

SO₂ 흡수를 위한 벤치규모 중공사막 접촉기와 DFT 흡수탑의 성능비교

박현희, 박보령, 서정학, 조항대, 최원길, 이형근*
한국에너지기술연구원

Performance comparison of bench scale membrane contactor and DFT absorber for SO₂ absorption

Hyun Hee Park, Bo Ryoung Park, Jeong Hak Seo, Hang Dae Jo,
Won Kil Choi, Hyung Keun Lee*
Korea Institute of Energy Research

1. 서론

1990년대 초반 이후 국내 대기배출 허용기준은 계속적으로 강화되고 있으며 특히 SO₂의 경우 최우선적인 규제항목으로 1999년부터 선진국 수준으로 강화되었다. 국내 발전소에는 2007년 말 기준하여 53기에 이르는 배연탈황공정이 설치되어 운전 중에 있으며, 설비의 규모도 초기에 125 MW에서 최근에는 870 MW에 이르게 되었으며, 황산화물 제거효율은 초기 90%에서 현재는 93% 이상을 목표로 하고 있다[1].

중공사막 접촉기는 다공성막(microporous membrane)을 사이에 두고 액체-액체(liquid-liquid) 또는 기체-액체(gas-liquid)를 접촉시켜 물질전달을 수행하게 하는 장치이다. 기존의 막을 이용한 분리공정과는 달리 사용된 막 자체가 선택도를 가지는 것이 아니라, 단지 기체-액체 사이에 접촉면을 제공하는 역할을 한다[2].

지금까지 중공사막 접촉기는 CO₂, SO₂, H₂S, NH₃, VOC와 같은 대기오염물질을 효과적으로 제거하고자 하는 연구가 활발히 진행되어 왔다. 그동안 본 연구팀에서는 실험실 규모로 중공사막 접촉기를 이용한 SO₂ 제거에 관한 연구를 진행하였다[3-4]. 본 연구에서는 실험실 규모에서 벤치규모로 scale-up하여 실험장치를 제작하였다. 또한 본 연구실에 설치된 DFT(Dual Flow Tray) 흡수탑과 중공사막 접촉기의 반응기 크기 및 SO₂ 흡수특성을 비교하고자 흡수제의 농도, 기체의 유속, 액기비(L/G ratio), 유입SO₂ 농도에 따른 영향을 알아보았다.

2. 실험

본 연구에 사용된 중공사막은 PVDF를 상전이 공정에 의하여 제조되었으며, 제조된 중공사막을 이용하여 중공사막 접촉기 모듈은 아크릴 재질로서 길이와 내경이 각각 580 mm, 50 mm의 크기로 구성되어 있다. 기체는 shell side로 모듈의 위에서 아래로 흐르며, 액체는 lumen side로 아래에서

위로 흐르는 counter-current 형태로 실험하였다. 증공사막 접촉기 모듈에 기체를 공급하기 위하여 5%의 SO₂ 와 compressor air를 혼합하여 사용하였으며, 공급량은 MFC를 이용하여 조절하였다. 또한 증공사막 접촉기로 흡수제를 일정유량으로 주입하기 위하여 정량펌프를 사용하였으며, 맥동을 최소화하기 위하여 펌프후단에 Damper를 사용하였다. 또한 기상의 압력은 증공사막 내부에 기포가 발생되지 않도록 하기 위하여 액상의 압력보다 더 높은 조건에서 수행하였다. 반응가스는 분석기로 보내기 전에 수분 및 분진을 제거하기 위하여 sample conditioner에서 가열 및 냉각과정을 통한 전처리 과정을 거친 후 분석시스템으로 보내 분석하게 된다.

흡수탑은 아크릴 재질을 이용하여 제작하였으며, 내경 100 mm, 높이 500 mm인 원통형 column을 6단으로 구성되었으며, 슬러리 분사노즐은 위에서부터 두 번째 칼럼에 설치하였고, 흡수탑 출구에는 액적 및 입자가 배출되는 것을 방지하기 위하여 Demister를 설치하였다. 또한 DFT를 설치하여 tray에서 액체와 기체가 접촉하여 물질전달이 일어나게 되며, DFT의 개공비는 35% 이었다. 반응기 크기를 비교하고자 흡수탑에서 기체 sample point를 달리 하여 반응기 크기를 산출하였다. Table 1에 흡수탑과 증공사막 접촉기의 특징을 나타내었다.

