

스weep 가스-진공 혼합식 탈기막 시스템을 활용한 암모니아 제거

Membrane Degassing Process of Sweep Gas-vacuum Combination Type for Ammonia Removal

윤홍식¹, 민태진^{1*}, 이건희¹, 김형탁², 신완호¹

Hongsik Yoon¹, Taijin Min^{1*}, Gunhee Lee¹, Hyung-Tak Kim², Wanho Shin¹

〈Abstract〉

In this study, the membrane degassing process of the sweep gas - vacuum combination type was proposed for ammonia wastewater treatment. The effect of pH, initial ammonia concentration and scale-up on ammonia degassing performance was investigated. As a result, as the pH and the initial ammonia concentration increased, the degassing permeate flux was improved. On the other hand, the ammonia mass transfer coefficient increased as the initial ammonia reduced, which seems to be due to the driving force of the sweep gas-vacuum combination type membrane degassing system proposed in this study. In addition, 80 mg NH₃/min of the ammonia degassing rate was achieved using a 6×28 inch size module. Better degassing performance is expected if consideration for maintaining vacuum pressure is involved in the scale-up design.

Keywords : Membrane Degassing, Ammonia, Vacuum, Sweep Gas

1* 교신저자, 한국기계연구원, 책임연구원
(E-mail: tmin@kimm.re.kr)

1 한국기계연구원 환경기계연구실

2 (주)성광이엔에프

1* Dept. of Sustainable Environment Research, Korea Institute of Machinery and Materials

1 Dept. of Sustainable Environment Research, Korea Institute of Machinery and Materials

2 SungKwang E&F

1. 서론

암모니아는 식량 및 비료, 그리고 화학물질 생산의 원료로써 활용되는 중요 자원이다[1,2]. 또한 암모니아는 수소 운반체로써도 활용 가능할 것으로 기대되고 있다[3]. 그러나 환경적인 측면에서 암모니아는 주요 처리 대상물이기도 하다. 예를 들어, 암모니아는 부영양화 등을 유발하는 수계 오염물질로 분류되며[4], 초미세먼지(PM 2.5)의 전구체 물질로 분류된다[5]. 따라서 유럽연합에서는 Directive 2016/2284를 제정하여 암모니아 배출을 규제하고 있다[6]. 따라서, 암모니아를 제거 하기 위한 적절한 처리 기술 개발이 필요하다.

기존에 폐수 내 암모니아는 생물학적 처리, 이온 교환 및 흡착, 파괴점 염소화, 탈기 공정을 통해 처리되어 왔다[7]. 그러나 이러한 종래 기술들은 각각의 한계점을 지니고 있다. 예를 들어, 생물학적 처리는 에너지 소모가 많고 온도 및 기후 변화에 취약하다[8,9]. 이온 교환 및 흡착 공정은 이온교환수지 및 흡착제의 재생에 필요한 약품에 대한 추가 처리가 필요하다[10]. 또한 이온교환 수지 및 흡착제의 재생을 위해 일시적으로 운전을 정지시켜야 한다는 단점을 수반한다. Break-point chlorination 공정은 소독부산물의 발생 및 폐수 내 총유기물 농도에 따른 염소처리량 증가 등으로 제약을 받고 있다[11]. 마지막으로 탈기 공정은 대형 탈기탑이 필요하고 가동 시간이 길고 에너지 소모가 높다[12].

탈기막(membrane degassing)공정은 공간 및 에너지 집약적인 기술으로써 용존 가스 물질 제거에 효과적이라고 알려져 있다[13,14]. 또한 탈기막 공정은 암모니아 처리용 기술로써 적합한 기술로 기대되고 있다[15]. 탈기막은 마이크로 이하 크기의 기공을 가진 소수성 막을 이용하며, 해당 막의 한쪽 면은 공급수 측과 접하고 반대 면은 스트리핑 측과 접한다[14]. 암모니아의 투과는 막간 압

력 차이 또는 스트리핑 측 유체(예: 스윙 가스, 산용액 등) 흐름의 발생을 통해 유도된다. 현재 암모니아에 가장 많이 사용되는 탈기막 방식은 산용액 스트리핑 (Acid stripping) 방식이다[15-20]. 이 방식은 원수와 산성 용액 간 암모니아 분압 차이를 이용하여 암모니아의 투과를 유도한다[13]. 그러나, 산용액 스트리핑 방식은 1) 고농축 산(예: 0.5 - 1.0 M H₂SO₄)을 지속적으로 공급해야 한다는 단점과 2) 원수 내 암모니아 농도가 낮을 경우 탈기 성능이 낮아진다는 단점을 수반한다. 진공압 방식 또는 스윙 가스 방식도 탈기막 운전 기법으로 소개되지만 이러한 방식들은 상대적으로 탈기 성능이 낮다는 이유로 적극적으로 검토되지 않았다[21].

