınarak Türkiye ve Dünya'da yapılması gerekenler ifade edilmiştir.

ABSTRACT

The biggest disadvantage of producing electricity in the power plant is that the formation of pollutants such as SO₂, NO_x, CO, dust and unburned hydrocarbons in the flue gas. The negative effects of these pollutants to the environment can be decreased by using Denitrification and Desulphurization systems.

In this article, it has been indicated the control of SO₂ and NO_x in the power plants. Denitrification of fuel, separation of SO₂ and NO_x in the combustion chamber, and, the refinement of SO₂ and NO_x from the flue gas, have been taken as basis in this research. In addition, it has been mentioned of refining SO₂ and NO_x with the same liquid by using combined control systems. The studies in this subject in the world and the comparison of the researches which were done both in Japan that is very improved country in this field, and in Turkey, have been presented.

In the final part, the necessary works which must be done in TURKIYE and, also in the world, have been expressed by analyzing the economic principles and factors.

1. GİRİŞ

Dünyadaki hızlı endüstriyel gelişim ve nüfus artışı ile birlikte enerjiye olan ihtiyaç artmıştır. Bu enerji ihtiyacı içerisinde en büyük pay elektrik enerjisine aittir. Günümüzde kişi başına tüketilen elektrik enerjisi ülkelerin gelişmişlik seviyesini belirlemede önemli bir faktördür.

Dünya elektrik enerjisi üretiminin kaynaklara göre dağılımına bakıldığında % 63,8 gibi en büyük payın termik santrallere ait olduğu görülür. Termik santrallerde enerji üretimi için her yıl yakılan tonlarca yakıttan milyonlarca ton kirletici toz, SO_2 , NO_x , CO ve hidrokarbonlar atmosfere atılmaktadır. Bu kirleticiler insan sağlığını, tarımsal üretimi ve ormanları olumsuz yönde etkilemektedir. İnsan sağlığı açısından bakıldığında, SO_2 ; akciğer ve solunum yolu hastalıklarına, kanser ve kalp rahatsızlıklarına ve hatta kitle ölümlerine neden olabilmektedir. NO_x ise düşük oranda olsa bile solunum yollarında önemli hastalıklara sebebiyet vermektedir. Çevre açısından bakıldığında SO_2 ; yapı ve araçlarda aşınmalara, yaşam için gerekli mikroorganizmalarda olumsuz tesirlere yol açmaktadır. NO_x ise; yoğun ve yaygın sis tabakasına, güneş ışınlarındaki ultraviyolenin yararlı etkilerinin azalmasına neden olmaktadır.

Bu olumsuz etkilerin boyutları; yakılan yakıt miktarına, yakıt türlerine, yakma sistem özelliklerine, sistemin işletim şartlarına, topografik ve meteorolojik koşullara bağlıdır. Enerji ihtiyacı yakıtı belirlediği için artan enerji talebi ile birlikte yakıt miktarı artmaktadır. Dolayısıyla baca gazı içindeki kirletici emisyonlarında da artış olmaktadır. Toz emisyonları yakıtın içerdiği kül miktarına, SO_2 emisyonu kükürt oranına, NO_x ise büyük ölçüde yakıttaki azota bağlıdır. Burada en büyük etken yakıt olduğuna göre yakıtın içeriğinin bilinmesi gerekir. Kirleticilerin bir bölümü uygun yakma sistemi seçimi ve yakma kontrolü ile yanma odasında tutulabilmekte ve oluşumları sınırlandırabilmektedir. Daha etkin bir kontrol içinse sistemlere desilferizasyon ve denitrifikasyon üniteleri eklenmektedir. Bu çalışmada SO_2 ve NO_x artımı için geliştirilen yöntemlerden bahsedilip ülkemizde ve dünyadaki fiili durum saptanacaktır.

2. YAKITLAR

Termik santrallerde SO_2 ve NO_2 kontrolünün yapılabilmesi için öncelikle SO_2 ve NO_x 'in kaynağı tesbit edilmelidir. Santraldeki enerji dönüşümü; yakıtın yanması ile elde edilen kimyasal enerjinin elektrik enerjisine dönüşümü olduğuna göre azot ve kükürt havadan yada yakıttan kaynaklanmaktadır. Havanın içeriğine baktığımızda hacimsel olarak; % 78.9 N_2 , %20,95 O_2 , % 0.93 Argon ve % 0.03 CO_2 bulunmaktadır. Yanma süreçleri incelenirken Argon ve CO_2 gözönüne alınmaz ve havanın % 79 N_2 ve % 21 O_2 den oluştuğu varsayılır. Görüldüğü gibi havanın içeriğinde N_2 olmasına rağmen S yoktur. Yanma sonunda SO_2 'yi oluşturan kükürtün tamamı yakıttan kaynaklanmaktadır. Fakat NO_x 'i oluşturan azotun kaynağı hava ve yakıttır. Bu sebeple santrallerde kullanılan yakıtın içeriği çok önemlidir.

Santrallerde kullanılan yakıtlar katı, sıvı ve gaz olmak üzere üç çeşittir. Bu bölümde, bu yakıtların içeriği incelenerek yapısındaki azot ve kükürt miktarları saptanacaktır.

2.1. KATI YAKITLAR

Katı yakıtların büyük çoğunluğu bitkisel kaynaklıdır. Bunlarda oluşma yaşı ile ilgili olarak; zaman geçtikçe karbon miktarı artar, buna karşılık oksijen miktarı azalır. Bu yakıtlar oluşma esnasında maruz kaldıkları tesirlere göre şekil alır ve nisbeten genç olan selülozik tipten, yaşları çok yüksek olan normal ve grafitik antrasite kadar uzanır. Bu sonucu yakıt hemen hemen saf karbondan oluşmuştur. Tablo 2.1. de katı yakıtların içerikleri verilmiştir (Eyice, S.1981)

Kömürdeki azotun, bitkisel veya hayvansal proteinler, azotça zengin bakteriler, bitki alkaloidleri ve klorofilden kaynaklandığı genelde kabul edilmektedir. Ömürün içerdiği azotun tamamı organik yapıdadır. Kömürün içerisindeki azot,yaşlarıyla yada bölgeleriyle düzenli değişim göstermektedir. Aynı yaşta, aynı bölgeden ve hatta aynı damardan alınan örnekler dahi farklı azot miktarları içerebilmektedir. Kömürler her yüz (Karbon + Hidrojen+Oksijen) atomu için 1-2 azot atomu içerirler (Kural.O. 1991).

Sülfat kükürdü gevşektir ve kalsiyum, demir, bakır ve magnezyum tuzları halinde bulunabilir. Suda çözünmediği için arındırma konusunda sorun oluşturmaz (Kural O.1991).

Tablo 2.1. Katı yakıtların İçeriği

Yakıtın Cinsi	Karbon	Oksijen (o)	Hidrojen (h)	Azot (n)	Kükürt (s)
Saf selüloz:	44,50	49,4	6,10	—	—
Odun:	50,00	4,0	5,70	1,30	—
Trup veya bataklık kömürü:	60,00	32,50	5,50	2,00	1,6
Linyit kömürü:	66,50	26,50	5,50	1,50	0,6
Çok bitümlü maden kömürü:	75,00	18,00	5,50	1,50	0,6
Bitümlü maden kömürü:	82,00	11,00	5,50	1,50	1,2
Az bitümlü maden kömürü:	86,50	7,00	5,00	1,50	1,1
Yarı antrasit kömür:	91,00	4,00	3,50	1,50	1,1
Antrasit kömürü:	93,20	3,00	2,50	1,30	1,0
Grafitik antrasit:	97,30	2,10	0,50	0,10	—

FeS_2 kömürde; pirit ve martenzit olarak iki mineral halinde bulunur. Martenzit az, pirit ise daha çoktur. Yurdumuz linyitleri kullanılarak yapılan araştırmalarda piritin bakteriyel kökenli olduğu ve 3-30 mikron arasında değiştiği saptanmıştır (Kural.O.1991).

Elementer kükürt; kömürde çok seyrek bulunur. Birçok kömürün % 0.15'e kadar elementer kükürt içerdiği saptanmıştır. Bu değer çok az olduğundan arındırma işlemlerinde gözönüne alınmamaktadır (Kural.O.1991).

Kömürde hidrokarbon yapıya bağlı olarak bulunan tüm kükürte organik kükürt denir. Organik kükürt bileşikleri; kömürde asıl yapının bir parçası olarak düzgün dağılmış olarak bulunur. Genellikle organik kükürt/toplam kükürt oranı, düşük kükürtlü kömürler için yüksektir ve toplam kükürt arttıkça küçülür (Kural. O.1991).

2.2. GAZ YAKITLAR

Gaz halindeki yakıtlar moleküller yapısının sebebiyle çok kolaylıkla yanabilir. Esas olarak çeşitli hidrokarbürlerden, karbonmonoksit ve hidrojenenden oluşabilen gaz yakıtlar; katı ve sıvı yakıtların hemen hemen bütün iyi özelliklerini kapsar. Yegane mahzurlu tarafı depo edilmesinin güçlüğüdür. Gaz yakıtlar eğer kullanım yerinde mevcut ise yanma kontrol kolaylığı, hemen hiç katı artık bırakmayışı ve çok az hava fazlalığına gerek duyulması ile enerji üretimi için ideal yakıttır.

Tablo 2.2.de gaz halindeki başlıca yakıtların özgül ağırlığı, alt ısıl değeri ve içerikleri verilmiştir (Eyice. S. 1981).

Tablo 2.2. Gaz Yakıtların İçeriği

Yakıt Adı	Özgül Ağırlık (kg/Nm ³) (0°C)	Isı değeri (kcal/Nm ²)		Terkip							CO ₂ max değeri (%)
		üst	alt	CO	H ₂	CH ₄	CnHm	CO ₂	N ₂ +O ₂	H ₂ S	
Tabii gaz:											
a.-metan oranı fazla	0,773	9030	8120	—	—	90,5	2,5	0,4	6,6	—	9,52
b.-etan oranı fazla	0,875	11180	11100	—	—	75,0	24,0	—	1,0	—	1228
Generatör gazı	1,157	1290	1225	28,0	13,0	0,5	—	6,0	52,5	—	20,55
Su gazı	0,704	2780	2540	40,0	50,0	0,5	—	5,0	4,5	—	20,45
Kok fırını gazı	0,488	4510	4000	7,0	53,0	25,0	2,0	2,0	11,0	—	9,86
Yüksek fırın gazı	1,287	1020	940	29,0	2,5	—	—	7,5	61,0	—	23,28
Hava gazı:											
a.-normal	0,591	4240	3790	21,5	51,5	17,0	2,0	4,0	4,0	—	13,28
b.-zehiri alınmış	0,514	3970	3460	1,0	63,6	17,6	1,9	13,2	2,7	—	11,06
Ekstraksiyon gazı:											
a.-taş kömür esaslı	0,589	7415	3,2	23,8	46,1	14,4	4,5	5,0	0,5	—	12,36
b.-linyit esaslı	1,599	3582	13,6	5,5	11,9	11,3	48,0	2,9	6,0	—	25,45
Çifte gaz:	1,068	3100	37,3	47,8	6,7	1,2	3,4	2,5	0,1	—	18,01

Yeryüzüne çıkışta doğal gazın içeriği büyük ölçüde, yer altındaki şartlara bağlıdır. Eğer yatakta kükürt mevcut ise doğal gaz; hidrojen sülfürlü (H₂S) içerir. bu bileşen doğal gaz dağıtım şebekesine verilmeden alınır. Tablo 2.3.de 15°C ve 1 bar basınçta kuru tipik doğal gazın kimyasal bileşim aralığı ve bu aralıkta özelliklerin değişimi gösterilmiştir (Onat.K.1988).

Tablo 2.3.den de görüleceği gibi metan ve etan temel yanıcı bileşenleri teşkil etmektedir. N₂ oranı arttıkça üst ısıl değeri düşmektedir. Kullanılan doğal gazlar düşük oranda N₂ içerenlerdir. Botaş'ın ithal ettiği doğal gazın 15°C ve 1 bar basınçta 1 m³ deki içeriği Tablo 2.4'de de verilmiştir.

Tablo 2.3. Kuru Tip Doğal Gazın kimyasal Bileşimi

% Hacim								Yoğunluk kg/m ³	Üst ısı değeri	
CO ₂	N ₂	H ₂ S	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂		kJ/m ³	kJ/kg
5,50	—	7,00	77,73	5,56	2,40	1,18	0,63	0,900	39470	43915
3,51	32,00	0,50	52,54	3,77	2,22	2,07	3,44	1,058	32510	30750
26,20	0,70	—	59,20	13,90	—	—	—	1,080	31580	29260
0,17	87,69	—	10,50	1,64	—	—	—	1,140	5060	440
0,20	0,60	—	99,20	—	—	—	—	0,719	37420	52125
—	0,60	—	—	79,40	10,00	—	—	1,411	71980	51960
—	0,60	—	—	21,80	77,70	—	—	1,774	88860	501150

Tablo 2.4. İthal Doğal Gazın İçeriği

İÇERİK	% MAX MİKTAR	BULUNAN % MİKTAR	% ELEMENTER ANALİZ
Etan (C ₂ H ₆)	7	0,211	5
Metan (CH ₄)	85	98,68	86
Propan (C ₃ H ₈)	3	0,043	1,5
Bütün (C ₄ H ₁₀)	2	0,017	1
Penten ve diğer			
Hidrokarbonlar (C ₅ H ₁₂)	1	0,033	0,5
Karbondioksit (CO ₂)	3	0,035	2,48
Oksijen (O ₂)	0.02	—	0.02
Azot (N ₂)	5	0,829	3,5

Kükürt (H₂S) ve Merkaptan kükürt (C_nH_{2n-2}-SH) toplamı 102 Mg/m³

Üst ısı değeri : 8950 kcal/m³

2.3. SIVI YAKITLAR

Sıvı halindeki bütün yakıtlar; kazan, fırın ve ocaklarda kolaylıkla ve yüksek verimle yanabilir. Bu yakıtların büyük çoğunluğunu; ham petrolden kazanılan oillerdir. Fuel oiller yoğunluklarına ve vizkozitelerine göre 1 numaradan 6 numaraya kadar numaralandırılmıştır. 1 numara en hafif 6 numara ise en ağır fuel oile karşılık gelmektedir. Genellikle 5 ve 6 nolu yakıtlara istenilen pompalama ve yanma özelliği kazandırılabilmesi için ısıtılmaları gereklidir.

Petrol kaynaklı başlıca sıvı yakıtların 15°C deki özgül ağırlık, üst ısı ve alt ısı değeri ve içerikleri Tablo 2.5'de verilmiştir. (Eyilece. S. 1981)

Tablo 2.5. Petrol Kaynaklı Sıvı Yakıtların İçerikleri

Yakıt Adı	Özgül ağırlık (kg/dm ³)	Üst ısı değeri (kcal/kg)	Alt ısı değeri (kcal/kg)	Aleşleme noktası (°C)	Terkibi					CO ₂ max miktarı (%)
					C	H ₂	O ₂	N ₂	S	
Ham petrol	0,75-1,0	9800-10700	9300-10400	--	--	--	--	--	--	--
Motorin:	0,82-0,86	10800	10120	230-242	85,1	12,6	1,4		0,9	15,52
Marine-diesel:	0,85-0,90	10650	10050-10200	--	85,4	12,3	0,7		1,6	15,59
Fuel oil No.5:	0,91-0,96	10250	9650-9800	--	--	--	--	--	--	--
Fuel oil No.6:	0,95-1,01	10000	9500-9750	212	85,0	11,7	1,0	0,2	2,1	15,74
Linyit zifti:	0,93	10300	9650	260	86,0	11,4	1,2		1,4	15,93
Taşkömür zifti:	1,08-1,12	9300	9000	315	90,0	6,2	3,3		0,5	18,15
Gaz yağı:	0,82	10350	10000	530-580	--	--	--	--	--	--
Benzin:	0,72-0,78	11200	10300	330-520	85,0	14,9	--	--	0,1	14,81
Benzol:	0,875	10100	9650	520-600	81,7	7,8	--	--	0,5	17,42
İspirto:	0,99	6700	6400	--	--	--	--	--	--	--

3. SO₂ KONTROLÜ

Isı enerjisinin büyük bir çoğunluğu bir yakıtın yıkılmasından elde edilir. Yakıtlar yanabilir ve yanmayan maddelerden oluşur. Yanma, yakıt içindeki yanabilir bileşenlerin havanın oksijeni ile hızlı kimyasal olarak birleşmeleri olayı olarak tarif edilebilir. Yakıt içerisindeki temel yanabilir elementler karbon, hidrojen ve bunların bileşenleridir. Yakıtların çoğunda az oranda kükürt bulunur. Kükürt, yanabilen bir madde olarak yakıtın ısı değerine belirli ölçüde katkıda bulunur. Fakat aşağıdaki denklemlerden de anlaşılacağı üzere bu değer oldukça düşüktür (Kural. O. 1991).



Kömürün içerdiği kükürtün yanma odasında yanması ile önce SO₂ oluşur. Daha sonra bunun bir kısmı yanmadaki hava fazlalığına bağlı olarak SO₃'e dönüşmektedir.



Kükürdioksit (SO₂) ve kükürttrioksit (SO₃) yanma gazlarındaki subuharı veya havadaki su buharı ile birleşerek sülfirik asit (H₂SO₄) oluşumuna sebep olabilmektedir.



