



# 가축분뇨 혐기 소화액 처리를 위한 막 증발과 역삼투 공정 성능 비교

## Comparison of membrane distillation with reverse osmosis process for the treatment of anaerobic digestate of livestock wastewater

김승환<sup>1</sup>·조진우<sup>2,\*</sup>

Seunghwan Kim<sup>1</sup>·Jinwoo Cho<sup>2,\*</sup>

<sup>1</sup>서울대학교 건설환경공학부

<sup>2</sup>세종대학교 환경에너지공간융합학과

<sup>1</sup>Department of Civil & Environmental Engineering, Seoul National University

<sup>2</sup>Department of Environment, Energy & Geoinformatics, Sejong University

pp. 239-250

pp. 251-258

pp. 259-266

pp. 267-276

pp. 277-288

pp. 289-301

### ABSTRACT

In this study, a pilot-scale (3 m<sup>3</sup>/day) membrane distillation (MD) process was operated to treat digestate produced from anaerobic digestion of livestock wastewater. In order to evaluate the performance and energy cost of MD process, it was compared with the pilot scale (10 m<sup>3</sup>/day) reverse osmosis (RO) process, expected competitive process, under same feed condition. As results, MD process shows stable permeate flux (average 10.1 L/m<sup>2</sup>/hr) until 150 hours, whereas permeate flux of RO process was decreased from 5.3 to 1.5 L/m<sup>2</sup>/hr within 24 hours. In the case of removal of COD, TN, and TP, MD process shows a high removal rate (98.7, 93.7, and 99% respectively) stably until 150 hours. However, in the case of RO process, removal rate was decreased from 91.6 to 69.5% in COD and from 93.7 to 76.0% in TP during 100 hours of operation. Removal rate of TN in RO process was fluctuated in the range of 34.5-62.9% (average 44.6%) during the operation. As a result of energy cost analysis, MD process using waste heat for heating the feed shows 18% lower cost compare with RO process. Thus, overall efficiency of the MD process is higher than that of the RO process in terms of permeate flux, removal rate of salts, and operating cost (in the case of using waste heat) in treating the anaerobic digestate of livestock wastewater.

**Key words:** Anaerobic digestate, Flux, Fouling, Membrane distillation, Reverse osmosis

**주제어:** 혐기 소화액, 투과유속, 막 오염, 막 증발법, 역삼투

Received 24 July 2020, revised 27 July 2020, accepted 6 August 2020.

\*Corresponding author: Jinwoo Cho (E-mail: [jinwoocho@sejong.edu](mailto:jinwoocho@sejong.edu))

• 김승환(박사과정) / Seunghwan Kim(Ph.D. Student)

서울시 관악구 관악로 1, 08826

1, Gwanak-ro, Gwanak-gu, Seoul 08826, Republic of Korea

• 조진우(교수) / Jinwoo Cho(Professor)

서울시 광진구 능동로 209, 05006

209, Neungdong-ro, Gwangjin-gu, Seoul 05006, Republic of Korea

This is an Open-Access article distributed under the terms of the Creative Commons Attribution Non-Commercial License (<http://creativecommons.org/licenses/by-nc/3.0>) which permits unrestricted non-commercial use, distribution, and reproduction in any medium, provided the original work is properly cited.

## 1. 서론

분리막 증발법(Membrane Distillation, 이하 MD)이란 다공성의 소수성 분리막(porous hydrophobic membranes)을 이용하여 유입수(feed)로부터 증기상태의 물만 추출하는 공정이다. 물질이동의 구동력은 온도차이로 인해 발생하는 증기압(vapour pressure) 차이를 이용한다. 분리막을 사이에 두고 높은 온도의 유입수와 그보다 낮은 온도의 처리수(permeate)를 흐르게 하면 유입수와 처리수 사이에 증기압 차이가 발생하게 된다. 이렇게 발생한 증기압 차이를 구동력으로 하여 증기압이 높은 유입수에서 증기압이 낮은 처리수로 수증기가 이동하는 것이다 (Godino et al., 1996; Lawson and Liroyd, 1997). 이때 소수성 분리막으로 인해 액체상태의 물은 이동하지 못하고 증기상태의 물만 이동하게 된다. 따라서 MD는 염에 대한 제거율이 높으며, 유입수의 염 농도에 관계없이 증기압 차이에 의해 일정한 처리수 투과유속(permeate flux)을 얻을 수 있다는 장점이 있다. 같은 이유로, 역삼투나 나노여과와 같은 기존의 전통적인 압력 구동식 분리막 공정에 비해 막 오염(fouling)에 대한 위험이 적다는 장점이 있다 (Lagana et al., 2000; Alkudhiri et al., 2012). MD는 액체를 100°C 이상으로 가열하는 기존의 증발공정에 비해 낮은 온도로 운전할 수 있고, 태양열이나 지열과 같은 재생 가능한 에너지를 활용할 수 있어서 에너지 소비율 측면에서도 효율적인 공정이다 (Gálvez et al., 2009).