본 연구에서는 스윙가스와 진공 혼합 방식의 탈기막 공정을 구축하여 암모니아 처리 기술에 적용했다. pH와 초기 암모니아 농도, 그리고 스케일업 (Scale-up)에 대한 암모니아 탈기 성능을 평가했다. 주요 성능 평가 지표로 암모니아 투과량, 평균 암모니아 탈기 속도를 평가했다. 또한 겔보 기 암모니아 물질 전달 계수를 평가했다.

2. 이론

pH에 따른 암모니아 농도를 계산하기 위해 아래와 같은 식 (Eq. (1-5))을 활용했다. 용매는 순수 물로 가정했다.

우선 물질 수지 측면에서, 아래와 같이 총 암모니아 농도 (C_N)를 용존 암모니아 농도 ($[NH_3]$)와 암모늄 이온($[NH_4^+]$) 농도의 합으로 규정한다.

$$C_N = [NH_3] + [NH_4^+] \quad (1)$$

본 연구에서 사용되는 50°C 기준 평형 상수들

은 다음과 같다.

$$K_w (50^\circ\text{C}) = 10^{-13.26} = [H^+][OH^-] \quad (2)$$

$$K_a (50^\circ\text{C}) = 10^{-8.54} = \frac{[NH_3][H^+]}{[NH_4^+]} \quad (3)$$

Charge balance 측면에서의 관계식은 다음과 같다.

$$[NH_4^+] + [H^+] = [OH^-] \quad (4)$$

식 (1-4)를 통해 아래와 같이 암모니아 농도 - pH 간 관계를 나타낸다.

$$\frac{C_N [H^+]}{K_a + [H^+]} = \frac{K_w}{[H^+]} \quad (5)$$

3. 실험 방법

그림 1은 본 연구의 탈기 실험에 사용된 장치 구성 개념도이다. 탈기 실험 장치는 물 탱크, 펌프 (L402MA, Wilo, Germany), 탈기막 모듈 (EXF-2.5×8.3M 또는 EXF-6×28, 3M, USA), 진공 펌프로 구성되었다. 정밀하게 Sweep gas의 유

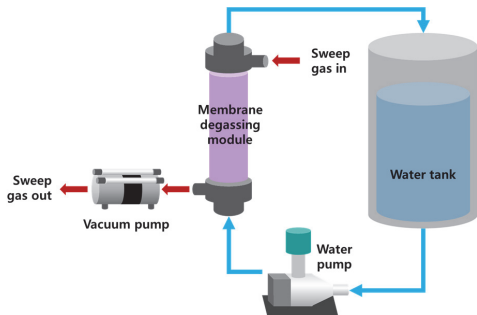


Fig. 1 Schematics of membrane degassing system

량을 조절 가능하기 위해 MFC (Linetech corp., Republic of Korea)를 사용했다. 그림에서 나타난 바와 같이 Semi-배치 식으로 탈기 실험 장치를 구축했다.

성능 평가 지표로써 암모니아 탈기 투과량, 평균 암모니아 탈기 속도, 그리고 암모니아 물질 전달 계수를 평가했다. 암모니아 탈기 투과량 (J)과 평균 암모니아 탈기 속도 (R)는 아래와 같이 평가했다.

$$J = \frac{(C_t - C_0) V}{t \times A} \quad (6)$$

$$R = \frac{(C_t - C_0) V}{t_A} \quad (7)$$

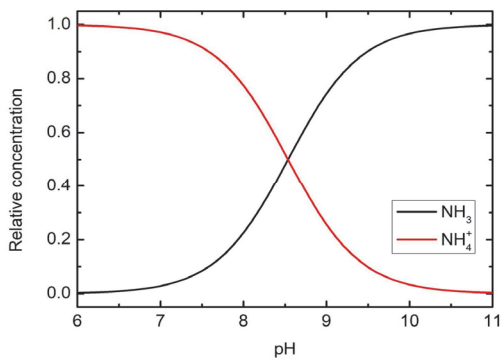
C_t 는 탈기 진행 후 t단위 시간의 원수 내 잔존하는 총 암모니아 농도이며, C_0 는 초기의 총 암모니아 농도, V는 원수의 부피, t는 단위시간, A는 유효 막 면적, t_A 는 탈기가 진행된 누적 시간이다.

