ISI BİLİMİ VE TEKNİĞİ DERGİSİ Cilt 11, Sayı 3, Eylül 1988 Sayfa 17-21

YGULAMA KONULARI

ÜKSEK KÜKÜRTLÜ YAKITLARIN BACA GAZLARINDAKİ SO_2'İN YAŞ SİSTEMLE ELİMİNASYONU *

Doç.Dr. Zafer AYVAZ **
Kimya Müh.Böl.
EÜ-İZMİR

UMMARY

There have been more than 100 of these ystems installed on oil-fired sources in ne past three years. Based on a rather nservative price differential between igh-and low-sulfur fuel-oil, the scrubbing ystem can be paid for in less than 13 nths.

ÖZET

Son 2-3 yıl içinde SO_2'in soda ve kostik çözeltileri ile absorbe edildiği söz konusu yeni temizleme sistemi ile çalışan en az 100 tesis kurulmuştur. Fazla kükürtlü ucuz fuel-oil kullanan bu sistem kendini 13 ayda amorti edebilmektedir.

RİŞ

Yüksek kükürt ihtiva eden yakıtları kulla-n 1.5-117 MW kapasiteli ısıtma sistemlerine gulanabilen ve nötralizasyon için NA_2CO_3 ve aOH kullanan SO_2 temizleme sistemleri ile 99'luk bir ayırma mümkün olabilmektedir.

nisyonun Karakterizasyonu

15 MW (50 milyon Btu/h) kapasiteli, yük-k kükürt (ağırlıkça % 2.2) muhtevali fuel-oil llanan bir yakma sistemi, temizleme olma-ğı durumda ortalama olarak 43.32 kg/h SO_2 1 kg/h tanecikli madde emisyonu yapar ablo 1). Havaya salınan bu uçucu kül için ti-k bir tanecik büyüklük dağılımı Şekil 1'de rülmektedir. ABD'deki genel hava kirliliği ntrol yönetmeliklerine göre bu sistem için iktarlar kükürtdioksitte 5.88 kg/h, tanecikli addelerde 0.91 kg/h'a indirilmelidir.

Şekil 1'de verilen tipik büyüklük dağılımı-sahip tanecikli maddenin istenen oranda rılabilmesi için Şekil 2'ye göre ayırıcıdaki plam basınç farkı yaklaşık 2 in.SS (0.5 kPa) malıdır.

SO_2'yi ayırma randımanı, tanecikli madde rma randımanına bağlı değildir. Çözeltide absorbsiyon sistemleri (NaOH ve Na_2CO_3 çözeltileri) SO_2 ayırıcısı olarak kullanıldığı zaman % 95'lik bir ayırma randımanına ulaşmak güç değildir. Fakat kimyasal madde tüketimini minimize etmek için randıman % 95'ten fazla olmalıdır. Şekil 3 15 MW'lık bir ısıtma sistemi, yüksek kükürtlü fuel-oil yaktığı zaman temizleme prosesinin şematik akım şemasını göstermektedir. Temizleme sistemi, buharlaşma ile kaybolan ve alt akıma giden suyu karşılamak için 33.54 L/dak suya ihtiyaç gösterir.

Yine sisteme 35.51 kg/h % 100'lük NaOH beslenmeli ve toplam olarak 10.61 L/dak alt akım lağıma gönderilmeden önce uygun temizleme muamelesine tabi tutulmalıdır [1].

Temizleyici Dizayn Özellikleri

Özel olarak bu uygulama için dizayn edilmiş bir temizleme sistemi 316 tip, çok düşük karbonlu çelikten yapılmıştır. Bu metal sülfüröz ve sülfirik asit korozyonlarına ve kükürtlü bileşiklerin sodyum tuzlarına karşı dayanıklıdır. Bazı nadir durumlarda sudaki klorür miktarı çok yüksek olabilir. Böyle hallerde giriş bölümü yüksek nikelli alaşımdan, absorpsiyon kabı da cam elyafı takviyeli polyesterden yapılır.

* Makale, kaynakta gösterilen J.D.BRADY'nin yazısının çevirisidir.

** Yazar 8. Cilt 3. Sayıda tanıtılmıştır.

Çünkü klorür, 300 serisinden paslanmaz çelikler için korozif etki yapar.