SO₃ ile subuharı sistemin içerisinde reaksiyona girerek H₂SO₄ oluşturuyor ve sistemin herhangi bir yerinde bacagazı sıcaklığı H₂SO₄'ün yoğunlaşma sıcaklığının altına düşüyorsa sistem yüzeyinde yoğunlaşan H₂SO₄ korozyona sebep olmaktadır. Baca gazı sıcaklığı yoğunlaşma sıcaklığının üzerinde ise sistemde korozif etkilere sebep olmamasına rağmen atmosfer şartlarında yoğunlaşarak asit yağmurlarına sebep olmaktadır.

Ayrıca baca gazı içerisindeki SO₂ veya SO₃ atmosferdeki su buharı ile reaksiyona girerek H₂SO₄'ün korozif etkisini önlemek için baca gazı çıkış sıcaklığının yoğunlaşma sıcaklığının üzerinde olması yeterli olabileceken, günümüzde artan çevre bilincine bağlı olarak dikkatleri üzerine çeken asit yağmurlarının oluşum etkenlerini de ortadan kaldırmak için H₂SO₄ oluşumunu önlemeye yönelik teknolojik önlemler alınmak zorunda kalmıştır. Bu önlemler reaksiyona giren kükürt miktarını azaltma veya reaksiyon sonucu oluşan kükürt oksitleri herhangi bir yöntemle tutma şeklinde

özetlenebilir. Bu yöntemler yakıttaki kükürtün giderilmesi, yanma odasında oluşan kükürtdioksitlerin tutulması ve baca gazındaki SO_2 'nin arındırılması şeklinde sınıflandırılır. Aşağıda bu yöntemler ayrıntılı bir şekilde izah edilecektir.

3.1. YAKMA ÖNCESİ YAKITTA KÜKÜRTÜN GİDERİLMESİ

Fiziksel yöntemlerle kömürden kükürdün uzaklaştırılmasında, suda eriyen sülfat kükürtü, yıkama işlemleri sırasında giderilmekte ve herhangi bir sorun oluşturmamaktadır. Organik kükürt ise kömürün bünyesine bağlı olduğundan fiziksel yöntemlerden etkilenmemekte ve kömürden uzsaklaşdırılmamaktadır. Fiziksel yöntemlerle kömürden uzaklaştırılmasına çalışılan kükürt piritik kükürttür. Yöntemin esası, piritle farklı fiziksel ve fizikokimyasal özelliklere sahip olmalarına dayanmaktadır. Kükürt içeriklerinin azaltılması aşağıdaki koşullar için geçerlidir;

- Toplam kükürt içeriğinin piritten gelen kısmının yüksek olması
- Piritin tane boyunun çok küçük olmaması
- Piritin serbest halde veya kömürle çok az bileşik halde olması,

Çok küçük taneli, büyük bir olasılıkla bakteri kökenli piritler, organik kükürt gibi kömürün yapısında kalmakta ve mekanik yolla uzaklaştırılmamaktadır. Öğütmenin; kömürlerin içindeki piritlerin serbestleşmesinde büyük etkinliği olduğu bilinmektedir. Özbayoğlu G. (1982)'de Aşkale-Erzurum linyitini kullanarak yaptığı deneylerde; tane boyu 18 mm olduğunda piritik kükürtün % 75'ini, 0,5 mm olduğunda ise %80'nin uzaklaştırabildiğini göstermiştir.

3.1.1. Fiziksel Yöntemler

3.1.1.1. Flotasyon

İnce kömürlerden piritin flotasyonla uzaklaştırılması ile ilgili birçok araştırma yapılmıştır. Bu çalışmalar, piritin çöktürülüp kömürün yüzdürülmesi veya kömürün bastırılıp piritin yüzdürülmesi esasına dayanmaktadır. Bazen her iki yöntemde bir arada uygulanmaktadır. Kömürlerdeki pirit, sülfürlü cevherlerde bulunan piritten 40 defa daha aktif olduğundan kömür flotasyonda kolayca bastırılmamakta, bu yüzden etkin bir kömür/pirit ayrımı sağlanamamaktadır (Özbayoğlu G.1987).

U.S. Bureaus of Mines tarafından piritin uzaklaştırılması konusunda iki aşamalı flotasyon sistemi geliştirilmiştir. Bu yöntemde ilk aşamada 0,5 mm'ye öğütülmüş kömür nötr pH'da gazyağı ve MIBC (Metil İzo Butil Corbinol) ile yüzdürülmüştür. İkinci aşamada ise pülün pH'ı 6'ya indirilmiş ve kömür "Aero depressont 633" eklenmesiyle bastırılarak piritin K-amil ksantat ve MIBC reaktifleriyle yüzdürülmesine çalışılmıştır. A.B.D. Appolochian kömürlerine iki aşamalı flotasyon yöntemin uygulanmasıyla pirit kükürtün %70-90 ve toplam kükürtün % 40-70'i uzaklaştırılmıştır (Miller K.1978).

Özbayoğlu G (1978); %30,47 kül, %3,31 toplam kükürt, % 28,8 piritik kükürt ve % 0,19 sülfat kükürtü içeren Aşkale-Erzurum linyitine iki aşamalı flotasyon uygulamıştır. Birinci aşamada kömür nötr pH'da, gazyağı ve MIBC ile yüzdürülmüş ve kül ile iri taneli piritlerin artığa geçmesini sağlanmış ve elde edilen kaba konsantre iki defa temizlenmiştir. İkinci aşamada ise ortamın PH'ı 6'ya indirilmiş ve kömür Aero 633 ile bastırılarak, daha önce kömürle beraber yüzen ince taneli piritlerin potasyum amil ksantat ile (K.A.X) yüzdürülmesine çalışılmıştır. Bu yöntemle Aşkale linyitinin piritik kükürtünün % 74,05'i uzaklaştırılmıştır. Temiz kömürün piritik kükürt içeriği % 1,27 düzeyine indirilmiştir.

3.1.1.2. Siklon ve Benzeri Ayrıcılar

İnce kömürlerin kükürt içeriklerinin azaltılmasında siklonlar önemli bir rol oynamaktadır. 0,5 mm'lik kömürlerin temizlenmesinde en etkin yöntem olan flotasyona alternatif olarak gösterilen su siklonlarında verim flotasyona göre düşük olmasına rağmen, siklonların düşük yatırım masrafları, onları uygulamada çekici yapmaktadır.

Ağır ortam siklonlarıyla ince kömürlerin temizlenmesi dünyada en çok uygulanan yöntemdir. Bu yöntemin tek sakıncası ince tanelerde ortamın akışkanlığının ayırım verimini olumsuz yönde etkilemesidir. Ağır siklonların uygulama alanı 12 veya 6 mm'nin altındaki tanelerdir. Piritin serbest halde bulunduğu ince tane boyutlarında ağır ortam siklonları kesin ayırım yapabilmektedir. Piritin uzaklaştırılmasında ağır ortam ayırıcılarının endüstriyel çaptaki uygulamasına örnek olarak Sitinson tesisi verilebilir. Bu tesiste 10-38 mm'lik taneler konik tanklarda ve 1,30 özgül ağırlığında yıkanmakta ve % 79 kükürt içerikli metalurjik temiz kömür üretilmektedir. Batan kömür ikinci bir konik tankta, 1,45 özgül ağırlığında yeniden yıkanmakta ve % 0,87 kükürt içeren temiz kömür elde edilmektedir. 0,5-10 mm'lik ince taneler ise ağır ortam siklonlarında 1,30 özgül ağırlığında yıkanmaktadır. Buradan elde edilen temiz kömür'de % 0,71 kükürt bulunmaktadır (Kural.O.1991).

Amerika'da kullanılan Freon isimli ağır organik sıvı, ortamın akışkanlığı ince taneler üzerindeki olumsuz etkisini azaltmaktadır. Otiska adı verilen bu yöntemde Freon, saatte 100 ton kapasitesi olan bir tesiste uygulanmıştır ve çok yüksek ayırım verimi elde edilmiştir. Yöntemin geliştirilmesi için siklonlarla çok ince tanelerin yıkanabilmesi yönünde çalışmalar devam etmektedir (Kural O.1991).

3.1.1.3. Manyetik Ayırma

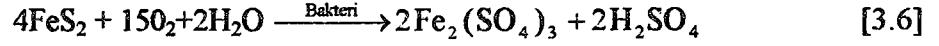
Kömürün diyamanyetik, piritin ise paramanyetik olmasından doğan manyetik özellik farklılığı, piritin kömürden uzaklaştırılmasında manyetik ayırma yönteminin uygulanabileceğini göstermektedir.

Bazı ısısal ve kimyasal işlemler sonunda piritin manyetik duyarlılığının artırılabilceği bulunmuş ve 200-300 °C'de hava veya buharla muamele edilen kömürlerdeki paramanyetik sülfürlerin yüzeylerinde ferromanyetik bir oksit filminin oluşmasının manyetik duyarlılığının artmasına neden olarak saptanmıştır. 0,5 M NaOH ile 85°C'da ve 930 kPa'lık hava basıncında toplam kükürtün % 50'sinin, piritik kükürtün ise % 65'inin yüksek gradiyan manyetik ayırma yöntemi ile giderilmesi sağlanmıştır. HGMS, modern, yüksek kapasitedeki, yoğun alan şiddeti ve geniş alan değişimi olan bir manyetik ayırma olup, mikron büyüklüğündeki paramanyetik maddelerin temizlenmesinde yüksek verim sağlamaktadır. Yapılan bir araştırmada 0-600 mikron boyutundaki kömür numunesi 4 cm/saniye besleme hızı ile 20.000 Gaussluk manyetik alandan geçirilmiş ve toplam kükürt içeriği % 1,32'den % 0,81'e, piritik kükürtü ise % 0,66 dan % 0,24'e düşürülmüştür. Kömür yıkama randımanı ise % 90 olmuştur (Kural O.1991).

Özbayoğlu, HGMS tekniğinin Aşkale linyitinin piritik kükürtten arındırılmasında uygulanabilirliğini incelemiştir. 0,3 mm'nin altında öğütülmüş kömürle yapılan bu deneyler, kömürdeki piritik kükürtün % 78'nin uzaklaştırılabildiğini ve piritik kükürtün atılmasında HGMS tekniğinin flotasyona oranla daha etkili olduğunu göstermiştir (Özbayoğlu.G.1983).

3.1.1.4. Biyolojik Yöntemler

Son yıllarda yapılan araştırmalar sonucunda Thiobacillus türü bakteriler kullanılarak kömürdeki piritik kükürtün %70-80 oranında çözeltiye alınmasının mümkün olduğu saptanmıştır ve bakterilerin piritin çözünmesine olan katkısı aşağıdaki tepkimeyle ifade edilmiştir.



Suda çözünmeyen piritten, suda çözünebilen ferrik sülfat ve sülfirik asit oluşmaktadır.

Kömürden piritik kükürtün bakterilerle çözünürleştirilmesi günlerle ifade edilebilen süreleri gerektirmektedir. Yapılan deneylerde piritik kükürtün %97'si 8 günde giderilebilmiştir. Ortalama uzaklaştırma ise % 80-90 arasındadır (Kural.O.1991).

3.1.2. Kimyasal Yöntemler

Kimyasal yöntemler kömürün içerdiği organik veya inorganik kükürtü gidermeye yönelik olarak geliştirilmiştir. Kimyasal yöntemleri iki gruba ayırabiliriz.

- Çeşitli gaz ortamlarında ısıtma işlemine dayanan yöntemler.
- Yaş kimyasal yöntemler.

3.1.2.1. Çeşitli Gaz Ortamlarında Isıtma

Kömürün kükürtünün giderilmesi amacı ile yapılan ısıtma işlemlerinde inert olarak azot veya karbondioksit gazları, indirgen olarak hidrojen, su buharı veya amonyak, oksitleyici gaz olarakta hava veya oksijen kullanılmaktadır. Kömürün içerdiği kükürt türlerinin ısıtma sırasındaki davranışları ortamdaki gazın cinsine bağlı olarak değişmektedir.

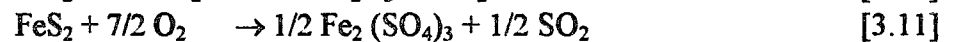
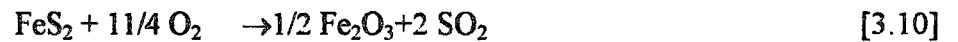
Saf pirit 500-600°C arasında hızla parçalanarak FeS ve Sn oluşturur;



Bu tepkime ortamındaki gazdan etkilenmektedir. Pirit saf hidrojenle tepkimeye girer.

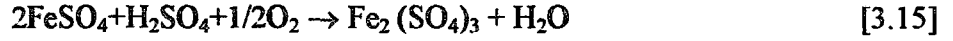
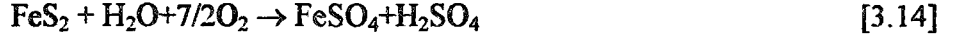


Hava fazlası kullanıldığı zaman piritin oksidasyonu şu denklemler uyarınca gerçekleşir.





Pirit, oksijen ve su varlığında şu tepkimelere girerek suda çözülebilen sülfatları oluşturur (Kural.O.1991)



3.1.2.2. Yaş Kimyasal Yöntemler

Kömürün kükürtün giderilmesine yönelik olan yöntemlerde kullanılan kimyasal maddeleri; metaller, metal tuzları, asitler, bazlar, çözücüler, indirgeyici veya yükseltgeyiciler olarak gruplandırılabilir. Kömürün kükürtünü gidermek amacına yönelik yaş kimyasal yöntemlerden en önemlilerini kısaca inceleyelim.

3.1.2.2.1. Meyers

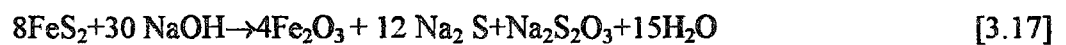
Bu yöntemde, piritik kükürt, Fe^{+3} iyonlarını içeren çözeltiler yardımıyla kömürden uzaklaştırılır. İnce öğütülmüş kömür tozu Fe^{+3} iyonlarını içeren bir çözeltiyle tepkimeye sokulursa, Fe^{+3} iyonlarını içeren bir çözeltiyle tepkimeye sokulursa, Fe^{+3} iyonları Fe^{+2} 'ye indirgenir ve serbest kükürt oluşur.



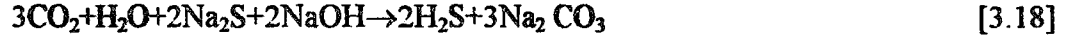
Çözelti süzülerek kömürden ayrılır, kömür yıkandıktan sonra vakum altında ısıtılarak kurutulur ve serbest kükürtün büyük bir kısmı bu işlem sırasında buharlaşır, kalan kükürtün tekrar yıkama, ısıtılarak kurutma ve çözücü (benzer, kerosen) ile yapılan reaksiyonu sonucunda giderilmesi mümkündür.

3.1.2.2.2. Kostik Ekstraksiyonu

Kömür, madenden çıktığı gibi veya yıkandıktan sonra öğütülür. Gerekli sıcaklık ve basınç uygulanarak ekstraksiyon işlemi gerçekleştirilir. Kömür süzülerek sıvıdan ayrılır ve su ile yıkanarak kostikten kurtulur (Kural.O.1991).



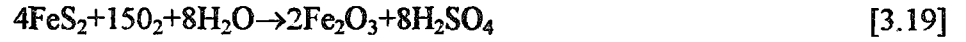
Ekstraksiyon işleminde kullanılan alkali çözeltisi CO₂ ile tepkimeye sokulur.



Çıkan H₂S elementer kükürte dönüştürülebilir.

3.1.2.2.3. Petc Yöntemi

Kömürdeki kükürlü bileşiklerin hava ile oksidasyonu ile oluşan sülfirik asitin kireç ile nötralizasyonuna dayanır. Piritik kükürtün hemen hemen tamamı ile organik kükürtün bir kısmı kömürden uzaklaştırılabilir.



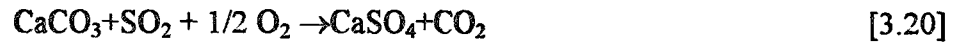
Kömür su karışımının konduğu odaya ortam sıcaklığında, gerekli oksijen kısmı basıncı sağlanana kadar havayla basınç uygulanır ve sonra işlem sıcaklığına kadar ısıtılır, gerekli süre sonunda kömür yıkanarak sülfatlar uzaklaştırıldıktan sonra kurutulur.

Bu yöntemleri kullanarak yakıttan kükürtü uzaklaştırabilirsek yanma sonunda oluşan SO₂'yi de engellemiş oluruz. Dolayısıyla bu yöntemler sonuç açısından oldukça önemlidir.

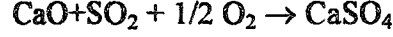
3.2. SO₂'NİN YANMA ODASINDA TUTULMASI

Yakıtın içerdiği kükürt yanma odasında oksitlenerek SO₂ oluşturmaktadır. Kazanlarda yanma odasında SO₂ tutulması amacıyla öğütülmüş kireçtaşı veya dolamit; yakıt üzerine enjekte edilmektedir. Enjeksiyon bölgesinde reaksiyonun sağlanması için, gerekli sıcaklık ve reaksiyon süresinin sağlanmasına dikkat edilmelidir.

