

하수재이용을 위한 혐기성 유동상 생물반응기 처리수의 정삼투 여과막의 적용

권 대 은 · 김 정 환[†]

인하대학교 환경공학과

(2018년 6월 25일 접수, 2018년 6월 29일 수정, 2018년 6월 29일 채택)

Forward Osmosis Membrane to Treat Effluent from Anaerobic Fluidized Bed Bioreactor for Wastewater Reuse Applications

Dae-eun Kwon and Jeonghwan Kim[†]

Department of Environmental Engineering, Inha University, Inharo-100, Incheon, Republic of Korea

(Received June 25, 2018, Revised June 29, 2018, Accepted June 29, 2018)

요 약: 하수처리 혐기성 유동상 생물반응기(Anaerobic Fluidized Bed Bioreactor : AFBR)는 높은 표면적을 갖는 입상활성탄을 유동 매디아로 적용함으로써 생물막 형성 및 유지에 유리하며 이로 인해 우수한 유기물 제거 효율을 나타내나 처리된 유출수 내의 질소와 같은 영양염류의 잔존이 여전히 문제로 남아있다. 본 연구에서는 AFBR에 의해 처리된 유출수 내의 질소 배제를 위하여 정삼투막(FO membrane)을 유도용액의 종류와 농도에 따라 적용하였다. 실험결과 유출수의 총질소 배제 효율은 FO막에 적용하는 유도용액(draw solution : DS)의 종류 및 농도에 크게 의존하였다. 유도용액 농도가 증가함에 따라 FO막의 수투과량이 증가하였으며, 1 M의 NaCl을 유도용액으로 사용한 경우 총질소 배제 효율은 55%이었으나 1 M의 glucose를 유도용액으로 사용한 경우 거의 완벽한 총질소 배제 효율을 나타내었다. AFBR 유출수를 FO막으로 24시간 동안 여과를 진행하였으나 파울링에 의한 수투과량의 감소는 관찰되지 않았다.

Abstract: The anaerobic fluidized bed bioreactor (AFBR) treating synthetic wastewater to simulate domestic sewage was operated under GAC fluidization to provide high surface area for biofilm formation. Although the AFBR achieves excellent COD removal efficiency due to biological activities, concerns are still made with nutrient such as nitrogen remaining in the effluent produced by AFBR. In this study, forward osmosis membrane was applied to treat the effluent produced by AFBR to investigate removal efficiency of total nitrogen (TN) with respect to the draw solution (DS) such as NaCl and glucose. Permeability of FO membrane increased with increasing DS concentration. About 55% of TN removal efficiency was observed with the FO membrane using 1 M of NaCl of draw solution, but almost complete TN removal efficiency was achieved with 1 M of glucose of draw solution. During 24 h of filtration, there was no permeate flux decline with the FO membrane regardless of draw solution applied.

Keywords: Forward osmosis membrane, wastewater reuse, total nitrogen, anaerobic fluidized bed bioreactor

1. 서 론

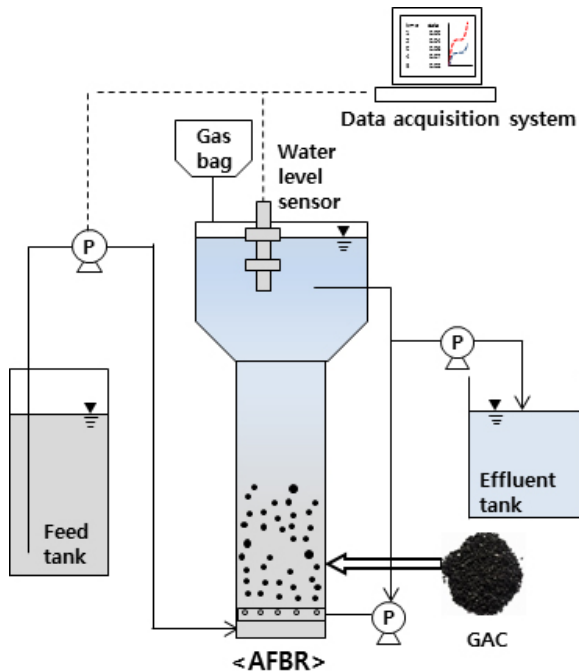
기후 변화에 따른 화석 연료 사용 제제 등 에너지 사용에 대한 우려가 커지면서, 재생 가능한 에너지의 원천인 하수에 대한 관심이 증가하고 있다. 이에 따라, 다량의 에너지를 소비하여 하수를 처리하는 호기성 공정보다, 하수를 처리함과 동시에 메탄 형태의 바이오 에

너지를 생산하는 혐기성 처리기술에 대한 관심이 증가하고 있다[1]. 혐기성 유동상 생물반응기(Anaerobic Fluidized Bed Bioreactor: AFBR)는 입상활성탄을 유동매디아로 적용하여 벌크용액의 순환으로 유동시켜 짧은 수리학적 체류 시간(HRT)에서 대부분의 다른 생물반응기에 비해 미생물 유실이 적으며 물질전달특성이 우수한 장점을 갖고 있다[2]. 그러나, 혐기성 처리 단독공정은 유

[†]Corresponding author(e-mail: jeonghwankim@inha.ac.kr, <http://orcid.org/0000-0002-4252-6153>)

Table 1. Compositions of Synthetic Wastewater

| Composition | Sodium acetate | Sodium propionate | Sodium bicarbonate | Ammonium Chloride |
|----------------------|----------------|-------------------|--------------------|-------------------|
| Concentration (mg/L) | 265.62 | 107.14 | 168 | 95.54 |

**Fig. 1.** Schematics of experimental set-up of anaerobic fluidized bed bioreactor.

출수의 수질기준을 충족시키기에 충분하지 않으며, 특히 질소와 같은 영양염류 제거에 한계가 있어 후처리 기술이 필요하다[3-4]. 무엇보다도 질소에 의한 수질 부영양화의 관심이 커지면서 많은 생물학적 영양물 제거 공정이 개발되고 있으나 여전히 높은 에너지 소비를 요구한다[12].

