



중공사막 접촉기를 이용한 암모니아 물질전달 모델링

Modeling of Ammonia Mass Transfer Using a Hollow Fiber Membrane Contactor

오대양 · 정주영 · 최원호 · 박주양*

Daeyang Oh · Jooyoung Jeong · Wonho Choi · Jooyang Park*

한양대학교 건설환경공학과

(2010년 11월 28일 접수 ; 2011년 7월 20일 수정 , 2011년 7월 29일 채택)

Abstract

Ammonia in water which is toxic to human, its concentration is regulated below 0.5 mg/L in drinking water. Current study aimed to develop appropriate models for ammonia stripping using hollow fiber membrane contactor. Two different models were developed during the study. Model 1 was assumed only free ammonia (NH_3) transfer in stripping process, whereas the Model 2 was assumed with total ammonia ($\text{NH}_3 + \text{NH}_4^+$) transfer. Ammonium chloride (NH_4Cl), sodium hydroxide (NaOH) were used to make ammonia solution, which was concentration of 25 mg as N/L at a pH of 10.5. The experimental conditions were such that, the liquid flow was in tube-side in upward direction and the gas flow was on shell-side in downward direction at room temperature. The experimental and modeling results showed that marginal difference were observed at low gas flux. However the difference between the both models and experimental value were increased when the gas flux was increased. The study concludes that the Model 1 with free ammonia is more appropriate when both models were compared and useful in ammonia stripping process at low gas flux.

Key words : Mass transfer modeling, Ammonia mass transfer, Ammonia stripping, Hollow fiber membrane contactor,

주제어 : 암모니아 물질전달, 물질전달 모델링, 중공사막 접촉기, 암모니아 탈기

1. 서론

암모니아는 비료제조 시 원료로 사용되며 이 외의 다른 화학공업분야에도 널리 사용되고 있으며 산업폐수, 생활하수 및 축산 폐수에서 높은 농도로 배출되고 있다. 이러한 폐수 중에 포함되어 배출되는 암모니아는 수 생물에 독성을 끼치며 미생물에 의하여 질산성 질소의 형태로 산화될 때 ($\text{NH}_4^+ + 1.5\text{O}_2 \rightarrow \text{NO}_2^- + 2\text{H}^+ + \text{H}_2\text{O}$, $\text{NO}_2^- + 0.5\text{O}_2 \rightarrow$

NO_3^-) 부영양화를 일으키는 원인 물질이다. 또한 암모니아 성 질소는 먹는물 수질기준상 0.5 mg/L 이하로 규정된 건강상 유해영향 무기물질이다.

이러한 수중 암모니아의 처리방법은 크게 물리·화학적방법과 생물학적 방법으로 탈질하는 방법으로 나눌 수 있는데 물리·화학적방법에는 탈기법 (air stripping), 침전법, 이온교환법 및 파괴점 염소처리법 등이 있다(신대운 외, 2001). 침전법과 이온교환법같은 경우 저농도의 암모니아 수용액

* Corresponding author Tel:+82-2-2296-7536, Fax:+82-2-2220-1945, E-mail: jooyangpark@hanyang.ac.kr(Park, J.)

처리에 적용되는 것이 일반적이나 암모니아 농도가 높아질수록 처리비용이 급격히 증가한다는 단점이 있다(이화영 등, 2003). 탈기법은 공기 혹은 수증기를 주입시켜 암모니아를 대기중으로 증발시키는 방법으로 저비용이며 장치가 간단해 수중 암모니아 제거에 널리 사용되고 있다(Quan, 2009). 본 연구는 물리·화학적방법 중 하나인 탈기법에 관한 것으로 중공사막 접촉기(hollow fiber membrane contactor)를 이용한 것이다.

기존의 bubble column과 packed bed에 의한 탈기 또는 흡수(absorption) 공정과 비교했을 때 중공사막 접촉기는 여러 가지 장점을 가지고 있다. 중공사막 접촉기는 일반적으로 기체 액체간의 계면에서 비말동반(entrainment), 범람(flooding), 편류(channeling), 거품(forming) 등이 발생하지 않는다. 또한 매우 큰 접촉면적을 지니고 있으며 scale-up이 용이하고 계면적(interfacial area)이 알려져 있거나 상수(constant)이기 때문에 비교적 쉽게 거동을 예측할 수 있다. 또한 탈기공정시 유체는 멤브레인과 접하는 면에서 접선흐름을 형성하므로 압력을 강하시킬 필요가 없어 경제적이며 운전이 용이하다(김인원 등, 2006; Gabelman, 1999; Tan 등, 2006).