3. 실험결과 및 고찰

Fig. 1은 액기비와 기체유속에 따른 SO₂ 제거효율을 나타낸 것으로 흡수제의 농도와 유입 SO₂ 농도는 각각 0.02M NaOH와 800 ppm 이었다.

그림에서와 같이 액기비가 1.1 L/m³ 일 경우 기체유속이 90 L/min에서 145 L/min으로 증가함에 따라 SO₂ 제거효율은 80%에서 60%로 감소하였다. 또한 액기비가 5.5 L/m³ 일 경우 96%에서 92%로 감소하였다.

기체유속이 증가함에 따라 액체와 기체가 접촉할 수 있는 접촉시간(contacting time)이 감소하기 때문이며, 액체유속이 증가함에 따라 제거효율의 감소폭이 줄어들음을 알 수 있었다.

Fig. 2는 유입 SO₂ 농도와 기체유속에 따른 총괄물질전달계수를 나타낸 것으로 액체유속과 수산화나트륨의 농도는 각각 300 mL/min과 0.02M 이었다. 증공사막 접촉기에서의 총괄물질전달저항은 기체막저항과 액체막저항 그리고 막저항의 합으로 나타낼 수 있는데, 유입 SO₂ 농도가 증가할수록 액체막저항이 증가하게 되며, 그 결과 총괄물질전달저항이 커지게 된다. 따라서 총괄물질전달계수는 감소하게 된다.

Fig. 3은 증공사막 접촉기와 흡수탑의 반응기 크기를 비교하고자 동일한 운전조건에서 실험을 수행하였다. 그림에서와 같이 액기비를 같은 크기로 조절하기에는 어려움이 있어, 증공사막 접촉기와 흡수탑은 각각 1.0~4.0 L/m³와 4.0~15.0 L/m³으로 조절하였다.

액기비가 4.0 L/m³일 경우, 약 92%의 SO₂ 제거효율을 얻기 위해서는 흡수탑의 반응기 크기는 2.12×10⁴ cm³이 요구되며, 증공사막 접촉기의 반응기 크기는 1.14×10³ cm³의 반응기 크기를 가졌다. 즉, 기존 흡수탑과 증공사막 접촉기를 동일한 실험조건에서 운전하여 약 92%의 탈황효율을 얻었으며,

이 경우 흡수탑의 크기는 중공사막 접촉기에 비해 약 19배 큰 규모였다.

Fig. 4는 흡수탑과 중공사막 접촉기의 HTU(Height of transfer unit, m)를 비교한 것으로, HTU는 식(1)에 나타난 것과 같이 기체유속과 총괄물질 전달계수에 의해서 결정되므로, 흔히 반응기의 효율이라고 표현하기도 한다. 즉, HTU가 작을 수록 높은 반응기 효율을 나타내며, 높은 총괄물질 전달 계수를 나타낸다.

$$HTU = \frac{Q_g}{K_g a S} \quad (1)$$

여기에서 K_g 는 총괄물질전달계수(m/s), a 는 단위부피당 접촉면적(m^2/m^3)을 나타내며, S 는 반응기의 단면적(m^2)을 나타낸다.

그림에서와 같이 흡수탑의 HTU는 0.5~1.2 m의 범위로 중공사막 접촉기의 0.2~0.6 m의 범위에 비해 큰 값을 가졌으며, 액기비에 따른 영향을 크게 받음을 알 수 있었다. 즉, 중공사막 접촉기는 SO_2 를 흡수할 수 있는 성능이 흡수탑에 비해 크며, 액기비와 같은 운전조건 변화에 따른 부정적인 영향을 최소화 할 수 있음을 의미한다. Xueyan Sun[5]의 논문에 제시된 HTU 값을 보면 G-L contactor의 경우 0.1~0.9의 범위를 가지는 반면, 흡수탑(packed tower)의 경우 0.6~1.8의 범위를 가짐을 알 수 있다. 따라서 본 연구의 HTU 값과 비슷한 결과를 나타내었으며, 중공사막 접촉기가 기존 흡수탑에 비해 반응기 크기를 축소하며, 편류현상이나 범람 등의 단점을 보완하면서 높은 SO_2 제거효율을 도출할 수 있음을 보여 주었다.