원수 내 암모니아 농도가 보정된 지표인 암모니아 물질 전달 계수 (NH_3 mass transfer coefficient) (k) (m/min)는 아래와 같이 평가 했다[22].

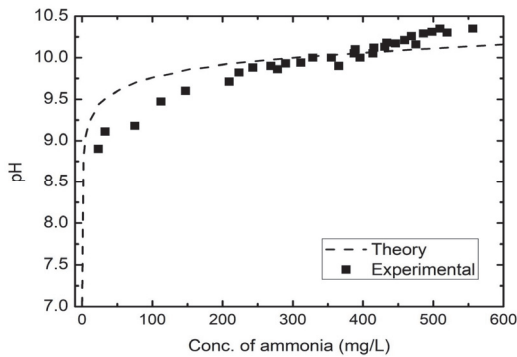
$$k = \ln \frac{C_0}{C_t} \times \frac{V}{t \times A} \quad (8)$$

4. 결과 및 토의

본 연구의 대상물질인 암모니아의 특성을 분석하기 위해 pH에 따른 용존 암모니아 (NH_3)-암모늄 이온 (NH_4^+)의 상대 농도 분포(Fig. 2(a))와 총 암모니아 농도에 따른 용액의 pH(Fig. 2(b))를 조사했다. Fig. 2(a)는 Eq. (3) 통해 계산했고, 그림



(a)



(b)

Fig. 2 (a) Relative concentration of NH_3 and NH_4^+ with pH by Eq. (3) and (b) pH with the ammonia concentration. The dashed line indicates the theoretical value by Eq. (5) (Temp.: 50°C)

Fig. 2(b)의 이론 값은 Eq. (5)를 통해 계산했다. Fig. 2(a)에서 보면, pH가 낮을수록 용존 암모니아 비율이 감소하고 암모늄 이온 비율이 증가한다. pH 8.54를 기준으로 두 물질(용존 암모니아, 암모늄 이온)의 분포가 상반된다. 이는 암모니아의 pKa 값이 약 8.54 (50°C 기준)인 것에 기인한다. Fig. 2(b)에서 보면 총 암모니아 (= $\text{NH}_3 + \text{NH}_4^+$) 농도가 증가함에 따라 용액의 pH가 증가했다. 예를 들어, 총 암모니아 농도가 30 mg/L인 경우 pH는 대략 8.8이며, 580 mg/L인 경우 pH는 대략 10.3이다. Fig. 2(a)와 (b)를 함께 고려할 때,

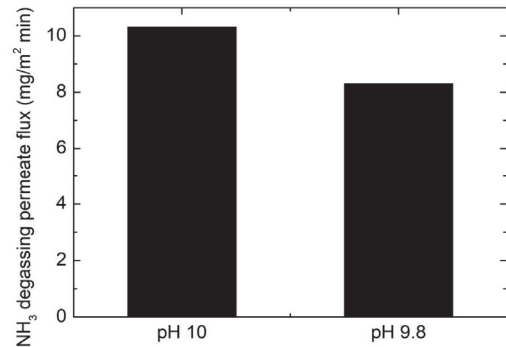


Fig. 3 Effect of ammonia concentration on degassing permeate flux (Temp.: 50°C, Water flow rate: 2.5 L/min, Sweep gas & flow rate: N_2 & 4 L/min, Vacuum pressure: -0.6 bar,)

총 암모니아의 농도 감소는 급격한 용존 암모니아 농도의 감소를 초래할 것으로 예상된다. 탈기막 시스템은 그 특성상 암모늄 이온이 아닌 용존 암모니아를 제거하므로, pH와 농도에 민감하게 영향을 받을 것으로 사료된다. 한편, Fig. 2(b)에서 실험값과 이론값 간 약간의 차이가 관찰되었는데, 이는 수돗물에 함유 되어있는 탄산염, 중탄산염 등에 의한 영향인 것으로 보인다.

