



**bu bir MMO
yayıdır**

MMO, bu makaledeki ifadelerden, fikirlerden, toplantıda çıkan sonuçlardan ve basım hatalarından sorumlu değildir.

Yanma Gazı Desülfürizasyon Tekniklerinin Türkiye Linyit Kömürleri İçin Değerlendirilmesi

**Mehmet YILMAZ
Mesut GÜR
İsmail ÇALLI**

Sakarya Üni.
Müh. Fak. Mak. Müh. Böl.

YANMA GAZI DESÜLFÜRİZASYON TEKNİKLERİNİN TÜRKİYE LİNYİT KÖMÜRLERİ İÇİN DEĞERLENDİRİLMESİ

Mehmet YILMAZ
Mesut GÜR
İsmail ÇALLI

ÖZET

Kükürt içerikli yakıtın yanmasında SO_2 'nin ortaya çıkması kaçınılmaz bir sonuçtur. Ülkemiz linyit kömürü yatakları bakımından zengin olduğu için genelde katı yakıt olarak kömür kullanılmaktadır. Fakat linyitlerimizin düşük kalitede oluşu ve içerdikleri kükürt oranının yüksek olması yanma sonunda çıkan SO_2 miktarının fazla olmasına sebep olmaktadır.

SO_2 emisyonlarının baca gazından arıtılması için sorbentlere ihtiyaç duyulur. Kalsiyum bazlı sorbentler genelde, desülfürizasyon işleminde önemli kullanım alanı bulmuştur. Kalsiyum bazlı sorbentler olarak kireç CaO , kireçtaşı $CaCO_3$ ve kalsiyum hidroksit $Ca(OH)_2$ söz konusudur ve desülfürizasyon tekniğine göre yaş, kuru ve yarı kuru olarak kullanılır. Böylece sorbentin fiziksel durumuna göre ıslak sistemler, kuru sistemler ve yarı kuru sistemler geliştirilmiştir. Bu tekniklerin hangisinin uygun olabileceği, yakıtın türüne, yanma tekniğine ve yanma fırınının özelliğine bağlı olarak değişmektedir.

Desülfürizasyon sistemlerinin, SO_2 tutma verimleri ve proses çalışma koşulları birbirinden çok farklılık gösterir. Bu çalışmada, önce yukarıda belirtilen desülfürizasyon işlemleri incelenmiştir. Daha sonra Türkiye linyit kömürleri ele alınarak uygun desülfürizasyon sistemi seçimi önerilerinde ve değerlendirilmelerinde bulunulmuştur.

GİRİŞ

Fosil yakıtlar kükürt içerirler. Bu yakıtların yanmasında, kükürt elementi havanın oksijeni ile reaksiyona girerek kükürtdioksit SO_2 meydana getirir. SO_2 gazının meydana gelmesi, yakma teknikleriyle önlenilecek bir reaksiyon olmayıp, yakıtta kükürt var ise SO_2 gazı oluşur. SO_2 emisyonları baca gazı ile atmosfere atıldıklarında, çevre için çok zararlı olurlar. Günümüzde bu emisyonlar için sınırlar getirilmiştir. Çevre Bakanlıkları, bu sınır değerlerini yasalara bağlayarak özellikle yakma tesislerinde SO_2 aritmasını zorlamaktadır.

SO_2 gazının, baca gazından alınması için ilave kimyasal maddelere ihtiyaç duyulur. Bu yardımcı maddeler teknikte sorbent maddeler adı altında ele alınır. Kalsiyum bazlı sorbentler kireç CaO , kireç taşı $CaCO_3$ ve kalsiyum hidroksit $Ca(OH)_2$ en çok kullanılan sorbentlerdir. Bu sorbentler kuru olarak prosese atılabilmelerinin yanında suyla oluşturdukları sorbent çözeltisi olarak da kullanılırlar. Böylece desülfürizasyon prosesleri için kuru, yarı kuru ve ıslak sistemler geliştirilmiştir. Sorbent çözeltisinin kullanıldığı ıslak sistemlerde, gaz ve sıvı fazları arasında SO_2 adsorbsiyon işlemi olur. Kuru sorbentli kuru sistemlerde gaz ile katı fazlar arasında SO_2 adsorbsiyonu meydana gelir. Dolayısıyla SO_2 tutma (ayırıştırma) prosesi birbirinden farklılık gösterir. Böylece desülfürizasyon işleminin parametreleri ve çalışma koşulları birbirinden ayrılmaktadır.

