

0.4 MW급 가스분사식 배연탈황 흡수탑의 운전 특성

Operating Characteristics of 0.4 MW-Scale Gas Dispersion Type FGD Absorber

안희수* · 김기형 · 박승수 · 박광규 · 김영호¹⁾
한국전력공사 전력연구원, ¹⁾충남대학교 정밀응용화학학과
(2008년 3월 12일 접수, 2008년 8월 22일 채택)

Hi-Soo An*, Ki-Hyoung Kim, Sueng-Soo Park, Kwang-Kyu Park
and Young-Ho Kim¹⁾

Korea Electric Power Research Institute

¹⁾*Department of Fine Chemical Engineering, Chungnam National University*

(Received 12 March 2008, accepted 22 August 2008)

Abstract

This study was carried out to investigate the effect of operating and design conditions of gas dispersion type of absorber on SO₂ removal efficiency. pH difference between upper and lower part of gas dispersing plate of absorber was 0.2, which was relatively low. This was supposed that recirculation capacity of absorbing liquid between froth zone and reaction zone of absorber be increased by oxidation air injection through liquid riser which acted as liquid pump. Test results showed that SO₂ removal efficiency was more sensitive than absorber ΔP. High SO₂ removal even at lower pH resulted from very low concentration of HSO₃⁻ ion in absorbing liquid because of direct supply of dissolved oxygen into froth zone. 96% of SO₂ removal efficiency was obtained under the condition of absorber pH 5.2, flue gas flow rate of 1,530 Nm³/hr, inlet SO₂ concentration of 800 ppm, absorber ΔP of 250 mmAq. The following equation by a multiple linear regression was obtained to describe the relationship between SO₂ removal and operating variables.

$$f=1-\exp(-1.3939+1.060\text{pH}+0.0139\Delta\text{P}-0.00267\text{G}-0.000064\text{SO}_2\text{Conc.}). R^2=0.9719$$

Key words : FGD absorber, SO₂ removal efficiency, Diameter, Absorber, L/G ratio

1. 서 론

배연탈황 (FGD, Flue Gas Desulfurization) 기술은

화석연료 연소 시 발생하는 황산화물을 제거하는 기술로 제거 방법에 따라 여러 가지 공정이 개발되어 있으며 현재 전 세계적으로 가장 널리 상용화되어 있는 공정은 흡수제로 석회석을 사용하고 부산물로 석고를 생산하는 습식 석회석-석고법으로 전체 설치 용량의 80% 이상을 점유하고 있는 것으로 알려져

*Corresponding author.
Tel : +82-(0)42-865-5226, E-mail : anhisoo@naver.com

있다. 우리나라는 1990년대 후반부터 국내 화력발전소에 배연탈황설비가 설치되기 시작하여 현재는 거의 모든 화력발전소에 배연탈황설비가 설치되어 있으며 2008년 3월 현재 총 51기(21,925 MW)의 배연탈황설비가 운전되고 있으며 6기(3,720 MW)가 건설 중에 있다.

배연탈황설비에 대한 최근의 연구는 향상된 설비의 신뢰성을 바탕으로 공정의 구성을 단순화하고 장치를 소형화하는 등 배연탈황설비의 설치비 및 운전비를 대폭적으로 절감할 수 있는 방안에 대한 연구와 이를 위한 수치해석(최청렬, 2007) 및 Near zero emission을 위한 공정의 개량 특히 흡수탑의 최적설계에 초점이 맞춰지고 있다(Burford, 1997; Klinspor *et al.*, 1997; Keeth *et al.*, 1995).

배연탈황설비 중 흡수탑(Absorber)은 배가스와 흡수액이 접촉하여 흡수반응, 중화반응, 산화반응, 결정화반응 등 화학반응이 일어나는 반응기로서 다양한 방식의 흡수탑이 개발되어 있으며, 기체와 액체의 접촉방식에 따라 액분사식과 가스분사식으로 나눌 수 있다. 액분사식은 배가스의 흐름에 흡수액을 분사하는 방식으로 Spray tower가 대표적이며 SO_2 제거율은 흡수액의 액/기비(L/G ratio)에 의존적이다. 현재 국내에 설치된 배연탈황 흡수탑의 약 84%가 Spray tower를 흡수탑으로 채용하고 있다. 이에 반해 가스분사식은 흡수액에 배가스를 직접 분사하는 방법으로 일본 Chiyoda사의 Jet Bubbling Reactor와 국내 기술로 개발된 한국형 흡수탑(KEPAR, Kepco's absorption reactor)이 대표적이며(박승수 등, 2000, 1998) SO_2 제거율은 흡수탑의 차압(ΔP , 흡수탑 입구와 출구의 압력차)에 의존적이다. 따라서 동일한 운전조건에서 흡수탑의 효율을 높이고 탈황설비의 운영비용을 감소시키기 위해서는 흡수탑의 운전조건과 내부 설계를 최적화하여 기-액 접촉효율을 증가시키고 흡수탑의 차압을 최소화하는 노력이 필요하다.