Fig. 3은 pH에 따른 탈기 성능을 나타낸다. 그림 2에서 보면 낮은 pH에서 더 높은 암모니아 탈기 투과량을 보였다. 정량적으로 pH 10의 경우 약 10.3 $\text{mg/m}^2 \text{ min}$, pH 9.8의 경우 약 8.3 $\text{mg/m}^2 \text{ min}$ 를 보였다. pH에 따른 탈기 성능 차이가 발생하는 이유는 Fig. 2(a)에서 기술한 바와 같이, 용존 암모니아-암모늄 이온 분포가 pH에 예민하게 영향을 받기 때문이다. 탈기막 공정은 용존 암모니아 제거에는 효과적이나 암모늄 이온에는 효과적이지 못하다. 따라서 Fig. 3에서 나타난 바와 같이 동일 조건에서는 높은 pH의 용액일수록 탈기 효율이 높다.

Fig. 4는 초기 암모니아 농도에 따른 암모니아 탈기 투과량을 나타낸다. Fig. 4를 보면 원수 내

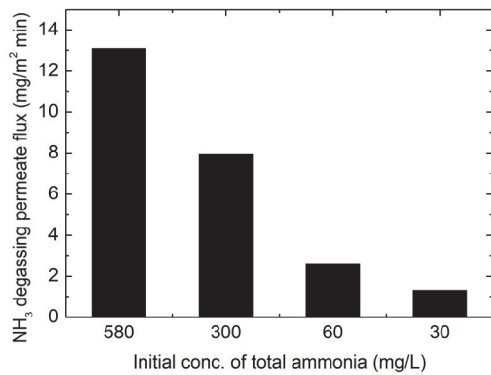


Fig. 4 Effect of ammonia concentration on degassing permeate flux (Temp.: 50°C, Water flow rate: 2.5 L/min, Sweep gas & flow rate: N₂ & 4 L /min , Vacuum pressure: -0.6 bar, Initial pH: 9~10)

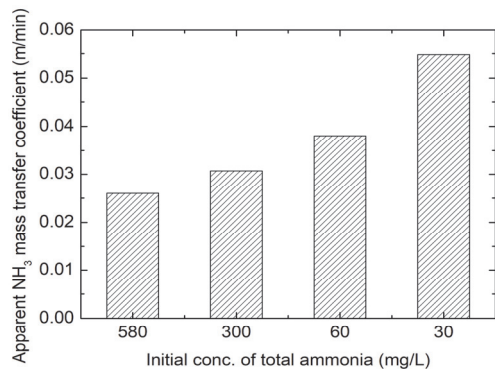


Fig. 5 (a) Effect of ammonia concentration on (a) NH₃ degassing permeate flux and (b) average NH₃ removal ratio (Temp.: 50°C, Water flow rate: 2.5 L/min, Sweep gas & flow rate: N₂ & 4 L /min , Vacuum pressure: -0.6 bar, Initial pH: 9~10)

암모니아에 의존적으로 탈기 투과량이 변했다. 정량적으로, 초기 암모니아 농도가 580 mg/L에서 30 mg/L으로 감소함에 따라 평균 암모니아 탈기 투과량이 13.1 mg/m²min에서 1.3 mg/m²min으로 감소했다. 암모니아 농도에 의존적으로 탈기

투과량이 영향 받는 결과는 이전 연구에서도 유사하게 관찰되었다[23,24]. 이는 원수 내 암모니아 농도가 감소함에 따라 막간 암모니아의 분압차가 감소하기 때문이다. 또한 Fig. 2(b)에서 나타내듯이, 암모니아 농도의 감소는 용액의 pH 감소를 야기하며, 이는 총 암모니아 농도 중 용존 암모니아 농도 비율 감소를 초래한다. 따라서, 암모니아 농도 감소는 pH 감소와 더불어 용존 암모니아 비율의 감소를 야기하므로 암모니아 탈기 투과량에 부정적인 영향을 미치는 것으로 보인다.

Fig. 5는 초기 암모니아 농도에 따른 암모니아 물질 전달 계수를 나타낸다. Fig. 5에서 보면 원수 내 암모니아 농도가 낮을수록 물질 전달 계수가 증가하는 경향을 보였다. 정량적으로, 초기 암모니아 농도가 580 mg/L에서 30 mg/L로 감소할수록, 암모니아 물질 전달 계수는 0.026 m/min에서 0.055 m/min으로 2배 가량 증가했다. 암모니아 농도에 따른 암모니아 탈기 투과량(Fig. 4)과 암모니아 물질 전달 계수 (Fig. 5)는 상반된 경향을 보였다. 산 용액 스트리핑 방식의 탈기막 연구에서는, 암모니아 농도에 의한 물질 전달 계수의 변화는 유의미하지 않다고 보고 되었다[25,26]. 이전 연구에 따르면, 암모니아 농도에 비례적으로 암모니아 탈기 투과량 변화가 나타났기 때문에 물질 전달 계수의 변화가 적었다. 그러나 본 연구에서 제시하는 스윙가스-진공 혼합식 탈기막 공정에서는 다른 경향을 나타냈다.