정삼투 멤브레인 기술은 선택적으로 물은 통과시키고 용질의 분자 또는 이온은 배제하는 막을 사용하여, 막을 가로지르는 삼투압의 차이에 의해 물을 여과시키는 기술이다. 정삼투압 여과의 주된 장점은 압력 적용과 같은 외부 에너지원의 투입이 필요 없으며 광범위한 오염 물질에 대한 높은 배제 효율을 나타낼 수 있다[5-6,11]. 외부압력을 적용하는 대신 투과면을 중심으로 공급용액과 농축용액과의 농도차이가 정삼투 여과의 원동력이기 때문에, 처리대상인 공급용액보다 높은 삼투압을 갖는 유도용액을 적용해야 한다[15]. 정삼투압 여과는 산업폐수 처리[6], 매립지의 침출수 처리[7], 생명유지장치의 폐수 재사용을 위한 처리[8-9], 해수담수

화[10-11,21] 등 여러 분야에 적용되고 있으며, 최근 FO막을 하수처리에 적용하는 사례가 증가하고 있다[6,13-14, 22-23].

본 연구에서는 실험실 규모의 AFBR을 이용하여 합성폐수를 처리한 후, 배출되는 처리수 내 질소 배제를 위해 FO 멤브레인 여과를 적용하였다. 유도용액의 농도와 종류, 공급용액의 종류에 따른 수투과량의 변화를 관찰하고 질소의 배제에 미치는 효과를 실험실 규모로 관찰하였다.

2. 실험 방법

2.1. 혐기성 유동상 생물반응기

본 연구에서는 연구실 규모의 혐기성 유동상 생물반응기(AFBR system)를 이용하여 합성폐수를 처리하였다(Fig. 1). AFBR system에 적용된 합성폐수는 아세트산나트륨 265.62 mg/L와 프로피온산나트륨 107.14 mg/L를 사용하여 COD 250 mg/L로 제조하였으며, 혐기성 미생물의 성장을 위해 질소와 같은 영양염류의 경우 인천시 소재의 하수처리장 내 혐기성 소화조의 상등액을 합성폐수의 부피비 1% (10 L 기준으로 100 mL)만큼 공급하였다[16-17]. 합성폐수의 구성은 Table 1과 같다.

입상활성탄(Granular Activated Carbon : GAC, MRX-M, Calgon Carbon Corp., Pittsburg, PA)을 혐기성 미생물의 부착 성장을 지원하기 위해 AFBR의 유동상으로 적용하였으며, 지름 0.84 mm 이상의 GAC 300 g을 선별하여 사용하였다.

생물반응기는 칼럼(column)형태의 아크릴 반응기로, 반응조와 침전조로 구성되었다. 상부에 GAC입자의 침강을 위한 침전조를 높이 30 cm, 지름 10 cm로 설계하였으며, 침전조를 제외한 반응조의 길이는 100 cm, 지름 5 cm, 부피 2 L로 설계하여, 순환펌프 및 배관을 포함하여 전체 부피 5 L로 제작되었다.

마그네틱 펌프(magnetic pump, NH-100PX-Z, Korea)를 사용하여 침전조의 현탁액을 반응조 하부로 재순환시켜 GAC입자를 반응조 내에서 유동시켰다.

합성폐수는 유입수 탱크에서 튜브연동식 정량펌프

Table 2. Compositions of Feed Solution and AFBR Effluent

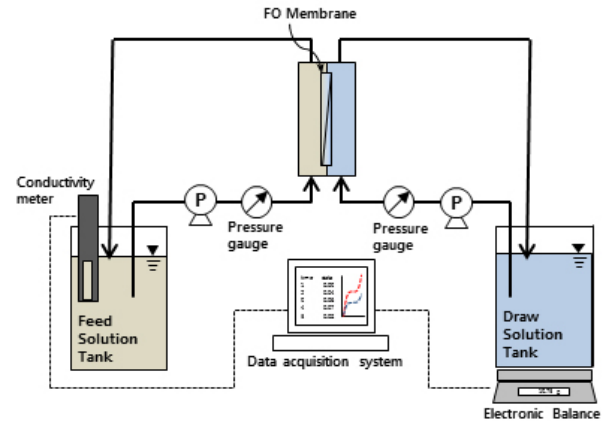
| Composition | COD (mg/L) | SS (mg/L) | NH ₃ -N (mg/L) | TN (mg/L) |
|---------------|--------------|-------------|---------------------------|------------|
| FS | 204.5 ± 32.6 | 16.67 ± 8.3 | 21.0 ± 0.5 | 26.0 ± 0.9 |
| AFBR effluent | 18.9 ± 8.9 | 10.0 ± 9.6 | 20.0 ± 3.2 | 25.1 ± 4.4 |

(peristaltic pump, Masterflex, USA)에 의해 유입되고 처리된 폐수는 동일한 종류의 정량펌프에 의해 유출수 탱크로 일정하게 유출된다. AFBR 상단에 수위조절기를 설치하여 유입 및 유출펌프와 연동하여 반응기 내에 일정한 수위를 유지하였다. 유출수의 유량은 10.5 mL/min으로, 하루 15 L의 합성폐수를 처리하였으며 수력학적 체류시간(HRT)은 8 h이다. AFBR는 실내온도를 25°C로 일정하게 유지하여 운전하였다.