본 연구는 현재 350 MW급까지 실증된 한국형 흡수탑을 500 MW급으로 격상 설계하기 위한 기초 자료를 얻기 위해 수행되었으며 이를 위해 0.4 MW급 규모로 가스분사식 흡수탑을 제작하여 흡수탑의 설계 조건과 운전변수들이 SO_2 제거율에 미치는 영향을 검토하였다.

2. 실험장치 및 방법

실험에 사용한 배가스는 시간당 200 kg의 석탄을 연소하는 0.4 MW급 시험연소로 배가스의 전부 또는 일부를 사용하였으며 흡수탑은 Sieve tray tower와 Double loop bubble column의 원리를 조합한 단일단의 가스분사식 흡수탑을 이용하였다. 흡수탑의 재질은 아크릴수지를 사용하였으며 가로 580 mm, 세로 580 mm, 높이 3,200 mm의 정사각형으로 구성하였다. 흡수탑 내부에는 내경 110 mm, 높이 1,300 mm인 4개의 가스 도입관(Gas introducing pipe)을 설치하였으며 가스 분산판(Sieve plate)의 Gas hole 직경은 10 mm, Gas hole pitch는 25.2 mm로 하여 전체 가스 분산판의 Gas hole density (밀도)는 16.3%가 되도록 하였다. 분산판의 하부에는 분산판 하부의 슬러리가 분산판 상부의 기포층으로 순환할 수 있도록 액상승관(Liquid riser)를 설치하였으며 액상승관의 상부에 흡수제인 석회석 슬러리가 공급되도록 하였다.

산화용 공기는 액상승관의 하부에서 공급될 수 있도록 하였으며 이론양의 4배를 주입하였다. 흡수탑 상부 공간(Inlet plenum)에 배가스 냉각 및 가스 도입관 세정용 분사노즐(Spray nozzle)을 설치하였으며, 슬러리 재순환 펌프(Slurry recirculation pump)를 이용하여 분사되는 슬러리의 양(L/G비)을 조절할 수 있도록 하였다. 분사노즐은 Full cone type의 노즐을 4개 설치하여 분사 Coverage가 200%가 되도록 설계하였다. 교반기는 흡수탑 하부에 서로 마주보도록 Side entry type으로 2대를 설치하였다. 흡수탑의 운전은 설정된 흡수탑의 pH 및 차압에 따라 자동 운전 되도록 하였다. 또한 운전 중 SO_2 농도를 일정값으로 유지하기 위하여 일부 액상의 SO_2 를 기화시켜 배가스에 주입하였다.

그림 1은 실험에 사용한 탈황공정의 흐름과 흡수탑의 구성원리를 간략하게 나타낸 것이다. 먼저 흡수액을 분산판 상부의 일정한 높이로 유지시킨 후 배가스를 흡수탑 내로 유입시키면 배가스는 가스 도입관을 통해 분산판 하부로 내려가 분산판 하부에 가스층을 형성하고 분산판의 Gas hole을 통해 분사되면서 분산판 상부에 기포층을 형성하여 기-액 접촉이 이루어진다. 일단 기포층이 형성되면 월류관(Overflow weir) 안쪽에 밀도차이가 발생하게 되고 이 밀