Fig. 6은 스윙 가스-진공 혼합식 탈기막 시스템의 구동 기작을 묘사한다. 본 연구에서 제시하는 스윙 가스-진공 혼합식 탈기막 기술은 스윙가스와 진공압을 통해 유발되는 구동력에 의해 암모니아의 투과가 유도된다(Fig. 6). 암모니아의 농도가 감소함에 따라 막간 분압차가 감소하지만, 그럼에도 여전히 진공압과 스윙 가스로 인해 유도되는 구동력은 유효하다. 따라서 암모니아 농도 감소와

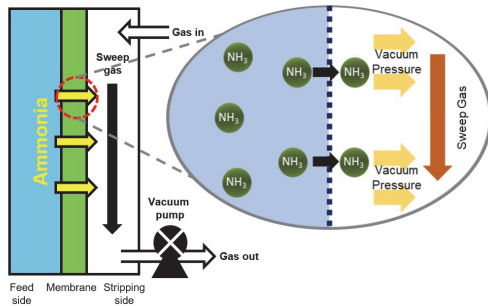


Fig. 6 Relative concentration of NH_3 or NH_4^+ with pH (Temp.: 50°C)

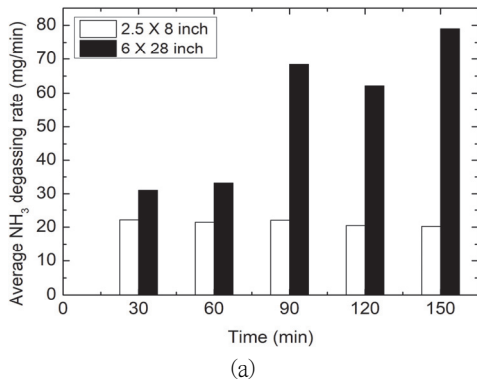


Fig. 7 The pH corresponding with the ammonia concentration. The dashed line indicates the theoretical value by Eq (5) (Temp.: 50°C)

암모니아 탈기 투과량이 비례적 관계를 보이지 않는다. 즉, 암모니아 농도 변화 대비 탈기 투과량 변화 폭이 작았다. 예를 들어, Fig. 4에서 보면,

초기 암모니아 농도가 580 mg/L에서 30 mg/L로 약 20배 가량 감소했음에도, 13.1 mg/m² min에서 1.3 mg/m² min 약 10배 가량만 감소했다. 결과적으로, 초기 암모니아 농도가 감소함에 따라 물질 전달 계수가 증가하는 경향을 아키했다(Fig. 5). 따라서, 본 연구에서 제안하는 탈기 시스템은 저농도 암모니아를 처리 시 산 용액 스트리핑 방식 대비 유리할 수 있을 것으로 보인다.

Fig. 7(a)와 (b)은 Scale-up에 따른 암모니아 탈기 성능과 본 연구에서 사용된 시스템을 나타낸다. Fig. 7(b)에 나타난 바와 같이 2.5×8 인치 규격 대비 6×28 인치 규격 탈기막 모듈을 사용 시 150 분 동안 탈기 속도가 약 4배 가량 증가했다. 정량적으로 2.5×8 인치 규격 사용시의 암모니아 탈기 속도는 약 20 mg /min이며 6×28 인치 규격 사용시의 암모니아 탈기 속도는 약 79 mg/min 이다. 탈기막 모듈의 길이와 직경을 고려할 때 탈기막 면적은 약 20배 증가한 것으로 추정된다. 탈기 속도 증가가 탈기막 면적 차이 (약 20배로 추정) 만큼 증가하지 않은 것은 진공압의 영향인 것으로 사료된다. 2.5×8 인치 규격 탈기막 시스템의 초기 진공압과 6×28 인치 규격 탈기막 시스템의 초기 진공압은 모두 -0.8 bar 였다. 그러나 탈기 운전 동작 직후 2.5×8 인치 규격 탈기막 시스템의 진공압은 -0.8 bar로 유지되었으나, 6×28 인치 규격 탈기막 시스템의 진공압은 약 -0.4 bar 로 변했다. 이는 탈기 되는 암모니아의 절대량의 증가로 인해 진공압이 영향을 받은 것으로 사료 된다. 이를 고려할 때, 탈기막 시스템의 스케일이 증대되었을 때 더 높은 진공압력이 필요할 것으로 보인다.