Table 2는 합성폐수(Feed Solution : FS), AFBR 유출수의 화학적 산소 요구량(Chemical Oxygen Demand: COD), 부유물질량(Suspend Solid : SS), 암모니아성 질소(NH₃-N), 총질소(Total Nitrogen : TN)의 농도를 분석한 결과이다.

2.2. 정삼투압 여과장치

본 실험에 사용된 FO 여과실험 장치는 Fig. 2와 같다. FO막은 Toray Chemical Korea에서 제조된 FO 평막을 사용하였다. 실험에 사용된 막의 총 유효 단면적은 0.0009 m²이었다. AFBR 유출수를 공급용액(Feed solution : FS)으로 사용하였으며 FO막의 선택층 부분에 적용하였다. 유도용액(draw solution : DS)은 NaCl, glucose를 사용하였으며, FO막의 지지층 부분에 적용하였다. 공급용액과 유도용액은 정량펌프(Longer pump, China)에 의해 FO막을 중심으로 양측에서 각각 상향류로 순환하였으며, 순환유량은 400 mL/min으로 적용하였다. 실험온도는 약 20~25°C의 상온에서 진행되었다. 공급용액과 유도용액의 농도 변화는 전도도측정기(Orion star A212, Thermo scientific)를 사용하여 공급용액의 실시간 전도도 변화량을 측정하고, 유도용액의 여과 전, 후의 전도도를 측정하여 비교하였다. 수투과량은 여과가 진행됨에 따라 유도용액의 질량증가량을 전자저울(FZ-5000i, A&D company)과 데이터 수집 프로그램을 이용하여 실시간으로 측정하였다. 전자압력계를 설치하여 순환유량에 따른 공급용액과 유도용액의 내압을 측정하였으며, 동일한 순환유량일 경우 압력차가 발생하지 않도록 하였다.

**Fig. 2.** Schematics of experimental set-up of Forward Osmosis membrane system.

여과실험은 각각 5, 24 h 동안 진행되었으며, 여과시간에 따른 수투과량 변화 및 각 용액의 농도변화를 관찰하였다. 유도용액의 종류 및 농도 변화에 따라 수투과량 변화 및 각 용액의 농도변화를 관찰하였으며, 각 조건별로 AFBR 유출수 내에 존재하는 질소의 농도 변화를 관찰하였다.

3. 결과 및 고찰

3.1. 유도용액의 농도가 정삼투압막 수투과량에 미치는 영향

유도용액의 농도가 FO막의 수투과량에 미치는 영향을 관찰하기 위해 네 가지 유도용액의 농도(NaCl, 0.5, 1, 2, 3 M)를 사용하여 공급용액(초순수 : De-ionized water)의 수투과량을 24 h 동안 관찰하였다. 본 실험에서 공급용액과 유도용액의 순환유량은 400 mL/min으로 고정하였다. Fig. 3는 각각의 유도용액 농도에서의 수투과량(L/m²-h) 결과그래프와 여과 전, 후의 유도용액의 전도도 측정 결과그래프이다. Fig. 3(a)에서 보이는 바와 같이, 유도용액의 농도가 증가함에 따라 수투과량이 증가함을 보였다. 24 h 동안 여과를 진행함에 따라, 수투과량이 소폭 감소하는 경향을 보이는데, 공급용액이 FO막을 투과하여 유도용액으로 이동함에 따라

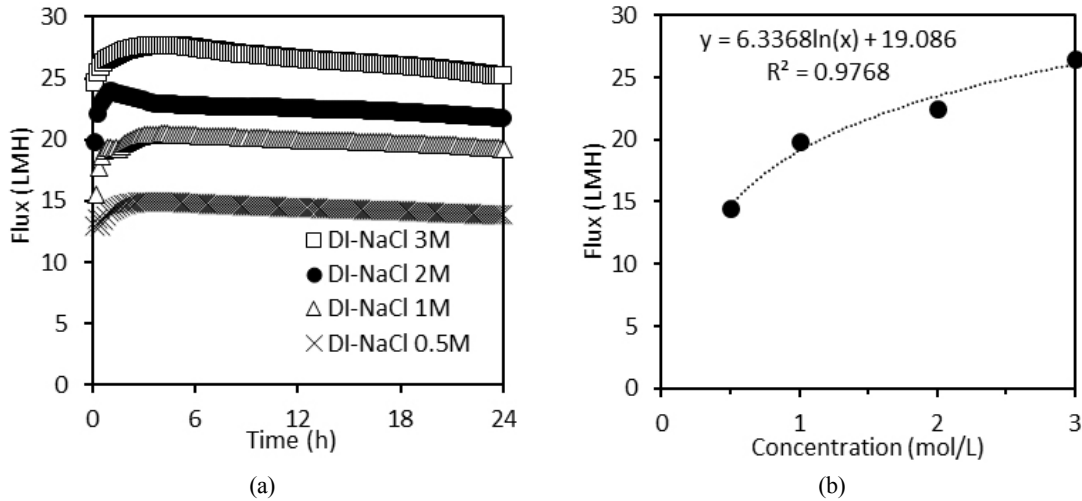


Fig. 3. Effect of DS (NaCl) concentration on de-ionized water (DI) (a) Flux with different DS concentration (0.5, 1, 2, 3 M) for 24 h filtration (b) Compare of average Flux for different DS concentration.

유도용액의 농도가 희석되어 낮아지기 때문이다. 여과 시간에 따른 수투과량 감소는 유도용액의 농도에 큰 영향을 받지 않는 것으로 나타났다.

