

# 배연탈황설비의 에너지 절약형 트레이 흡수탑에 대한 수치 해석적 연구

황재민\*. 최쌍석\*\*, 정진택\*†

\* 고려대학교 기계공학부, \*\* 하나 에버텍

## Numerical Analysis of the Energy-Saving Tray Absorber of Flue-Gas Desulfurization Systems

Jae Min Hwang\*, Ssang Suk Choi\*\*, and Jin Taek Chung\*†

\* Dept. of Mechanical Engineering, Korea Univ.,

\*\* Hana Evertech

(Received January 8, 2010 ; Revised June 17, 2010 ; Accepted June 22, 2010)

**Key Words:** Flue Gas Desulfurization(배연탈황), FGD System(탈황설비), CFD(전산유체역학), Absorber(흡수탑), Tray(트레이), Flue Gas(배기가스)

**초록:** 본 연구는 대형 석탄 화력 발전소 탈황설비 내 흡수탑의 성능향상을 위하여 Tray 설치 가능성을 검토하기 위한 연구로 전산 유체역학(CFD) 기법을 이용하여 탈황설비 내 흡수탑의 내부유동을 전산해석하였다. 흡수탑 내의 Gas와 Slurry의 거동에 대한 사실적 묘사를 위해 Euler-Lagrangian 기법을 이용한 전산해석을 수행하였다. 기존 흡수탑 내에 Tray를 설치함에 따라 탈황설비 내에서 Slurry의 체공시간 증가로 인한 펌프동력 절감과 압력강하 증가로 인한 Fan의 소요동력 증가에 대하여 중점적으로 비교 및 고찰하였다. 그 결과 Tray를 설치함에 따라 흡수탑 내에 Slurry의 체공시간과 배기가스의 압력강하가 증가되는 것을 확인할 수 있었다. 체공시간 증가로 인하여 절약된 동력이 압력강하에 의한 동력 소모량 증가보다 더 큰 것으로 확인되었다.

**Abstract:** This study is performed to study the effect of the tray in the absorber of a flue-gas desulphurization (FGD) system by using a computational fluid dynamic (CFD) technique. Stagnant time of slurry and the pressure drop in the FGD absorber increase when a tray is used in the absorber. Stagnant time of slurry results in an increase in the desulfurization effect and a decrease in the power of the absorber recirculation pump; however, increased pressure drop requires more power of booster fan in the FGD system should be increased. The gas and slurry hydrodynamics inside the absorber is simulated using a commercial CFD code. The continuous gas phase has been modeled in an Eulerian framework, while the discrete liquid phase has been modeled by adopting a Lagrangian approach by tracking a large number of particles through the computational domain. It was observed that the power saved upon increasing the stagnant time of slurry was more than increased power with pressure drop.

### 기호설명

- $\rho$  : 유체의 밀도 ( $\text{kg/m}^3$ )
- $\mu_t$  : 난류점성계수 ( $\text{kg/ms}$ )
- $u_i, u_j$  : 변동 속도 성분 ( $\text{m/s}$ )
- $\mu_{eff}$  : 유효 점성계수 ( $\text{Ns/m}^2$ )
- $p$  : 정압력 ( $\text{Pa}$ )
- $i, j$  : 좌표계 성분

### 1. 서론

#### 1.1 연구배경 및 선행연구

배연탈황설비(flue gas desulfurization system)란 일반적으로 화석연료를 보일러에서 연소시킬 때 연료 중 함유되어 있는 유황성분이 연소되어 배출되는 연소가스의 성분 중 하나인 황산화물을 알칼리 흡수제(탄산칼슘 slurry)를 이용하여 흡수, 산화, 중화 및 흡착 등의 물리, 화학적인 방법으로 제거하여 청정가스를 연도로 배출하는 설비를 말한다.<sup>(1)</sup>

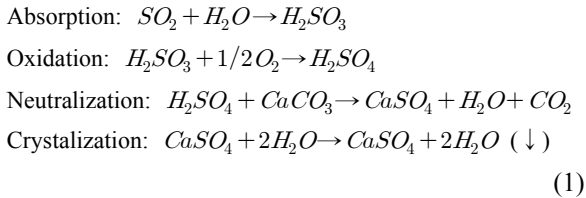
흡수탑 내에서의 반응과정 순서로는 연소된 가

§ 이 논문은 대한기계학회 2009년도 추계학술대회 (2009. 11. 4.-6., 용평리조트) 발표논문임

† Corresponding Author, jchung@korea.ac.kr

© 2010 The Korean Society of Mechanical Engineers

스가 흡수탑으로 유입되기 전에 gas cooler에 의해 연소가스의 온도를 고온에서 저온으로 냉각시킨다. 흡수탑 내부에는 연소가스의 황 성분을 제거하기 위하여 slurry 분사노즐이 층별로 설치되어 있고, 균일하게 분사되도록 설계되어 있다. 분사된 slurry는 흡수탑 중앙 및 벽을 타고 내려오면서 유입 덕트를 통과한 연소가스와 만나게 된다. 이 과정에서 연소가스와 slurry 사이의 화학반응에 의해 배기가스 내에 황성분이 제거된다. 흡수탑 내 황 성분 제거와 관련된 주요반응은 다음과 같다.<sup>(2)</sup>