5. 결론

본 연구에서는 스윙가스와 진공 혼합 방식의

탈기막 공정을 암모니아 처리 기술로 활용했다. 주요 인자로써, 용액의 pH와 초기 암모니아 농도, 그리고 스케일업 (Scale up)이 암모니아 탈기 성능에 미치는 영향을 분석했다. 용액의 pH가 높을수록, 초기 암모니아 농도가 높을수록 탈기 투과량이 높았다. 반면 암모니아 물질 전달 계수는 초기 암모니아 농도가 낮을수록 높았는데 이는 본 연구에서 제안한 스윙가스-진공 혼합식 탈기막 시스템의 구동력에 기인한 것으로 보인다. 또한, 6×28인치 규격 모듈을 사용시 약 80 mg NH₃/min의 암모니아 탈기 속도를 달성했다. 그러나, 스케일업으로 인해 일부 진공압의 손실이 관찰되었다. 향후 진공압에 대한 고려가 수반될 경우 더 우수한 탈기 성능이 기대된다.

사 사

This work was supported by Korea Institute of Machinery & Materials project (NK234M) and by the National Research Foundation of Korea (NRF) grant funded by the Korea government (MSIT) (NRF - 2020R1C1C1012688) and by the New and renewable energy core technology development project of the Korea Institute of Energy Technology Evaluation and Planning (KETEP) granted financial resource from the Ministry of Trade, Industry & Energy, Republic of Korea(No. 20213030040590)

참고문헌

- [1] H. Ritchie, "How many people does synthetic fertilizer feed?", *Our World Data*. (2017)
- [2] C. Zamfirescu, I. Dincer, "Using ammonia as a sustainable fuel", *Journal of Power Sources*, vol.185, pp. 459-465, (2008).
- [3] S. Giddey, S.P.S. Badwal, C. Munnings, M. Dolan, "Ammonia as a renewable energy transportation media", *ACS Sustain. Chem. Eng.*, vol.5, pp. 10231-10239, (2017).
- [4] W.M. Lewis Jr, W.A. Wurtsbaugh, H.W. Paerl, "Rationale for control of anthropogenic nitrogen and phosphorus to reduce eutrophication of inland waters", *Environ. Sci. Technol.*, vol.45, pp. 10300-10305, (2011).
- [5] J.W. Erisman, M.A. Sutton, J. Galloway, Z. Klimont, W. Winiwarter, "How a century of ammonia synthesis changed the world", *Nat. Geosci.*, vol.1, pp. 636-639, (2008).
- [6] E. Giannakis, J. Kushta, A. Bruggeman, J. Lelieveld, "Costs and benefits of agricultural ammonia emission abatement options for compliance with European air quality regulations", *Environ. Sci. Eur.*, vol.31, pp. 1-13, (2019).
- [7] M.R. Adam, M.H.D. Othman, R.A. Samah, M.H. Puteh, A.F. Ismail, A. Mustafa, M.A. Rahman, J. Jaafar, "Current trends and future prospects of ammonia removal in wastewater: A comprehensive review on adsorptive membrane development", *Sep. Purif. Technol.*, vol.213, pp. 114-132, (2019).
- [8] N. Bernet, N. Delgenes, J.C. Akunna, J.-P. Delgenes, R. Moletta, "Combined anaerobic-aerobic SBR for the treatment of piggery wastewater", *Water Res.*, vol.34, pp. 611-619, (2000).
- [9] S. Feng, S. Xie, X. Zhang, Z. Yang, W. Ding, X. Liao, Y. Liu, C. Chen, "Ammonium removal pathways and microbial community in GAC-sand dual media filter in drinking water treatment", *J. Environ. Sci.*, vol.24, pp. 1587-1593, (2012).
- [10] F. Mazloomi, M. Jalali, "Ammonium removal from aqueous solutions by natural Iranian zeolite in the presence of organic acids, cations and anions", *J. Environ. Chem. Eng.*, vol.4, pp