Fig. 3(b)에서 NaCl의 농도가 0.5 M에서 1 M로 증가할 때 약 5 LMH의 수투과량이 증가하였으나, 1 M에서 3 M로 증가할 때에도 수투과량이 약 5 LMH 증가하는 것으로 나타났다. 유도용액의 농도가 높아질수록 그에 따른 수투과량의 증가량은 감소하는 것으로 나타났다. 이를 확인하기 위하여 다음의 수투과량을 나타내는 Eq. (1)을 이용하였다.

$$J_w = A(\pi_{D,b} - \pi_{F,b}) \quad (1)$$

위 식에서, J_w 는 물의 수투과량, A 는 막의 수투과 계수, $\pi_{(D,b)}$ 는 유도용액의 삼투압, $\pi_{(F,b)}$ 은 공급용액의 삼투압이다. 이 식은 FO막이 유도용액에 대하여 이상적으로 불투과성을 나타낸다고 가정하고 농도분극이 없을 때의 물의 수투과량을 계산한다. 비대칭인 FO막은 다공성 지지층 상부에 고밀도의 층으로 구성되어 있어, 공급용액과 막의 외부, 유도용액과 막의 경계면, 그리고 막의 다공성 지지층 내부에서 농도분극이 일어난다. 농도분극은 용질이 막의 공급면에 농축되어 막의 지지층 내부를 희석시켜, FO막을 투과하는 삼투압의 차이를 줄이고 수투과량을 감소시킨다.[18] 초순수를 공급용액으로 사용할 때(즉 $\pi_{(F,b)} = 0$ 일 때) 물의 수투과량은 Eq. (2)으로 정의할 수 있다.

$$J_w = A(\pi_{D,b} \exp(-J_w K)) \quad (2)$$

$$\exp(-J_w K) = \frac{\pi_{D,i}}{\pi_{D,b}} \quad (3)$$

위 식에서, $\pi_{(D,i)}$ 는 FO막의 지지층과 고밀도층 사이 계면에서의 유도용액의 삼투압이며, 실질적인 유도용액 삼투압으로 지칭된다.(Eq. (3)에서 $C_{(D,i)}/C_{(D,b)} = \pi_{(D,i)}/\pi_{(D,b)}$ 로 가정한다[19].) 위의 식에 따라, 수투과량 J_w 는 선택층과 지지층 사이의 삼투압($\pi_{(D,i)}$)과 막의 수투과 계수에 영향을 받는데, 유도용액의 농도가 0.5 M에서 3 M까지 증가하는 동안 수투과량은 동일 비율만큼 증가하지 않았기 때문에, 유도용액의 농도가 증가하는 만큼 $\pi_{(D,i)}$ 가 증가하지 않음을 나타낸다[20].

Fig. 4는 여과 전(0 h)과 여과 후(24 h)의 공급용액과 유도용액의 전도도 변화를 나타낸 그래프이다. Fig. 4(a)에서 유도용액의 농도가 증가함에 따라 공급용액의 전도도가 증가함을 보였다. 이는 유도용액의 농도가 증가할수록 염의 역수송(reverse salt transport)에 의해 유도용액 내 NaCl이 공급용액으로 이동하는 양이 증가함을 나타낸다. 즉 수투과량이 증가할수록 염의 역수송 또한 증가함을 알 수 있다. Fig. 4(b)에서 유도용액의 농도가 증가함에 따라, 24 h 여과 후 유도용액의 전도도가 더 많이 감소하였다. 여과가 진행됨에 따라 공급용액이 FO막을 투과하여 유도용액으로 이동하면서 유도용액의 농도가 희석되어 전도도가 감소하는데, 농도

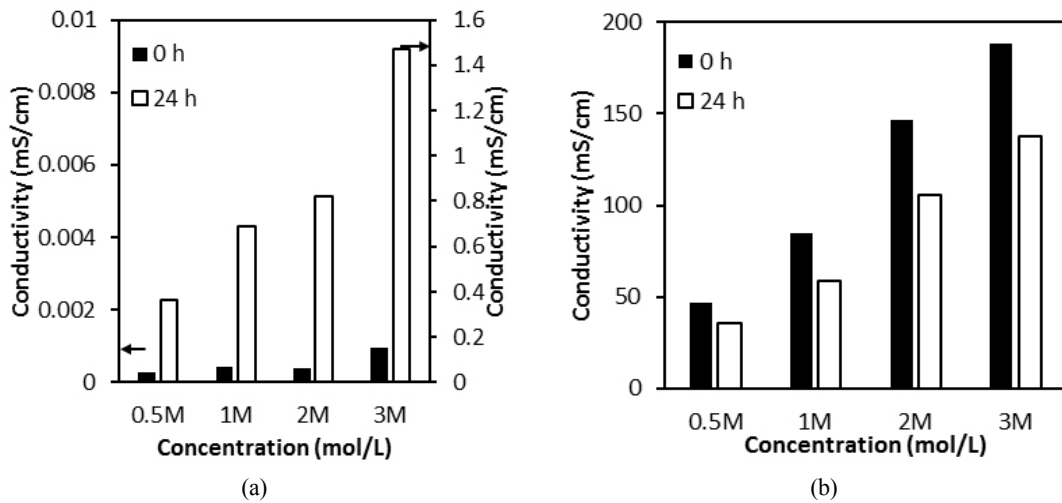


Fig. 4. Variation of conductivity with DS (NaCl) concentration (0.5, 1, 2, 3 M) on pure water (a) Conductivity of FS before (0 h) and after (24 h) filtration (b) Conductivity of DS before and after filtration.