Desülfürizasyon sistemlerinin birbirinden üstün özellikleri vardır. Bu özelliklerin sistem seçiminde iyi analiz edilmesi gerekir. Aşağıdaki bölümlerde desülfürizasyon sistemleri incelenecek ve daha sonra Türkiye linyit kömürleri için değerlendirilecektir.

KALSİYUM BAZLI SORBENTLERİN DESÜLFÜRİZASYON SİSTEMLERİ

Kalsiyum bazlı sorbentler, desülfürizasyon işlemi için aşağıdaki sistemlerde kullanılır:

- Islak sistemler
- Yarı kuru sistemler
- Kuru sistemler

Islak Sistemler

SO₂ yüklü baca gazı, kalsiyum bazlı sorbentlerin suyla oluşturdukları çözeltilerle temasa geçtiklerinde, SO₂ gazı çözelti tarafından kimyasal absorpsiyonla tutulur (yıkılır). Burada sorbentin cinsine göre aşağıdaki reaksiyonlar olur:



Genelde artık ürün olarak gips elde edilmesi istendiğinden, kalsiyum sülfür CaSO₃ çözeltisi ayrıca bir oksidasyon işlemine



alınır ve gips meydana gelir. Baca gazının, SO₂ yıkayıcı reaktöre giriş sıcaklığı 80-90°C arasındadır.

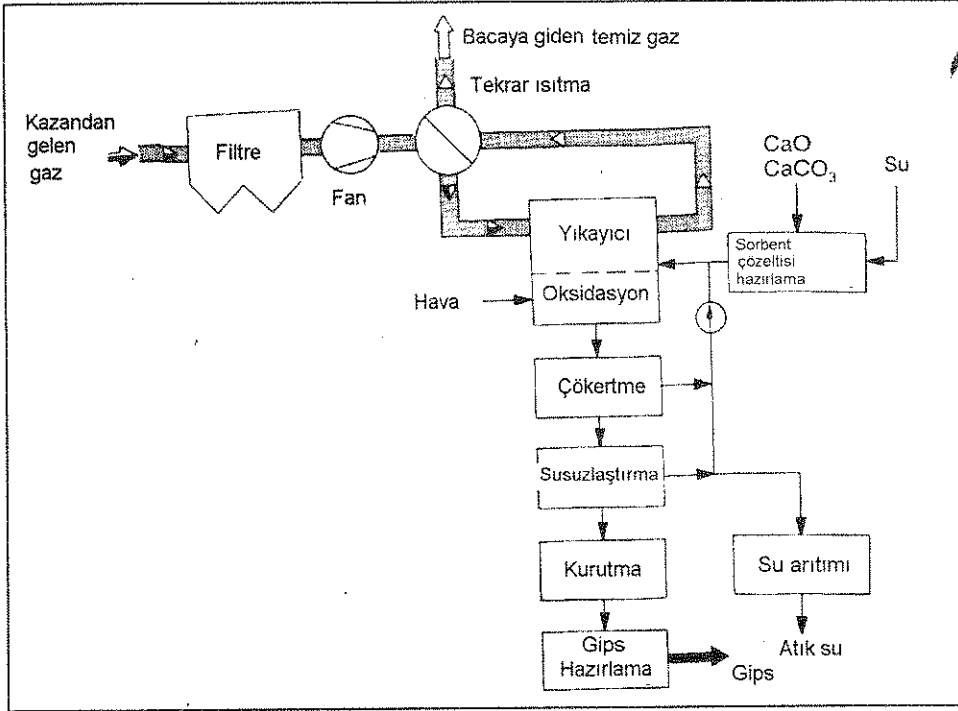
Yukarıdaki absorpsiyon reaksiyonları çözeltinin PH değerine bağlıdır. % 90 SO₂ tutma verimi için PH değeri yaklaşık 6 ve oksidasyon işlemi içinde PH değeri 4,5 altındaki değerler uygun gelmektedir [1,2]. SO₂ tutma verimine ayrıca birim baca gazı hacmine verilen çözelti oranı etkili olmaktadır. 6-10 lt çözelti 1 Norm metreküp baca gazına püskürtülür.

Islak sistemler, endüstride kullanılan desülfürizasyon sistemlerinin 90%' nini oluşturmaktadır ve aşağıdaki ara proseslerden meydana gelirler (Şekil 1).