SO₂'nin bir bölümü kireçtaşı (CaCO₃) ile reaksiyona girerek sülfatlı bileşikleri oluşturmaktadır.



SO₂'nin 650~1250°C sıcaklık bölgesinde dolamit (CaO) ile yeterli süre temas etmesinde de CaSO₄ oluşmaktadır ki buda SO₂'nin yanma odasında tutulmasının esasını teşkil etmektedir.



[3.21]

Bu amaçla yakıt içersine SO₂ tutucu olarak kireçtaşı ilave edilmektedir. Eğer bu mümkün değilse; yanma odasına ilave bir tesisatla CaCO₃ enjekte edilir. Daha etkin bir tutma için kazanın muhtelif yerlerinden de enjeksiyon yapılabilir. Reaksiyon sonucu oluşan sülfat bileşikler toz filitrelerinde tutulmaktadır.

Akışkan yataklı kazanlar; SO₂'nin yanma odasında kireçtaşı ilavesiyle tutulması yönünden uygun bir ortam oluşturmaktadır. Bunun sebepleri; yatak sıcaklığının termodinamik açıdan CaO ve SO₂'nin en uygun reaksiyona girme bölgesinde (850-950°) tutulabilmesi, reaksiyon süresinin uzatılabilmesi, yakıt devamlı hareket ettiğinden gerekli O₂ ile buluşabilmesidir (Ercan.Y.1985).

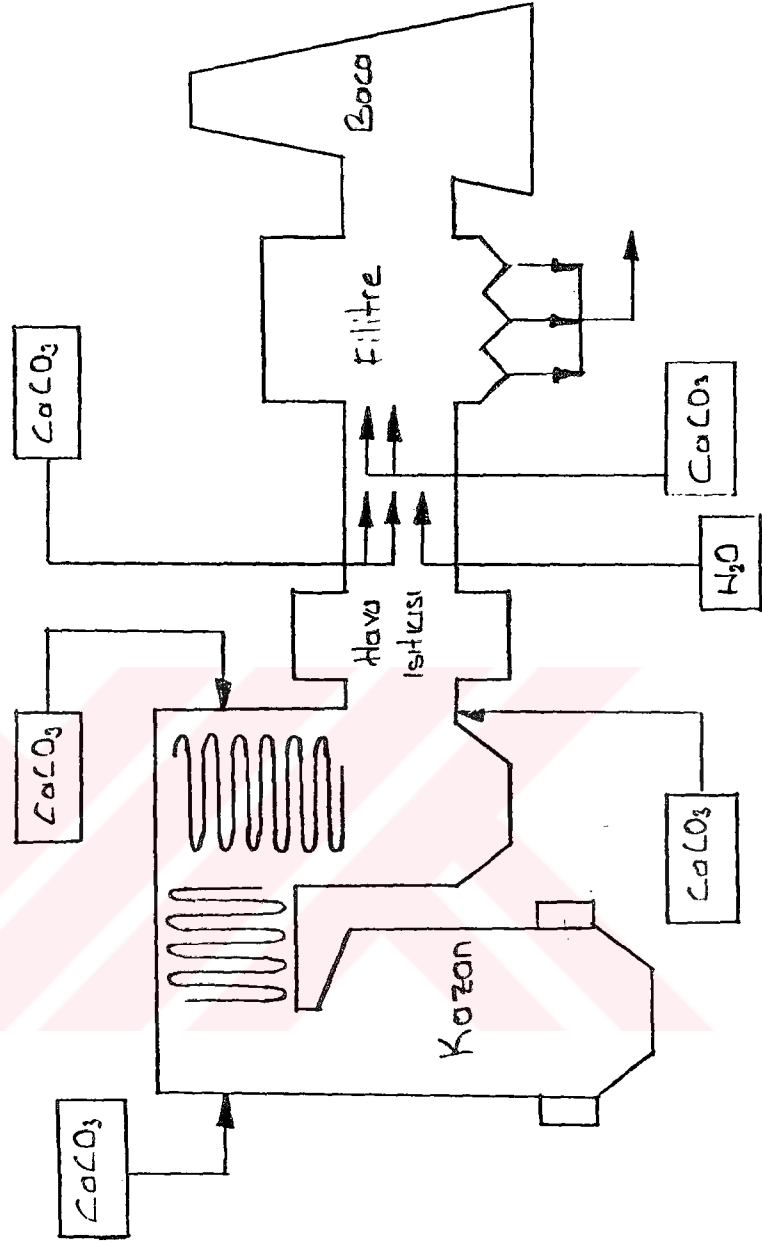
Sistemin başlıca avantajı mevcut kazanlara uygulanabilir olmasıdır. Böylece yatırım ve işletme masrafları düşük olmaktadır. Başlıca dezavantajı ise SO₂'nin ancak %50'sine yakın bir bölümünün tutulabilmesidir (Ercan.Y.1985).

Mevcut kazanların yanma odasında tutulamayan SO₂ emisyonunun azaltılması amacıyla; baca gazları kazandan sonra ısıtıcıya gelir. Burada baca gazı; hava ısıtıcısından geçer. Daha sonra baca gazına sulandırılmış kireçtaşı enjekte edilir ve partikül kontrolü için filitrelerle geçer. Filtrelerde uçan kül ile sülfat ve sülfidli bileşikler çöktürülerek tutulur. Temizlenen baca gazı bacadan ortama atılır. Denemeler neticesinde bu şekilde SO₂ tutma veriminin % 83-99'a kadar yükselebileceği görülmüştür. Prosesin şeması Şekil 3.1.'de verilmiştir (Bailey Controlsystems).

3.3. SO₂'NİN BACA GAZI YIKAMA İLE KONTROLÜ

Baca gazlarında SO₂'nin arıtılması ile ilgili olarak literatürde pekçok yöntem önerilmiştir. Önerilen bu yöntemlerin bazıları prototip uygulama aşamasına gelebilmiş, ancak birkaçı ticari olarak endüstride kullanılabilecek gelişmişlik düzeyine ulaşmıştır (Durmaz.A. 1987).

Baca gazında bulunan SO₂'nin arıtılması yöntemleri genelde; arıtma amacı ile hazırlanmış bir arıtıcı akışkanın baca gazı ile teması geçirilerek, SO₂'nin akışkana aktarılması prensibine dayanmaktadır. Bu aktarma işlemi SO₂'nin çözülmesi-absorbe edilmesi veya bir yüzeyde tutulması olarak gerçekleşmektedir (Durmaz. A. 1987).



Şekil 3.1. Bailey Tipi Yanma Odası SO₂ Kontrol Prosesi Şeması

Arıtıcı akışkan olarak genelde kireçtaşı (CaCO_3) ve sodyumhidroksit (NaOH) kullanılmaktadır. Bunların yanında Amonyak (NH_3) ve Etilenediamin tetraasidik asit (Fe-EDTA) gibi akışkanlarda kullanılmaktadır. Bu akışkanlar hem SO_2 hemde NO_x arıtılabileceği için bu sistemlerden kombine kontrol bölümünde bahsedilecektir. Bu bölümde akışkan olarak CaCO_3 kullanan sistem ile NaOH kullanan (Wellman-Lord) sistemden bahsedilecektir.

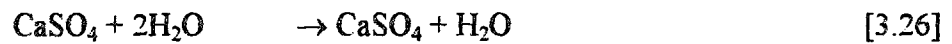
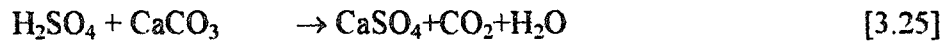
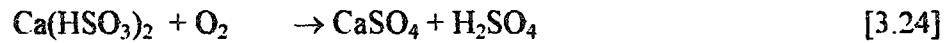
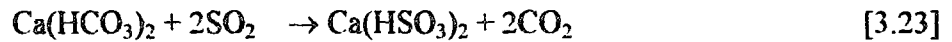
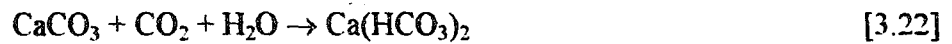
3.3.1. Kireç Taşı Yöntemi

Kazanda yakılan yakıttan kaynaklanan baca gazı öncelikle partiküllerin ayrımı için filitrelerden geçirilmektedir. Daha sonra gaz; yıkayıcı (Scrubber) olarak isimlendirilen bölüme gelmektedir. Burada daha önceden hazırlanmış kireçtaşı çözeltisi ile yıkanan SO_2 ; kalsiyum sülfat/sülfat karışımına dönüşmektedir. Sistem ana hatları ile 2 üniteden oluşmaktadır.

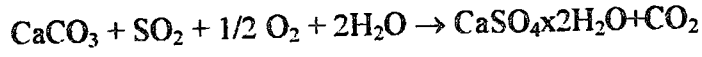
Kireçtaşı hazırlama ünitesi: Kireçtaşı önce 6 cm büyüklükteki parçalara kırılmaktadır. Daha sonra ıslak bilyalı değirmenlerde küçük parçalara öğütülmektedir. Bu öğütülen parçalar ile % 25'lik bir çözelti hazırlanarak scrubbera gönderilir (Gençsoy. T.1994).

Scrubber (Yıkayıcı Kule) : Bu ünite de baca gazı aşağıdan yukarı doğru hareket eder. Yukarıdan da daha önceden hazırlanmış kireç-su karışımı (çözelti) pompa vasıtasıyla basılarak dökülür. Scrubberda karşılaşan çözelti ile baca gazı reaksiyona girer. Baca gazındaki SO_2 ve SO_3 reaksiyon neticesinde CaSO_3 ve CaSO_4 oluşturur. Ayrıca baca gazında az miktarda mevcut olan klor, flor ve uçucu külde scrubberda yıkanarak atık maddeye karışır.

Scrubberda meydana gelen basamaklı toplu tepkimeler verilmiştir.

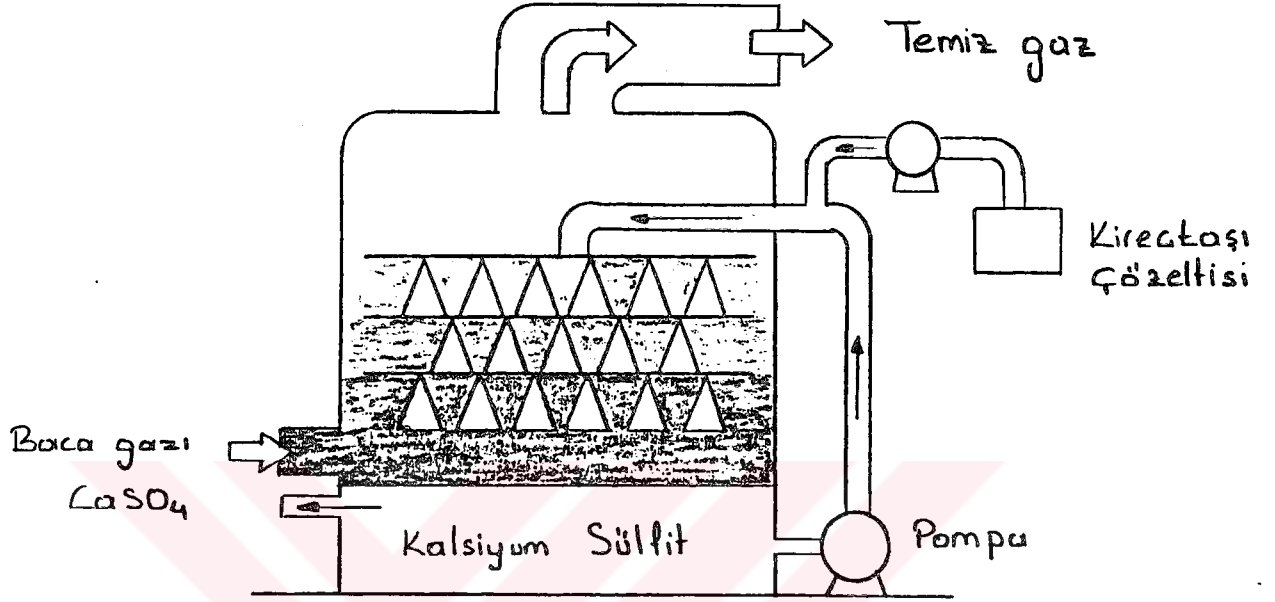


Bu tepkimeler birleştirilerek [3.27] reaksiyonu yazılabilir.



[3.27]

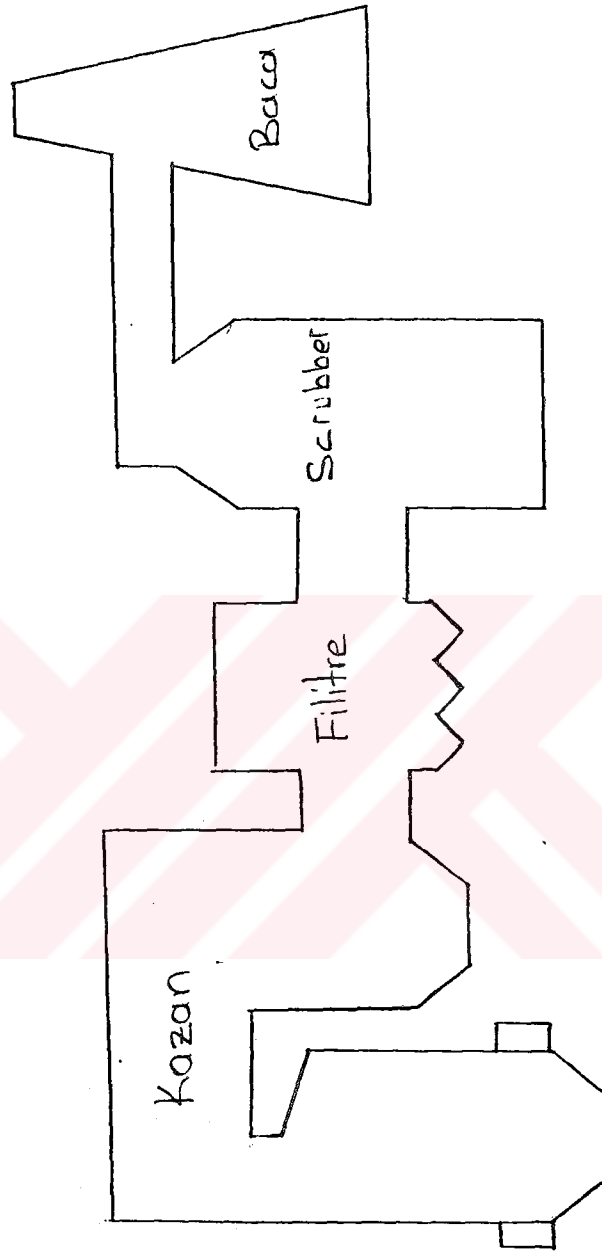
Nihai ürün olarak elde edilen alçıtaşı ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) Scrubber dışına alınmaktadır. Şekil 3.2.de Scrubber'in şematik resmi verilmiştir.



Şekil 3.2. Scrubber

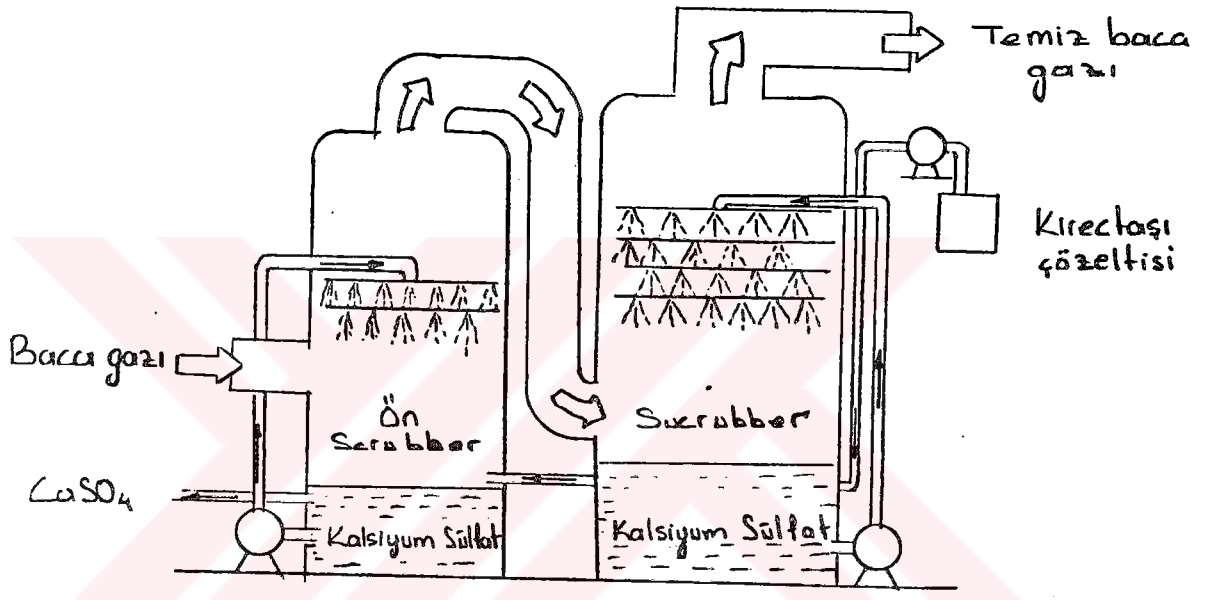
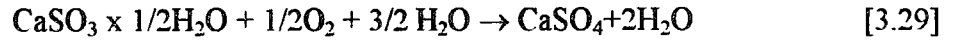
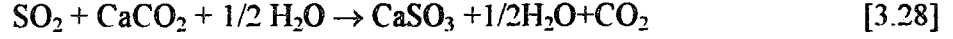
Scrubbera ilave edilen taze kireçtaşı çözeltisi, baca gazındaki SO_2 miktarına göre ayarlanır. Scrubber içinde yer alan oksitlenme bölgesinde ise sülfid sülfatlara çevrilerek alçıtaşı çözeltisi elde edilmiş olur.