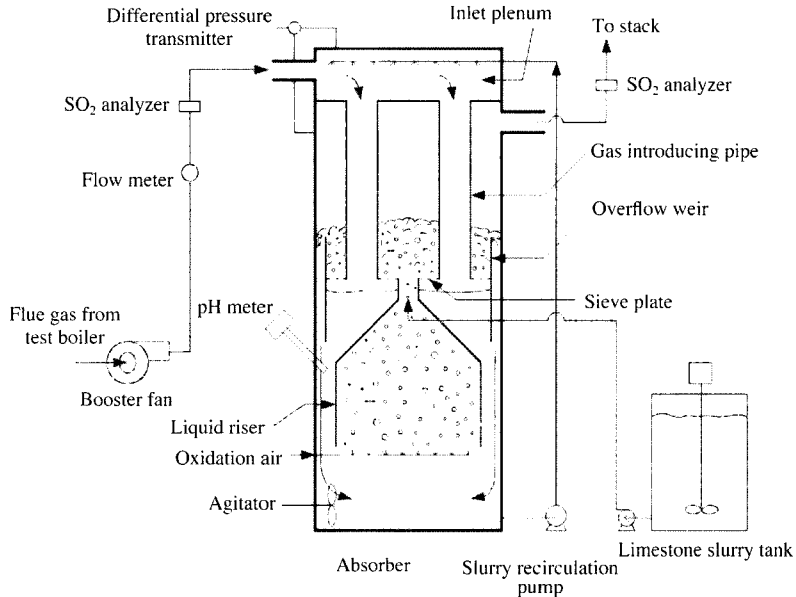


Fig. 1. Schematic flow diagram of experimental apparatus.

Table 1. Chemical composition of limestone used.

CaO	MgO	Fe ₂ O ₃	Al ₂ O ₃	SiO ₂
54.10	0.38	0.30	0.35	1.10

도 차이가 흡수액의 순환을 위한 추진력 (Driving force)으로 작용하여 분산판 상부와 하부의 슬러리가 연속적으로 순환되게 된다. 또한 액상승관(Liquid riser) 하부에 산화용 공기를 주입하여 액상승관을 내부의 슬러리 밀도를 낮춤으로써 분산판 상하부의 슬러리 순환량이 극대화되도록 하였다.

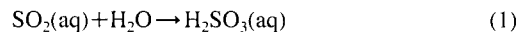
흡수탑 입구의 배가스 온도는 조건에 따라 약간의 변화는 있으나 대략 90~95°C를 유지하였고 흡수탑 내부 슬러리의 온도는 단열포화온도인 약 40~45°C를 유지하였다. 흡수탑의 차압(ΔP)은 흡수탑 상부 공간(Inlet plenum)과 흡수탑 출구의 압력차이를 나타내며 설정된 차압을 유지하기 위해서 흡수탑 내로 보충수(Makeup water)의 유입이 필요하다. 흡수탑 입구와 출구의 SO₂ 농도 분석은 Green line사의 MK II (유로트론) Model을 사용하였다.

흡수제로 사용된 석회석은 충북 단양산으로 325 mesh 90% 통과분을 사용하였으며 화학분석 결과를 표 1에 나타내었다.

3. 결과 및 고찰

3.1 흡수탑 pH 및 차압에 따른 SO₂ 제거율

그림 2는 배가스 유량에 따른 흡수탑 차압에 대한 SO₂ 제거율을 나타낸 것이고 표 2는 흡수탑 운전 pH에 따른 SO₂ 제거율을 나타낸 것이다. 흡수탑의 운전 pH는 4.6에서 5.4까지 변경하며 실험을 수행하였다. 흡수탑 운전 중 분산판 상부의 기포층과 분산판 하부 반응부의 pH의 차이는 0.2 정도를 유지하였으며 이를 통해 분산판 상부와 하부의 흡수액이 원활하게 순환됨을 확인하였다. 흡수탑 운전 pH는 흡수탑 하부를 기준으로 하였다. 실험 결과 흡수탑의 SO₂ 제거율은 흡수탑의 pH보다는 흡수탑 차압 변화에 더 민감하게 반응하였으며, 비교적 낮은 pH 하에서도 높은 SO₂ 제거율이 얻어졌다. 탈황공정에서 SO₂의 제거를 위한 화학반응은 다음과 같이 나타낼 수 있다.