배연탈황공정에서 이중경막 현상이 발생한다면 화학적으로 제거율을 높일 수 있는 방법은 없으며 제거율을 높이기 위해서는 기-액 접촉 면적이거나 기-액 접촉 시간이 증가할 수 있도록 흡수탑의 내부 구조나 운전 조건을 변경해야만 한다.<sup>(3)</sup>

본 연구에서는 기존의 흡수탑 내의 유동해석에서 압력강하 값으로 단순화한 것과는 달리 slurry 입자의 운동을 직접 고려하기 위하여 Euler - Lagrangian model을 사용하여 slurry 입자가 노즐을 통해 분사되어 연소가스와 부딪쳐 떨어지는 물리현상을 고려하였다.<sup>(4)</sup>

## 1.2 연구목적

본 연구는 국내 석탄화력 발전소 탈황설비에 관한 연구로서 3D 수치해석 방법을 이용하여 흡수탑 내 Tray를 설치함에 따른 동력절감 효과에 대하여 제시한다. 흡수탑 내 Tray 설치로 인한 재순환 펌프의 동력 절감과 배기가스 압력강하에 의한 Booster fan의 동력증가에 대하여 비교 및 분석하여 탈황설비의 흡수탑 내의 총 소요 동력 절감을 고찰하였다.

## 2. 수치해석

### 2.1 해석방법

본 연구에서는 흡수탑의 3D형상을 모델링하기 위해 GAMBIT을 사용하였고 흡수탑내의 유동장

을 해석하기 위하여 CFD 상용코드인 FLUENT 6.2.16를 사용하여 정상상태의 전산해석을 수행하였다. 지배방정식으로는 연속방정식, 운동량 방정식이 사용되었고 유체의 난류영향을 고려하기 위해  $k-\epsilon$  난류모델을 적용하였다. 그리고 slurry의 액적 거동을 계산하기 위해 Lagrangian 모델을 사용하였으며, first-order upwind scheme법을 적용하였다. 압력속도수정방정식은 SIMPLE를 이용하였으며 Gas에 대하여 벽면은 no-slip조건을 주었다.

사용된 지배방정식은 다음과 같다.

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho u_i) = 0 \quad (2)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\rho u_i) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho u_j u_i) = & -\frac{\partial p}{\partial x_i} \\ & + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \mu \left( \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} - \frac{2}{3} \delta_{ij} \frac{\partial u_l}{\partial x_l} \right) \right] + \rho g_i + \vec{F}_i \end{aligned} \quad (3)$$

여기서  $\vec{F}_i$ 는 스프레이에서 나오는 slurry의 영향력을 의미한다.

유체의 난류영향을 고려하기 위한  $k-\epsilon$  난류모델의 식은 다음과 같다.

$$\rho \frac{Dk}{Dt} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_i} \right] + G_k - \rho \epsilon \quad (4)$$

$$\rho \frac{D\epsilon}{Dt} = \frac{\partial}{\partial x_i} \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\epsilon} \right) \frac{\partial \epsilon}{\partial x_i} \right] + C_{1\epsilon} G_k \frac{\epsilon}{k} - C_{2\epsilon} \rho \frac{\epsilon^2}{k} \quad (5)$$

여기서  $G_k$ 는 평균속도 구배로 인한 난류에너지 생성을 나타낸다.  $C_{1\epsilon}$ 와  $C_{2\epsilon}$ 는 각각 난류상수이며,  $\sigma_k$ 와  $\sigma_\epsilon$ 는  $k$ 과  $\epsilon$ 에 대한 난류 Prandtl 수를 나타낸다. 난류점성계수,  $\mu_t$ 는  $k$ 와  $\epsilon$ 으로부터 다음과 같이 계산된다.

$$\mu_t = \rho C_\mu \frac{k^2}{\epsilon} \quad (6)$$

모델상수는 다음과 같다.

$$C_{1\epsilon} = 1.44, C_{2\epsilon} = 1.92, C_\mu = 0.09, \sigma_k = 1.0, \sigma_\epsilon = 1.3 \quad (7)$$

흡수탑 상부에 설치된 다수의 spray로부터 뿜어져 나오는 slurry의 액적거동을 해석하기 위해 Lagrangian기법을 활용하는데 입자의 운동방정식은 다음과 같다.

$$\frac{du_p}{dt} = F_D(u - u_p) + g_x(\rho_p - \rho)/\rho_p \quad (8)$$

여기서, 각각은 다음을 의미한다.

- $u_p = \text{particle (slurry) velocity}$
- $u = \text{fluid phase (연소가스) velocity}$
- $\rho_p = \text{particle (slurry) density}$
- $\rho = \text{fluid (연소가스) density}$

$F_D$ 는 입자의 저항력이며 다음과 같이 나타난다.

$$F_D = \frac{18\mu C_D Re}{\rho_p d_p^2} \frac{1}{24} \quad (9)$$

여기서,  $Re$ 는 Morsi and Alexander model(1972)<sup>(8)</sup>을 사용하고  $C_D$ 는 Haider and Levenspiel model(1989)<sup>(9)</sup>을 사용한다.