İçerdiği SO_2 'den Min % 90 oranında temizlenen baca gazı, Scrubber'i terketmeden önce kulenin üst kısmında yer alan damla tutucudan geçerken beraberinde sürüklediği suyu bırakır. Sonuçta santralin baca gazları temizlenmiş, doymuş gaz olarak bacadan atmosfere atılır. Şekil 3.3.'de sistemin şematik resmi verilmiştir.



Şekil 3.3. Baca Gazı SO₂ Arıtma Sistemi

Sisteme daha etkin SO₂ kontrolü için ön scrubber ilave edilebilir. Burada SO₂ kireçtaşı ile ön yıkamaya tabi tutulur ve bir miktarı kalsiyum sülfat olarak çöker. Baca gazında kalan SO₂ ön scrubberden asıl scrubbera gelir ve burada tekrar kireçtaşı çözeltisi ile yıkanır. Böylece daha çok temizlenen gaz bacadan atılır. Meydana gelen reaksiyonlar verilmiştir.



Şekil.3.4. Ön Scrubberli Yıkayıcı Kule

Şekil 3.4'den de görüleceği gibi scrubberin alt tarafında meydana gelen kalsiyum sülfat tekrar oksidasyon için scrubberin üstüne basılır. Nihai ürün alçıtaşı (CaSO₄) dışarı alınır.

Kireçtaşı yönteminde SO₂ emisyonunun daha da düşürülebilmesi fan düzenine ve reaksiyon kinetiğinde yapılabilecek değişiklik ve iyileştirmelerle mümkündür. Böyle bir durumda doğabilecek işletme sorunlarını yatırım ve işletme giderlerindeki artışları göze almak gerekmektedir.

Üretilen sülfite/sülfat-alçı karışımı biçimindeki yan ürün için yeterince kullanım alanı bulunmadığından büyük boyutta atık sorunu ortaya çıkmaktadır. Oksidasyon işlemi ile elde edilen ticari kalitede alçı (CaSO_4) inşaat sektöründe kullanılmaktadır. Şu anda kireçtaşı yöntemi Avrupa'da toplam 37.000 MW olan güç santrallerinin bir bölümünde uygulanmakta, diğer bölümünde ise uygulamaya yönelik çalışmalar sürmektedir (Durmaz A.1987).

3.3.2. Welman -Lord Yöntemi

Bu proseste arıtıcı akışkan olarak NaOH kullanılmaktadır. Akışkan kapalı devre dolaşmaktadır. Arıtıcı akışkanın baca gazı ile temasta olduğu sürede SO_2 'yi emmektedir. Buna absorpsiyon fazı denir. SO_2 boşaltma (rejenerasyon) fazında ise absorbe ettiği SO_2 'yi vermektedir. SO_2 , arıtıcı akışkanla olan reaksiyon sonucu oluşan kendi tuzları tarafından baca gazından uzaklaştırılmaktadır. Rejenerasyon sürecinde ayrılan ara SO_2 gazından; amorf kükürt, sıvı SO_2 ve sülfirik asit (H_2SO_4) üretilmektedir.

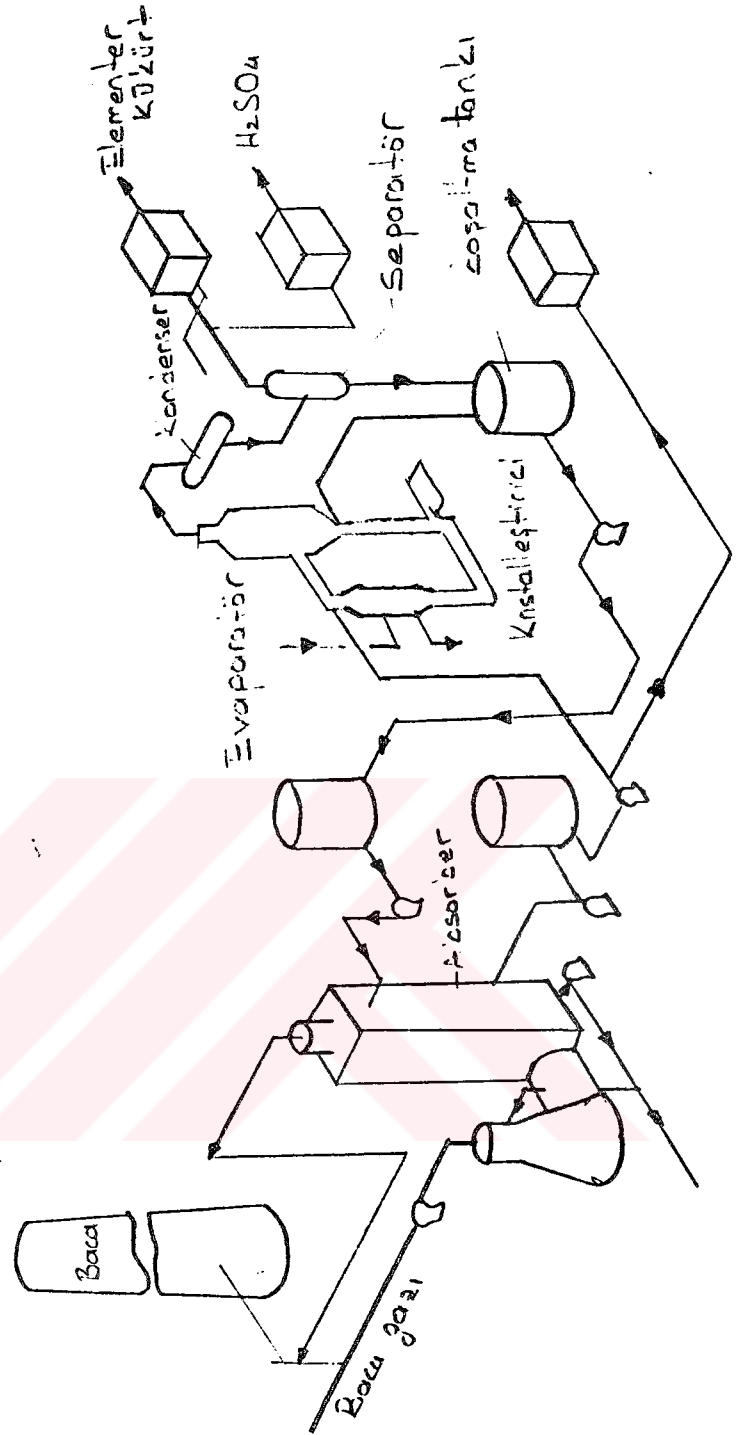
Proses; atık yanma gazlarının soğutulup ısıtıldığı bölüm ve SO_2 işleme bölümlerinden oluşmaktadır. Sistemin şematik resmi Şekil 3.5'de verilmiştir (Livengood.D.1990)

Soğutma Isıtma Bölümü : Bu bölümde bir ısı değiştirgeci ile baca gazı sıcaklığı düşürülerek akışkan yıkama sıcaklığına getirilmektedir ki bu değer $150 \approx 50^\circ\text{C}$ aralığındadır. Kükürt arıtma ünitesi girişinde alınan bu ısı kükürt arıtma ünitesi çıkışında baca gazına aktarılacak baca çekişine olumsuz etkisi dengelenir.

Absorpsiyon bölümü: Baca gazı ön yıkama bölümüne girer. Bu bölümde baca gazı arıtıcı akışkanla reaksiyona girer. Kimyasal tepkime verilmiştir. NaOH, SO_2 ile reaksiyona girerek sodyum sülfite (Na_2SO_3) oluşturur.



Baca gazı içinde bulunan uçan küller, kloritler, kükürtdioksit ve diğer zararlı elementler bu bölümde dışarı alınır. Temizleme neticesinde oluşan asidik suyun temizleme akışı, sülfatların ve uçan küllerin yeniden oluşumunu engellemek için gereklidir. Proses suyu söndürme bölümüne sürekli ilave edilir. Bunun amacı temizleme ve buharlaşmada oluşan kayıpları dengelemektir.



Şekil 3.5. Wellman - Lord Sistemi

Gaz daha sonra kulenin absorpsiyon bölümüne girer. Burada baca gazı; sodyum sülfitin ters akımıyla temas eder. Sodyum sülfite solüsyonu kükürdioksit ile reaksiyona girerek sodyum bisülfite oluşturur.



Sodyum sülfite, kükürdioksit'i absorbe edip bisülfite oluştururken çözelti daha az doymuş hale gelir. Bisülfite zengin solüsyon; absorpsiyon bölümünün alt tarafındaki dengeleyici tanka boşaltılır.

Bisülfite anyonu (HSO_3^-) sadece solüsyon içinde bulunur. Su, solüsyondan çıkarıldığında sodyumpirosülfat ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$) adı verilen bir katı elde edilir. Reaksiyon denklemi verilmiştir.



Böylece baca gazındaki SO_2 , arıtıcı akışkanla olan kimyasal reaksiyonlar sonucu oluşan kendi tuzları tarafından baca gazından alınmaktadır. Eğer solüsyona oksijen verilirse, emici içerisinde sodyum sülfite oksidasyonu oluşur.



Sodyum sülfat (Na_2SO_4) temizleme ve geri kazanım bölgesinde emici solüsyondan elde edilir.

Rejenerasyon bölümü : Evaporatör ile kristalleştirici arasında cebri sirkülasyon vardır. Denge tankındaki bisülfite zengin solüsyon bu sirkülasyonu besler. Bu da sistemin kalbini teşkil eder. Buharlaştırıcı sistem; baca gazından SO_2 'yi almak için kullanılan solüsyonu rejenere etmek ve elementer kükürt,sülfirik asit,sıvı SO_2 'nin daha fazla işlenebilmesi için uygun bir formda SO_2 'nin geri kazanımı için dizayn edilmiştir.

Evaporatörde, bisülfite zengin solüsyon termal olarak sodyum sülfite, kükürdioksite ve suya ayrıştırılır.



Kükürdioksit ve su buharı yukarıdan alınır ve sodyum sülfite kristalleştirilir ve en alttan alınır. Yukarıdan alınan su yoğunlaştırılır ve absorber için besleme solüsyonu

(Na₂SO₃) oluşturmak üzere çözünme tankına geri gönderilir. Su ile doyurulmuş SO₂ gazı; elementer kükürt, sülfirik asit ve sıvı SO₂'ye dönüşüm için ürün işleme bölümüne gönderilir. Evaporatörden elde edilen çamur, absorberi beslemede kullanılan sodyum sülfiti oluşturması için suda çözünen sodyum sülfid kristallerinin bulunduğu çözünme tankına gönderilir. Oksidasyon sonucu oluşan sodyumsülfatı yok etmek için yapılan temizlik akışıyla meydana gelen sodyum iyonu kaybını karşılamak amacıyla soda külü veya sodyum hidroksit ilave edilir.

Sülfat, solüsyondaki kükürt bileşiklerinin en az çözünenidir. Bu sebeple temizleme işlemiyapılması gerekir. Temizleme sistemi; emici solüsyondan sodyum sülfatı (Na₂SO₄) alıp aktif hale gelen çözeltiyi SO₂ geri kazanımı ve rejenerasyon için göndermek amacıyla kullanılır.

Bisülfitin çözünürlüğü sülfitin çözünürlüğünden daha fazla olduğundan, sülfatı temizlemek için alınacak çözeltide sülfid az, bisülfid daha fazla olmalıdır. Bunun içinde en uygun çözelti absorberden alınır.

Sodyum sülfat soğutma yoluyla çözeltiden çökeltilir. Kristalleşmeye dikkat edildiğinde en fazla sülfatın çöktüğü görülür. Böylece sülfattaki sıvı kısım azalırken katı bölüm zenginleşir. Sülfat zengini kristaller sıvıdan ayrıştırılır, kurutulur ve depo edilir. Kalan çevrime kazandırılır.

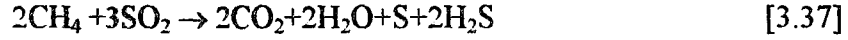
SO₂ İşleme Bölümü : Rejenerasyon bölümünde üretilen SO₂; sülfirik asit, elementer kükürt ve sıvı SO₂ elde etmek için kullanılır. Bu proseste maliyetin en yüksek olduğu ürün kükürt, en düşük alanı ise sıvı SO₂'dir. Her bir son ürünün kısaca tanımı ve eldesi bu bölümde anlatılacaktır. Proste elde edilen SO₂ reaksiyonlar neticesinde H₂SO₄'e çevrilebilir. İstenilen herhangi bir mukavemet değerinde H₂SO₄ elde etmek mümkündür. En yaygın olanı yağ asidi, dumanlı sülfirik asittir ki bunlar % 98, % 93'lüktür. İki reaksiyon bu prosesi özetler;



Kükürdioksit (SO₃) üretilmesi için Varadyum Pentaaksit katalizörü ile kükürdioksitin oksidasyonu yapılır. Daha sonra SO₃ su ile reaksiyona girer ve sülfirik asit oluşturur.

Geri kazanılan SO₂'den minimum % 99,5 saflıkta elementer kükürt elde edilir. SO₂'ce zengin baca gazından elementer kükürt eldesi iki ana bölümden oluşmaktadır.

İlk bölümde: Baca gazındaki SO₂ doğal bir gazla (Metan) reaksiyona girer. Bu reaksiyon sonucu elementer kükürt, hidrojen sülfid, reaksiyona girmemiş bir kısım SO₂, CO₂ ve subuharı karışımı üretilir.



İkinci bölümde: Birinci bölümde elde edilen H₂S ile reaksiyona girmeyip kalan SO₂ reaksiyona girerek elementer kükürt ve su buharı oluştururlar.



Geri kazanılan SO₂ buharı; öncelikle nemini almak için silikol jel ile kurutulur. SO₂ buharı kurutma işleminden sonra yoğunlaştırılır. Bunun sonucunda da sıvı SO₂ elde edilir ve basınç tanklarında depo edilir.

Wellman-Lord yönteminde SO₂ emisyonu 200 mg/Nm³ düzeyine ek bir absorpsiyon ünitesiyle de 100 mg/Nm³ düzeyine düşürülebildiği bilinmektedir.

Prosesin dizaynı için bir takım kriterlerin ve bunların maliyete etkisinin bilinmesi gerekir. Bu bölümde en önemli dizayn kriterleri ve bu bunların tesis dizaynı üzerine etkiler. Üzerinde durulacaktır. En önemli kriterler, toplam baca gazı miktarı, gazın SO₂ içeriği, baca gazındaki SO₃ konsantrasyonu, gazın su içeriği, baca gazındaki zararlı elementler ve uçan kül miktarıdır.

Toplam baca gazı miktarı : Baca gazı miktarı; bütün dizayn parametreleri arasına maliyet üzerine en büyük etkiye sahip kriterdir. Daha önceki uygulamalara bakılarak baca gazı kontrol bölgesi toplam tesisat maliyetinin % 40'ını kapsar 130 MW'dan daha büyük santrallerde ön yıkayıcı ve emici modül olduğundan dolayı vantilatör kullanılması tavsiye edilir.

SO₂ konsantrasyonu : Yakılan yakıt ve yakma sistemine bağlı olarak baca gazındaki SO₂ miktarı ve minimum nede maximum sınırlamaya sahiptir. Bununla birlikte SO₂ giriş ve çıkışta arzu edilen SO₂ miktarı yatırım ve işletme maliyeti üzerinde önemli

bir etkiye sahiptir. SO_2 miktarı, absorberde gerekli olan kütle transfer safhalarının sayısına direkt etki eder. Örneğin; 1000 ~ 1200 ppm'lik giriş konsantrasyonundan % 85-90'lık bir ayırım için 4 veya 5 safhalı bir absorbre ihtiyaç vardır 2500~3000 ppm arasında yüksek baca gazı konsantrasyonunda % 95'lik ayırım için 3 safha geektir. Fark, daha fazla SO_2 konsantrasyonlu gazın itme gücünden ileri gelmektedir. 300 MW'lık bir güç santrali üzerine tesis edilen her bir ek kütle transfer sahasının yıllık işletme maliyetini yaklaşık olarak 48.000 \$ artırır.

Baca gazının H_2O içeriği: Absorberdeki SO_2 absorpsiyon bölümü sıcaklığı, baca gazının doyma sıcaklığından 5°C daha yüksektir. Bu fark sebebiyle baca gazı içindeki su miktarı artarken gazın doyma sıcaklığı ve buna bağlı olarak absorberin işletme sıcaklığı artacaktır. Absorber işletme sıcaklığındaki bu artış SO_2 dengesini etkileyecek ve belkide ek bir kütle transfer safhasına ihtiyaç duyulacaktır.