다공성 중공사막은 Qi와 Cussler(1985a, b)가 기-액접촉기(Gas-Liquid Contactor)로 사용을 제안하면서 많은 연구가 이루어 졌으며 Semmens 등(1990)은 Volatile Organic Carbons (VOCs) 제거에 초점을 맞추었던 기존의 연구와는 다른 다공성 중공사막을 이용한 암모니아 물질전달에 관한 연구를 하였고 암모니아 역시 빠르게 제거가 됨을 밝혀냈다.

현재 중공사막 접촉기에 관한 연구는 많이 이루어져왔지만 이를 이용한 암모니아 물질전달에 관한 연구는 이에 반해 미비하다. 따라서 본 연구는 중공사막 접촉기를 이용한 탈기 공정에서 암모니아 물질전달 특성을 파악하여 보다 적

합한 모델 개발을 것을 목적으로 하였다. 물질전달(mass transfer) 이론을 기초로 모델링을 수행하여 중공사막 접촉기 모듈 1회 통과 시 제거되는 수중 암모니아의 농도를 파악하고 모델의 적합성을 파악하였다.

2. 재료 및 방법

본 연구에서는 암모니아 탈기에 직접적으로 영향을 미치는 것이 유리암모니아의 농도라는 가정을 바탕으로 Model 1을 생성하였고 수중 총 암모니아성 질소의 농도가 영향을 준다는 가정을 바탕으로 Model 2를 생성하였다. 두 모델은 실험값과 비교하였으며 방법은 아래와 같다.

2.1 모델 해석

Model 1은 Fig. 1과 같이 물질전달을 해석한다. 1) 미소구간에 유입하는 수용액내의 암모니아성 질소 총 농도를 파악한다. 2) 수용액상의 pH와 유리 암모니아의 분율 및 농도를 계산한다. 3) 식(10)에 의하여 미소구간 내에서 제거되는 암모니아성 질소의 양을 계산한다. 4) 제거량을 적용한 농도가 다음구간의 유입 농도가 된다. 5) 1~3과정을 반복한다. Model 2는 과정 2)가 생략되었고 식 (9)에 의하여 암모니아성 질소의 제거량을 파악하였다. 여기서 미소구간은 0.1 mm로 하였으며 두 모델은 Runge-Kutta method에 의거하여 수치해석 하였다. 사용한 프로그램은 MathWork®사의 MATLAB R2010a이다.

2.2 실험

모델에 적용한 조건을 바탕으로 25° C, 1atm 환경에서 중공사막 접촉기를 이용한 탈기시험을 수행하였다. 기존에 이루어진 암모니아 탈기에 pH가 미치는 영향에 대한 연구 등(Liao 등, 1995; Bonmati 등, 2003)을 바탕으로 수용액상의 초기 pH는 10.5로 조절하였다. 또한 본 연구는 정주영 등(2011)의 후속연구로써 수중 질산성 질소가 100% 암모니아로 환원되는 것을 가정하여 모의폐수는 0.00178 mol/L (25 mg as N/L)가 되도록 제조하였다. 시약으로는 가루형태의 NH₄Cl (99%, DukSan)와 NaOH (98%, DaeJung)을 사용하였다. Fig. 2는 본 실험의 schematic diagram으로 수용액은 peristaltic pump를 이용하여 중공사막 접촉기의 아래에 연결하여 상향류를 형성시켰으며 공기는 air compressor를 사용하여 하향류를 형성하도록 연결하였다. 암모니아 수용액은 유량 10 mL/min (0.596 × 10⁻³ m/s)으로 흐르도록 하였고 기체의 유량을 변화시켜 가면서 기체속도 변화에 따른 수중 암모니아성 질소의 농도 변화를 측정하였다. 연구에 사용한 중공사막 접촉기는 기체

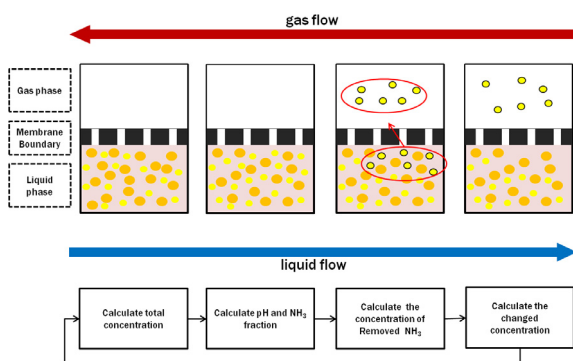


Fig. 1 The diagram of ammonia mass transfer model

분리막 모듈로 polysulfone 재질의 중공사가 5,700개 들어있으며 Table 1과 같은 사양을 가지고 있다.