$Re$ 과  $C_D$ 는 다음 식과 같다.

$$Re = \frac{\rho d_p |u_p - u|}{\mu} \quad (10)$$

$$C_D = \frac{24}{Re} (1 + b_1 Re^{b_2}) + \frac{b_3 Re}{b_4 + Re} \quad (11)$$

- $b_1 = \exp(2.3288 - 6.4581\phi + 2.4486\phi^2)$
- $b_2 = 0.0964 - 0.5565\phi$
- $b_3 = \exp(4.905 - 13.8944\phi + 18.4222\phi^2 - 10.2599\phi^3)$
- $b_4 = \exp(1.4681 + 12.2584\phi - 20.7322\phi^2 + 15.8855\phi^3)$

$\phi = \frac{s}{S}$ ,  $s$ 는 입자체적과 동일한구의 표면적  
 $S$ 는 입자의 실제 표면적

유동장 내에서 Euler-Lagrangian모델의 계산은 다음과 같이 수행된다.

Lagrangian 기법을 사용하는 모델인 DPM(Discrete Particle Model)은 FLUENT의 유동장 solver에서의 지배방정식과는 별개의 식을 갖고 있다. DPM 자체의 수치해석적인 알고리즘을 가지고 있기 때문에 유동장 수렴과는 별도로 수렴을 판단해야 한다. 즉, 유동장의 continuous phase와 particle phase가 coupled flow가 되기 위해서는 일차적으로

particle의 알고리즘과 유동장 solver가 모두 수렴을 해야 한다. particle과 continuous phase의 운동량, 에너지 및 질량교환은 Fig. 1에 나와 있듯이 각각의 control volume 안에 particle이 지나갈 때 각각의 source term에 의해 continuous phase와 운동량교환을 한다.

2.2 해석모델

흡수탑 형상의 해석모델 및 운전조건은 화력 발전소에 설치된 배연탈황설비 흡수탑의 제원<sup>(12)</sup>으로 만들었다. 기존 흡수탑과 Tray type 흡수탑의 형상적 차이는 Spray layer와 Gas입구사이에 Tray가 설치된 것이고 이외에는 동일한 형상으로 되어있다. 본 연구에서의 흡수탑 형상 모델링 및 격자 생성은 정렬 및 비정렬 격자로 구성하였다.

Gas 입구 덕트 시작점부터 흡수탑 상단부까지는 육면체 격자로 구성하였고 흡수탑 상단부부터

Table 1 Operating Conditions and the Size<sup>(4)</sup>

Flue gas volumetric flow (m <sup>3</sup> /hr)	1,522,906	
Flue Gas Density	1.46 kg/m <sup>3</sup>	
Gravity (g <sub>z</sub> )	-9.81m/s <sup>2</sup>	
Absorber Size (m)	D13.03 x H16.72	
Gas inlet duct (m)	H3.39 x W10.42	
Gas outlet duct (m)	H4.75 x W5.94	
Number of Spray Layer	4 Layers	
Total Numbers of Nozzle	240	
Mass Flow Rate of Slurry	1,531 L/min	
Diameter of Slurry Droplet (m)	2000 micro	
Spray Angle	120°	
Slurry Density	1,100 kg/m <sup>3</sup>	
Tray Thickness (mm)	200	
Tray Width (m)	10.24	
Tray Height (m)	5.13	
Numbers of meshes	Original	772,065
	Tray Type	781,425