Baca gazının oksijen içeriği: Aktif olmayan sodyum tuzları ($\text{Na}_2 \text{SO}_4$); baca gazı içerisindeki O_2 ve SO_3 miktarının direkt fonksiyonudur. O_2 ve SO_3 içeriğinin artması absorpsiyon bölümünün büyümesini, rejenerasyon bölümünün küçülmesine sebebiyet vermektedir. Baca gazı içerisindeki O_2 içeriğinin hacimsel olarak her % 0,5'lik artımı; işletme maliyetini yaklaşık % 1 oranında artırır.

Baca gazındaki zararlı elementler: Güç santrallerinde ve özellikle kömür yakmalı ünitelerden gelen baca gazı içinde birçok zararlı element vardır. Bu elementlerin çoğu önyıkama bölümünde ve absorberin yıkama bölümünde ayrıştırılır. Bu zararlı elementlerin prosesin kimyası üzerine olan etkisi ve konstrüksiyon malzemesi üzerine etkisi çok dikkatlice incelenmelidir.

Uçan kül miktarı : Wellman-Lord sisteminde ön yıkama; baca gazı içindeki zararlı elementlerin ve uçan kül partiküllerinin ayrıştırılması için kullanılır. Partikülleri ayrıştırmak için ön yıkama tehzatı boyutlandırılırken; gerçek kül miktarı, ayrıştırma verimi ve partikül büyüklük dağılımı dikkatlice incelenmelidir.

İşletme maliyeti: Bir SO_2 ayrıştırma sisteminin işletme maliyetlerini değerlendirmede ilk konu; sistemin üzerine kurulduğu santralin normal veya ortalama işletme parametrelerini belirlemektir. Bu bölümde 300 MW'lık kazan kullanılan bir santral için maliyet çıkartılmıştır.

Kullanılan kazan 300 MW'lık olup, kullanma faktörü % 80 yada yılda 7008 saat çalıştığı tesbit edilmiştir. Yakılan yakıt taşkömürü olup, alt ısı değeri 6675,5 kcal/kg'dir. İçeriği şöyledir. % 75,3 C, % 4,9 H₂, % 1 S, % 5,2 O₂, % 1,6 N₂, % 3 H₂O ve % 9 kül yanmada hava fazlalığı % 25 alınmıştır. Yanma neticesindeki baca gazının Wellman-Lord prosesine tabi tutulması ile elde edilen içeriği verilmiştir. Bu değerler baca gazının çıkış sıcaklığı 280°C alınarak belirlenmiştir. % 13,89 CO₂, % 5,78 H₂O, %0,6 SO₂, % 4,00 O₂, % 75,24N₂ ve %0,97 Ar dır.

Bu değerlerden de görüldüğü gibi SO₂ değeri % 0,06 gibi çok düşük değerlere çekilmiştir. Bu proses sırasında kullanılan ekipmanların işletme giderleri dolar bazıda verilmiştir.

3MW	gücünde fan için yıllık	311166 \$
2,5MW	gücündeki 2 pompa için yıllık	156755 \$
10,74 kg/s	soğutma suyu için yıllık	22945 \$
	Proses suyu için yıllık	2523 \$
	Tonu 120 \$ dan kostik için yıllık	256493 \$
Toplam olarak yıllık işletme maliyeti		1314890 \$

olarak hesaplanmıştır. (Cristian D.1976)

4. NO_x KONTROLÜ

Fosil yakıtların yakılması neticesinde Azotun oksidasyonu ile NO_x'ler oluşur. NO_x ile kastedilen nitrojen oksitlerin toplamıdır. Bunlar daha ziyade NO ve NO₂ dir. NO_x oluşum mekanizması iki grupta toplanabilir;

- Yakma havasının içerdiği azotun oksitlenmesi ile NO_x oluşumu (Isıl NO_x)
- Yakıtın içerdiği azotun oksitlenmesi ile NO_x oluşumu (yakıt NO_x)

NO oluşumunda; hem yanma esnasında atomik O₂ ile havadaki moleküler azotun reaksiyonu hemde yakıtın içerisindeki azot ile O₂'nin reaksiyonu etkin faktördür.



NO₂ ise bacadan sonra veya baca bölgesinde NO'nun oksidasyonu ile oluşur.



NO₂'nin bir kısmı ise NO'nun ozonla (O₃) oksidasyonu neticesinde oluşur ki bu sağlık açısından daha zararlıdır.



Ayrıca NO₂'de O₃ ile reaksiyona girip NO₃ oluşturabilmektedir. Oluşan NO₃, NO₂ ve havadaki veya baca gazındaki su buharı ile reaksiyona girip nitrikasit (HNO₃) oluşturmaktadır.



Böylece oluşan nitrikasit buharı doğrudan solunum yoluyla alınabildiği gibi yağmur, kar, dolu ve çığ halinde yeryüzüne inerek insan ve hayvan sağlığına, tarım alanları, ormanlar ve doğal bitki örtüsüne çok büyük ölçüde tahribat yapmaktadır. Ayrıca NO_x'ler atmosferdeki ozonun oksijene dönüşümünü sağlayarak doğal dengeyi de tahrip etmektedir. Bu kadar önemli zararları tesbit edilen NO_x'in kontrolü gerekmektedir. Oluşan NO_x incelendiğinde bunun % 95'e yakın bir bölümün güç tesislerinden yani termik santrallerden kaynaklandığı tesbit edilmiştir. Bu yüzden özellikle termik santrallerde

kontrolü yönünde çeşitli yöntemler geliştirilmiştir. Bu yöntemler; NO_x 'in yanma odasında tutulması ve baca gazlarından arıtılmasıdır.

4.1. NO_x 'İN YANMA ODASINDA TUTULMASI

Daha önce bahsedildiği üzere NO_x oluşumundaki ara etken N_2 yakıt yada hava kaynaklı olmaktadır. Doğalgaz ve sıvı yakıtlar kimyasal olarak bağımlı azot içermez. Dolayısıyla bu yakıtların yanmasında havanın içersindeki azottan kaynaklanan NO_x oluşumu etken olmaktadır. Ağır sıvı yakıtların ve kömürün yakılmasında ise yakıttaki azottan kaynaklanan NO_x oluşumu daha etkin olmaktadır. Doğalgaz ve sıvı yakıtlar kimyasal olarak bağımlı azot içermez. Dolayısıyla bu yakıtların yanmasında havanın içersindeki azottan kaynaklanan NO_x oluşumu etken olmaktadır. Ağır sıvı yakıtların ve kömürün yakılmasında ise yakıttaki azottan kaynaklanan NO_x oluşumu daha etkin olmaktadır. Özellikle kömür ve ağır fuel-oillerin yakılmasıyla oluşan emisyon içinde NO oldukça fazladır.

Kazanlarda NO_x oluşumunun sınırlandırılması, yakma sistemlerine NO_x oluşum mekanizmalarının frenlenmesine yönelik teknolojik önlemlerin alınması ve yakma sistemlerinde değişikliklere gidilmesini gerekli kılmaktadır. NO_x oluşumu özellikle 1000°C 'nin üzerinde aşırı artış gösterdiğinden, bu önlemler temele yanma odasının sıcaklığının düşürülmesi, yanmanın mümkün olan en düşük hava fazlalığında ve kontrollü yapılarak NO_x oluşumunun bastırılması prensibine dayanmaktadır. Bunun için yakma sistemi yapısının bu amaçlar doğrultusunda belirlenmesi brülör özelliği ve konumu, hava fazlalığının en aza indirilmesi, havanın homojen dağılımı, hava ön ısıtma işleminin sınırlandırılması, baca gazı ve sirkülasyonu düşük NO_x oluşturan brülörlerin kullanılması gibi önlemlerin alınması gerekmektedir (Ercan Y.1985).

Akışkan yataklı kazanlarda yatak sıcaklığı düşük tutulduğundan ($800\sim 900^\circ\text{C}$) NO_x oluşumu azaltılmaktadır. Bu nedenle akışkan yatak teknolojisi NO_x emisyonu kontrolü yönünde de önemli bir araçtır (Durmaz A.1987).

Yukarıda belirtilen önlemlerle yanma odası sıcaklığı azotun oksidasyon sıcaklığının altında tutulmaktadır. Böylece baca gazları içersinde NO_x bulunmamakta azot, N_2 gazı olarak atmosfere atılmaktadır.

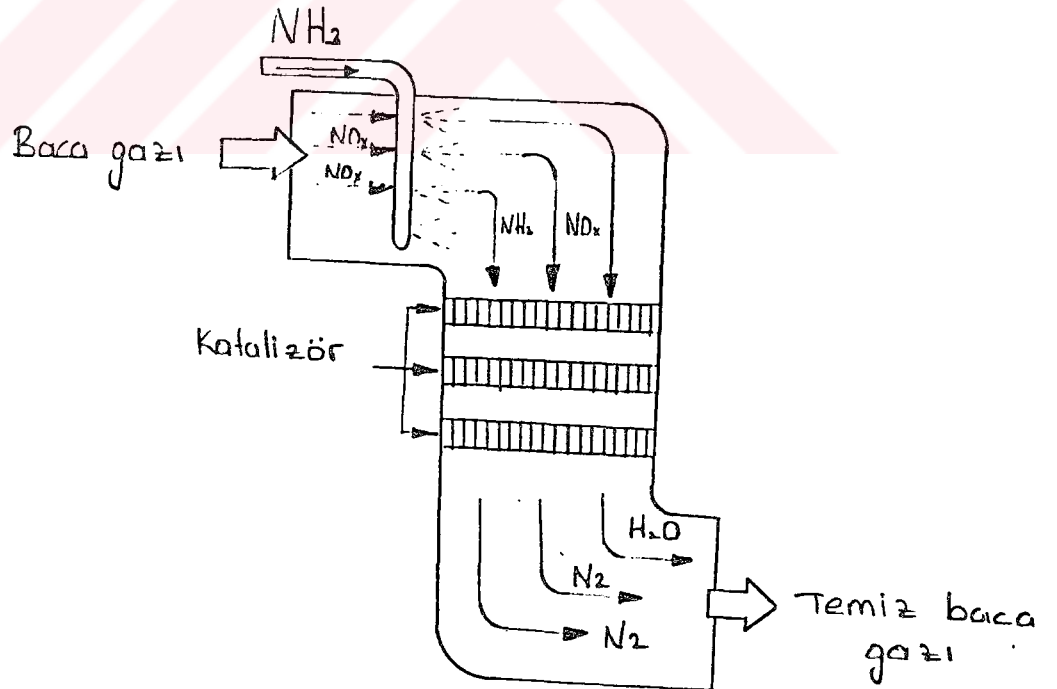
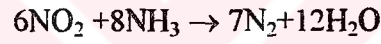
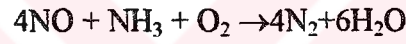
4.2. NO_x'İN BACA GAZI YIKAMA İLE KONTROLÜ

Yanma odasında alınan önlemlerle NO_x emisyonları istenen sınır değerlere düşürülememektedir. Bu durumda baca gazı NO_x arıtma yöntemleri kullanılmaktadır. Bu yöntemlerden en önemlileri katalizörlü ve katalizörsüz yöntemlerdir.

4.2.1. Katalizörlü Arıtma Yöntemi

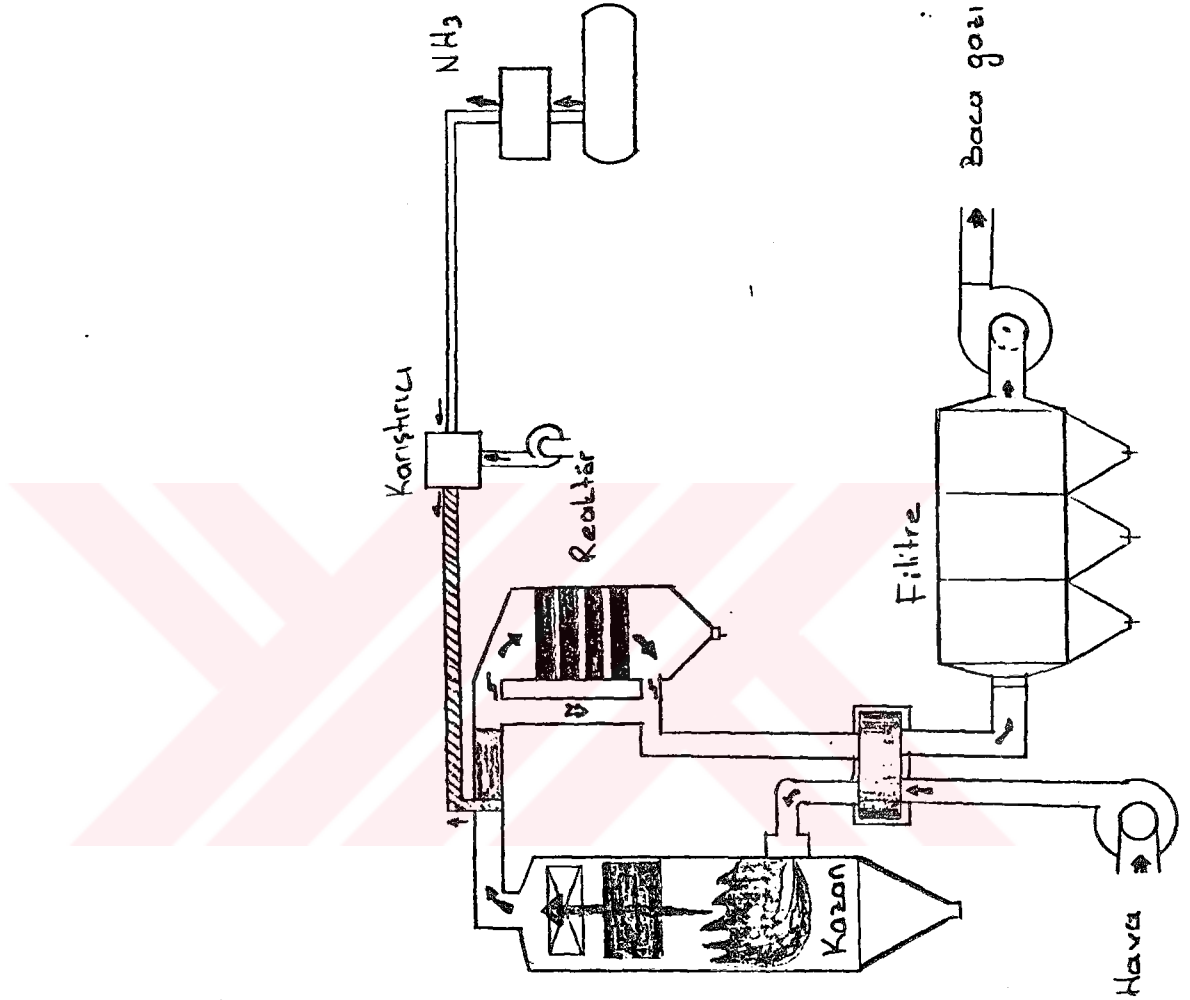
Günümüzde en çok kullanılan seçmeli katalizörlü arıtma yönteminde (SCR) indirgeme maddesi olarak amonyak (NH₃) kullanılmaktadır. NO_x'ler katalizör etkisi altında N₂ ve H₂O'ya indirgenmektedirler.

Kazanda yakıtın yakılmasıyla oluşan duman gazları reaktöre gelir. Daha önceden hazırlanmış NH₃ ve NO_x katalizörün üzerinden geçerken katalizörün tesiri ile reaksiyona girer. Reaksiyon neticesinde NO_x indirgenerek N₂ ve H₂O oluşur. Oluşan reaksiyon ve reaktörün şematik resmi Şekil 4.1.de verilmiştir (Clean environment).



Şekil. 4.1. Katalizörlü NO_x Arıtma Yöntemi

İndirgenip temizlenen baca gazı filtrelerden geçerek bacaya gönderilerek oradanda ortama atılır. Şekil 4.2'de SCR prosesine ait şematik resim verilmiştir (Waagner-Biro 1986).



Şekil 4.2. SCR Prosesi

NH_3 ; baca gazındaki NO 'ya göre yaklaşık stokiometrik bir oranda enjekte edilmelidir. Yöntemin uygulanabilmesi için baca gazı sıcaklığının $300 \sim 400^\circ\text{C}$ olması gerekir. Bu sıcaklık katalizörün aktivitesi için gereklidir. Ayrıca katalizör SO_2 'nin SO_3 'e oksidasyonunu hızlandırarak baca asitik çığ noktasını yükseltmekte ve amanyum sülfat ve bisülfat oluşumunu hızlandırmaktadır. Bu sebeple katalizörden beklenen özellikler; SO_2 , SO_3 , CL , ağır metal alkalidler ve benzerlerinden etkilenmemek, yüksek NO_x indirgeme özelliğine sahip olmalı, olabildiğince az SO_2 oksidasyonuna neden olabilecek kimyasal yapıda olmalıdır. Günümüzde en çok kullanılan titan bazında vanadyum pentoksitten yapılan katalizörlerdir. Vanadyum çok iyi reaksiyona girmekte ve işletme ömrü iyi olmaktadır. Titan'da SO_3 'den olumsuz yönde etkilenmemektedir. Diğer katalizör baz bileşikler olarak FeO_3 , MoO_3 , WO_3 ve CrO_3 kullanılabilir. Katalizör tasarımında tıkanmaya, ısınmaya, aşırı basınç düşmelerine karşı gerekli önlemler alınmalı ve katalizör kolayca temizlenebilir olmalıdır. Son yıllarda plaka tipinde paralel akışlı katalizörle, bal peteği tip katalizörler çok kullanılmaktadır (Ercan V.1985).