Şekil 4'de görüldüğü gibi sıcak gaz, 49 ila 66°C'ye soğutulduğu söndürme bölgesine girer. Bu adyabatik soğuma esnasında buharlaşarak kaybolan su yerine ilave yapmak gerekir. Gaz doyma sıcaklığına erişti mi absorbsiyon kabına geçer. Burada SO_2'in absorplanması için yeniden su püskürtülür.

Tablo 2'de SO_2'in absorpsiyonu esnasındaki reaksiyonları görülmektedir. Çoğu hallerde tek geçişli NaOH veya Na_2CO_3 ilavesi uygulanır. Kükürt miktarının çok yüksek olduğu veya sıvı atıklar için bir çözüm bulunmadığı nadir durumlarda **çift alkali** prosesi uygulanır. Burada sodyum iyonu kalsiyum iyonu ile yer değiştirir. ve çözünmeyen bir kükürt bileşiği oluşur. Bu bileşik daha sonra filtrasyonla sıvıdan ayrılır ve rejenere edilmiş sıvı temizleyiciye geri döner.

Bu sistemde instrumentasyon minimal düzeyde olmasına rağmen proses kontrolunda ekstrem derecede efektifdir. Şekil 4'de instrumentasyon sistemi görülmektedir. Temizleme sistemine geri dönen sıvıdan bir bypass akımı ile ayrılan hat üzerinde bir pH kontrol ünitesi mevcuttur. Bununla sisteme ilave edilen Na_2CO_3 veya NaOH miktarı kontrol edilir. pH, proporsiyonal kontrol elemanı ile ayar noktasından + 0.1 pH mertebesinde ayarlanabilir. Ayrıca bir yoğunluk kontrol elemanı ile temizleme çözeltisinin özgül ağırlığı ayarlanır. Özgül ağırlık artmaya başlayınca alt akımın hacımsal debisi yükseltilir. Bu akım artınca seviye kontrol elemanı yardımıyla ilave su gelişi sağlanır. Bu su temizleme sıvısının yoğunluğunun ayar noktasına inmesini temin eder.

Temizleyiciye giriş basıncı, giriş bölgesi ile absorbe arasındaki bir kapağı açıp kapayan bir diferansiyel basıncı kontrol elemanı ile ayarlanır. Bu basınç normalde çok düşük bir negatif basınç (mesela 25 Pa) olarak ayarlanır.

Sistem tipik olarak, maksimum gaz akımı şartlarında 1.2 kPa'lık toplam sistem diferansiyel basıncında çalıştırılacak şekilde dizayn edilir.

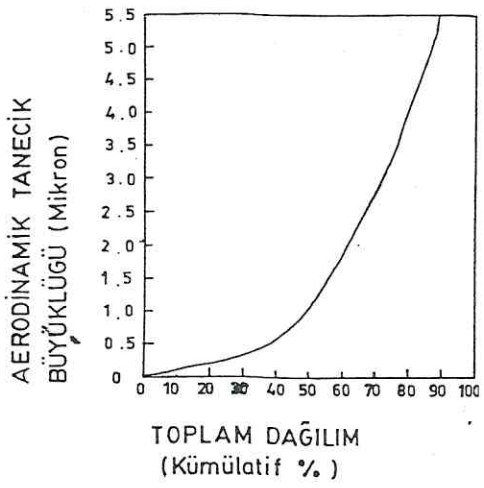
ABD'de son 2-3 yıl içinde bu şekilde çalışan en az 100 sistem kurulmuştur.

SONUÇ

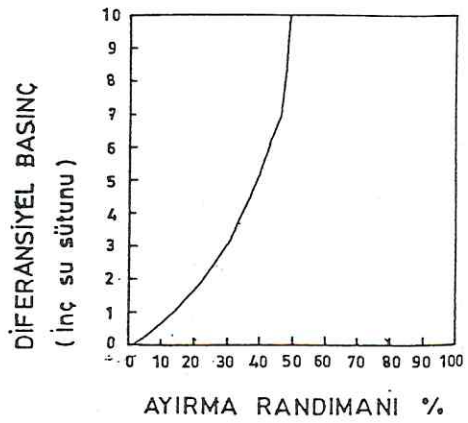
Tablo 3'te 15 MW'lık bir ısıtıcı, Tablo 1' deki şartlarla çalıştırıldığında ortaya çıkan işletme masrafları görülmektedir. En büyük kalem kimyasal madde masraflarıdır. Atık laştırma masrafı bunu takip eder. Faz az kükürt ihtiva eden fual-oil'lerin fi arasındaki fark (5.3 cent/L) göz önüne dığında temizleme sistemi kendini 13 önce amorti eder. Aradaki fiyat farkı ar bu süre azalır. Buna göre ABD ve Kana birçok bölgelerinde böyle bir SO_2 temi sisteminin kurulmasının elverişli (f olduğu sonucu çıkarılabilir.