- 240-249, (2016).
- [11] J.W.A. Charrois, S.E. Hrukey, "Breakpoint chlorination and free-chlorine contact time: Implications for drinking water N-nitrosodimethylaniline concentrations", *Water Res.*, vol.41, pp. 674-682, (2007).
- [12] S. Gustin, R. Marinsek-Logar, "Effect of pH, temperature and air flow rate on the continuous ammonia stripping of the anaerobic digestion effluent", *Process Saf. Environ. Prot.*, vol.89, pp. 61-66, (2011).
- [13] R. Naim, A.F. Ismail, A. Mansourizadeh, "Effect of non-solvent additives on the structure and performance of PVDF hollow fiber membrane contactor for CO₂ stripping", *J. Memb. Sci.*, vol.423, pp. 503-513, (2012).
- [14] D. Bhaumik, S. Majumdar, Q. Fan, K.K. Sirkar, "Hollow fiber membrane degassing in ultrapure water and microbioccontamination", *J. Memb. Sci.*, vol.235, pp. 31-41, (2004).
- [15] J. Zhang, M. Xie, D. Yang, X. Tong, D. Qu, L. Feng, L. Zhang, "The design of multi-stage open-loop hollow fiber membrane contactor and its application in ammonia capture from hydrolyzed human urine", *Water Res.*, vol.207, pp. 117811 (2021).
- [16] J. Zhang, M. Xie, X. Tong, D. Yang, S. Liu, D. Qu, L. Feng, L. Zhang, "Ammonia capture from human urine to harvest liquid NP compound fertilizer by a submerged hollow fiber membrane contactor: Performance and fertilizer analysis", *Sci. Total Environ.*, vol.768, pp. 144478, (2021).
- [17] S. Ortakci, H. Yesil, A.E. Tugtas, "Ammonia removal from chicken manure digestate through vapor pressure membrane contactor (VPMC) and phytoremediation", *Waste Manag.*, vol.85 pp. 186-194, (2019).
- [18] M.J. Rothrock Jr, A.A. Szogi, M.B. Vanotti, "Recovery of ammonia from poultry litter using flat gas permeable membranes", *Waste Manag.*, vol.33 pp. 1531-1538, (2013).
- [19] P.J. Dube, M.B. Vanotti, A.A. Szogi, M.C. Garcia-Gonzalez, "Enhancing recovery of ammonia from swine manure anaerobic digester effluent using gas-permeable membrane technology", *Waste Manag.*, vol.49, pp. 372-377, (2016).
- [20] M.B. Vanotti, P.J. Dube, A.A. Szogi, M.C. Garcia-Gonzalez, "Recovery of ammonia and phosphate minerals from swine wastewater using gas-permeable membranes", *Water Res.*, vol.112, pp. 137-146, (2017).
- [21] R.O. Surmeli, A. Bayraktar, B. Calli, "Ammonia recovery from chicken manure digestate using polydimethylsiloxane membrane contactor", *J. Clean. Prod.*, vol.191, pp. 99-104, (2018).
- [22] Z. Zhu, Z. Hao, Z. Shen, J. Chen, "Modified modeling of the effect of pH and viscosity on the mass transfer in hydrophobic hollow fiber membrane contactors", *J. Memb. Sci.* vol.250 pp. 269-276, (2005).
- [23] W. You, Z. Xu, Z. Dong, Y. Zhao, "Separated performances of ammonium sulphate and ammonium chloride solutions treated by vacuum membrane distillation", *Can. J. Chem. Eng.*, vol.92, pp. 1306-1313, (2014).
- [24] M.S. El-Bourawi, M. Khayet, R. Ma, Z. Ding, Z. Li, X. Zhang, "Application of vacuum membrane distillation for ammonia removal", *J. Memb. Sci.*, vol.301, pp. 200-209, (2007).
- [25] M. Fillingham, A. C. VanderZaag, J. Singh, S. Burt, A. Crolla, C. Kinsley, J. D. MacDonald, "Characterizing the performance of gas-permeable membranes as an ammonia recovery strategy from anaerobically digested dairy manure", *Membranes*, vol.7, pp. 59, (2017).
- [26] D. Qu, D. Sun, H. Wang, Y. Yun, "Experimental study of ammonia removal from water by modified direct contact membrane distillation", *Desalination*, vol.326, pp. 135-140, (2013).