Seçmeli katalizörlü NO_x arıtıcılar kazanlarda en çok ekonomizer arkasında $300\text{--}400^\circ\text{C}$ sıcaklık bölgesine yerleştirilmektedir. Böylece baca gazları tozdan arındırılmadan reaktöre gelmektedir. Bazı sistemlerde bu toz elektrostatik filitrelerde tutulduktan sonra reaktöre gelmektedir (Clean Environment).

NO_x arıtma verimi, reaksiyon sıcaklığına, katalizör özelliğine, NH_3/NO_x molekül ağırlık oranına ve baca gazının katalizörden geçme hızına bağlıdır.

4.2.2. Katalizörsüz Arıtma Yöntemi

Bu yöntemde baca gazına NO_x arıtılması için NH_3 enjekte edilmektedir. Oksijenle birlikte NH_3 , NO_x 'leri azota indirgemektedir.



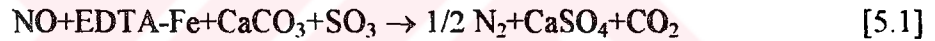
Bu yöntem sıcaklığa karşı aşırı duyarlıdır. İndirgenmenin gerçekleşmesi için baca gazı sıcaklığının $700\text{--}1000^\circ\text{C}$ arasında bulunması gerekmektedir. İndirgeme yüksek sıcaklıklarda olduğundan ön ısıtmaya gerek yoktur. Ayrıca bu yöntemde katalizör ve reaktöre ihtiyaç duyulmaması da bir avantaj teşkil etmektedir. Yöntem gaz ve fuel-oil yakan kazanlarda denenmiş ve %80'e yakın NO_x arıtma verimi elde edilmiştir. Sistemin daha da geliştirilmesine çalışılmaktadır (Durmaz. A.1987).

5. NO_x - SO₂ KOMBİNE KONTROLÜ

Hava kirliliği ve asit yağmurlarının artışı ile SO₂ dikkatleri üzerine çekmiştir. Çevre bilincinin gelişmesiyle de kontrol için teknolojik imkanlar araştırılıp çeşitli yöntemler geliştirilmiştir. Daha sonraları NO_x'inde çevreye ve özellikle iklime olumsuz tesiri fark edilerek önleme çareleri araştırılmıştır. Daha önce bahsedildiği üzere NO_x artımı ile ilgili yöntemler geliştirilmiş ve uygulama alanı bulmuştur. Aynı ayrı NO_x ve SO₂ artımı için arzu edilen değerler elde edilmiş olmasına rağmen kombine bir sistemle her ikisinin de önemli avantajlarından istifade etmek mümkündür. Kombine kontrol sistemi kullanılarak, daha az yatırım maliyeti, daha az işletim gideri, daha az kaynak tüketimi, daha fazla güvenlik ve tahrip sahasının daraltılması gibi avantajlar elde edilebilir. Kombine kontrolün sağlanabileceği sistemlerde uygulanan yöntemler bu bölümde verilmiştir.

5.1. Fe - EDTA YÖNTEMİ

Bu yöntem yaş kireçtaşı yıkama yöntemi ile absorpsiyon -indirgeme prosesine dayanmaktadır. Sistemde kireç taşının içerisine katkı maddeleri ilave edilmektedir. İlave edilen EDTA (Etilenediomin tetroasatik asit) ile NO_x'ler suda çözülmemektedir. Kireç taşı ile reaksiyona giren SO₂'de sülfatlı bileşikler oluşurmaktadır.

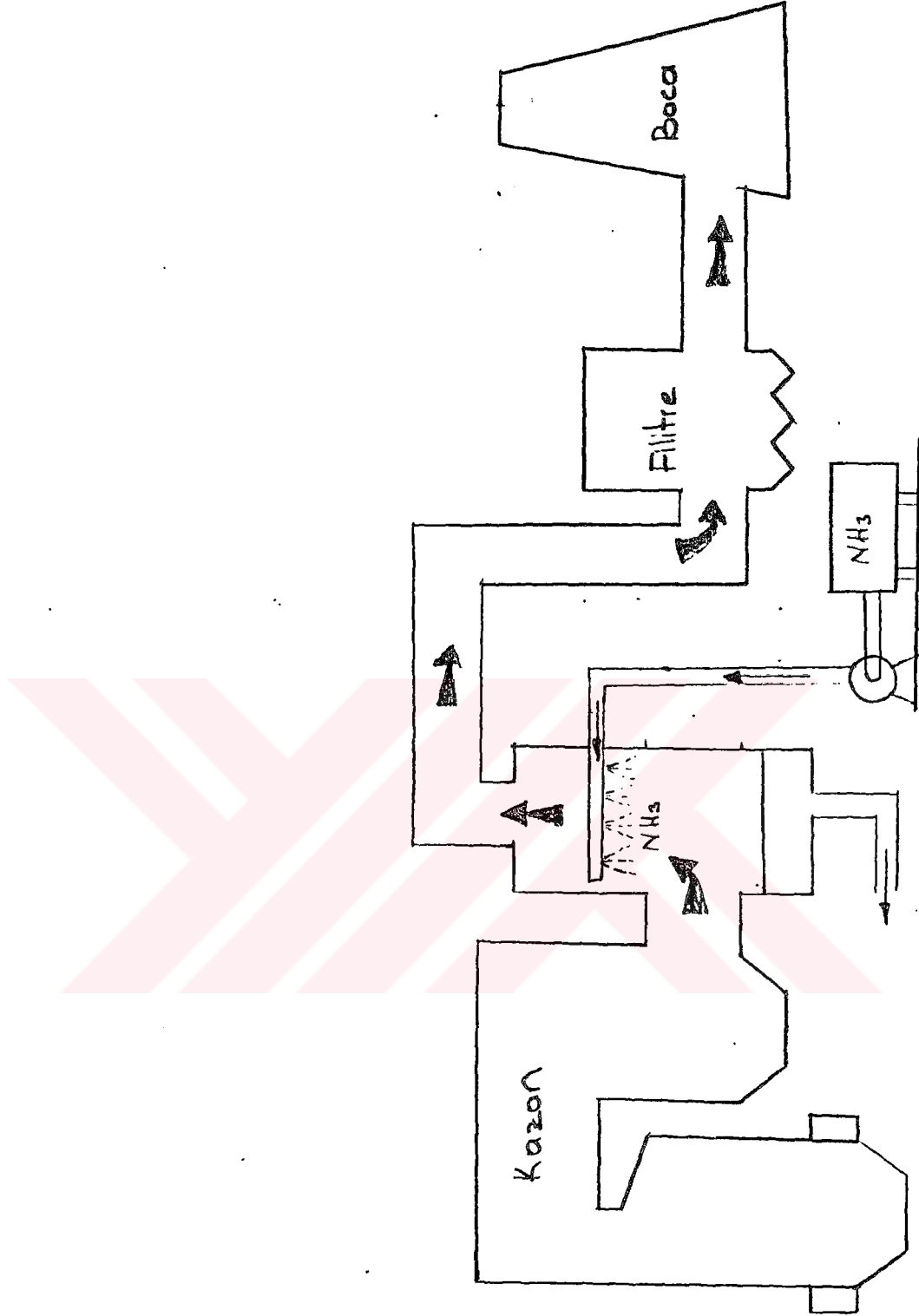


Böylece SO₂ ve NO_x'ler etkin ve verimli bir biçimde arıtılmaktadır. Bu sistem; Avrupa'da çalışan 800 MW gücündeki bir termik santrale 1987 yılında uygulanmıştır.

5.2. WALTHER YÖNTEMİ

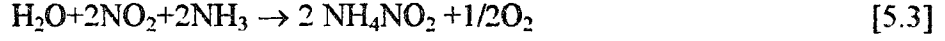
Bu yöntemde temizleyici akışkan olarak NH₃ kullanılmaktadır. Başta yalnız SO₂ arıtılması için geliştirilmiştir. Daha sonra bir oksitleme maddesi ilavesiyle sistem kombine SO₂/NO_x arıtma yöntemi halini almıştır. Walther yönteminde baca gazı NH₃ ile yıkanmaktadır. SO₂ ile NH₃ reaksiyona girip amonyum sülfid oluşturmaktadır.





Şekil 5.1. Walther Kombi Arıtma Sistemi

Azot oksit (NO) ise oksitlenerek NO₂'ye dönüşmektedir. Daha sonra NH₃ ilavesiyle amonyumnitrit oluşturmaktadır.



Oluşan amonyum sülfid ve amonyum nitrit tekrar oksitlenerek amonyum sülfat ve amonyumnitrat'a dönüşmektedir.



Bu ürün mekanik işlemlerden sonra azotlu gübreye dönüştürülebilmektedir. Böylece sistem baca gazından NO_x ve SO₂'yi artırırken yan ürün olarak gübre üretmektedir. Ayrıca sistemin atık su arıtma problemi yoktur. Çünkü kullanılan çözelti temizdir. Sistemin şematik şekli Şekil 5.1'de verilmiştir.

5.3. KURU PÜSKÜRTÜCÜLÜ SİSTEMLERDE NaOH İLAVESİ YÖNTEMİ

Kuru püskürtme (spray dryer) teknolojisi 1970'lerde geliştirilmiştir. Bu, kireç çözeltisini kuru püskürtmeye de yarayan bir sistemdir. Reaktif çözelti kuru püskürtücüye pompalanır. Burada atomize olarak içindeki su tamamen ayrışır. Daha sonra sıcak baca gazı ile karşılaşır bütün su buharlaştırılır. Baca gazı, kireç ile reaksiyona girer ve SO₂ absorbe edilir. Sonuçta, oluşan kuru toz ve uçan kül elektrostatik filitrelerde tutulur. Spray dryer'li sistemlerde SO₂ arıtma verimi % 70'in üzerindedir. Baca gazı ile kirecin teması için ilave yer ve partikül toplama cihazına ilave aktarma ile bu % 90'ı geçmektedir. Bu sistemde NO_x arıtımı içinde çalışmalar yapılmış ve en iyi yolun çözeltiyeye NaOH ilavesi olduğu ortaya çıkmıştır (Livengood.D.1991).



Aşağıda 20 MW'lık bir tesise uygulanan bu yöntemle ilgili datalar verilmiştir.

Tesiste kullanılan yakıt % 3 kükürt içeren kömürdür. Yakıtın yanması neticesinde uçan ve kazanın altında kalan kül alınarak siloya gönderilip buradan kamyonlarla taşınırken atık gazlar fan yardımıyla absorblayıcı kuru püskürtücüye gönderilir. Püskürtücüde çift gaz girişi vardır ve dönerek atomize etmektedir. Gazın % 60'a yakını üstten aşağıya doğru geri kalanı ortasından yukarı doğru olacak şekilde püskürtücüye

girer. Burada daha önceden de hazırlanmış çözelti ile reaksiyona girer. Çözelti hazırlamada; kireç önce kırılır, sonra söndürülür ve su ilave edilerek kireç kaynağı tankına gönderilir. Absorberden ve filitrelerden alınıp konveyörler ile taşınan atık çözelti boşalma silolarına gelip içindeki tozlar ayrıştırıldıktan sonra seyreltilerek karışım tankına geri gönderilir ki bu geri dönüşümle gelen miktar çözeltinin %35'idir. Karışım tankına gelen bu iki çözeltiye % 10 oranında NaOH ilave edilip karıştırılarak besleme tankına basılır. Buradan ihtiyaca göre ana tanka oradan da püskürtüceye gönderilir. Püskürtücüde reaksiyon sonucu oluşan tozun, gazın hızına bağlı olarak 1/3 ila 1/4'ü püskürtücünün altına düşer. Kalan gaz akımı ile sürüklenip filitrele gelir. Filtreler; fiberglastan dokunmuş torbalar olacak şekilde 4 sarsma elemanından meydana gelir. Sarsma ile gazdaki kalan tozda alınır ve konveyörlerle taşınır. Tesisin şematik resmi Şekil 5.2'de verilmiştir.

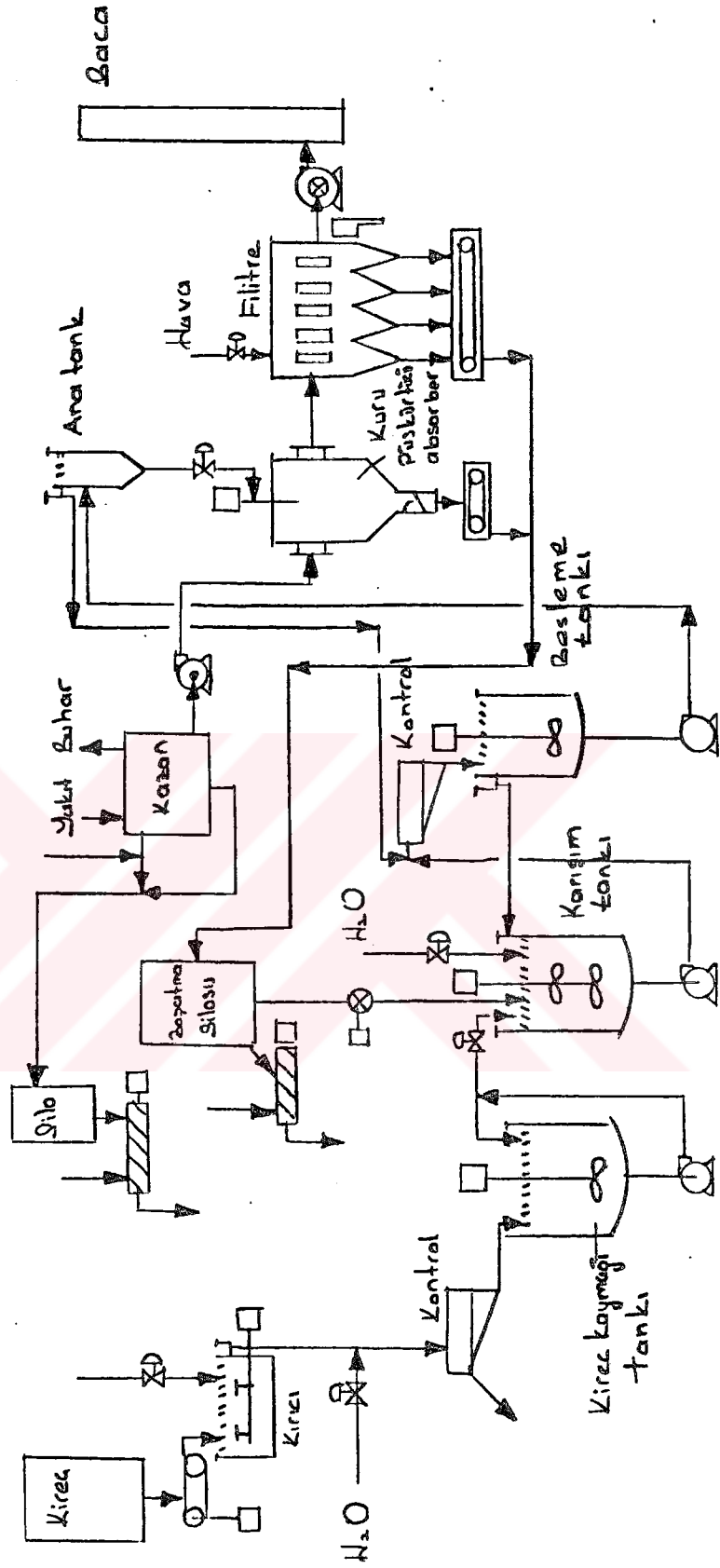
Tesiste SO₂ artımı % 70-90 arasında değişirken NO_x artımı % 35 - 50 arasındadır. Bu değer yanma kinetiğine bağlı olarak değişmektedir. Birbirini takip eden uzun filtrasyon çevrimleri ile NO_x artım değeri artırılabilir. Sistemin işletme maliyeti, diğer basit sistemlere nazaran %20 fazladır. SO₂ kontrolü için verilen miktar 686 \$/ton SO₂ dir. Fakat burada maliyetin % 35 filtrasyondur. sistem kombine sistem olarak gelecek vadetmektedir (Livengood. B. 1991).