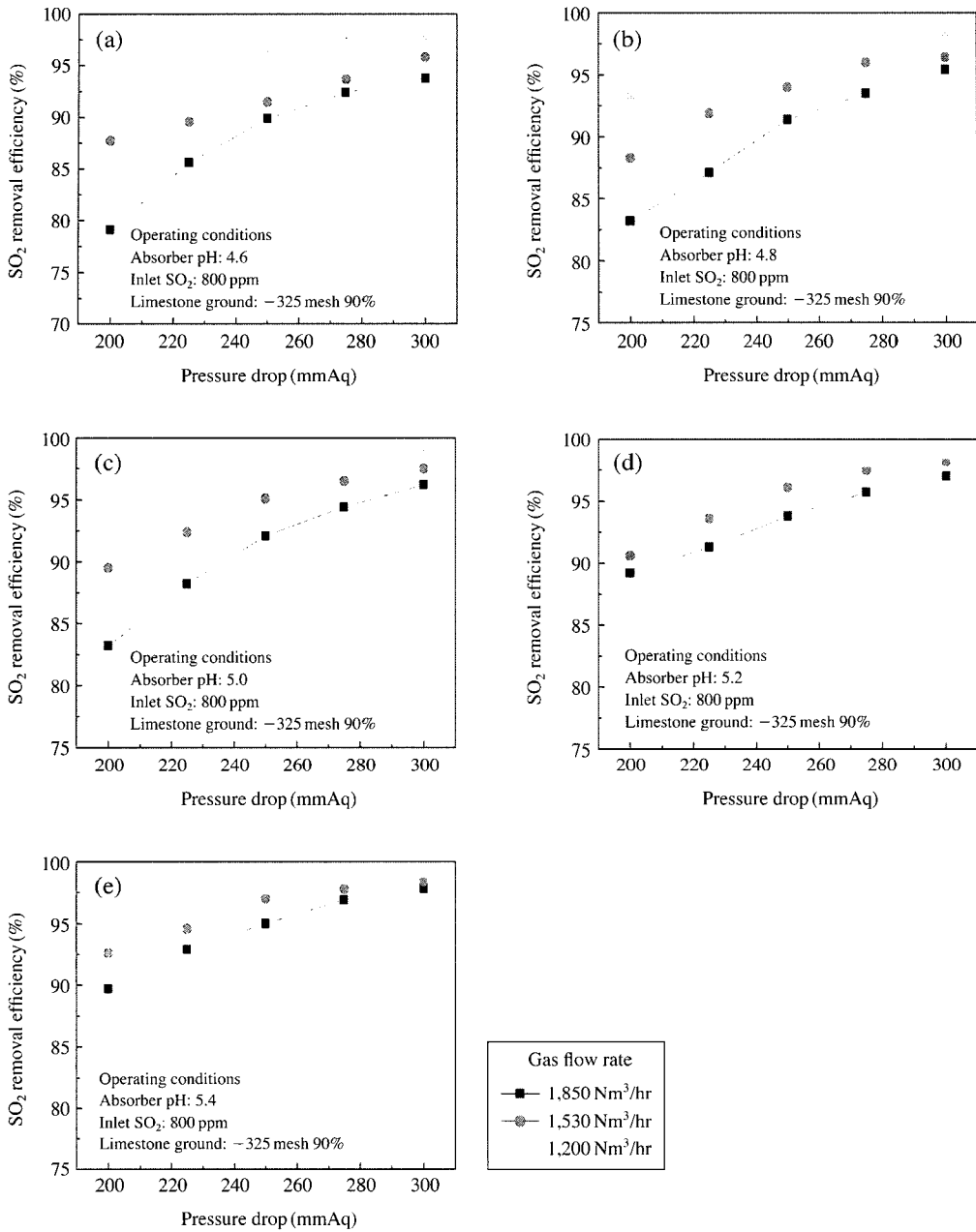
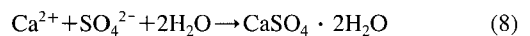
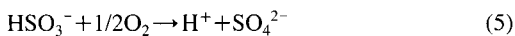
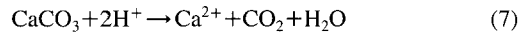


Fig. 2. Effect of absorber ΔP on SO₂ removal efficiency at various flue gas flow (a) pH: 4.6, (b) pH: 4.8, (c) pH: 5.0, (d) pH: 5.2, (e) pH: 5.4.



상기 반응에서 (2)와 (3)의 반응 정도는 흡수액의

Table 2. SO₂ removal at various absorber ΔP and absorber pH.

Absorber pH	Absorber ΔP (mmH ₂ O)			
	225	250	275	300
4.6	89.6	91.9	92.3	94.4
4.8	94.5	94.0	95.1	97.0
5.2	93.7	95.9	96.3	97.8
5.4	95.8	96.3	97.4	98.3

pH와 산화반응의 정도에 따라 달라지게 되는데 pH가 낮을수록 (2)의 반응이 지배적이 된다. Spray tower 방식의 흡수탑에서는 흡수탑 하부 Tank의 슬러리가 상부에서 분사되어 떨어지면서 배가스 중의 SO₂와 반응하게 되므로 위치에 따라 흡수액의 조성이 변하게 되며 이로 인해 (2)와 (3)의 반응이 동시에 일어나게 된다. 그러나 가스분사식 흡수탑에서는 분산판 상부의 Froth zone에서의 기-액 접촉 시간이 0.2~0.3초 이내로 짧고 pH가 낮기 때문에 (3)과 (6)의 반응은 거의 일어나지 않게 되며, (4)반응으로 흡수액 중에 용존되어 있는 용존산소가 Froth zone으로 직접 공급되기 때문에 (5)반응이 촉진되어 흡수액 중에서 SO₂ 분압을 가지는 HSO₃⁻이온의 농도가 낮게 유지되어 높은 SO₂ 제거율이 얻어지게 된다.