KAYNAKLAR

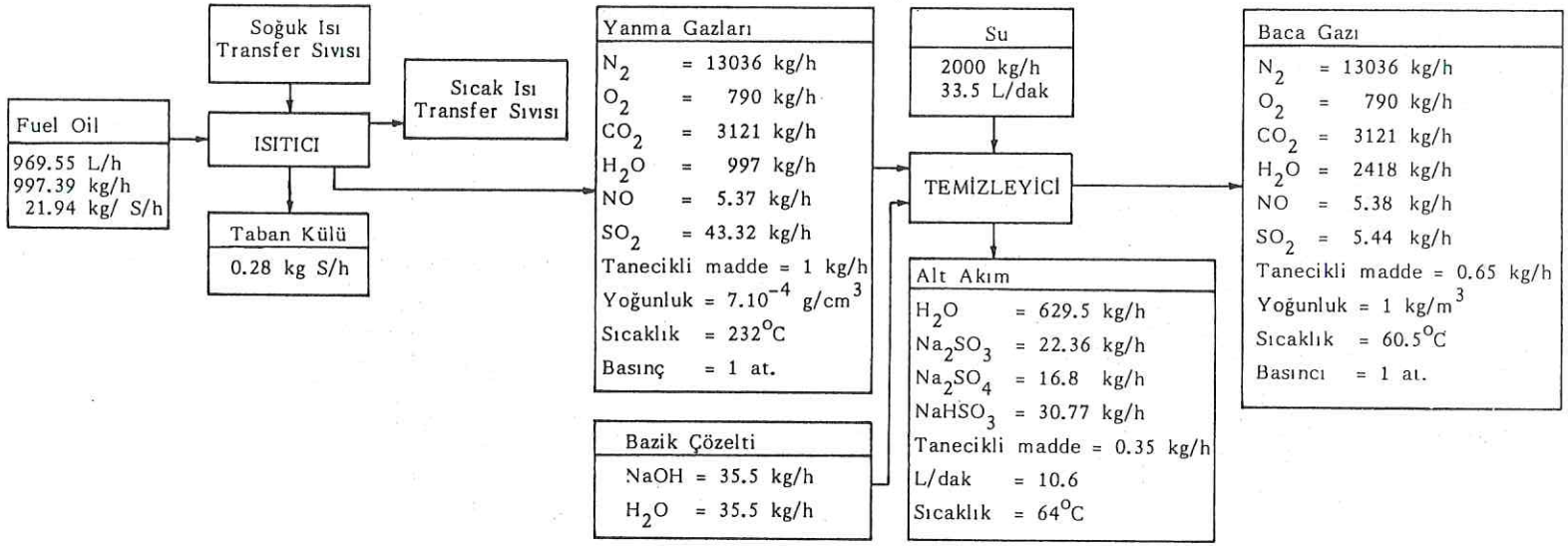
1. Brady,J.D., "Sulfur Diokside Removal Exhaust Gases", CEP, Vol.80, No.9, p 62, 1984.