이 중공사막 접촉기에 암모니아 용액의 유량 10 mL/min을 적용하였을 때 Hydraulic Retention Time (HRT)은 15.6분이다. 실험을 통하여 5~10분 이후부터 농도가 안정해 지는 결과를 근거로 유출구에서 처음 수용액이 나온 후 5분 경과 후부터 샘플을 채취하여 pH와 수중 암모니아성 질소의 농도를 측정하였다. 측정방법은 Phenate method (American Public Health Association, 1989, 4500-NH₃ H)로 phenol, sodium nitropusside(III), alkaline citrate, sodium hypochlorite를 주입하여 발색시킨 시료를 UV-VIS spectrophotometer (UVmini-1240, SHIMADZU)를 이용하여 측정하였다.

3. 결과 및 고찰

3.1 모델 생성

중공사막 접촉기를 이용한 암모니아의 물질 전달은 Fig. 3과 같이 세단계로 구분된다. 수중에 포함된 암모니아는 1) 액체상에서 막(membrane) 경계로 확산단계 2) 막 내의 공극을 통한 기체상의 경계부로 확산단계 3) 기체상 경계로부터 stripping air로의 확산단계(Mahmud등, 2002)를 거쳐 제거된다. 또한 이 물질전달 과정과 관계된 물질전달 계수 K 는 Henry's law를 따른다는 가정 하에 액체상, 막 공극상, 기체상의 resistance-in-series로 식(1)과 같이 표현할 수 있다.

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{k_l} + \frac{1}{H_i k_m} + \frac{1}{H_i k_g} \quad (1)$$

여기서 K 는 overall mass transfer coefficient (m/s), k_l 은 액체상에서의 individual mass transfer coefficient (m/s), k_m 은 멤브레인 공극의 individual mass transfer

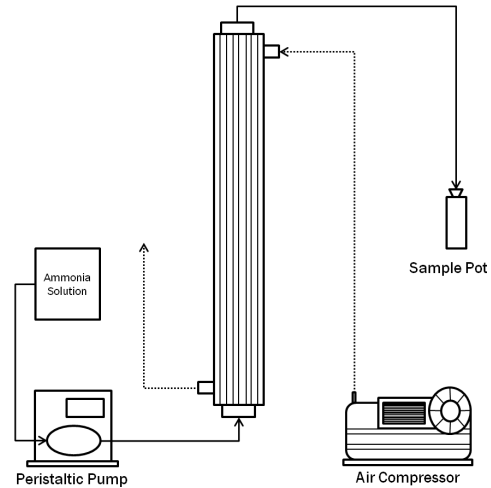


Fig. 2 Schematic diagrams of ammonia stripping process

coefficient (m/s), k_g 는 기체상에서의 individual mass transfer coefficient (m/s), H 는 무차원 헨리상수를 나타낸다.

k_l , k_m , k_g 는 실험적으로 예측할 수 있는 값으로 중공사막 접촉기의 특징 및 유체 흐름에 따라 여러 가지 식들이 제안되었으며 Gabelman등(1999)이 정리하였다. 본 연구에서 사용한 중공사막은 소수성, 기액 분리형이고 접촉기내 shell-side 흐름과 중공사가 평행한 구조로 shell-side에서의 물질전달에 대해서는 Yang과 Cussler (1986)가 제안한 경험식을 사용하였다(식.2).

$$Sh = 1.25 (Re d_o / L)^{0.93} Sc^{0.33} \quad (2)$$

여기서 Sh 는 Sherwood number (kd/D), Re 는 Reynolds number (vd/ν), d_o 는 shell side의 지름 (m), Sc 는 Schmidt number (ν/D)를 나타낸다.