MD 공정은 구조에 따라 DCMD(Direct Contact Membrane Distillation), VMD(Vacuum Membrane Distillation), AGMD(Air Gap Membrane Distillation), SGMD(Sweep Gas Membrane Distillation) 등으로 나눌 수 있다. DCMD는 유입수와 처리수가 분리막을 사이에 두고 직접 접촉하고 있는 형태이며, VMD는 분리막을 사이에 두고 유입수 반대편에 진공을 걸어 줌으로써 높은 증기압 차이를 형성하여 플럭스를 높일 수 있도록 구성되어 있다. AGMD는 분리막을 사이에 두고 유입수 반대편에 공기 간극을 두어서 증기 형태로 넘어오는 물을 분리막 표면이 아닌 모듈의 벽에 응축시키는 형태이며, SGMD는 유입수 반대편에 낮은 온도의 비활성 기체를 흘려주고 증기 형태로 넘어온 수증기를 별도의 응축기에서 응축하는 형태이다. 이 중 DCMD의 구조가 가장 단순하고 운전이 쉬워서 주로 사용되고 있다 (Alklaibi and Lior, 2005).

이러한 MD의 개념은 1968년에 처음 제시된 이후

주로 원료의 농축 및 해수담수화와 같은 목적으로 연구가 이루어져 왔다 (Bodel, 1968; Susanto, 2011). 최근에는 싱가포르와 스페인 등에서 MD를 적용한 실규모의 해수담수화 플랜트에 대한 연구가 진행되고 있다 (Guillén-Burrieza et al., 2012). 하지만 투과유속과 염 제거율의 안정성, 분리막의 친수화(wetting) 방지, 스케일링에 의한 막 오염(fouling) 제어 등 해결해야 할 문제들이 있다 (Gryta., 2008; Guillén-Burrieza et al., 2014). 또한, 현재까지 MD 공정을 이용한 하·폐수 처리에 관한 연구는 미비한 실정이다.

선행 연구에서 가축분뇨의 혐기성 소화액을 대상으로 MD의 적용 가능성을 살펴보고, 파일럿 규모의 DCMD 모듈을 제작하여 투과유속 및 열에너지 이동에 관한 연구를 수행하였다 (Kim et al., 2016; Kim et al., 2017; Kim et al., 2018). 본 연구에서는 선행 연구결과를 토대로 3 m<sup>3</sup>/일 규모의 실증 플랜트를 구축하고, 가축분뇨 혐기 소화액에 대한 MD 공정의 투과유속과 COD, TN, TP에 대한 처리율을 살펴보았다. 또한, 이미 상용화되어 있으며 제거율과 처리수량 측면에서 MD 공정과 경쟁할 것으로 예상하는 기술인 RO 공정과 비교를 위하여 10 m<sup>3</sup>/일 규모의 RO 실험장치를 구축한 후 동일한 유입수에 대하여 투과유속 및 처리효율을 살펴보았다. 또한 10 m<sup>3</sup>/일 용량을 기준으로 열에너지 공급 방법별 MD 공정의 에너지 비용 및 RO 공정과의 에너지 비용을 비교하였다.

## 2. 재료 및 실험방법

### 2.1 실험장치 개요

#### 2.1.1 막 증발 장치의 구성

파일럿 규모의 MD 장치는 100 m<sup>3</sup>/일 규모의 가축분뇨 바이오가스화 시설에 설치하여 소화조에서 발생하는 가축분뇨 혐기 소화액을 유입수로 사용하였다. Fig. 1은 파일럿 규모 MD 공정의 모식도를 나타내고 있다. 히트펌프를 통해 가열된 온수는 유입수조 내부에 설치된 열교환기를 순환하며 유입수(가축분뇨 혐기 소화액)를 가열한다. 가열된 유입수는 펌프에 의해 MD 모듈 내부를 순환하게 된다. 분리막을 사이에 두고 유입수의 반대편에는 히트펌프를 통해 냉각된 유출수가 펌프에 의해 순환하게 된다. 이때 고온의 유입수에서 저온의 처리수쪽으로 수증기가 넘어가게 되고, 넘어간 수증기는 처리수와 만나 응축된다.