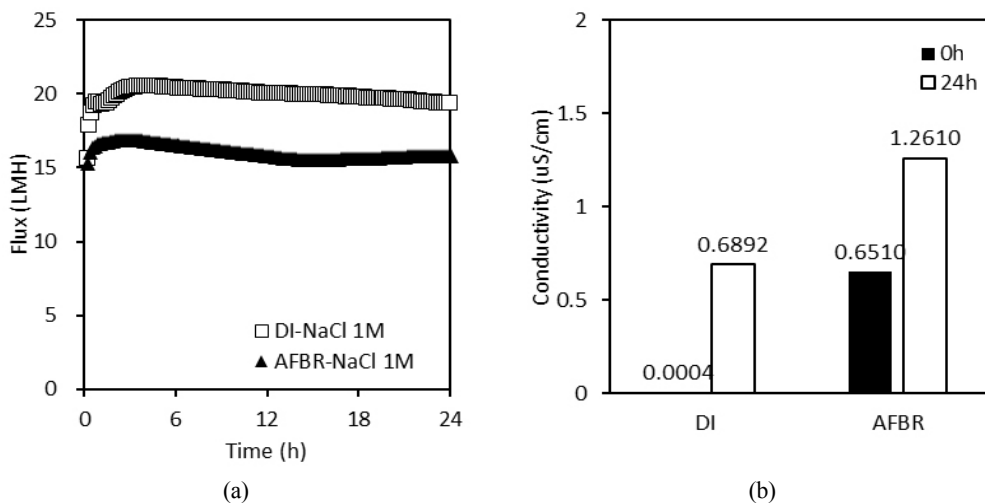


Fig. 5. Variation of flux and conductivity on each FS (DI-water, AFBR effluent) with DS (NaCl 1 M) (a) Flux on FS (DI-water, AFBR effluent) with DS (NaCl 1 M) (b) Conductivity of FS before (0 h) and after (24 h) filtration.

가 증가함에 따라 수투과량이 증가하고 공급용액의 투과량이 증가하여 더 많은 회석이 이루어졌음을 알 수 있다.

3.2. 유입용액의 종류가 정삼투압막 수투과량에 미치는 영향

공급용액의 종류가 FO막 수투과량에 미치는 영향을 관찰하기 위해 동일한 유도용액의 농도(NaCl, 1 M)를 사용하여 두 가지 공급용액(초순수, AFBR 유출수)에 대한 수투과량의 변화를 24 h 동안 관찰하였다. 공급용

액과 유도용액의 순환유량은 400 mL/min으로 고정하였다. Fig. 5(a)는 공급용액의 종류에 따른 수투과량 (L/m²-h) 결과그래프이며, 공급용액으로써 초순수에 비해 AFBR 유출수의 수투과량이 소폭 감소하는 경향을 보인다. 이는 AFBR 유출수의 전도도가 초순수에 비해 높으며 유기물질과 부유고형물 등 미량의 물질들이 함유되어 있어(Table 2), 농도차에 의한 FO막 수투과량이 소폭 감소한 것으로 사료된다. 24 h의 여과 동안 초순수와 AFBR 유출수에 대한 수투과량 감소 경향이 크게 다르지 않았으며, 이에 따라 AFBR 유출수에 대한 파울

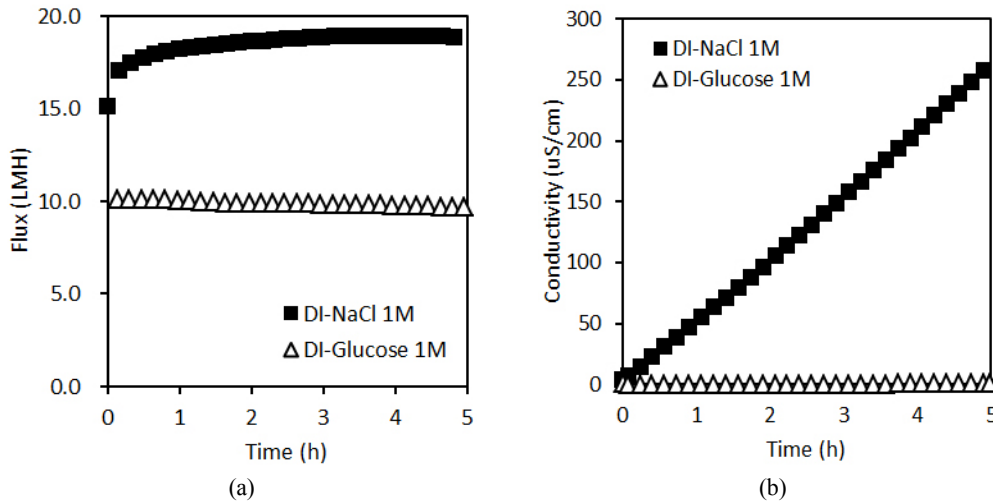


Fig. 6. Variation of flux and conductivity with each DSs (NaCl, glucose each 1 M) on DI-water (a) Flux with each DSs on DI-water (b) Conductivity of FS (DI-water) with each DSs.

링 발생은 높지 않음을 알 수 있다.

Fig. 5(b)는 FS의 여과 전, 후의 전도도를 관찰한 그래프이다. 초순수와 AFBR 유출수의 전도도 증가량(DI : 0.0004 → 0.6892, AFBR 유출수 : 0.6510 → 1.2610)의 차이가 거의 없는 것으로 보아, 여과에 따른 염의 역수송 현상은 공급용액의 종류와 상관관계가 없음을 알 수 있었다.