5.4. BİR TERMİK SANTRALDE ÖRNEK NO_x- SO₂ KOMBİNE KONTROLÜ

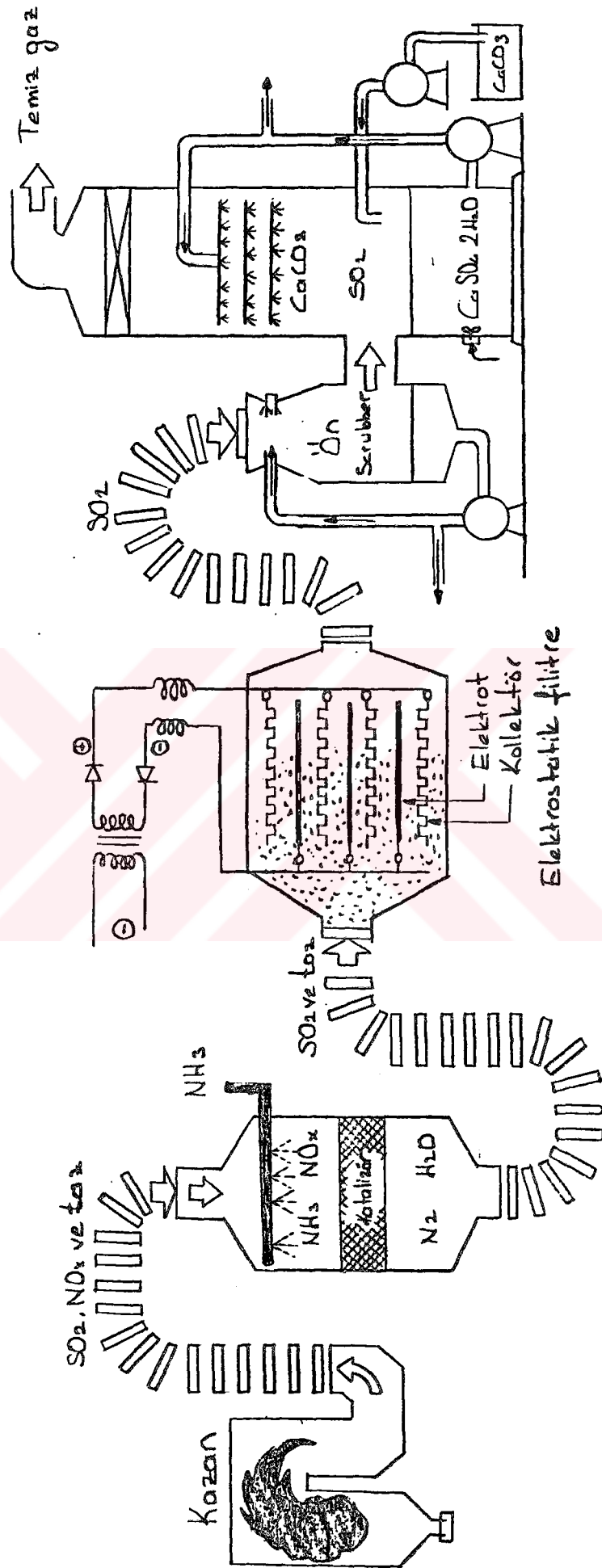
Sendai termik santrali 3x175 MW gücünde üç gruptan oluşmaktadır. Santralde kömür yakılmakta olup ayrı ayrı SO₂ ve NO_x kontrol üniteleri vardır. Bu santrale ait sistem şeması Şekil 5.3'de verilmiştir.

Şekilde görüleceği üzere kazanda yakılan yakıtın sebep olduğu baca gazları NO_x artımı için denitrifikasyon ünitesine gelmektedir. Burada baca gazı NH₃ ile yıkanıp NO_x'ler N₂ ve H₂O'ya indirgenmektedir. Bu indirgeme reaksiyonları verilmiştir.



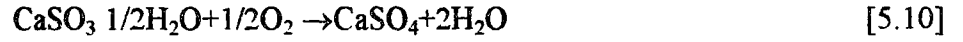
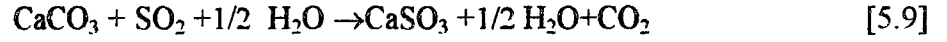


Şekil 5.2. Kuru Püskürtücü Sistem



Şekil 5.3. Sendai Termik Santrali

Reaktörde NO_x'lerden arıtılan baca gazı elektrostatik filitrelerle gelmektedir. Filtrelerde baca gazı içersindeki toz tutulmaktadır. Tozdan da arıtılan baca gazı ön yıkayıcıya geçmekte burada ön yıkamaya tabi tutulmaktadır. Daha sonra absorbere gelen baca gazı üzerine kireçtaşı çözeltisi püskürtülmekte ve reaksiyona girmesi sağlanmaktadır. Ayrıca absorberin altından alınan sülfat çözeltisi, absorberin üst tarafına tekrar pompalanarak duman gazın tekrar reaksiyonu dolayısıyla kalan SO₂'nin de arıtılması sağlanmaktadır. Oluşan alçıtaşı da absorberin alt kısmından dışarı alınmaktadır. Desülferizasyon ünitesinin de gerçekleşen reaksiyonları verilmiştir.



Santralde; öncelikle denitrifikasyon daha sonrada desülferizasyon ünitelerinden geçen baca gazı, arıtılıp temizlenerek bacadan atılmaktadır. Baca gazı içersindeki SO₂ miktarı 100 Nm³/h, NO_x miktarı 280 ppm ve toz miktarda 150 mg/Nm³ seviyesine düşürülmektedir. Bu değerlerden de anlaşılacağı üzere sisteme eklenen arıtma üniteleri sayesinde çevre açısından daha az kirletici emisyon açığa çıkmaktadır (Environmental Conservation).

6. UYGULAMALAR

6.1. DÜNYADAKİ UYGULAMALAR

Endüstri devrimi ile birlikte dünyada teknoloji hızla gelişmiştir. Bu hızlı gelişme beraberinde yoğun bir enerji tüketimini getirmiştir. Kullanım ve iletim gibi birçok avantajlarından dolayı elektrik enerjisi bu tüketilen enerji miktarı içerisinde önemli bir paya sahiptir. Bu dönemde elektrik üretiminin çevreye olan olumsuz etkisi gözardı edilmiştir. Fakat günümüzde bu etkiler insan sağlığı ve tabiatı tehdit eder boyutlara ulaşmıştır.

Kirlenmeye sebebiyet veren atıkların büyük bir çoğunluğunun fosil yakıtlar olduğu tesbit edilmiştir. Fosil yakıt kullanan termik santraller dünyada ve ülkemizde enerji üretimi içindeki payı en fazla olan gruptur. Dolayısıyla da çevre kirliliğinde de en büyük paya sahiptir. Tablo 6.1'de dünyadaki elektrik enerjisi kurulu gücü ve üretimi kaynaklara göre dağılımı verilmiştir (Bekdemir Ş.1995).

Tablo 6.1 Dünyadaki Elektrik Enerjisi Kurulu Gücü ve Üretimi
Kaynaklara Göre Dağılımı.

	Termik	Hidrolik	Nükleer	Jeotermal	Toplam
Kurulu güç (MW)	1841737	653122	342503	9369	2846731
Pay (%)	64.8	22.9	12	0.3	100
Üretim (TWh)	7681	22.36	1078	39	12034
Pay (%)	63.8	18.6	17.3	0.3	100

Tablodan da görüleceği üzere elektrik enerjisi üretiminde termik santraller % 63,8 payla birinci durumdadır.

Günümüzde enerji üretilirken; üretim yönteminin çevreye etkileri ön plana çıkmakta, mevcut sistemlere arıtma üniteleri ilave edilmektedir. Ülkeler kendi enerji politikaları doğrultusunda çeşitli desülfürizasyon ve denitrifikasyon yöntemlerini uygulamaktadır. Bu bölümde Japonya'da uygulanan yöntemlerden bahsedilecektir.

Japonya'daki endüstriyel tesislerde desülfürizasyon sistemi kullanımı çok yaygındır. Yaklaşık olarak 18000 MW elektriğe denk 140 tesiste alçıtaşı, 4000 MWe denk 25 tesiste NH_3 ve 9000 MWe denk 800 kadar küçük ölçekli tesiste NaOH prosesi kullanılmaktadır.

1977 verilerine göre, desülfürizasyon sistemi kullanılan 500 kadar ki bunların kapasiteleri 28000 MWe civarındadır, tesiste inceleme yapılmıştır. Bu tesislerin % 47'sinde ıslak kireçtaşı prosesi uygulanmakta ve alçıtaşı elde edilmektedir. %16'sında çift alkali tipinde kireçtaşı prosesi kullanılmaktadır. % 13'ünde NH_3 prosesi uygulanmakta ve sonuçta sülfirikasit, amonyum sülfat ve kükürt elde edilmektedir. %24'üne ise NaOH prosesi kullanılıp sodyum sülfat ve sülfat elde edilmektedir. Sodyum hidroksit kullanılan tesislerin yaklaşık % 80'i sodyumsülfiti kağıt fabrikalarına kalanı da oksitleyip sülfata çevirip cam sanayine göndermekte ve böylece endüstriyel geri kazanım elde etmektedirler. Bu tesislerde SO_2 arıtımı % 90'nın üzerindedir. Bunun için gereken enerji toplam enerjinin %2,5~3'ü arasındadır. Daha yüksek arıtım için gereken enerji daha fazladır (Ando J.1977).

Japonya'daki büyük santrallerin günümüzdeki durumuna bakıldığında aşağıdaki veriler tesbit edilmiştir. Hochinohe santralinde fuel-oil yakılmaktadır. Santral 3x250 MW ve 4x250 MW gücünde iki gruptan oluşmaktadır. İlk grupta ise desülfürizasyon tesisi vardır. Ayrıca elektrostatik filitre ve yüksek baca kullanılmaktadır. Akita santralinde düşük sülfürlü sıvı yakıt kullanılmaktadır. Santral 3x350 MW ve 600 MW gücünde iki gruptan oluşmaktadır. Bütün gruplarda NO_x kontrolü yanmanın iyileştirilmesiyle sağlanmaktadır. Sendai santrali 3x175 MW gücündedir. İlk grupta düşük sülfürlü kömür yakılmaktadır. Diğer iki grupta kömür yakılmakta ve desülfürizasyon tesisi kullanılmaktadır. Ayrıca bu gruplarda hem yanma iyileştirilmesi ile hem de denitrifikasyon tesisi yardımıyla NO_x kontrolü yapılmaktadır. Higoohi-Nilgata santrali doğal gazlı olup 600 MW, 600 MW, 1090 MW, 2x350 MW gücünde 4 gruptan oluşmaktadır. Yakıt düşük kükürt içerdiği için desülfürizasyon tesisi bulunmamaktadır. Yakıtın yanma kinetiği iyileştirilerek NO_x kontrolü sağlanmaktadır. Ayrıca 600 MW ve 1090 MW'lik gruplarda denitrifikasyon tesisi vardır. Noshiro santralinde kömür yakılmaktadır. Desülfürizasyon ünitesi bulunan santral 600 MW gücündedir. NO_x kontrolü yanma kinetiğinin iyileştirilmesi ile sağlanmaktadır (Clean Environment, 1993).

6.2. TÜRKİYE'DEKİ UYGULAMALAR

Günümüzde kalkınma çabası içerisinde olan ülkelerde bunun tabi neticesi olarak enerji tüketimi artmaktadır. Tablo- 6.2'da Türkiye'de elektrik enerjisi kurulu güç ve üretiminin kaynaklara göre dağılımı verilmiştir (Bekdemir Ş.1995).

Tablo 6.2 Türkiye'de elektrik enerjisi kurulu güç ve üretiminin kaynaklara göre dağılımı.

	Termik	Hidrolik	Toplam
Kurulu güç (MW)	10443	9682	20125
Pay (%)	51.9	48.1	100
Üretim (GWh)	39856.6	33950.9	73807.5
Pay (%)	54	46	100
Kişi başına elektrik tüketimi : 1232 (kWh/kişi yıl)			

% 54 payla termik santraller, % 46 payla hidrolik santraller enerji ihtiyacını karşılamaktadır. Ülkemizde enerji ihtiyacı devamlı artmakta ve bunu karşılamak için de büyük kapasitedeki termik santraller kurma çalışmaları devam etmektedir. Halen ülkemizde linyit ile çalışan termik santrallerin üretim ve yakıt özellikleri Tablo 6.3'da verilmiştir (Bayram A. 1994).

Buralarda kullanılan yüksek kükürtlü yakıtlar çevre sorunlarına sebebiyet vermektedir. Kirlenmeye neden olan partikül madde (toz), kükürtdioksit (SO_2), azotoksitler (NO_x), karbondioksit (CO), uçucu hidrokarbon bileşikler (VOC) ve etan (CH_4) emisyonları Tablo 6.4'de verilmiştir (Bayram A.1994).

Çok yüksek olan SO_2 miktarını engellemek için santrallere desülferizasyon üniteleri kurulmasına ağırlık verilmiştir. Bu çalışmalar Çayırhan Termik Santralinde (2X150 MW) kireçtaşı prosesine dayalı desülferizasyon tesisi kurulması ile başlanmıştır. Bunu takiben fizibilite çalışmaları biten Yatağan (3x210 MW) ve Orhaneli (1x210 MW) santrallerin desülferizasyon üniteleride yatırım programına alınmıştır. Yeniköy (2x210 MW) ve Soma (6x165 MW) santralleri içinde fizibilite çalışmaları tamamlanmıştır. Ayrıca Kemerköy santrali baca gazı arıtma tesisi inşaatı devam etmektedir.

Tablo 6.3 Linyit İle Çalışan Termik Santrallerin Üretim ve Yakıt Özellikleri

Santral	Ünite sayısı	Kurulu güç (MW)	Kömür tüketimi (ton/saat)	Isıl değer (kcal/kg)	Kül (%)	Nem (%)	Kükürt (%)	Baca gazı debisi (Nm ³ /saat ünite)	Baca yüks. (m)	Toz Kontrol verimi (%)
YATAĞAN	3	210	230	2100	20.5	36	2.7	1081373	120	99.4
AFŞİN ELBİSTAN	4	344	800	1050	15.3	57.7	1.4	1682000	140	99
YENİKÖY	2	210	280	1750	29	33	4	1140152	200	99.4
SEYİTÖMER 1-2-3	3	150	200	1800	35	34	2	916000	10	98
SEYİTÖMER 4	1	150	266	1700	40	35	2	866000	100	98
SOMA A	2	22	44	3582	24.55	25.22	0.71	55900	49	99
SOMA B 1-2	2	165	166	2200	30	27	0.98	703969	150	98
SOMA B 3-4	2	165	166	2200	32	21	1.5	703959	150	99
SOMA B 5-6	2	165	272.5	1550	40.5	20.84	1.5	869286	275	99
TUNÇBİLEK 1-2	2	35	30	3650	33	22	2	288000	40	98
TUNÇBİLEK 3	1	65	50	3900	25	23	2	309600	120	98
TUNÇBİLEK 4-5	2	150	175	2000	42.4	23	1.17	646702	120	98
ÇAYIRHAN	2	150	127.3	2800	29.91	27.5	4.65	601000	120	99.6
KANGAL	2	150	277	1300	22	50	2	920800	120	98
ORHANELİ	1	210	200	2560	23.8	34	1.9	872807	270	99.8

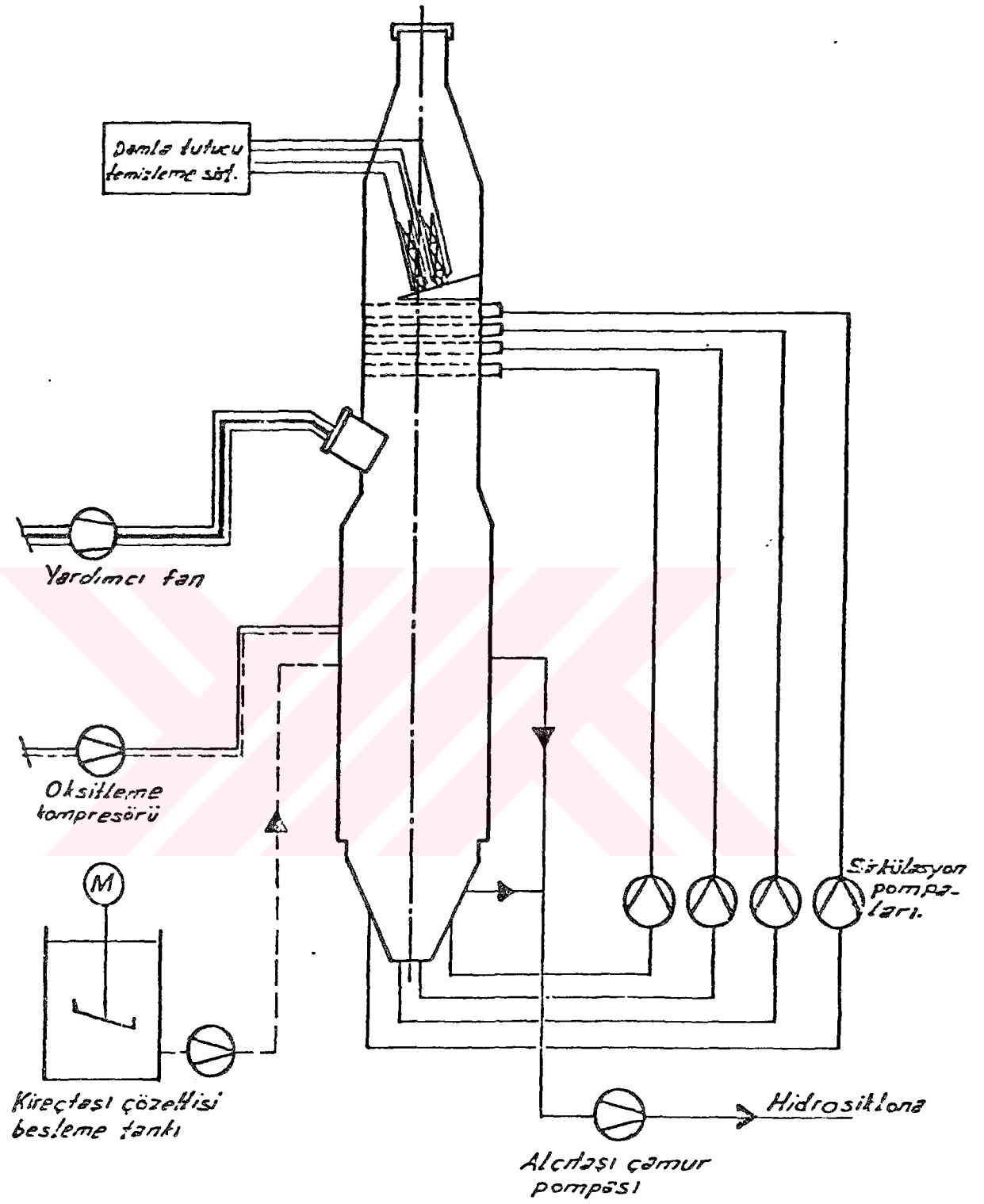
Tablo 6.4. Kirletici Emisyonları

SANTRAL	TOZ	SO ₂	NO _x	CO	VOC	CH ₄
YATAĞAN	263	27945	4140	207	27.6	10.35
AFŞİN ELBİSTAN	1518	67200	19200	960	128	48
YENİKÖY	302	33600	3360	168	224	8.4
SEYİTÖMER 1-2-3	1302	18000	3600	180	24	9
SEYİTÖMER 4	660	7980	1596	80	10.64	3.99
SOMA A	67	937	528	26	3.52	1.32
SOMA B 1-2	618	4880	1992	100	13.28	4.98
SOMA B 3-4	329	7470	1992	100	13.28	4.98
SOMA B 5-6	684	12263	3270	164	21.8	818
TUNÇBİLEK 1-2	123	1800	360	18	2.4	0.9
TUNÇBİLEK 3	78	1500	300	15	2	0.75
TUNÇBİLEK 4-5	920	6143	2100	105	14	5.25
ÇAYIRHAN	94	1776	1528	76	10.19	3.82
KANGAL	756	16620	3324	166	22.16	8.31
ORHANELİ	30	5700	1200	60	8	3
TOPLAM	7743	213818	48490	2424	323.27	121.23