실험결과 흡수액의 pH 변화가 SO₂ 제거율에 크게 영향을 미치지 않은 것은 HSO₃⁻ 이온이 SO₄²⁻ 이온으로 산화되는 산화반응 속도가 pH 4.5~5.0에서 가장 빠르다는 점과, 분산판 상부의 Froth zone으로 용존산소가 충분히 공급됨으로써 흡수액 내의 SO₂ 분압이 매우 낮게 유지되었기 때문으로 판단된다.

배가스 유량 변화에 대한 영향을 검토하기 위해 배가스 유량을 1,200, 1,530 (설계 유량), 1,850 Nm³/hr으로 변화시키며 실험을 진행하였다. 실험 결과 동일한 실험조건 하에서 SO₂ 제거율은 배가스 유량이 증가함에 따라 감소하였다. 흡수탑이 일정한 차압으로 운전될 때 흡수탑의 차압은 가스 분산판의 Dry plate pressure drop과 가스 분산판 상부의 수두의 합으로 나타낼 수 있다. 따라서 흡수탑이 일정한 차압으로 유지되기 위해서는 가스 분산판의 Dry plate pressure drop이 증가하면 이에 대응하여 가스 분산판 상부의 수두는 감소해야 하기 때문에, 배가스 유량이 증가하면 분산판 상부의 기포층에서의 수두가 감소하고 결과적으로 기-액 접촉면적과 접촉시간도

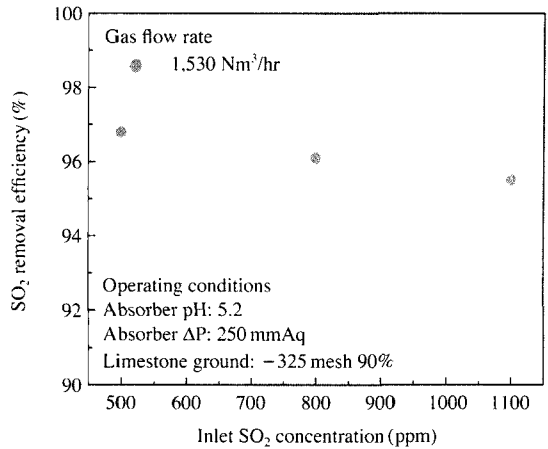


Fig. 3. Relationship between SO₂ removal efficiency and inlet SO₂ concentration.

감소하기 때문에 SO₂ 제거율도 감소하게 되는 것으로 이해할 수 있다. 실험결과 SO₂ 제거율은 흡수탑의 차압에 비례하였으며 흡수탑 운전 pH가 낮을수록 배가스 유량이 낮을수록 흡수탑 차압에 의한 영향이 감소하였다. 일례로 가스유량 1,530 Nm³/hr, 흡수탑 pH 5.0, 5.2, 5.4의 조건 하에서 96%의 SO₂ 제거율을 얻기 위한 흡수탑 차압(ΔP)은 각각 270, 250, 240 mmAq를 나타내었다.

흡수탑의 pH가 높아질수록 SO₂ 제거율도 증가하였으나, 흡수탑의 차압이 증가할수록 그 영향은 감소하였다. 흡수탑의 차압이 225 mmAq인 경우에는 흡수탑의 pH와 관계없이 96%의 SO₂ 제거율에 도달하지 못했으나, 흡수탑의 차압이 각각 250, 275, 300 mmAq인 경우 96%의 SO₂ 제거율을 얻기 위한 흡수탑의 pH는 각각 5.2, 4.8, 4.7로 나타났다.