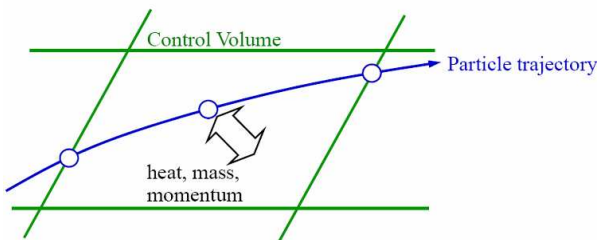


Fig. 1 Two-way coupling

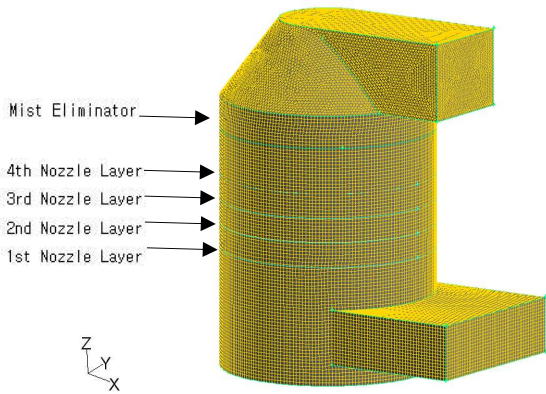


Fig. 2 An external form of grid of the absorber

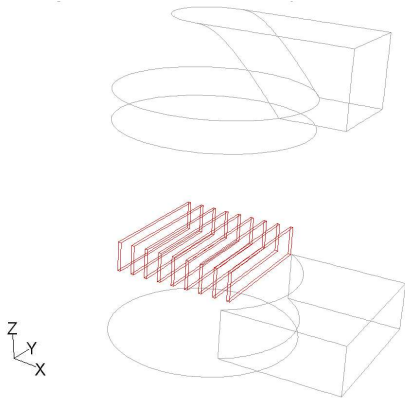


Fig. 3 The interior for Tray absorber

Gas 출구 덕트까지는 사면체 격자로 구성하였다. 비 정렬 및 정렬 격자의 사이즈는 Gambit의 기준 size에 (dx, dy, dz) 0.15의 크기로 구성되어있다.

Fig. 2는 계산에 적용될 배연 탈황설비인 흡수탑의 3차원 격자를 나타낸 것이다. 기존형상 흡수탑과 Tray type 흡수탑의 외형은 Fig. 2와 같지만 Tray type 흡수탑 내부에는 Fig. 3과 같이 Tray가 설치되어 있다. Fig. 3은 흡수탑 내에 Tray가 설치된 모습인데 설치된 Tray는 얇은 플레이트를 흡수탑의 수직(z)방향으로 세워둔 모습이다.

Slurry에 대한 Tray는 'reflect' 조건을 주어 실제 Slurry가 Tray와 부딪힐 때 입자가 튀어 오르도록 하였다. 본 연구는 Tray라는 구조물이 흡수탑에 설치되어 일어나는 영향을 고찰하려하기 때문에 Tray의 형상을 매우 단순화 하였다. 향후 Tray 형상에 관한 parameter study가 이루어질 것으로 예상된다. 그리고 reheater로 배출되는 Slurry의 유출을 막기 위해 흡수탑 상부에 설치된 mist eliminator 효과를 주었다. mist eliminator는 실제 형상작업은 하지 않고 다공성매질 모델(Porous model)로 처리하여 압

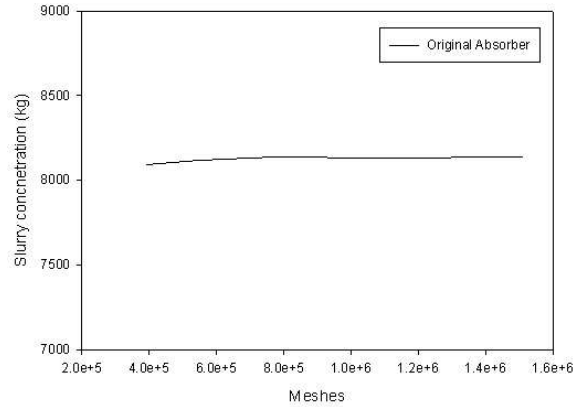


Fig. 4 Variation of slurry concentration for difference mesh numbers

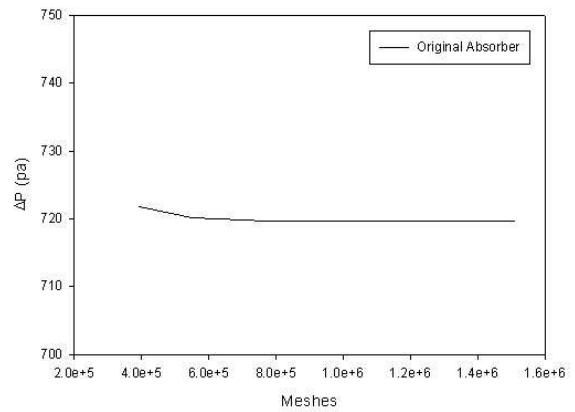


Fig. 5 Variation of pressure drop for difference mesh numbers

력강하를 주었다. Table 1에는 Choi<sup>(4)</sup>의 모델을 참조로 FGD system의 기존 흡수탑과 Tray type 흡수탑의 제원 및 운전조건을 나타내었다.

흡수탑 내의 Gas의 입구 경계조건은 흡수탑 하단의 Gas입구에서 일정한 속도로 Gas가 끊임없이 유입되며 Gas의 출구 경계조건은 출구에서 일정한 압력을 갖도록 출구에서의 Gauge 압력 값을 0으로 하였다. 흡수탑 내의 Spray Layer는 총 4층으로 가장 아래의 spray layer는 water level로 약 7.35m에 설치되어 있고 각 layer당 약 1.52m 간격으로 설치되어있다. Slurry는 각 Layer당 60개의 분사노즐에서 흡수탑 하단방향으로 끊임없이 분사되며 분사각은 120도, 분사입자의 직경은 2000 micro meter이며 정상운전 조건으로 해석을 수행하였다.