3.3. 유도용액의 종류가 정삼투압막 수투과량에 미치는 영향

유도용액의 종류에 따라 FO막의 수투과량이 어떻게 달라지는지 확인하기 위하여, glucose 1 M (유도용액)과 초순수(공급용액)에 대한 수투과량을 측정하여 비교하였다. Fig. 6는 같은 농도에서 유도용액의 종류(NaCl, glucose)에 따라 수투과량 변화와 전도도 증가량을 나타낸 그래프이다. Fig. 6(a)에서 glucose 1 M에 대한 수투과량은 NaCl 1 M에 대한 수투과량의 절반 수준을 보였다. 이는 glucose가 물속에서 이온화하지 않는 성질 때문에 삼투압이 NaCl 용액보다 낮기 때문인 것으로 사료된다. 각 유도용액의 삼투압을 확인하기 위하여 Van't Hoff Equation인 Eq. (4)를 사용하였다.

$$\pi = icRT \quad (4)$$

위 식에서, π 는 삼투압(atm), c 는 몰농도(mol/L), R 은 이상기체상수(0.082 L-atm/mol-K), T 는 절대온도

(K), i 는 용액 내 삼투 활성입자의 수로써 $I = 1 + \alpha(v-1)$ 로 나타내며 이 중, α 는 해리도, v 는 해리반응의 화학양론적 계수를 나타낸다. 위 식에 따라 NaCl, glucose 각 1 M의 삼투압은 각각 48.87, 24.44 atm으로 Fig. 6(a)의 수투과량과 흡사한 결과를 보였다.

Fig. 6(b)는 여과시간에 따른 공급용액의 전도도 증가를 보여주며, NaCl에 의한 공급용액의 전도도 증가에 비해, glucose에 의한 공급용액의 전도도 증가는 없는 것으로 나타났다. 이는 마찬가지로, glucose가 물속에서 이온화하지 않아서 전도도가 증가하지 않기 때문인 것으로 판단된다. 따라서 NaCl을 유도용액으로 사용하여 장기간 여과할 경우, 염의 역수송현상으로 인해 공급용액과 유도용액 사이의 삼투압 차가 감소하여 수투과량이 감소할 수 있다. 그러나 glucose를 유도용액으로 사용하면 염의 역수송현상에 의한 수투과량 감소는 상대적으로 작을 것으로 사료된다. 3.2에서 공급용액의 종류에 관계없이 염의 역수송현상이 관찰되었으나, 유도용액의 종류에 따라서 조절이 가능함을 확인할 수 있었다.

3.4. 유도용액의 종류가 총질소 배제에 미치는 영향

AFBR에 의해 처리된 유출수에는 처리 전과 비슷한 농도의 약 25.1 mg/L의 총질소가 여전히 존재하며 특히, 존재하는 질소의 대부분이 암모니아성 질소($\text{NH}_3\text{-N}$) 형태로 존재한다(Table 2). 유도용액의 종류가 공급용액 내 암모니아성 질소의 배제에 미치는 영향을 확인하기 위하여, NaCl, glucose 각 1 M의 유도용액을 적용하여

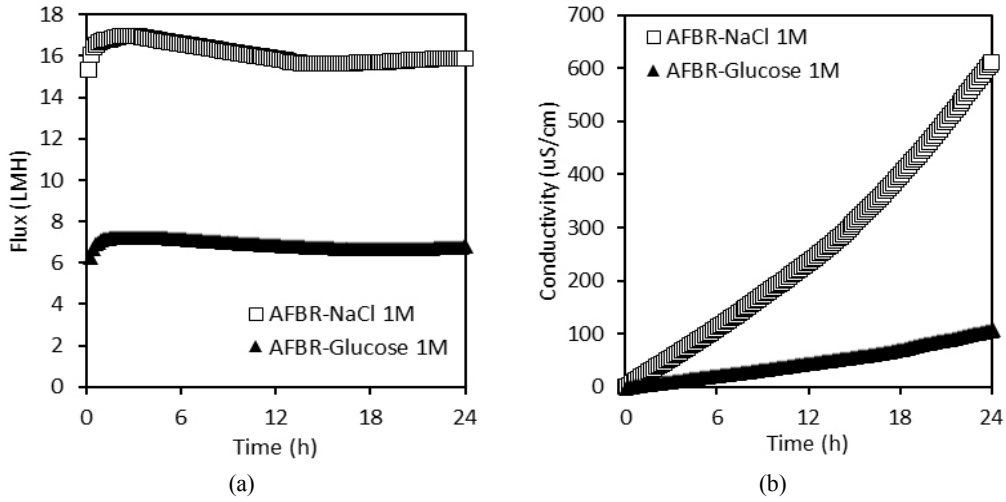


Fig. 7. Variation of flux and conductivity with each DSs (NaCl, glucose each 1 M) on AFBR effluent (a) Flux with each DSs on AFBR effluent (b) Conductivity of FS with each DSs.

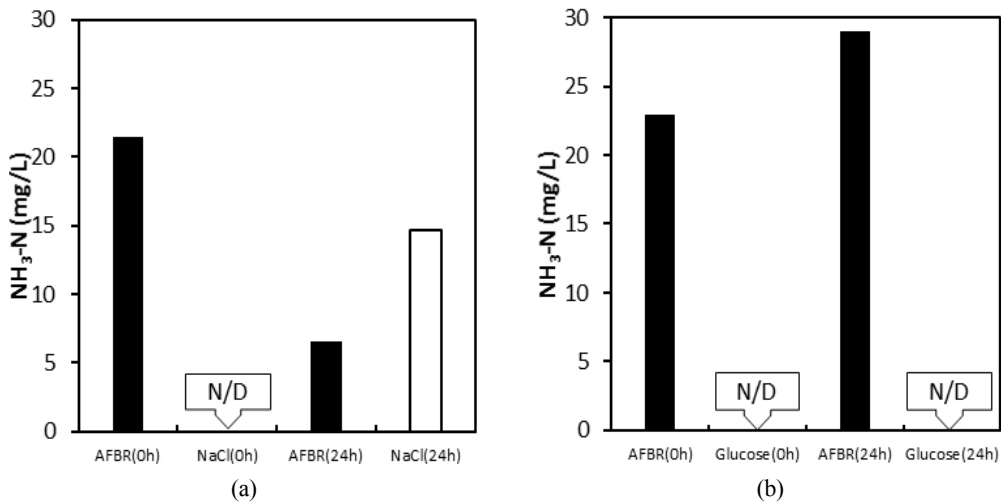


Fig. 8. Concentration of ammonia nitrogen (NH₃-N) with each DSs (NaCl, glucose each 1 M) on AFBR effluent (a) Concentration of NH₃-N with NaCl 1 M before and after filtration (b) Concentration of NH₃-N with glucose 1 M before and after filtration.