Tube-side flow의 경우 등류로 어느 단면에서나 그 유속

Table 1. Membrane properties

Material	Polysulfone	Cross section area	20.27 cm ²
Contact area	3.57 m ²	Length	55.88 cm
Inner diameter of hollow fiber	250 μm	Volume	1132 cm ³
Outer diameter of hollow fiber	420 μm	porosity	21.3 %
Wall thickness of hollow fiber	85 μm	Number of hollow fiber	5700

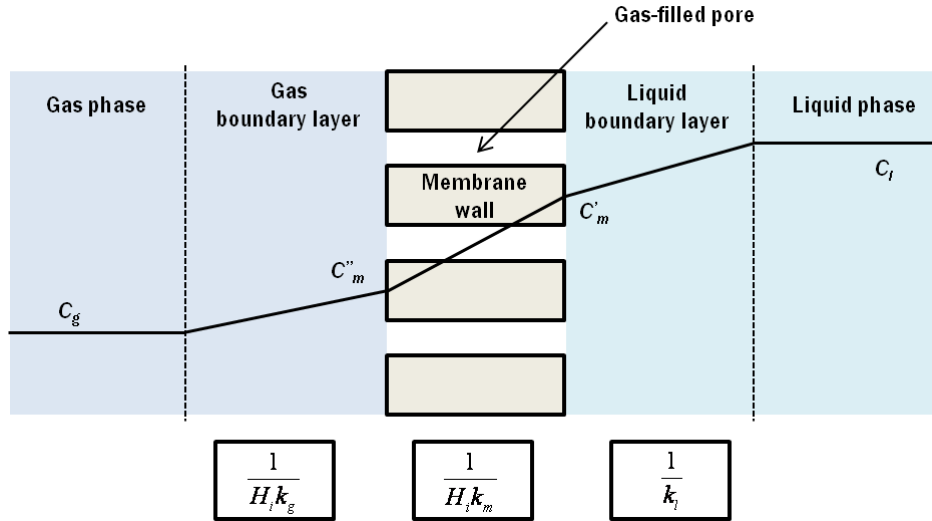


Fig 3. Schematic of mass transport and resistance-in-series in membrane contactor

은 일정하다는 가정하에 Graetz-Lévêque (Lévêque, 1928)의 식을 사용하였다(식.3).

$$Sh = 1.62(d_i^2 v / LD)^{1/3} \quad (3)$$

여기서 d_i 는 중공사의 내경, v 는 유체의 선속도, D 는 유체의 확산계수를 나타낸다.

Sh number를 바탕으로 식(4), 식(5)와 같이 shell side와 tube side의 individual mass transfer coefficient (k_i , k_g)를 유도하였다. 막 공극에서의 물질전달의 경우 Prasad와 Sirkar (1988)의 식을 사용하였다(식.6).

$$k_i(\text{Tube-side}) = 1.62 \times \frac{D_l}{d_i} \times \left(\frac{d_i^2 \times v_l}{L \times D_l} \right)^{1/3} \quad (4)$$

$$k_g(\text{Shell-side}) = 1.25 \times \frac{D_g}{d_o} \times \left(\frac{d_o^2 \times v_g}{L \times v_g} \right)^{0.93} \times \left(\frac{v_g}{D_g} \right)^{1/3} \quad (5)$$

$$k_m = D_g \epsilon / [\tau(d_o - d_i)/2] \quad (6)$$

여기서, ϵ 는 멤브레인의 porosity, τ 는 멤브레인 pore의 tortuosity를 나타낸다.

Overall mass transfer coefficient는 위의 식들을 이용하여 계산하였으며 이를 수학적 모델에 적용하였다.

Fig. 4는 중공사막 접촉기내에서의 유체흐름과 물질전달을 나타낸 그림이다. Fig. 4와 같이 중공사막 접촉기의 길이

방향을 수평좌표로 표현하였을 때 임의의 미소구간 구간($x \sim x + \Delta x$)을 설정하여 이 미소구간에 대한 mass balance를 적용해보면 다음과 같이 표현할 수 있다(Atchariyawut 등, 2008).

$$\begin{aligned} & (\text{Rate of accumulation of mass of } NH_3 \text{ in the system}) \\ & = (\text{Mass flow of the } NH_3 \text{ into the system}) - (\text{Mass flow of the } NH_3 \text{ out of the system}) + (\text{Rate of mass transfer of } NH_3 \text{ into the system}) \end{aligned} \quad (7)$$