그림 3은 배가스 유량 1,530 Nm³/hr, 흡수탑 pH 5.2, 흡수탑 차압 250 mmAq의 운전 조건 하에서 입구 SO₂ 농도에 따른 SO₂ 제거율을 나타낸 것이다. 석회석은 325 mesh 90% 통과분을 사용하였다. 입구 SO₂ 농도가 증가할수록 SO₂ 제거율은 감소하여, 입구 농도 500 ppm의 경우에는 약 97%, 입구 농도 800 ppm의 경우에는 약 96%, 입구 농도 1,100 ppm의 경우에는 약 95.5%의 SO₂ 제거율을 나타내었다.

3. 2 L/G비에 따른 SO₂ 제거율

그림 4는 L/G비에 따른 SO₂ 제거율을 나타낸 것

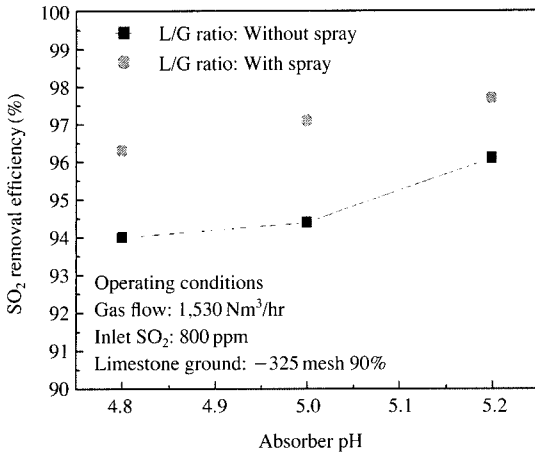


Fig. 4. Effect of L/G ratio on SO₂ removal efficiency.

으로, 배가스 유량은 1,530 Nm³/hr이며 입구 SO₂ 농도는 800 ppm을 기준으로 하였다. 한국형 흡수탑은 흡수탑의 입구와 흡수탑 상부공간(Inlet plenum)의 재질보호 및 가스 도입관(Gas introducing pipe) 내부 세정을 목적으로, 흡수탑 하부의 슬러리를 흡수탑 상부공간에 분사하도록 설계되어 있다. 본 실험에서도 이러한 영향을 검토하기 위하여 흡수탑 상부에 배가스와 슬러리가 일차 접촉할 수 있도록 장치를 구성하였다. 흡수탑 상부 공간에서의 기-액 접촉시간은 0.89초였다. 실험결과 실제 조건하에서 L/G비 1.0으로 흡수액을 분사시킨 경우, 분사하지 않은 경우보다 SO₂ 제거율이 1.6~2.7% 정도 증가하였음을 확인하였다. 실제 설비에서는 기-액 접촉시간의 증가로 인해 SO₂ 제거율이 더 상승할 것으로 기대된다.

3. 3 탈황성능 모델

본 모사 장치에서 흡수탑의 SO₂ 제거율은 흡수탑에서의 차압(ΔP), 슬러리의 pH, 입구 SO₂ 농도, 배가스의 유량, L/G비 등의 운전변수들에 의해 결정된다. 성능식(Performance equation)을 이용하면 운전변수들의 변화에 따른 흡수탑의 SO₂ 제거율의 예측이 가능하기 때문에 탈황설비 분산제어 시스템의 설계 및 운전 신뢰도 향상에도 매우 중요한 역할을 하게 된다.

배가스로부터 SO₂가 제거되는 속도는 일반적으로 이중경막 이론(two film theory)으로 설명되며 물질전달에 대한 총 저항은 각각 가스와 액 경계면에서의

저항의 합으로 나타낼 수 있다. 단위 시간당 단위 면적당 가스상에서 액상으로 전달된 성분 A의 Molar flux는 다음과 같이 표현할 수 있다.

$$N_A = k_g P(Y_A - Y_{Ai}) = k_l(C_{Ai} - C_A) \quad (9)$$

여기에서,

N_A = molar flux of A, mole/cm² · sec

k_g = Gas phase mass transfer coefficient, mol/cm²-sec-atm

k_l = Liquid phase mass transfer coefficient, cm/sec

Y_A = Bulk gas phase mole fraction of A, mol A/mol flue gas

Y_{Ai} = Interfacial gas phase mole fraction of A, mol Ai/mol flue gas

P = Total pressure, atm

C_A = Bulk liquid phase concentration of A, mol A/cm³

C_{Ai} = Interfacial liquid phase concentration of A, mol Ai/cm³

이 System에 Henry의 법칙이 적용된다고 가정하면, 다음의 식이 성립하게 된다.

$$PY_A^* = HC_A \quad (10)$$

여기에서,

H = Henry's Law constant

Y_A^* = Gas phase mole fraction of component A which is in equilibrium with a liquid having a concentration C_A