기본 흡수탑 모델을 대상으로 모델 격자수를 약 377,585개에서부터 약 1,513,247개 까지 변화시키며 격자 독립성 계산을 수행 하였고 흡수탑 내의 Slurry concentration값과 Pressure Drop을 격자수별로 비교 하였다. Fig. 4와 Fig. 5는 격자수

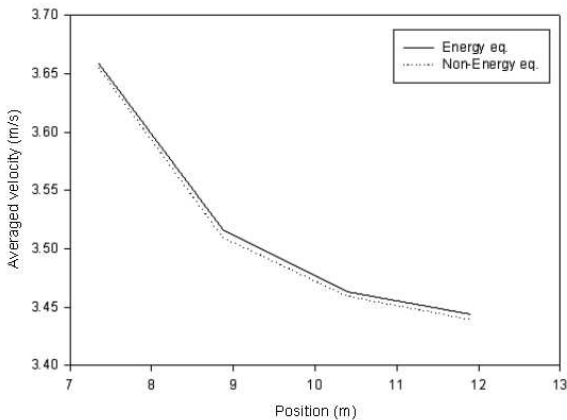


Fig. 6 Average velocity along the Z direction

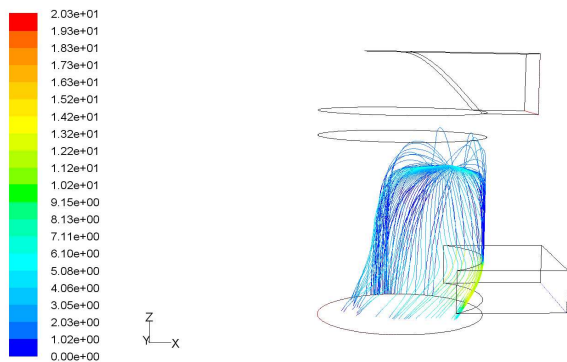


Fig. 7 Velocity vector of original absorber

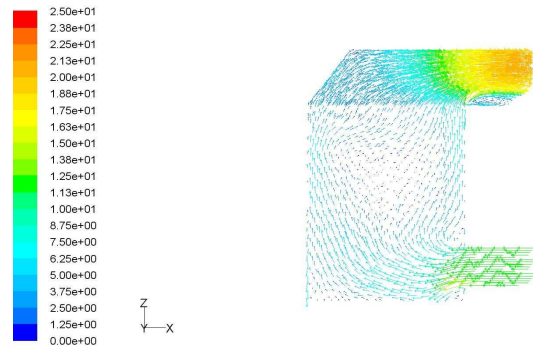


Fig. 8 Velocity vectors of original absorber

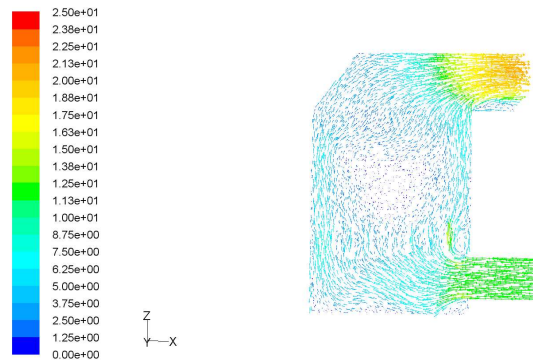


Fig. 9 Velocity vectors of tray absorber

를 변화하며 계산한 결과 값을 나타낸 것이다. 772,065 ~ 1,513,247 격자사이의 모델은 Mesh 수의 영향을 받지 않고 거의 일정한 계산 값을 가짐을 알 수 있다. 본 연구에서는 시간의 효율성을 고려하여 격자 밀도에 따라 계산 값이 거의 변하지 않는 약 772,065개의 격자 모델을 이용하여 계산을 수행하였다.

그리고 실제 Slurry와 Gas는 화학반응 및 상변화와 열 교환이 일어나지만 본 연구에는 Slurry거동모사만을 위하여 Slurry에 의한 화학반응과 상변화는 없고 운동량 교환만 있다고 가정하였다. 그리고 Slurry의 온도는 약 섭씨 50도이고 Gas의 온도는 약 섭씨 100도인데 에너지 방정식을 계산한 결과와 계산하지 않은 결과를 비교하여 Fig. 6에 나타내었다. 4개의 Slurry Layer의 단면에서 Gas의 평균유속을 비교한 결과 최고오차(Maximum deviation)는 0.12%로 아주 낮은 영향을 보였다. 열 교환의 영향이 매우 미비하다고 사료되어 해석의 수렴성 향상을 위하여 흡수탑 내의 일어나는 Gas와 Slurry간의 열교환은 생략하였다.