따라서 액체상에 포함되어 있는 암모니아의 mass balance는 식(8)과 같다.

$$\Delta V \frac{dC_l}{dt} = Q_l C_{l,x} - Q_l C_{l,x+\Delta x} - Ka \Delta V (C_{l,x} - C_{l,x}^*) \quad (8)$$

여기서 ΔV 는 미소 체적(m^3), C 는 암모니아성 질소의 총농도(mol/L), a 는 단위면적당 접촉면적(m^2/m^3), C^* 는 헨리의 법칙에 의한 액체상의 평형농도(mol/L), Q 는 액체의 유량(m^3/s)을 나타낸다.

위의 식들을 이용하여 수학적 해석을 함에 있어서 모델의 단순화와 해석상 편의를 위해 다음과 같은 가정을 적용하였다. 1) 액체의 흐름과 기체의 흐름은 서로 평행하며 방향이 반대인 counter flow이다. 2) 암모니아의 물질전달은 헨리의 법칙 의존하며 각 미소구간 내에서 평형을 이룬다. 3) 액체상의 pH는 총 암모니아성 질소량과 첨가된 이온물질에 의해서 결정된다. 4) 유체의 흐름은 laminar flow이며 steady-state를 가정한다. 5) 유입되는 공기 중 암모니아

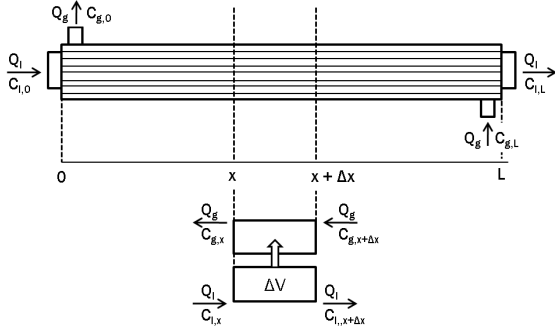


Fig. 4 Mass balance and Mass Transport of NH3(g) in Membrane Contactor

농도는 0이다. 따라서 식(8)의 좌항은 0이 된다. 여기에 boundary condition을 적용하여 식(9)를 유도하였으며 Model 2의 대표식으로 사용 하였다.

$$\frac{dC}{dx} = -\frac{Ka}{v_l} \left(C(1-R') + \frac{C_{T,N} \times R'(1-R')}{e^{\frac{KaL}{v_l}(1-R')} - R'} \right) \quad (9)$$

여기서 R' 은 stripping factor의 역수형태로 $Q/Q_g H_i$ (무차원)이며, L 은 멤브레인의 총 길이(m), $C_{T,N}$ 는 초기 유입하는 용액내의 총 암모니아성 질소의 농도(mol/L), C 는 x 지점에서의 수용액중 암모니아성 질소의 총 농도(mol/L)이다. Model 1은 식(9)에 수용액 중 유리 암모니아만 탈기되며 이 양은 수용액내 총 암모니아성 질소의 감소량과 같다 하는 가정을 적용하여 도출하였다(식.10).

$$\frac{dC}{dx} = -\frac{Ka}{v_l} \left(C_{NH_3}(1-R') + \frac{C_{T,N} \times R'(1-R')}{e^{\frac{KaL}{v_l}(1-R')} - R'} \right) \quad (10)$$

여기서, C_{NH_3} 는 x 지점에서의 수용액 중 유리암모니아 농도(mol/L)이다.

3.2 모델 검증

탈기 공정에서 제거율에 영향을 미치는 요인 중 하나가 기액비(Q_g/Q_l)이다. 여기서 기액비란 gas flux와 liquid flux간 비를 말하며 기액비가 높을수록 큰 제거효율을 보이지만 보다 경제적 운전을 위해서는 작은 기액비로의 운전이 필요하다. 실험에 앞서 모델을 이용하여 작은 기액비의 경우 모델의 유효성 검증 및 그 제거능을 파악해 보고자 하였으며 그 결과는 Fig. 5와 같다.