- Sorbent çözeltisi hazırlanması
- Yıkama (SO₂ tutulması)
- Oksidasyon
- Çökertme, susuzlaştırma
- Gips'in ayrıştırılması (Kurutma, gips hazırlama)
- Su arıtımı

Yarı Kuru Sistemler

Yarı kuru sistemlerde absorpsiyon işlemi meydana gelir ve genelde sprey reaktörler kullanılır. Sprey reaktörde, pompalanabilir sorbent çözeltisi SO₂ yüklü baca gazına nozullar üzerinden püskürtülür; SO₂ gazı çözelti tarafından absorbe edilir ve bu esnada sıcaklığın etkisiyle çözelti suyu buharlaşır ve geriye katı sorbent tozu (katı atık) kalır (Şekil 2). Burada çözeltinin su içeriği sprey reaktörün içerisinde buharlaşacağı kadar ayarlanır.



Şekil 1. Islak sistemlerin proses akış şeması

Genelde sorbent olarak $\text{Ca}(\text{OH})_2$ kullanılır ve baca gazının reaktöre giriş sıcaklığı $120\text{-}160^\circ\text{C}$ aralıklarındadır. SO_2 absorsiyonu

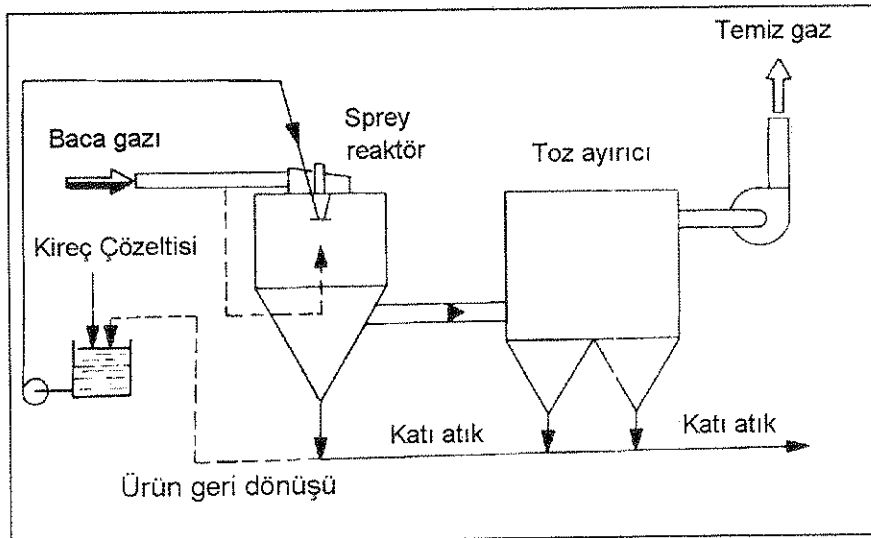


reaksiyonu üzerinden olur.

Yarı kuru sistemlerde aşağıdaki işlemler

- Çözeltinin nozullar üzerinden püskürtülmesi (sprey reaktör)
- Çözelti ve baca gazının teması, suyun buharlaşması (sprey reaktör)
- Baca gazından sorbentin ilave bir filtrede ayrıştırılması (toz ayırıcı)

olur. Şekil 2 yarı kuru sistemlerin prosesini göstermektedir.



Şekil 2. Yarı kuru sistemlerin proses şeması

Kuru Sistemler

Kuru sistemlerde, sorbentler baca gazına veya yanma ortamına direk kuru olarak verilirler. Bu sistemler küçük ve orta ölçekli yanma prosesleri için tercih edilirler.

Kalsiyum bazlı sorbentler olarak CaO, CaCO₃, Ca(OH)₂ kullanılır. SO₂ ayrıştırma işlemi (katı-gaz fazları arasında) kimyasal adsorpsiyon (katı-gaz fazları arasında) ile gerçekleşir.

Ancak sorbentler SO₂ ile reaksiyona girmeden önce reaksiyon ortamında;

dehidratlaşma



dekarbonizasyon



ve karbonizasyon (kalsinasyon)



reaksiyonları yapabilir.

Bu reaksiyonlar,

- reaksiyon sıcaklığına
- baca gazı konsantrasyonuna (H₂O, CO₂, O₂, SO₂)
- sorbent türüne (CaO, CaCO₃, Ca(OH)₂)

bağlıdır.