AFBR 유출수를 여과하였다.

Fig. 7은 AFBR 유출수와 각 유도용액에 대한 수투과량과 전도도변화 결과그래프이다. Fig. 7(a)에서, AFBR 유출수에 대한 24 h 여과 결과, 각 유도용액별 수투과량의 감소는 크게 나타나지 않았다. 3.2의 결과와 마찬가지로, 유도용액의 종류에 관계없이 AFBR 유출수로부터 해당 운전시간 동안 파울링 속도는 증가하지 않았다. Fig. 7(b)에서 AFBR 유출수 내 전도도 증가폭은 NaCl을 사용했을 때 크게 증가하였으나, glucose를 사용했을 때에는 소폭 증가하였다. 이는 여과가 진행됨에

따라 공급용액인 AFBR 유출수의 농축이 이루어지면서 증가한 것이며, NaCl의 경우 공급용액의 농축과 염의 역수송현상이 더해져 급격한 전도도 증가를 보이는 것으로 사료된다.

Fig. 8은 여과 전, 후 공급용액과 유도용액의 암모니아성 질소 농도 측정 결과이다. Fig. 8(a)에서, NaCl을 유도용액으로 사용하여 24 h 여과를 진행할 경우 공급용액인 AFBR 유출수 내 암모니아성 질소의 농도가 감소하는 것을 확인할 수 있다. 또한 여과가 진행됨에 따라 유도용액 내 암모니아성 질소의 농도가 증가하였다.

이는 염의 역수송현상에 의하여 유도용액 내 이온이 공급용액으로 이동하는 것뿐만 아니라, 공급용액 내 이온 또한 유도용액으로 이동할 수 있음을 나타내었다. 따라 NaCl 유도용액의 경우 AFBR 유출수 내 암모니아성 질소의 배제 및 농축에 적합하지 않음을 알 수 있다. 그러나 Fig. 8(b)에서, glucose를 유도용액으로 사용하여 24 h 여과를 진행할 경우 AFBR 유출수 내 암모니아성 질소의 농도가 증가하는 것을 확인할 수 있으며, glucose 용액 내 암모니아성 질소가 24 h 여과 후에도 검출되지 않았다. 이는 유도용액의 종류에 따라 암모니아성 질소의 배제 및 농축이 가능함을 나타내며, glucose가 AFBR 유출수 내 존재하는 암모니아성 질소의 배제를 위해 상대적으로 적절한 유도용액임을 알 수 있었다. 암모니아성 질소의 배제 효율을 비교하기 위하여 Eq. (5)을 사용하였다.

$$Rejection\ rate = 1 - \left(\frac{C_p}{C_f} \right) \quad (5)$$

위 식에서, C_p 는 여과 전 공급용액 내 질소의 농도(mg/L), C_f 는 여과 후 유도용액 내 질소의 농도(mg/L)를 나타낸다. 위 식에 따라 NaCl에 대한 암모니아성 질소의 배제 효율은 55.4%로 관찰되었으며 glucose 유도용액으로 사용하였을 경우 AFBR 유출수의 암모니아성 질소는 거의 완벽하게 배제됨을 알 수 있었다.

4. 결 론

본 연구에서는 합성하수를 처리하는 혐기성 유동상 생물반응기에서 처리된 유출수 내에 존재하는 질소를 배제하기 위하여 정삼투막 공정을 적용하여, 공급용액의 종류(DI-water, AFBR 유출수)와 유도용액의 종류(NaCl, glucose)에 따른 수투과량 및 전도도 변화를 관찰하고, 암모니아성 질소의 배제를 관찰하였다. 유도용액의 농도가 증가함에 따라 정삼투압막의 수투과량은 증가하였으나, 염의 역수송현상에 따른 공급용액 내 전도도 또한 증가하였다. 공급용액을 AFBR 유출수로 적용하였을 때, 파울링에 의한 수투과량 감소는 크게 나타나지 않았으며 염의 역수송현상에 의하여 공급용액 내 전도도가 상승하였다. 초순수를 공급용액으로 사용한 경우, NaCl 1 M에 비해 glucose 1 M의 수투과량은 약 절반 수준으로 낮았으나, 물속에서 이온화되지 않은

성질 때문에 여과 이후에도 초순수 내 전도도는 증가하지 않았다. 마찬가지로 AFBR 유출수를 공급용액으로 사용한 경우, glucose 1 M에 의한 공급용액 내 전도도 증가량은 NaCl 1 M에 비해 크게 낮았으며, 여과가 진행됨에 따라 공급용액 내 암모니아성 질소의 농축이 이루어짐을 확인했다. NaCl을 사용할 경우 암모니아성 질소의 배제 및 농축 효율이 크게 떨어졌고(배제 효율 55.4%), glucose를 사용할 경우 공급용액 내 암모니아성 질소가 거의 완벽하게 배제 및 농축되었고(배제 효율 100%) glucose 용액 내 암모니아성 질소가 발견되지 않음에 따라, 유도용액의 종류에 따라 암모니아성 질소의 배제 및 농축에 차이가 있음을 확인하였다.