가스상과 액상이 평형상태에 있을 경우 Henry의 법칙을 기-액 경계면에 적용하면 다음의 식이 얻어진다.

$$PY_{Ai} = HC_{Ai} \quad (11)$$

상기 세 식을 결합하면 다음과 같은 식이 얻어지게 된다.

$$N_A = \left(\frac{1}{k_g} + \frac{H}{k_l} \right)^{-1} \cdot P(Y_A - Y_A^*) \quad (12)$$

상기 식에서 액상과 기상의 물질전달 계수 항을 총괄물질전달 계수 K_g 로 표현하고 탈황공정에 적용하

면 다음과 같은 식으로 정리가 가능하다.

$$-\int GdY = \int K_g a P (Y_{SO_2} - Y_{SO_2}^o) dV \quad (13)$$

Y_{SO_2} = Mole Fraction of SO_2 , kg-mole SO_2 /kg-mole flue gas

K_g = Overall mass transfer coefficient, kg-mole/ $m^2 \cdot hr \cdot atm$

P = Total pressure of the system, atm

$Y_{SO_2}^o$ = Bulk gas phase mole fraction of SO_2 in equilibrium with the bulk absorbing liquor, kg-mole SO_2 /kg-mole flue gas

a = Gas-liquid interfacial mass transfer area, m^2/m^3

G = Flue gas flow rate, kg-mole/hr

dV = Volume of the slurry hold up in a small differential, m^3

$Y_{SO_2}^o$ 의 값이 매우 작은 경우에는 위 식은 다음과 같이 쓸 수 있다.

$$\ln \frac{Y_{SO_2,i}}{Y_{SO_2,o}} = \frac{K_g a P V}{G} = NTU \quad (14)$$

NTU = Number of overall gas phase transfer unit, dimensionless

요구되는 총 Tower의 높이 HT 는 다음의 식으로 계산할 수 있다.

$$HT = (NTU) \cdot (HTU) \quad (15)$$

여기에서,

HTU = The height of an overall gas phase transfer unit

SO_2 제거율 η 는 다음과 같이 정의할 수 있다.

$$\eta = \frac{Y_{SO_2,i} - Y_{SO_2,o}}{Y_{SO_2,i}}, \quad NTU = -\ln(1 - \eta) \quad (16)$$

η = SO_2 removal efficiency, fraction

따라서 탈황공정에서 SO_2 제거율은 다음의 식으로 나타낼 수 있다

$$\eta = 1 - e^{(-K_g a P V / G)} \quad (17)$$

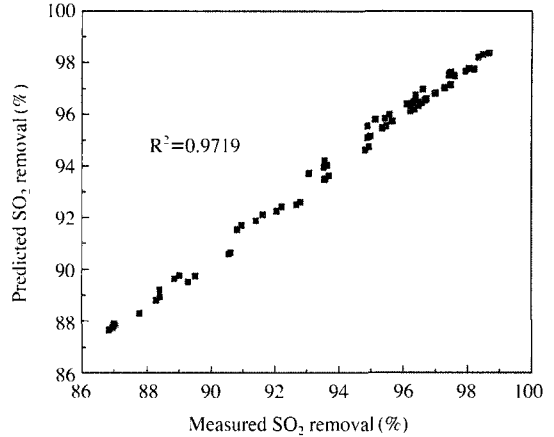


Fig. 5. Predictive performance model accuracy.

식 (17)은 탈황설비의 성능을 판단하는 주 요소인 SO_2 제거율을 간략하게 수식화한 것이고, 다음과 같이 각종 운전 변수의 상관관계식을 적용 후 탈황성능을 예측하는 데 사용한다. 일반적으로 배연탈황 공정에서 각각의 운전 변수들이 SO_2 제거율에 미치는 영향을 예측하기 위하여 다음과 같은 상관관계식을 사용한다(Weilert and Ratliff, 1990).

$$NTU = a + bX_1 + cX_2 + dX_3 \quad (18)$$

a, b, c, d = Constants

X_1, X_2, X_3, \dots = Operating parameters

상기 식으로부터 SO_2 제거율이 80%에서 90%로 변화한 조건과 96%에서 98%로 변화한 조건의 NTU 값의 차이는 0.7로 동일하다. 따라서 이 식을 이용하면 SO_2 제거율이 높게 유지되는 운전조건 즉, 90% 이상의 SO_2 제거율이 얻어지는 조건 하에서 운전 변수들 간의 영향을 쉽게 비교할 수 있는 장점이 있다. 모사 장치를 이용한 실험결과들의 다중회귀분석을 통하여 이들 운전변수들의 상관관계를 수식화한 결과 다음과 같은 상관관계식이 얻어졌으며, 이 식의 상관계수(Correlation factor) R^2 는 0.9719였다. 그림 5는 관계식으로 계산된 SO_2 제거율과 실험값을 나타낸 것이다.