Fig. 5는 $0.189 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-s}$ ($Q_g=14,000 \text{ mL/min}$)이하의 gas flux에서 기체 유량이 변할 때 배출되는 암모니아성

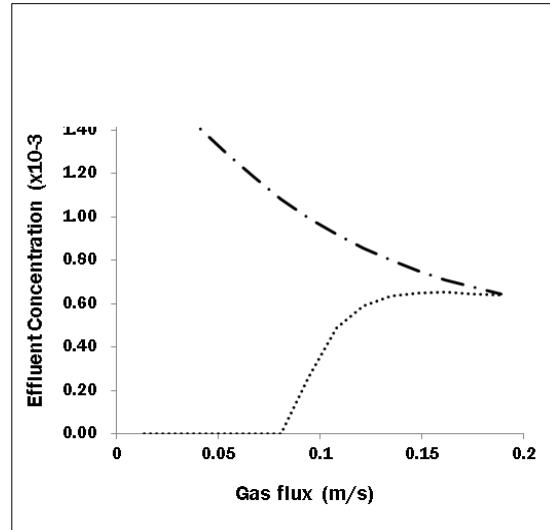


Fig. 5 Prediction of effluent concentration at low gas flux using mathematical model (Model 1: considering the concentration of free ammonia; Model 2: application of total ammonia concentration)

질소 수용액의 농도를 모델을 이용하여 계산한 것이다. 총 암모니아의 농도를 적용한 Model 2의 경우 gas flux가 증가할수록 유출농도가 낮아지는 결과를 보였다. 그러나 유리 암모니아의 농도만을 고려한 Model 1은 기체유량 증가와는 반(反)하여 유출농도가 증가하는 것을 보였다. 특히 gas flux가 $0.08 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-s}$ ($Q_g=6,000 \text{ mL/min}$)이하인 구간에서는 0 mg/L 의 농도를 보였다. 이는 모델에 최소 기액비를 적용하지 않은 결과로 현재 사용한 모델의 경우 최소 $0.2 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-s}$ 이상의 gas flux를 적용해야 탈기 운전이 가능하며 이보다 작은 값은 기체상에서 액체상으로의 물질전달에 의한 처리에 해당하는 운전 영역이다(Weber & Digiano, 1996). 따라서 Fig. 5의 결과는 탈기 일어나는 기체유량의 범위에 속하지 않으므로 위 구간은 고려대상 범위가 아니며 본 모델은 $0.202 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-s}$ 이상의 gas flux에서 유효하다.

Steady-state가 이루어지는 시간을 측정하기 위하여 gas flux를 각각 $0.202 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-s}$ ($Q_g=15,000 \text{ mL/min}$), $0.269 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-s}$ ($Q_g=20,000 \text{ mL/min}$)로 고정시키고 시간에 따른 농도변화를 측정하는 실험을 수행 하였다. Fig. 6는 중공사막 접촉기의 유출구로부터 모의폐수가 나오기 시작한 시간을 기준으로 45분간 샘플을 채취하여 암모니아성 질소의 농도를 측정된 결과 값으로 약 5~10분 이후부터 농도가 안정해 지는 것을 알 수 있었다. 따라서 기체의 유량에 따른 제거율 변화를 알아보기 위한 실험에서는 5분, 10분, 15분의 샘플을 채취하여 그 평균값을 사용하였다.

Fig. 7은 실험과 모델 간 암모니아 제거율을 비교한 그래프이다. 모델의 유효영역을 고려하여 $0.202 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-s}$ 이상