### 3. 해석결과 및 고찰

Fig. 7에는 하나의 Slurry 분사노즐에서 분사된 Slurry의 입자 궤적이다. 이 분사는 가장 상단부 Slurry layer의 가장자리에 위치한 한 Spray에서 분사된 입자들이다. 입자들의 분사 형태를 살펴보면 Choi<sup>(4)</sup>의 모델처럼 벽면으로 분사된 입자들은 벽면을 따라 흐르는 모습을 볼 수가 있다. 벽면을 따라 아래로 흐르던 입자들은 입구덕트를 지나며 Gas 유속에 의한 영향으로 Slurry의 속도가 증가되면서 낙하하였다. 그리고 속도가 증가된 입자들은 Gas의 유동 방향으로 약간 이동하며 낙하하였다. 입자들 중에 Gas의 기류에 의해 흡수탑 상단부로 올라간 입자들은 porous영역에 도달하여 압력강하를 받은 후 다시 중력에 의해 낙하하는 것을 볼 수 있다. 이러한 영향들은 Choi<sup>(4)</sup> 모델에서 고려된 Euler - Lagrangian 모델처럼 연소가스와 Slurry 입자 간의 운동량 교환에 의한 결과들이다. Fig. 8과 Fig. 9는 흡수탑 중앙 단면적의 배기가스 속도벡터를 나타내었다. 본 연구의 수치해석은 정상상태로 해석을 하였기 때문에



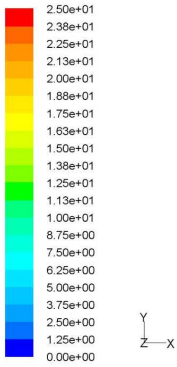


Fig. 10 Velocity contour at 7.2m for original absorber

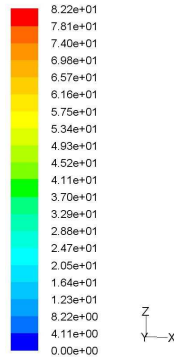


Fig. 12 Mass concentration of slurry for original absorber

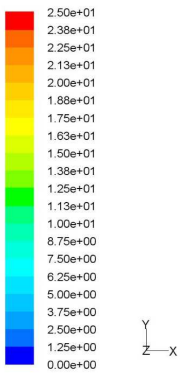


Fig. 11 Velocity contour at 7.2m for tray absorber

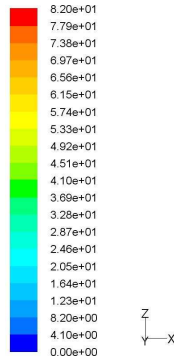


Fig. 13 Mass concentration of Slurry for tray absorber

같은 유량의 배기가스는 Tray로 인하여 좁아진 흡수탑 단면적을 더 빨리 빠져 나가기 위해 속도가 약간 증가 된 양상을 보인다. 하지만 각각의 흡수탑의 실제 단면 평균유속의 차이는 약 0.028 m/s로 큰 차이를 보이지 않는다. Fig. 10과 Fig. 11은 배기가스가 Tray를 막 빠져나온 구간의 한 단면인  $z=7.2m$ 에서의 속도분포이다. 기존 흡수탑의 경우는 중앙부에서 속도는 낮고 흡수탑 벽면 쪽으로 갈수록 그 속도가 빨라지는 것을 볼 수 있다. 반면에 Tray가 설치된 흡수탑은 단면 전반에 걸쳐서 그 속도분포가 고르다는 것을 확인할 수 있다. Gas distribution이 한 쪽으로 치우치지 않고 단면 전반에 걸쳐 고르게 퍼지면 Slurry와 골고루 접촉할 확률이 높아져 흡수탑 내에 탈황 효율이 높아질 것으로 사료된다.

Fig. 12와 Fig. 13은 기존 흡수탑과 Tray 흡수탑의 중앙 단면적에서 Slurry의 mass concentration을 나타내었다. 기존 흡수탑에 비해 Tray 흡수탑에서 머무는 Slurry의 양이 더 많은 것을 확인할 수 있다. 이는 Tray로 인하여 Slurry가 흡수탑내에 축적되는 양이 더 많다는 것을 확인할 수 있다. 탈황

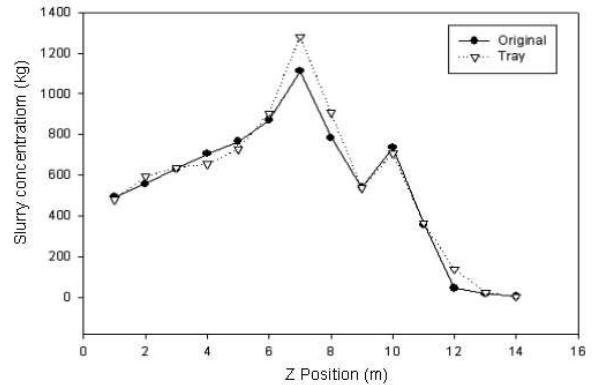


Fig. 14 Mass Concentration of slurry according to original and Tray absorber

반응식(1) 처럼 Slurry와 Gas가 100%의 1:1 반응한다고 가정하면 동일한 시간내에 Gas와 Slurry가 더 많이 접촉한다고 볼 수 있다. 즉, 같은 양의 Slurry를 분사하는데 Tray의 흡수탑에서 정체되어 축적되는 Slurry의 양이 더 많다면 동일한 SO<sub>2</sub> 제거율을 기준으로 하였을 때 축적되는 Slurry의 양만큼의 분사량을 줄일 수 있다고 사료되고, 분사량을 줄인 만큼 재순환 펌프의 동력을 절감할 수 있다. Fig. 14는 기존 흡수탑과 Tray 흡수탑의 하