감 사

이 성과는 2017년도 정부(과학기술정보통신부)의 재원으로 한국연구재단의 지원을 받아 수행된 연구임(2017R1A2B4007804).

Reference

1. J. Kim, K. Kim, H. Ye, E. Lee, C. Shin, P. L. McCarty, and J. Bae, "Anaerobic fluidized bed membrane bioreactor for wastewater treatment", *Environ. Sci. Technol.*, **45**, 576 (2011).
2. C. Shin, K. Kim, P. L. McCarty, J. Kim, and J. Bae, "Development and application of a procedure for evaluating the long-term integrity of membranes for the anaerobic fluidized membrane bioreactor (AFMBR)", *Water. Sci. Technol.*, **74**, 457 (2016).
3. D. Gao, Q. Hu, C. Yao, N. Ren, and W. Wu, "Integrated anaerobic fluidized-bed membrane bioreactor for domestic wastewater treatment", *Chem. Eng. J.*, **240**, 362 (2014).
4. K. Ahn, K. Song, E. Choa, J. Cho, H. Yun, S. Lee, and J. Me, "Enhanced biological phosphorus and nitrogen removal using a sequencing anoxic/anaerobic membrane bioreactor (SAM) process", *Desalination*, **157**, 345 (2003).
5. T. Y. Cath, A. E. Childress, and M. Elimelech,

- “Forward osmosis: Principles, applications, and recent developments”, *J. Membr. Sci.*, **281**, 70 (2006).
6. R. W. Holloway, A. E. Childress, K. E. Dennett, and T. Y. Cath, “Forward osmosis for concentration of anaerobic digester centrate”, *Water Res.*, **41**, 4005 (2007).
 7. M. Qin, H. Molitor, B. Brazil, J. T. Novak, and Z. He, “Recovery of nitrogen and water from landfill leachate by a microbial electrolysis cell-forward osmosis system”, *Bioresour. Technol.*, **200**, 485 (2016).
 8. T. Y. Cath, S. Gormly, E. G. Beaudry, M. T. Flynn, V. D. Adams, and A. E. Childress, “Membrane contactor processes for wastewater reclamation in space: Part I. Direct osmotic concentration as pretreatment for reverse osmosis”, *J. Membr. Sci.*, **257**, 85 (2005).
 9. T. Y. Cath, D. Adams, and A. E. Childress, “Membrane contactor processes for wastewater reclamation in space: II. Combined direct osmosis, osmotic distillation, and membrane distillation for treatment of metabolic wastewater”, *J. Membr. Sci.*, **257**, 111 (2005).
 10. J. R. McCutcheon, R. L. McGinnis, and M. Elimelech, “A novel ammonia-carbon dioxide forward (direct) osmosis desalination process”, *Desalination*, **174**, 1 (2005).
 11. S. Lee, C. Boo, M. Elimelech, and S. Hong, “Comparison of fouling behavior in forward osmosis (FO) and reverse osmosis (RO)”, *J. Membr. Sci.*, **365**, 34 (2010).
 12. S. Yang, F. Yang, Z. Fu, T. Wang, and R. Lei, “Simultaneous nitrogen and phosphorus removal by a novel sequencing batch moving bed membrane bioreactor for wastewater treatment”, *J. Hazard. Mater.*, **175**, 551 (2010).
 13. A. Achilli, T. Y. Cath, E. A. Marchand, and A. E. Childress, “The forward osmosis membrane bioreactor: A low fouling alternative to MBR processes”, *Desalination*, **238**, 10 (2009).
 14. L. Chen, Y. Gu, C. Cao, J. Zhang, J. W. Ng, and C. Tang, “Performance of a submerged anaerobic membrane bioreactor with forward osmosis membrane for low-strength wastewater treatment”, *Water Res.*, **50**, 114 (2014).
 15. T. Y. Cath, A. E. Childress, and M. Elimelech, “Forward osmosis: Principles, applications, and recent developments”, *J. Membr. Sci.*, **281**, 70 (2006).
 16. A. Charfi, E. Park, M. Aslam, and J. Kim, “Particle-sparged anaerobic membrane bioreactor with fluidized polyethylene terephthalate beads for domestic wastewater treatment: Modelling approach and fouling control”, *Bioresour. Technol.*, **258**, 263 (2018).
 17. M. Aslam, P. Yang, P. H. Lee, and J. Kim, “Novel staged anaerobic fluidized bed ceramic membrane bioreactor: Energy reduction, fouling control and microbial characterization”, *J. Membr. Sci.*, **553**, 200 (2018).
 18. J. R. McCutcheon and M. Elimelech, “Influence of concentrative and dilutive internal concentration polarization on flux behavior in forward osmosis”, *J. Membr. Sci.*, **284**, 237 (2006).
 19. S. Loeb, L. Titelman, E. Korngold, and J. Freiman, “Effect of porous support fabric on osmosis through a Loeb-Sourirajan type asymmetric membrane”, *J. Membr. Sci.*, **129**, 243 (1997).
 20. A. Achilli, T. Y. Cath, and A. E. Childress, “Selection of inorganic-based draw solutions for forward osmosis applications”, *J. Membr. Sci.*, **364**, 233 (2010).
 21. N. Jeong, S. Kim, and H. Lee, “Evaluating the performance of draw solutions in forward osmosis desalination using fertilizer as draw solution”, *Membr. J.*, **24**, 400 (2014).
 22. S. Kim and H. Lee, “Water reuse of sewage discharge water using fertilizer drawn forward osmosis”, *Membr. J.*, **26**, 108 (2016).
 23. B. Jun, S. Han, Y. Kim, N. Nga, H. Park, and Y. Kwon, “Conditions for ideal draw solutes and current research trends in the draw solutes for forward osmosis process”, *Membr. J.*, **25**, 132 (2015).