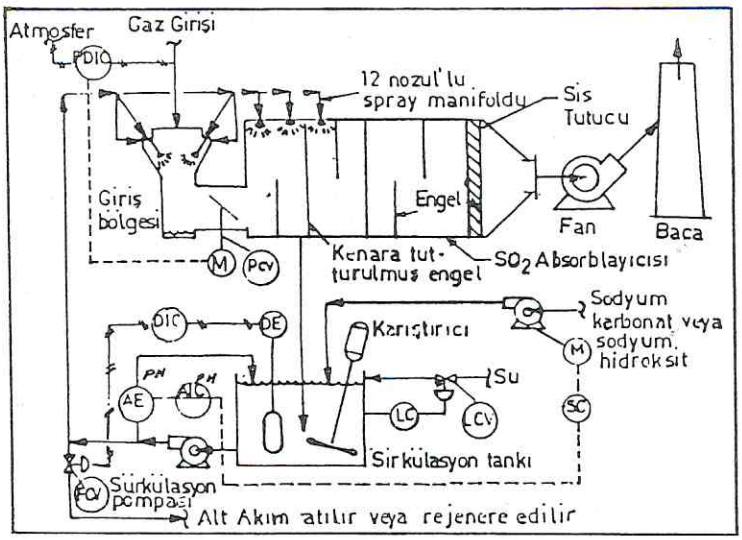
Şekil 1 **Fuel-oil uçucu külünün tipik ta büyüklük dağılımı**



Şekil 2 **Fuel-oil uçucu külünün temizl randımanı**



Şekil 3 11.79 MW gücündeki ısıtıcı için SO_2 temizleme sistemi



Şekil 4 SO_2 temizleme sistemi (şematik)

Tablo 1 Fuel Oil Yakan 15 MW'lık Tipik Bir Isıtma Sisteminin İşletme Şartları

Maksimum Kapasite	15 MW Isı Girişi
Yıllık Kullanım	% 60=277 milyon kj/yıl
Isı Randımanı	% 75
Yakıt Bileşimi (% Ağırlık)	
C	85.27
H	11.00
O	0
N	0.5
H_2O	0.93
S	2.20
Kül	0.1
Yakıtın ısı değeri	41685 kJ/L
Ortalama ısı girişi	11.79 MW
Ortalama yakıt tüketimi	1020 L/h
	997.2 kg/h
Harcanan yakıttaki kükürt	21.93 kg/h
Taban külündeki kükürt	0.28 kg/h
Uçucu küldeki kükürt	0
Baca gazında SO_2 olarak kükürt	21.65 kg/h
SO_2 emisyonu	43.3 kg/h
Tanecikli katı emisyonu	1 kg/h
Fazla hava	% 19.05
Baca gazındaki O_2 (hacımca)	% 4
Baca gazı sıcaklığı	230°C

Tablo 2 SO_2 Giderme Kimyası

Tek Geçişli Na_2CO_3 vela NaOH ile

Absorpsiyon Reaksiyonları

$SO_2 + Na_2SO_3 + H_2O \quad 2NaHSO_3$

$Na_2SO_3 + 1/2O_2 \quad Na_2SO_4$

$SO_2 + H_2O \quad H_2SO_3$

$Na_2CO_3 + H_2SO_3 \quad Na_2SO_3 + CO_2 + H_2O$

$2NaOH + H_2SO_3 \quad Na_2SO_3 + 2H_2O$

Absorpsiyon Çözeltisi

$Na_2SO_3 + NaHSO_3 + Na_2SO_4 + H_2O + H_2SO_3$

pH = 6.2 - 6.9

Kimyasal Adisyon

$NaOH + NaHSO_3 \quad Na_2SO_3 + H_2O$

$Na_2CO_3 + 2NaHSO_3 \quad 2Na_2SO_3 + CO_2 + H_2O$

Çift Alkali Rejenerasyonu

$2CaO + 4NaHSO_3 \quad 2Na_2SO_3 + 2CaSO_3 . 1/2H_2O + H_2O$

Tablo 3 15 MW'lık Isıtıcının Baca Gazı SO_2 Giderme Sistemi İçin İşletme Masrafları (Tablo 1'deki İşletme Şartlarına Göre)

Maliyet Bileşenleri	S/yıl	O/milyon Btu
Elektriksel güç (5 c/kWk)	15768	4.47
Su tüketimi (0.1 c/gal)	4652	1.32
NaOH tüketimi (180 S/ton % 50'lik çözelti olarak)	123321	34.98
Atık uzaklaştırma (5 C/gal)	73584	20.87
Bakım (yatırım masraflarının % 2'si)	3800	1.08
Operatör (18 h/hafta ve 28 S/h)	26208	7.43
Amortisman (5 yıl için)	38000	10.78
Toplam masraf	285333	80.94
Yakıt masrafından tasarruf	471849	133.86
Sabit yatırım maliyeti	190000	
Geri ödeme	12.22 ay	