4. Reference

1. 박현희, 조항대, 김인원, 이형근, "PVDF 중공사막 제조 및 벤치규모 기-액 접촉기를 이용한 SO_2 흡수특성", 화학공학, in printing (2008)
2. Drioli, E., Criscuoli, A. and Curcio, E., Membrane contactors: Fundamentals, applications and potentialities, ELSEVIER B. V., 1-40(2006).
3. Park, H. H., Deshwal, B. R., Kim, I. W. and Lee, H. K., "Absorption of SO_2 from flue gas using PVDF hollow fiber membranes in a gas-liquid contactor", *J. Membr. Sci.*, In printing(2008).
4. Park, H. H., Deshwal, B. R., Jo, H. D., Choi, W. K., Kim, I. W. and Lee, H. K., "Absorption of Nitrogen Dioxide by PVDF Hollow Fiber Membranes in the G-L Contactor", *Desalination*, in printing(2008).
5. Sun, X., Meng, F. and Yang, F., "Application of seawater to enhance SO_2 removal from simulated flue gas through hollow fiber membrane contactor", *J. Membr. Sci.*, In Press, Corrected Proof(2008).

Table 1 Comparison of dimension of DFT absorber and membrane contactor

Item	DFT absorber	membrane contactor
Pore size(μm)	-	0.0609
Fiber i.d(μm)	-	624
Fiber o.d(μm)	-	904
Reactor diameter (m)	0.1	0.05
Reactor length (m)	2.7	0.58
Number of fiber	-	1000
Reactor volume (m^3)	0.0212	0.00114
Contacting area (m^2)	0.85	0.94
Contacting area/volume ratio (m^2/m^3)	40.1	826.3

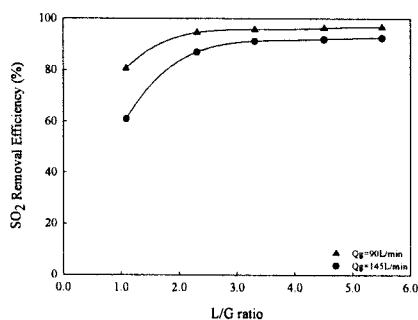


Fig. 1 Effect of L/G ratio and gas flow rate on SO_2 removal efficiency at membrane contactor ($C_{\text{SO}_2} = 800$ ppm, 0.02M NaOH)

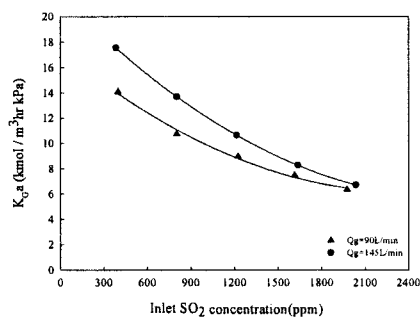


Fig. 2 Effect of inlet SO_2 conc. on overall mass transfer coefficient at membrane contactor ($Q_L = 300$ mL/min, 0.02M NaOH).

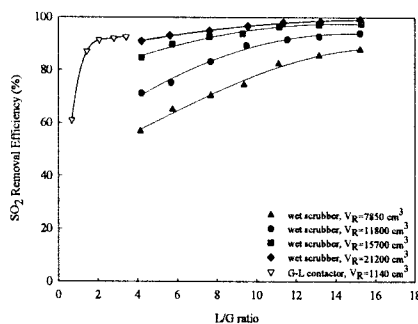


Fig. 3 Comparison of reactor volume of DFT absorber and membrane contactor.

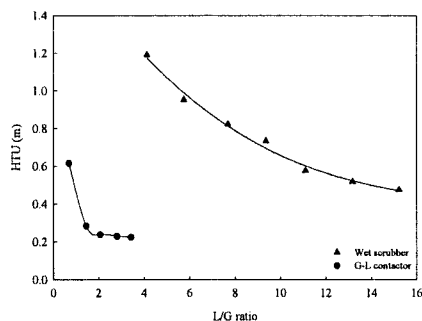


Fig. 4 Comparison of HTU values of DFT absorber and membrane contactor.