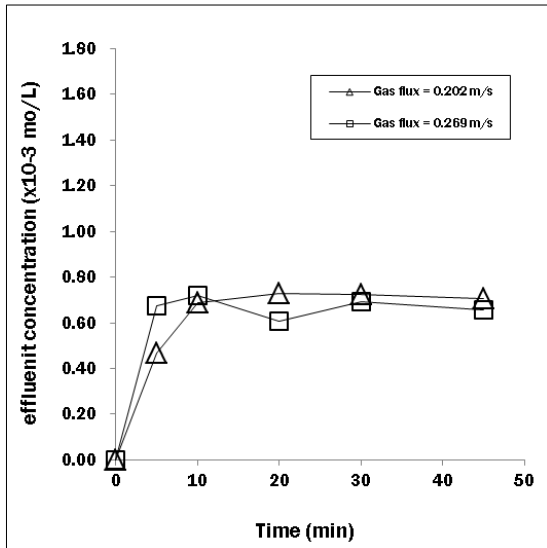


Fig. 6 Effluent concentration of ammonia with time

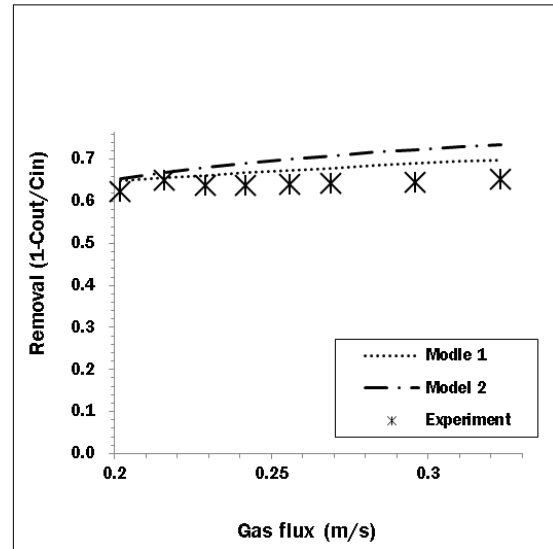


Fig. 7 The Removal of ammonia with various gas flux (Model 1: considering the concentration of free ammonia; Model 2: application of total ammonia concentration)

의 gas flux에서 실험을 수행하였다. 그 결과 0.202 $\text{m}^3/\text{m}^2\text{-s}$ 의 gas flux에서는 Model 1, Model 2, 실험값에 의한 제거율이 각각 65%, 66%, 62%로 나타났으며 0.323 $\text{m}^3/\text{m}^2\text{-s}$ 의 gas flux에서는 편차가 증가하여 69%, 74%, 65%의 결과를 보였다. Yang과 Cussler (1986)에 의하면 본 모델에 사용한 shell-side 흐름에 대한 Sh number는 Reynolds number가 커질수록 실제보다 크게 계산된다고 하였다. 본 모델에서 Re값은 gas flux에 따라 변화하게 되며 0.202 $\text{m}^3/\text{m}^2\text{-s}$ 의 gas flux에서는 500의 Re를 갖고 0.323 $\text{m}^3/\text{m}^2\text{-s}$ 의 gas flux에서는 800의 Re값을 가지게 된다. 따라서 gas flux 증가에 따라 발생하는 편차는 Re 증가에 의한 것으로 Yang과 Cussler의 연구와 부합한다. 또한 각 모델을 비교해보았을 때 유리암모니아의 농도가 고려된 모델인 Model 1의 값이 실험값과 보다 유사하게 나타났다. 이화영등(2003)과 Liao등(1995)의 연구에서 pH에 대한 고찰을 살펴보면, 총 암모니아성 질소의 농도가 같아도 유리암모니아의 농도에 따라 그 제거율이 다르게 나타났다. 이는 암모니아 탈기 시 영향을 받는 것은 유리암모니아의 농도라는 것을 나타내며 본 연구에서 생성한 Model 1이 Model 2 보다 더 정확한 모델임을 뒷받침 해준다. 또한 본 연구결과와 더불어 유리 암모니아의 농도를 별도로 고려해 주어야 보다 정확한 모델링이 가능함을 설명한다.

4. 결 론

본 연구에서는 모델링을 수행하여 중공사막 접촉기를 이용한 탈기 공정 시 암모니아 제거 효율을 예측해보고 실험

값과 비교 검토를 해 보았다. 또한 유리 암모니아의 농도를 고려한 모델과 고려하지 않은 두 가지 모델을 만들어 보다 적합한 모델을 찾고자 하였다.

- 1) Gas flux가 작을 때 ($\leq 0.2 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-s}$)는 이론상 흡수가 일어나는 구간으로 이 모델의 적용범위가 아니며 이 보다 큰 구간에서 유효하다. Re값이 커질수록 모델은 부정확해 지므로 본 연구는 $\text{Re} < 800$ (gas flux = $0.337 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-s}$)의 범위에서 수행되었다.
- 2) Gas flux가 작을 때에는 실험값과 모델링사이의 차이가 거의 없지만 flux가 증가할수록 그 차이역시 증가한다. 이는 shell-side의 물질전달계수에서 사용된 d_0 값은 shell-side의 전체 단면적을 원형단면으로 환산하였을 때의 환산지름으로 Reynolds number가 커질수록 Sh number의 오차가 커지기 때문이라 판단한다.
- 3) 유리암모니아의 농도를 고려한 모델 (Model 1)이 총 암모니아성 질소의 농도만을 적용한 모델 (Model 2) 보다 실험값과 가깝게 나타났다. 따라서 암모니아 탈기 모델링 시 유리암모니아의 농도를 고려해 주어야 할 것이다.