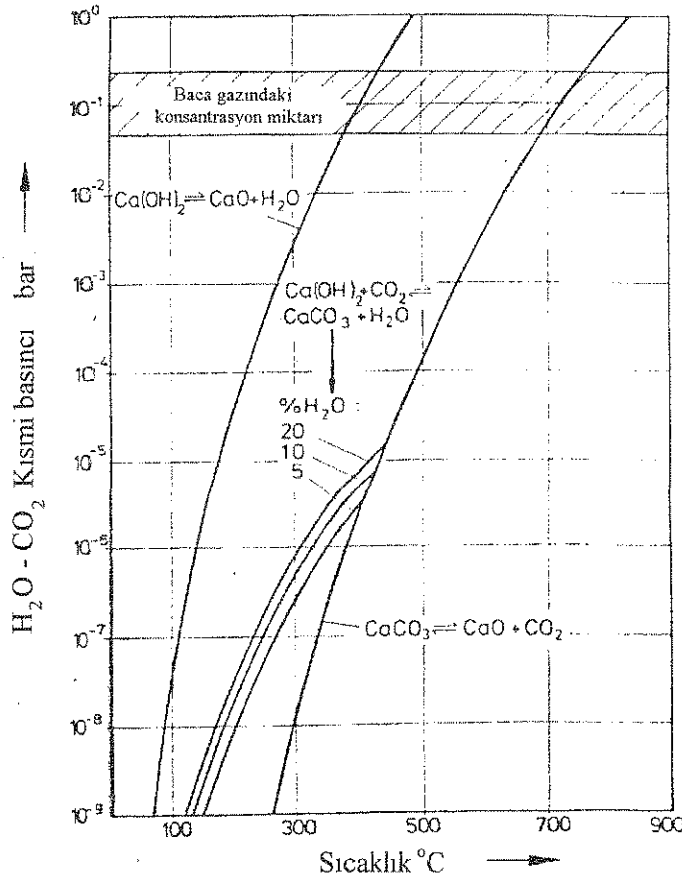
Termodinamik denge nedeniyle bu reaksiyonlar her sıcaklıkta belirli yönde ağırlık kazanır. Baca gazındaki H₂O ve O₂ ve CO₂ konsantrasyonları sözkonusu sıcaklıklardaki sorbent reaksiyonlarının denge konsantrasyonları üzerinde ise sorbentlerin reaksiyon yapması engellenir.

Şekil 3 kalsiyum bazlı sorbentlerin verecekeleri reaksiyonların termodinamik denge gereğince sıcaklığa bağlı konsantrasyonları gösterilmiştir.

Ca(OH)₂'in dehidrolizasyon reaksiyonu 6, baca gazındaki hacimsel % 5-20 arasındaki su buharı (H₂O) derişikleri nedeniyle, ancak 375 °C veya 425 °C'nin üzerindeki sıcaklıklarda olacaktır (Şekil 3). Diğer bir ifadeyle, bu sıcaklıkların altında Ca(OH)₂ çözünme (dehidratlaşma) yapamaz ve dolayısıyla SO₂ ile direk reaksiyon yapabilir.

Dekarbonizasyon reaksiyonu 7, çok düşük CO₂ derişiklerinde dahi (ppm dolaylarında) dekarbonizasyon reaksiyonunu harekete geçirebilir. Şekil 3'de gösterildiği gibi, baca gazının CO₂ gaz içeriği bu reaksiyonu, yaklaşık 400 °C altındaki sıcaklıklarda pozitif etkiler. Ayrıca burada H₂O konsantrasyonlarının, reaksiyona etkisi olmadığı anlaşılmaktadır.

Kireçtaşının CaCO₃ karbonizasyonu reaksiyonu 8 baca gazında bulunabilen % 15 CO₂ nedeniyle, ancak 750 °C'nin üzerindeki sıcaklıklarda mümkün olabilecektir.



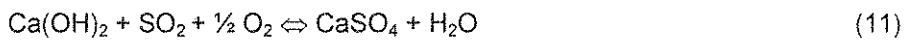
Şekil.3. Sorbentlerin termodinamik denge diyagramları

Kalsiyum bazlı sorbentler kuru sistemlerde, genel olarak SO_2 ile aşağıdaki adsorbsiyon reaksiyonları yaparlar.