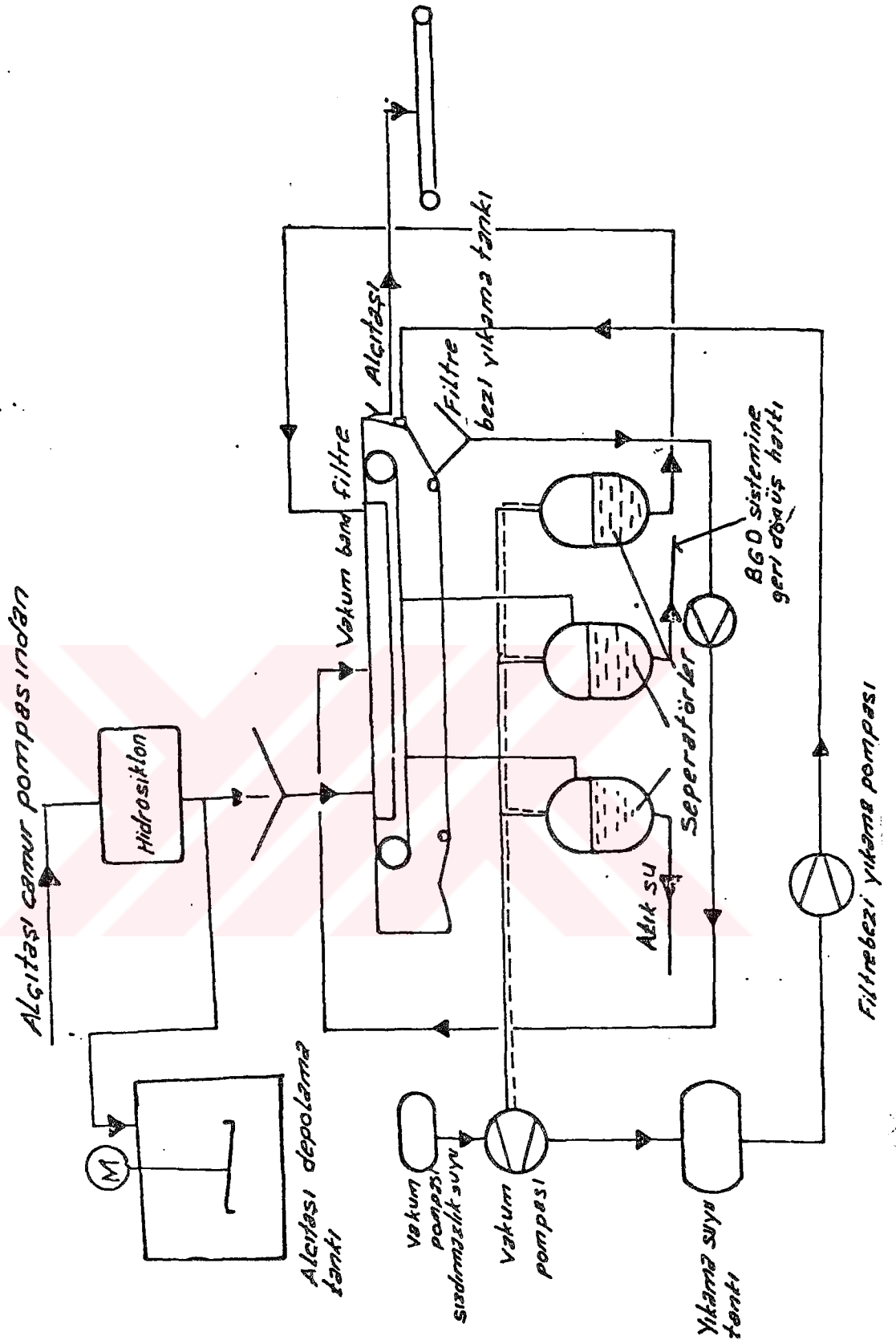
Çayırhan termik santrali; Ankara'nın Nallıhan ilçesine bağlı Çayırhan kasabası yakınlarında kurulmuş olup, Ankara'ya 120 km mesafededir. Santral 2x150 MW gücündedir. Bölgedeki mevcut düşük kalorili linyit kullanılmaktadır. Kömürün alt ısı değeri 2800 kcal/kg olup, % 4,15 yanıcı kükürt içermektedir. Bu yüksek değerdeki kükürt sebebiyle tam yükte saatte 30 ton SO₂ bacadan atılmaktadır. Bu miktarın çevre kirliliği açısından çok önemli olması sebebiyle santrale baca gazı kükürt arıtma tesisi kurulmuştur.

Çayırhan santralinde kireçtaşı ile yıkama prosesi kullanılmaktadır. Proses neticesinde yan ürün olarak alçıtaşı üretilmektedir. Tesis % 100'lük iki ayrı hattan oluşmaktadır ve her bir santral ünitesinden gelen baca gazları ayrı bir desülferizasyon hattında temizlenmektedir. Tesis üç ana bölümden oluşmaktadır; kireç taşı hazırlama ünitesi, yıkayıcı ünite ve alçıtaşı su giderme ünitesi. Bunlar Şekil 6.1 ve 6.2'da verilmiştir.

Desülferizasyon tesisi girişinde baca gazındaki SO₂ konsantrasyonu yağ bazda 17580 mgr/stdm³ iken tesis çıkışında 800 mgr/stdm³'e düşmektedir. Dolayısıyla tesisin toplam verimi %95'dir. Bu verimin sağlanması için su tüketimi ünite başına 77,7 m³/h, CaCO₃ tüketimi ünite başına 17,945 t/h dir. Ayrıca tesis %75 partikül kontrolü sağlamaktadır (Gençsoy T.1994).



Şekil 6.1. Yıkayıcı Kule



Şekil 6.2. Alçı Taşı Su Giderme Ünitesi

7. SONUÇ

Dünyadaki enerji üretiminden doğan kirlenmenin boyutlarının büyümesi; bu problemi, ülkelerin kendi problemleri olmaktan çıkarıp, global bir hale getirmiştir. Bunun sonucunda dünya ülkeleri değişik sempozyumlar ve kongrelerle biraraya gelip problemin gerçek boyutlarının tesbiti ve çözümü için çalışmalarına başlamışlardır. Bu tespitler neticesinde görülen odur ki; bir yılda fosil yakıt tüketiminden yaklaşık 113×10^6 ton SO_2 , 105×10^6 ton NO_x oluşmaktadır. SO_2 oluşumunda yılda 90×10^6 ton'la kömür başrolü oynamaktadır. NO_x oluşumunda en büyük pay 45×10^6 tola petrol ve türevlerindir. Doğalgaz içersinde hemen hemen hiç kükürt olmadığından SO_2 oluşumu üzerinde tesiri yok denecek kadar azken, özellikle yüksek alev sıcaklığı sebebiyle oneli ölçüde NO_x oluşumuna neden olmaktadır (Bekdemir Ş.1995).

Ürkütücü olan bu boyutlardaki kirlenme acil tedbirler almaya zorlamıştır. Amerika, İngiltere, Almanya gibi gelişmiş ülkeler yapacakları termik santrallere desülferizasyon ve denitrifikasyon üniteleri yapmayı zorunlu kılmışlar,halen faaliyette olanlar içinde emisyonların azaltılması doğrultusunda çalışmalara başlamışlardır. Avrupa'da 2000 yılında elektrik sektörü tarafından yapılabilecek maximum sülfür emisyonu (bin ton) azaltımı miktarları Tablo 7.1'de verilmiştir.

Tablodan da görüleceği gibi desülferizasyon tesislerinin maliyeti oldukça yüksektir. Örneğin; Türkiye için 2000 yılında 1755×10^6 tan SO_2 atılması planlanmaktadır. 700×10^3 ton SO_2 ise giderilebilmekte ve arıtım verimi %40 olması planlanmaktadır. Bu verim yatırım maliyetinin 301×10^6 \$ olacağı hesaplanmıştır (Bektur. Y.1994).

Planlanan tesislerden ilki Çayırhan termik santralına (2×150 MW) monte edilmiş 1986 fiyatlarıyla $89,3 \times 10^6$ DM'a mal olmuştur. Çeşitli önceliklere dayanılarak belirlenen diğer üç santralin planlanan kireçtaşı prosesine dayanan baca gazı tesislerine ait maliyet verileri;

Orhaneli (210MW)	60×10^6 \$
Kemerköy (3x210MW)	140×10^6 \$
Yatağan (3x210MW)	140×10^6 \$

olarak tesbit edilmiştir (Yılmaz. Ö.1994).

Genel olarak bacagazı arıtma tesislerinin santral maliyetini % 15-20 düzeyinde artırdığı belirtilmektedir.

Tablo 7.1 Avrupa'da 2000 yılında elektrik sektörü tarafından yapılabilecek maximum sülfür emisyonu (bin ton) azaltımı.

ÜLKE	AZALTMA YAPILMADAN	GİDERİLEN SÜLFÜR	YÜZDE (%)	MALİYET (Milyon \$)
Arnavutluk	200	64	32	23
Avusturya	186	68	37	90
Belçika	282	90	32	137
Bulgaristan	1151	630	55	256
Çekoslovakya	1303	723	55	301
Danimarka	193	121	63	192
Finlandiya	203	36	18	119
Fransa	697	130	19	354
Doğu Almanya	3224	2166	67	668
Fed. Almanya	1499	799	53	1214
Yunanistan	523	396	76	255
Macaristan	805	479	60	189
İrlanda	100	55	55	74
İtalya	1311	612	47	939
Lüksemburg	18	0	0	0
Hollanda	210	65	31	117
Norveç	71	1	1	3
Polonya	2182	1006	46	618
Portekiz	205	66	32	84
Romanya	1322	725	55	325
İspanya	2126	1556	73	600
İsveç	219	29	13	111
İsviçre	54	7	13	16
Türkiye	1755	700	40	301
İngiltere	1765	974	55	1474
SSCB	10890	6241	57	2075
Yugoslavya	1891	1209	64	536
TOPLAM	34385	18948	55	11068

Türkiye için bu yapılan çalışmalar yeterli değildir. Çünkü termik santrallerde kullanılan yakıtların kükürt içeriği fazladır. Bunun neticesinde baca gazındaki kirletici konsantrasyonları yüksektir. Tablo 7.2'de linyit yakılan termik santrallere ait kirletici konsantrasyonları verilmiştir.

Tablo 7.2 Linyit yakılan termik santrallere ait kirletici konsantrasyonları (mg/Nm³)

SANTRAL	TOZ	SO ₂	NO ₂	CO	VOC	CH ₄
YATAĞAN	81	8614	1276	63.8	8.5	3.2
AFŞİN ELBİSTAN	226	9988	2854	142.7	19.0	7.1
YENİKÖY	132	14735	1473	73.7	9.8	3.7
SEYİTÖMER 1-2-3	474	6550	1310	65.5	8.7	3.3
SEYİTÖMER 4	762	9215	1843	92.1	12.3	4.6
SOMA A	599	8383	4723	236.1	31.5	11.8
SOMA B 1-2	439	3466	1415	70.7	9.4	3.5
SOMA B 3-4	234	5306	1415	70.7	9.4	3.5
SOMA B 5-6	394	7053	1415	70.7	9.4	3.5
TUNÇBİLEK 1-2	213	3125	625	31.3	4.2	1.6
TUNÇBİLEK 3	250	4845	969	48.4	6.5	2.4
TUNÇBİLEK 4-5	711	4749	1624	81.2	10.8	4.1
ÇAYIRHAN	79	1477	1271	63.5	8.5	3.2
KANGAL	410	9025	1805	90.2	12.0	4.5
ORHANELİ	34	6531	1375	68.7	9.2	3.4

Bu tablodaki değerler ile Tablo 7.3'da verile hava kalitesinin korunması yönetmeliğindeki standartlar karşılaştırıldığında tüm santrallere desülfürizasyon ve denitrifikasyon ünitelerinin eklenmesi gerektiği görülmektedir. Ayrıca enerji planlamasında esas alınan yerli kaynakların öncelik hakkından dolayı gelecek için planlanan santrallerde de arıtma ünitelerinin kurulması gerekmektedir.

Tablo 7.3 Hava kalitesinin korunması yönetmeliğindeki standartlar.

Parametre	Eski tesis	Yeni Tesis	Oksijen
Toz (mg/Nm ³)	250	150	%5-7
Karbon monoksit (mg/Nm ³)	250	250	% 5-7
Azot oksitler (mg/Nm ³)	1000	800	% 5
Kükürt dioksit (mg/NM ³)	1000	1000	% 5

Günümüzde enerji ekonomi ilişkisinin yanına çevre faktöründe eklenmesi gerekmektedir. Termik santrallerin planlanmasında ve işletilmesinde enerji-ekonomi-çevre ilişkilerinin optimum noktası tesbit edilmelidir. Böylece kendimiz için enerji üretilirken gelecek nesiller içinde daha az kirlenmiş bir çevre bırakmış oluruz.



8. KAYNAKLAR

1. Ando, J., 1977. Status of SO₂ and NO_x removal systems in Japan
2. Bailey control systems., 1990. Advanced control of the dry sorbent injection process for SO₂ control.
3. Bailey control systems., 1990. Advanced control techniques to control SO₂ emissions through scrubber control.
4. Bayram, A., Odambaşı, M., 1994. Türkiye'de linyitli termik santrallerin kirletici emisyonları.
5. Bekdemik, Ş., 1995. Elektrik üretimi ve çevre.
6. Bektur, Y., 1994. Elektrik enerjisi üretiminin çevre etkileri.
7. Clean Environment., 1993
8. Cristian, D., 1976. Power plant plue gas desulfurization by the wellman Lord SO₂ process.
9. Durmaz, A., Ercan, Y., 1987. Uluslararası Yanmadan kaynaklanan hava kirliliğinin kontrolü sempozyumu tebliğler kitabı.
10. EnvironmentaI conversation, 1992. Air pollution control of Japan.
11. Ercan, Y., Durmaz, A., 1985. Yanmadan kaynaklanan hava kirliliği raporu.
12. Eyice, S., 1981. Isı Ekonomisi.
13. Gençsoy, T., 1994. Termik Santrallerde Baca Gazı Kükürt Arıtma Tesisleri.
14. Kural, O., 1991. Kömür.
15. Livengood, D., 1990. Combined NO_x - SO₂ removal inspray - dreyer FGD System.
16. Miler, K., 1978. Desulfurization of various Midwestern Coals by flation.
17. Onat., K., 1988. buhar Kazanları Asıl Hesapları.
18. Özbayoğlu, G., 1983. Türkiye'nin yüksek kükürt içerikli linyitlerinin kömür hazırlama yöntemleriyle kükürttten arındırılması.
19. Wagner- Biro further development of DeNO_x
20. Yılmaz, Ö., 1994. Hidroelektrik enerjisinin karşılaştırılması e olumsuz etkilerinin giderilmesi yöntemleri.

ÖZGEÇMİŞ

- 1971 İzmir’de doğdu.
- 1988 Özel Fatih Erkek Lisesinden mezun oldu.
- 1989 Yıldız Üniversitesi Makina Mühendisliği Bölümüne kayıt oldu.
- 1993 Yıldız Teknik Üniversitesi Makina Fakültesi Makina Mühendisliği Bölümünden mezun oldu ve Yıldız Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Enerji Makinaları Bilim Dalında Yüksek Lisansa başladı.
- 1995 Hidromekanik ve Hidrolik Makinalar Anabilim Dalında Araştırma Görevliliğine başladı.