$$\eta = 1 - \exp(-1.3939 + 1.060pH + 0.0139\Delta P - 0.00267G - 0.000064SO_2 \text{Conc.}),$$

$$R^2 = 0.9719$$

4. 결 론

본 연구에서는 시간당 200 kg의 석탄을 연소하는 시험연소로의 배가스를 이용한 탈황실험을 수행하기 위하여 0.4 MW급 규모로 가스분사식 흡수탑을 제작하였으며 흡수탑의 설계 조건과 운전변수들이 SO₂ 제거율에 미치는 영향을 검토하였다. 실험결과 분산판 상부와 하부의 흡수액의 pH 차이는 0.2를 나타내었으며 이는 액상승관을 통해 산화용 공기를 주입함으로써 액상승관이 액펌프의 역할을 하여 분산판 상하부의 흡수액의 순환이 원활하게 이루어졌기 때문으로 생각된다. 운전결과 SO₂ 제거율은 흡수탑의 pH 보다는 흡수탑의 차압(ΔP)에 더 민감하게 반응하였으며, 흡수탑의 pH가 비교적 낮아도 높은 SO₂ 제거율을 나타내는 이유는 SO₂의 흡수반응이 직접 일어나는 분산판 상부의 기포층으로 충분한 양의 용존산소가 지속적으로 공급되어 흡수액 중에 HSO₃⁻ 이온의 농도가 매우 낮게 유지되었기 때문으로 판단된다. 흡수탑 운전 pH 5.2, 배가스 유량 1,530 Nm³/hr, 입구 SO₂ 농도 800 ppm, 흡수탑 차압 250 mmAq, 석회석 325 mesh 90% 통과분을 사용한 실험조건 하에서 96%의 SO₂ 제거율을 나타내었으며, 배가스 부하 변화에 따른 부하추종성도 매우 양호하였다. 또한 흡수탑 상부 공간에 흡수액을 분사시킨 경우가 SO₂ 제거율이 1.6~2.7% 증가하였다.

흡수탑의 SO₂ 제거율과 운전 변수들 사이에는 다음과 같은 상관관계가 성립하였다.

$$f = 1 - \exp(-1.3939 + 1.060\text{pH} + 0.0139\Delta P - 0.00267G - 0.000064\text{SO}_2\text{Conc.}), R^2 = 0.9719$$

감사의 글

본 연구는 산업자원부 전력산업연구개발사업으로 수행된 연구결과와 일부입니다.

참 고 문 헌

- 박승수, 홍진표, 박상용, 김기형(1998) 가스층 다공판형 흡수탑을 이용한 배기가스 탈황, 대한환경공학회지, 20(11), 1611-1618.
- 박승수, 홍진표, 안영모, 박상용, 엄희문(2000) 습식 석회석법에 의한 200 MW급 배연탈황 실증설비 운전 결과, 대한환경공학회지, 22(8), 1407-1416.
- 최청렬(2007) 배연탈황설비 흡수탑 내 연소가스 및 슬러리의 거동에 관한 수치해석적 연구, 한국대기환경학회지, 23(4), 478-486.
- Burford, D.P. (1997) Final results for EPRI-EOE-SCS Chiyoda Throughbred CT-121 Clean Coal Project at Georgia power plant Yates, presented at the EPRI-EOE-EPA Combined Utility Air Pollutant Control Symposium, Wahington, DC, August.
- Keeth, R.J., P.A. Ireland, and P. Redcliffe (1995) Utility Response to Phase I and Phase II Acid rain Legislation-An Economic Analysis, presented at the SO₂ Control Symposium, Miami, FL, March.
- Klingspor, J.S. and C. Brogren (1997) LS-2 Two Years of Operating Experience, presented at the EPRI-DOE-EPA Combined Utility Air Pollutant Control Symposium, Washington, DC, August.
- Weilert, C.V. and J. Ratliff (1990) Development and Use of Site-Specific FGD System Performance and Economic Model, presented at the 1990 SO₂ Control Symposium, New Orleans, Louisiana, May.