Kalsiyum oksit (CaO)



kalsiyum hidroksit (Ca(OH)_2)

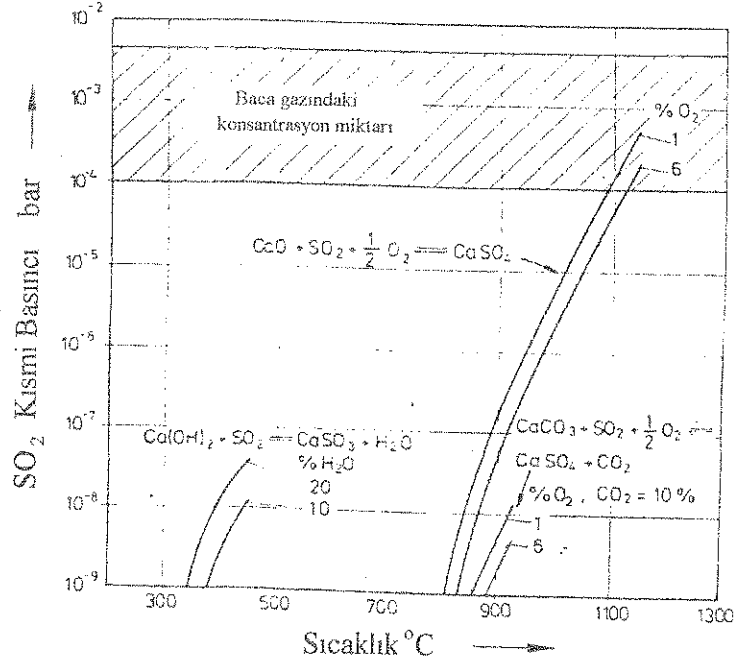


ve kalsiyum karbonat (CaCO_3)



reaksiyonları meydana gelir.

Bu reaksiyonların, sıcaklığa bağlı, termodinamik denge konsantrasyonları Şekil 4'de gösterilmiştir.



Şekil.4. SO₂ termodinamik denge diyagramları

Ayrıca aynı şekil üzerinde, baca gazında beklenen SO₂ emisyon değerleri (konsantrasyonları) çizilmiştir. Sorbent Ca(OH)₂, sıcaklıklar 300-400 °C altında çok düşük SO₂ derişiklikleri ile dengededir. Diğer sorbentler CaO ve CaCO₃ ise aynı SO₂ seviyelerine çok daha yüksek sıcaklıklarda (800-1200 °C) ulaşmaktadır.

Düşük sıcaklıklarda termodinamik denge gereğince SO₂ tutulması artar, ancak reaksiyon hızı düşer. Dolayısıyla SO₂ tutulması beklenildiği ölçüde gerçekleşmeyecektir. Öte yandan yüksek sıcaklıklarda 1000 °C'nin üzerinde sorbentin aktif dış yüzeyleri sinterleşir yani kapanır. Dolayısıyla, SO₂ adsorpsiyonu 900 - 1000°C üzerindeki sıcaklıklarda verimli olamaz. Sıcaklıklar 900- 1000 °C arası sorbent CaO için en uygun ortamdır.

LİNYİT KÖMÜRLERİNDE DESÜLFİRİZASYON UYGULAMASI VE DEĞERLENDİRİLMESİ

Islak sistemler, endüstride büyük kuvvet santrallerinde desülfirizasyon işleminde kullanılan ilk tekniktir. SO₂ tutma verimi % 90'ların üzerindedir. Öte yandan işletme maliyetleri ve tesis yatırım maliyetleri oldukça yüksektir. Orta ve küçük Isı-Kuvvet Santrallerinde yarı kuru ve kuru sistemler, işletme ve tesis maliyetinin düşüklüğü ve teknik kolaylıkları nedeni ile kullanım alanı bulunabilmektedir.

Tablo 1'de, kalsiyum bazlı sorbentlerin kullanıldığı, kuru, yarı kuru ve ıslak sistemlerin SO₂ tutma verimleri verilmiştir. Burada Kalsiyum Kükürt Ca/S oranı genelde 2:1 seçilir. Bu oranlarda, ıslak sistemin en iyi ve onu takiben yarı kuru ve ıslak sistem gelmektedir. Kuru ve yarı kuru desülfirizasyon sistemlerinin SO₂ tutma veriminin düşük olması, özellikle kükürt içeriği fazla yakıtların yakılmasında ıslak sistemlerin kullanılmasını zorunlu yapmaktadır. Dolayısıyla, sistem seçiminden önce yakıtın Kükürt analizinin dolayısıyla çıkacak SO₂ emisyonlarının çevre yasalarınınca öngörülen sınır değerlerini ne kadar aşacağına tespit edilmesi gerekir.