단부에서 상단부까지 흡수탑 높이 방향으로 Slurry의 mass concentration의 변화에 대한 그래프이다. Gas가 Tray로 유입되는 구간인 약 z=5.5를 제외하고 나머지 구간에서는 Tray 흡수탑에서 Slurry의 mass concentration이 높게 나타났다. 특히 Tray가 설치되는 구간인 약 z=6~9m에서는 그 차이가 제일 큰 것으로 나타나고 있다. 식 (11)을 이용하면 본 연구의 모델의 펌프 한대당 수요전력은 평균 약 433.676 kW으로 계산된다. 여기서 pumping 되는 수두의 높이는 평균 약 21m(h)이다. 그리고 펌프효율과 모터효율은 약 80%라고 가정하였다. 기존 흡수탑과 Tray 흡수탑의 전체의 slurry mass concentration을 비교한 바 Tray 흡수탑이 약 2.96% 증가한 것으로 나타났다. 즉, Tray 흡수탑이 기존 흡수탑보다 재순환 탈황제 펌프 4대의 동력에서 약 51.35 kW 절감할 수 있다.

$$P(\text{수동력}) = \rho g Q h$$

$$P_s(\text{축동력}) = \frac{P}{\eta_p(\text{펌프효율})}$$

$$\therefore P_{input}(\text{수요전력}) = \frac{P_s}{\eta_d(\text{모터효율})} = \frac{\rho g Q H}{\eta_p \eta_d} \quad (11)$$

Tray 설치로 인하여 재순환 펌프의 동력이 감소되었지만 반대로 압력강하 값이 높아지기 때문에 Gas를 흡수탑 내로 불어 넣어주는 Booster Fan의 동력은 증가된다. 압력강하에 대한 Booter Fan의 동력소모는 다음 식 (12)와 같이 계산된다.

$$P_{fan} = \frac{\Delta p Q}{\eta_s} \quad , \quad \eta_s \text{은 } 80\% \text{로 가정} \quad (12)$$

Fig. 15와 Fig. 16은 기존 흡수탑과 Tray 흡수탑 중심 단면(y=0)에서의 압력분포를 나타내었다. 기존 흡수탑의 압력분포와 다르게 Tray를 설치한 흡수탑의 압력분포가 Tray를 중심으로 급격하게 변화하는 모습을 볼 수 있다. 이는 Tray로 인하여 Gas 유동 저항으로서 압력손실이 일어난 결과이다. Fig. 17은 Gas 입구덕트 높이부터 흡수탑 상단까지의 압력분포 변화에 대하여 나타내었다. 기존 흡수탑 보다 Tray 흡수탑의 압력강하가 비교적 큰 것을 확인 할 수 있다.

기존 흡수탑과 Tray 흡수탑의 압력강하( $\Delta p$ )는 각각 719.37 Pa, 756.25 Pa로 나타났다. 결과적으로 기존흡수탑과 Tray흡수탑의 압력강하( $\Delta p$ ) 값의 차이는 36.88 Pa 만큼 Tray로 인하여 압력강하

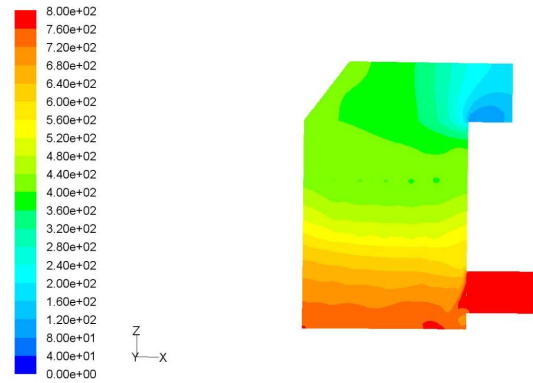


Fig. 15 Static pressure of original absorber

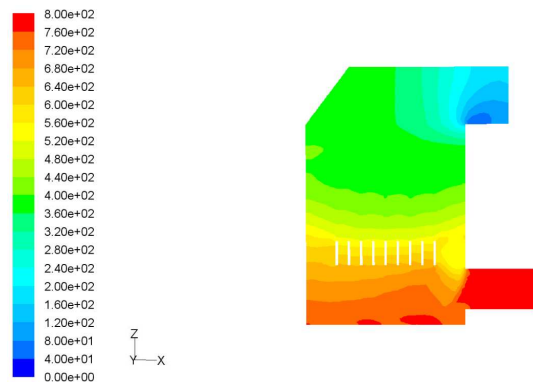


Fig. 16 Static pressure of tray absorber

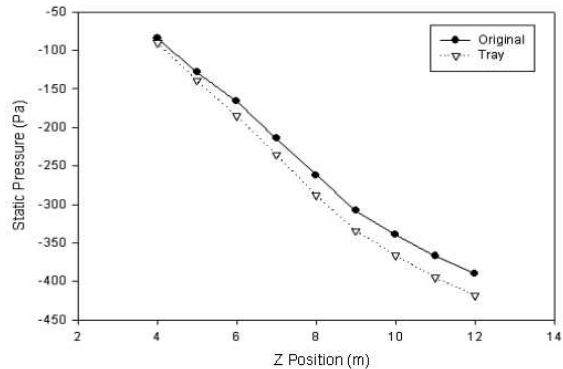


Fig. 17 Static pressure according to tray and original absorber

가 증가하였다. 그 값을 식 (12)에 대입하면 약 20.03 kW만큼의 Fan 동력이 증가한다. 이에 Tray로 인한 탈황제 재순환펌프의 동력 절감과 합산시키면 흡수탑의 최종적으로 절약되는 동력은 약 31.32 kW가 된다.