감사의 글

본 연구는 2009년도 환경부 차세대핵심환경사업(과제 번호 : 061-081-046, 과제명 : 질산성 질소와 대장균군 동시제거를 위한 ZVI-ED 장치 개발)의 지원을 받아 시행되었으며, 이에 감사드립니다.

참고 문헌

- 김인원, 박현희, 임춘원, 조항대, 송희열, 이형근 (2006) 다공성 중공사막 기액 접촉기를 이용한 SO₂ 제거에서 막재질과 흡수제의 영향, *한국가스학회지* 제10권 제2호, pp. 14-21
- 신대운, 오유경 (2001) 폐수의 감압 암모니아 탈기에 관한 연구. *한국환경위생학회지* 제27권 제1호, pp. 93-99
- 이화영, 오종기, 김성규 (2003) 수용액중 암모니아 Recycling을 위한 Air Stripping 특성에 관한 연구, *한국자원리사이클링학회지* 12(3), pp.31-37
- 정주영 (2011) 영가철 충전 회분식 복극전해조에 의한 질산성 질소 제거, *대한토목학회지*, 31(2B), pp.187-192
- A. Gabelman, S.T. Hwang (1999) Hollow fiber membrane contactors, *J.Membr.Sci.* **159**, pp. 61-106
- A. Bonmati, X. Flotats (2003) Air stripping of ammonia from pig slurry: characteristics and feasibility as a pre- or post-treatment to mesophilic anaerobic digestion, *Waste Management*, **23**(3), pp. 261-272
- H. Mahmud, A. Kumar, R.M. Narbaitz, T. Matsuura (2002) Mass transport in the membrane air-stripping process using microporous polypropylene hollow fibers: effect of toluene in aqueous feed. *J.Membr.Sci.* **209**, pp. 207-219
- P.H. Liao, A. Chen, and K.V. Lo (1995) Removal of nitrogen from swine manure wastewaters by ammonia stripping, *Bioresource Technology*, **54**, pp. 17-20
- M.A. L v que (1928) Les lois de la transmission de chaleur par convection, *Ann. Mines* **13**, pp. 201-299
- M.C. Yang, E.L. Cussler. (1986) Designing hollow-fiber contactors. *AIChE*. **Vol 32**. pp. 1910-1915
- M.J. Semmens, D.M. Foster, E.L. Cussler (1990) Ammonia Removal From Water Using Microporous Hollow Fibers, *J.Membr.Sci.* **51**, pp.127-140
- R. Prasad, K.K. Sirkar (1988) Dispersion-free solvent extraction with microporous hollow-fiber modules. *AIChE*. **Vol 34**. pp. 177-188
- S. Atcharyawut, R. Jiratananon, R. Wang (2008) Mass transfer study and modeling of gas-liquid membrane contacting process by multistage cascade model for CO₂ absorption, *Sep.Purif.Technol.* **63**, pp.15-22
- W. J. Weber & F. A. Digiano (1996) *Process Dynamics in Environmental Systems*, Wiley-Interscience, pp. 719-725
- X. Tan, S.P. Tan, W.K. Teo, K. Li (2006) Polyvinylidene fluoride (PVDF) hollow fibre membranes for ammonia removal from water, *J.Membr.Sci.*, **271(1-2)**, pp.59-68
- X. Quan, F. Wang, Q. Zhao, T. Zhao, J. Xiang (2009) Air stripping of ammonia in a water-sparged aerocyclone reactor, *J.Hazard.Mater.* **170**, pp.983-988
- Z. Qi, E.L. Cussler (1985a) Microporous Hollow Fibers for Gas Absorption: I. Mass Transfer in the Liquid, *J.Membr.Sci.* **23**, pp.321-332
- Z. Qi, E.L. Cussler (1985b) Microporous Hollow Fibers for Gas Absorption: II. Mass Transfer Across The Membrane, *J.Membr.Sci.* **23**, pp.333-345