Ülkemizin linyit kömür rezervleri oldukça fazladır. Yakıt olarak büyük ölçüde kullanılmaktadır. Ancak kükürt içeriği oldukça yüksektir ve ısı değeri de düşüktür. Tablo 2'de Türkiye linyit rezervlerinin bulunduğu bölgelere göre fiziksel ve kimyasal (ısı) değerleri verilmiştir.

Tablo 1. Desülfirizasyon tekniklerinin verimleri

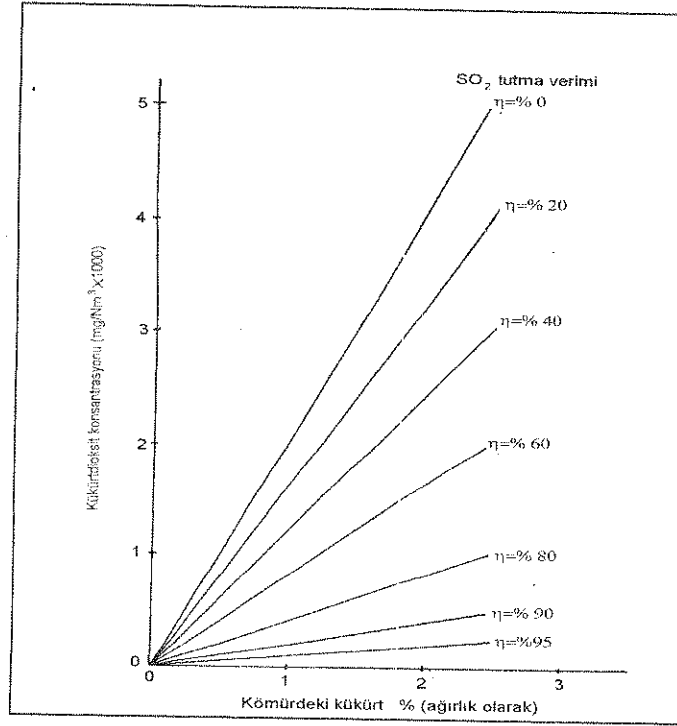
Proses	Sorbent kükürt oranı	SO ₂ ayırma verimi (%)
Kuru sistemler		
Kireç	Ca:S =2:1	40-80
Yarı kuru sistemler		
Sprey reaktör	Ca:S =2:1	60-80
Kanal reaktör	Ca:S =2:1	30-60
Islak sistemler		
Geri kazanımsız (kireçtaşı)	Ca:S =1:1	>90
Geri kazanımlı	Ca:S =1:1	>90

Tablo 2. Türkiye'de bazı linyit rezervleri ve özellikleri[3]

Sahanın yeri	Rezerv (bin ton)	Kömür analizleri			Isıl değer	
		Nem %	Kül %	Kükürt %	kcal/kg	kJ/kg
Edirne-Demirhan	55 000	40.00	11.65	-	2700	11290
Tekirdağ-Malkara	35 000	29.78	25.7	1.53	2490	10410
Saray	60 000	38.02	17.52	2.02	2500	10450
İstanbul-Eyüp-Ağaçlı	10 000					
Bursa-Çiğili-Sağırlar	57 966	31.73	21.03	1.70	2694	11290
Çanakkale-Çan	143 343	23.34	23.18	3.18	3254	13600
Bolu-Gerede-Mengen	20 500	17.35	10.85	7.6	4800	20065
Manisa-Soma-Eymes-Sarıkaya	144 000	18.00	20.00	1.03	4200	17555
Muğla-Yatağan-Eskihisar	131 068	34.93	20.75	0.99	2782	11630
Kütahya-Seyitömer	229 000	33.54	19.10	1.36	2750	11495
Tavşanlı-Tunçbilek	252 000	15.00	10.10	1.5	4000	16720
Ankara-Beypazarı	153 000	10.00	23.10	4.70	3144	13140
Samsun-Havza	40 000	44.00	20.00	1.01	1600	6690
Çankırı-Orta	100 000	51.50	23.50	0.57	800	3345
Sivas-Kangal	142 472	47.88	21.64	-	1342	5610
Bingöl-Kozkova	45 000	44.04	24.81	0.60	2060	8610