본 연구에서는 몇 개의 plate로 만든 아주 단순한 형태의 Tray였지만 Tray의 기하학적인 형상에 관하여 좀 더 세밀하고 다양한 모델링이 이루어진다면 Tray로 인한 효과는 더 클 것으로 사료된다.

## 4. 결 론

본 연구는 국내 화력 발전소 배연탈황설비에 관한 연구로서 탈황설비의 기존 흡수탑에 Tray를 설치함에 따른 동력절감의 가능성을 제시하기 위함에 있다. Euler-lagrangian 모델을 이용하여 gas와 slurry간 운동량 교환의 물리적인 현상을 묘사하여 보다 더 정확한 흡수탑 내 유동을 해석할 수 있었다. Tray를 지난 후의 배기가스의 속도분포를 살펴본 결과 Tray 흡수탑의 경우가 조금 더 빠른 속도 양상을 보였으나 그 차이는 미비하였고 오히려 단면에서의 속도분포도는 Tray를 통과한 배기가스가 더 고르게 나타났다. 그리고 기존 흡수탑과 Tray 흡수탑의 전체의 Slurry mass concentration을 비교한 바 Tray 흡수탑이 약 2.96% 증가하여 절감할 수 있는 펌프의 동력은 약 51.35 kW로 계산되었다. 이 반하여 Tray 흡수탑의 압력강하가 기존 흡수탑에 비하여 약 36.88 Pa 더 크게 나타나 약 20.03 kW의 fan의 동력 소모가 증가하여 최종적으로 흡수탑의 절감되는 전력은 약 31.32 kW로 나타나 흡수탑의 총 소요 동력에 약 1.9%를 절감하였다.

## 참고문헌

- (1) Kwon, J. S., 2000, "Flue Gas Desulfurization," *Trans. of the SAREK*, Vol. 29, No. 3, pp. 47~50.
- (2) Jung, S. Y., Kim, J. S., Moon, K. H., Kim, S. W. and Lee, H. K., 2003, "Flow Analysis of the Wet Flue Gas Desulfurization System for 800MW Power Plant," *Trans. of the KOSAE*, pp. 467~468.
- (3) Kim, K. H., Ahn, H. S., Park, S. S. and Park, K. K., 2005, "Enhancement of SO<sub>2</sub> Removal by DBA in FGD Plant," *Trans. of the KOSAE*, pp. 419~420.
- (4) Choi, C. R., 2007, "Numerical Analysis on the Flue Gas Flow and Slurry Behavior in the Absorber of a Flue Gas Desulphurization (FGD) System," *Trans. of the KOSAE*, Vol. 23, No. 4, pp. 478~486.
- (5) An, H. S., Kim, K. H., Park, S. S., Park, K. K. and Kim, Y. H., 2008, "Operating Characteristics of 0.4MW-Scale Gas Dispersion Type FGD Absorber," *Trans. of the KOSAE*, Vol. 24, No. 4, pp. 415~422.
- (6) Hong, J. P., 2000, "Current status of technology of FGD System," *Trans. of the KSME*, Vol. 40, No. 7, pp. 40~44.
- (7) Daly, B. J. and Harlow, F. H., 1970, "Transport Equations in Turbulence," *Phys. Fluids*, 13, pp. 2634~2649.
- (8) Morsi, S. A. and Alexander, A. J., 1972, "An Investigation of Particle Trajectories in Two-Phase Flow Systems," *Trans. J. Fluid Mech.*, Vol. 55, No. 20, pp. 193~208.
- (9) Haider and Levenspiel, O., 1989, "Drag Coefficient and Terminalvelocity of Spherical and Nonspherical Particles," *Trans. Powder Technology*, 58.
- (10) Hinze, J. O., 1975, *Turbulence*, McGraw-Hill Publishing Co., New York.
- (11) Lee, B. K., Jeon S. K. and Cho, S. K., 2001, "Improvement of the Sox Removal by Adding Dibasic Acids into the JBR FGD Processes," *Trans. of the KOSAE*, Vol. 17 No. E4, pp. 157~162.
- (12) Lee, H. K., 2004, "A Study on the Gas Distribution Improvement in SO<sub>2</sub> Scrubber Using CFD," M.S. Thesis, ChangWon University.
- (13) Patankar, S.V., 1980, *Numerical Heat Transfer and Fluid Flow*, Hemisphere, Washington, D.C.
- (14) "FLUENT 6 User's Guide," FLUENT INC. 2001.12.