Kömürün kükürt içeriğine bağlı çıkabilecek SO₂ emisyonu hesaplanabilir. Şekil 5'de böyle hesaplanmış bir diyagram gösterilmiştir. Burada yanma hesaplarında baca gazı 5% Oksijen içericek şekilde kullanılmıştır. Bu diyagramda, SO₂ tutma verimleri η parametre olarak seçilmiştir ve $\eta=0$ desülfirizasyon olmadığını yani baca gazında bulunacak SO₂ emisyonu göstermektedir.

Örneğin; kükürt içeriği 2% kömür yakıldığında, 4000 mg/Nm³ SO₂ meydana gelir. Diyagramda SO₂ tutma veriminin $\eta = 0,80$ olan bir sistemin seçilmesinde, baca gazından yaklaşık 800 mg/Nm³ olacağı okunur. Katı yakıtlı yakma tesislerinde istenen baca gazı SO₂ emisyon sınır değerleri, yakma tesisinin ısı gücü 300 MW üzerinde ise baca gazı oksijen hacimsel oranı 5% olmak üzere 1000 mg/m³ ve ısı gücü 300 MW altında 2000 mg/m³ olmaktadır[4]. Dolayısıyla buradan desülfirizasyon sisteminin seçiminde yakma tesisinin ısı gücünün de rol oynadığı anlaşılmaktadır. Böylece, Türkiye linyitlerinin rezerv bölgelerine yani kükürt içeriklerine ve yakma tesisinin büyüklüğüne göre desülfirizasyon sistemlerinin seçiminde farklılık gösterir.



Şekil.5. Kömür yakıldığında kükürtdioksit azaltılması

Tablo 3'de ısı gücü 300 MW üzerindeki yakma tesislerinde Türkiye linyit kömürleri için gerekli SO₂ tutma verimleri verilmiştir. Bu desülfirizasyon verimleri Şekil 5 yardımıyla bulunmuştur. 300 MW üzerindeki yakma tesisleri için, aynı Tablo 3'de değerlendirmeler yapılmıştır.

Tablo3. Katı yakıtlı tesislerde desülfirizasyon tekniği için istenen verimler

Sahanın yeri	Kükürt içeriği %	Desülfirizasyon Verim aralığı	
		< 300 MW	> 300 MW
Tekirdağ- Malkara	1.53	% 35	%70
Saray	2.02	%50	%75
Bursa-Çiğili- Sağırlar	1.70	%45	%70
Çanakkale-Çan	3.18	%70	%85
Bolu-Gerede-Mengen	7.60	%90	%95
Manisa-Soma-Eymes- Sarıkaya	1.03	%5	%50
Muğla-Yatağan-Eskihisar	0.99	%5	%50
Kütahya-Seyitömer	1.36	%30	%65
Tavşanlı-Tunçbilek	1.50	%35	%70
Ankara-Beypazarı	4.70	%80	%90
Samsun-Havza	1.01	%5 ve üstü	%50
Çankırı-Orta	0.57	Kontrol edilmeyebilir	%15
Bingöl-Kozkova	0.60	Kontrol edilmeyebilir	%15

Küçük ve orta ölçekli (300 MW altında) linyit yakma tesislerinin SO₂ tutma verimi düşük olabilmektedir. Bolu - Gerede - Mengen linyitleri dışında kuru ve yarı kuru sistemler burada uygulanabilir. Ancak büyük tesislerde 300 MW üzerinde yüksek SO₂ tutma verimine gereksinim vardır. Islak sistemler bazı linyit türlerinde kaçınılmaz iken diğerlerinde kuru ve yarı kuru sistemler kullanılabilir.

SONUÇ

Bu çalışmada fosil yakıtların yakılmasından ortaya çıkan SO₂ emisyonlarının arıtımındaki sistemler kullanılan sorbentler incelenmiş ve Türkiye linyitleri için değerlendirilmiştir.

Kalsiyum bazlı sorbentler, kireç CaO, kireçtaşı CaCO₃ ve kalsiyum hidroksit Ca(OH)₂ desülfürizasyon işleminde en çok kullanılan sorbentlerdir. Bu sorbentlerin suyla meydana getirdikleri çözeltilerin, kullandıkları ıslak sistemler % 90 üzerinde SO₂ tutma verimlerine ulaşılmaktadır. Kuru ve yarı ıslak sistemlerde daha düşük SO₂ tutma verimleri elde edilmesine karşın, sistemin imalat ve işletme maliyeti ucuzluğu ve teknik kolaylıkları nedeniyle üstünlük göstermektedir.

Türkiye linyit kömürleri, yüksek miktarda Kükürt elementi içermektedir. Ancak bu Kükürt içeriği rezerv bölgelerine göre çok farklı olmaktadır. Genel olarak, SO₂ emisyon sınır değerleri, desülfürizasyon teknikleriyle ulaşılabilir. Burada, seçilecek desülfürizasyon teknikleri farklı olabilir. Büyük yakma tesislerinde ıslak sistemler gerekli olur iken, küçük ve orta ölçekli tesislerde kuru ve yarı kuru sistemler uygun ve yeterli olabilmektedir.

KAYNAKLAR

- [1] Kaminsky, W. CIT 55 (1983), Nr 9, s. 667 - 683
- [2] Voss, H. Technische Mitteilung 8 (1985), Heft 10
- [3] Onat, K., Genceli, O.F., Arısoy, A. "Buhar Kazanlarının Isıl Hesaplamaları", Denklem Matbaası, İstanbul, (1988)
- [4] Resmi Gazete, Hava Kalitesinin Korunması Yönetmeliği, Sayı no: 19266, (1986)

ÖZGEÇMİŞ

Mehmet YILMAZ

1972 yılında Ankara Güdül'de doğdu. İlk, orta ve lise öğrenimini Beypazarı'nda tamamladı. 1990 yılında Yıldız Üniversitesi Kocaeli Mühendislik Fakültesi Makina Mühendisliği Bölümü'nde başladığı lisans eğitimini Haziran 1994'te tamamladı. Daha sonra Sakarya Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Makina Mühendisliği EABD'da yüksek lisans eğitimine başladı ve Ağustos 1996'da yüksek mühendis ünvanı aldı. Halen aynı enstitüde doktora eğitimine devam etmektedir ve aynı zamanda SAÜ Mühendislik Fakültesi Makina Mühendisliği Bölümü'nde araştırma görevlisi olarak çalışmaktadır.

Mesut GÜR

1955 yılında Sakarya Akyazı'da doğdu. İlk, orta ve lise öğrenimini Adapazarı'nda tamamladı. 1973 yılında SDMMMA Makina Mühendisliği Bölümü'nde başladığı lisans eğitimini 1977 yılında Makina Mühendisi ünvanı alarak tamamladı. 1982-1986 yılları arasında Almanya'da Hamburg Harburg Teknik Üniversitesi'nde yüksek lisans, 1986-1992 yılları arasında Clausthal Teknik Üniversitesi'nde doktora öğrenimi gördü. 1994 yılında Doçent ünvanı aldı. Almanya'da bulunduğu süre içerisinde Clausthal Teknik Üniversitesi'nde araştırma görevlisi, 1992-1995 yılları arasında özel bir şirkette yönetici olarak çalıştı. 1995 yılında Sakarya Üniversitesi Mühendislik Fakültesi Makina Mühendisliği Bölümü Termodinamik ve Isı Tekniği Ana Bilim Dalı'nda Öğretim Üyesi, 1997 yılı başında Makina Mühendisliği Bölüm Başkanı oldu. Halen bu görevini sürdürmektedir. Evli ve iki çocuk babasıdır.

İsmail ÇALLI

1945 yılında Adapazarı'nda doğdu. 1967 yılında Adapazarı End.Mes.Lisesi'nden, 1971 yılında İstanbul DMMA'den Makina Mühendisi olarak mezun oldu. 1973 yılında İstanbul DMMA'de yüksek lisansını tamamladı. 1980 yılında doçent oldu. 1986 yılında Yıldız Üniversitesi'nde doktora eğitimini tamamladı. 1989 yılında profesör oldu. 1982-1994 yılları arasında Yıldız Üniversitesi Kocaeli Mühendislik Fakültesi Makina Mühendisliği Bölümü öğretim üyesi yaptı. 1994 yılında Sakarya Üniversitesi rektörü oldu. Halen bu görevini sürdürmektedir. Evli ve iki çocuk babasıdır.