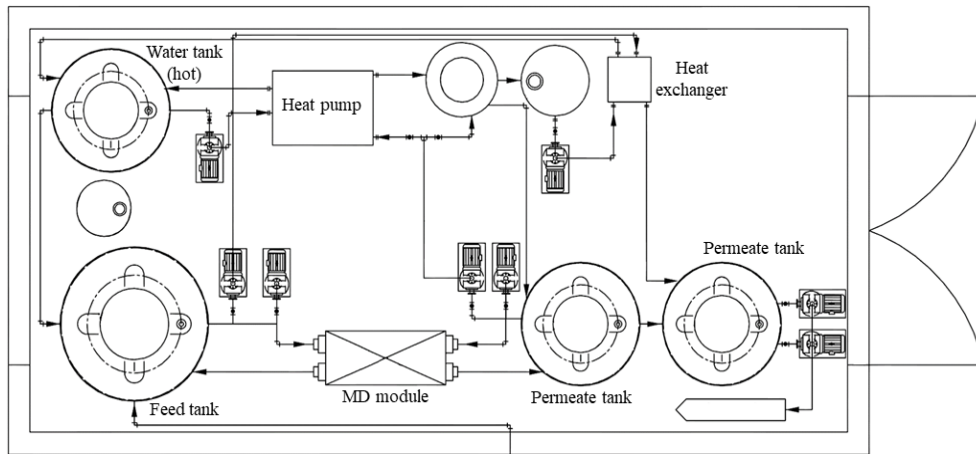


Fig. 1. Schematic diagram of pilot scale membrane distillation process.



(a) module photograph (MS-35 × 3, MS-17 × 1)

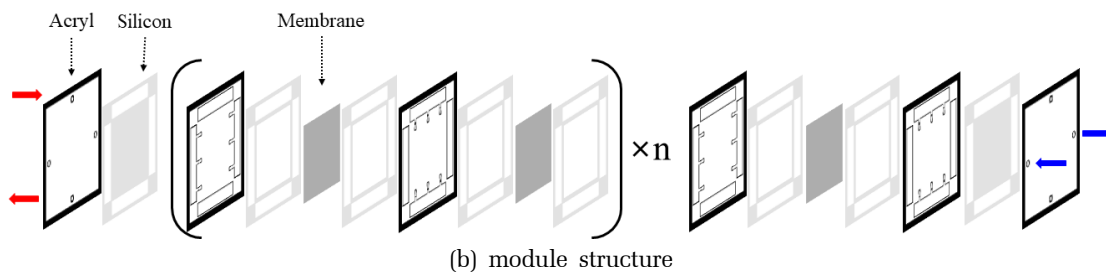


Fig. 2. Photograph(a) and structure(b) of pilot scale DCMD module.

분리막 모듈은 0.24 m × 0.24 m 크기의 분리막 35장을 장착한 모듈(MS-35) 3기와 같은 크기의 분리막 29장을 장착한 모듈(MS-29) 1기를 설치하였다. 모듈의 사진과 구조는 Fig. 2에 나타내었다. 모듈은 아크릴을 이용하여 제작하였고 수밀성을 확보하기 위하여 실리콘 소재의 패키징(packaging)을 설치하였다. 모듈에 장착되는 분리막으로는 PVDF(Polyvinyliden Fluoride) 소재의 소수성 분리막(Millipore GVHP, USA)를 재단하여 사용하였다. 분리막의 주요 제원은 Table 1에 제시하였다.

Table 1. Specification of Membrane used in DCMD module

Components	Specification
Material	PVDF
Pore size (μm)	0.22
Porosity	0.75
Thickness (μm)	125
Effective area (m <sup>2</sup> /sheet)	0.0576
Thermal conductivity (W/m/K)	0.041

### 2.1.1 역삼투 장치의 구성

MD 공정과의 비교를 위해 10 m<sup>3</sup>/일 규모의 RO 실험 장치를 구축하였다 (Fig. 3). 분리막은 나선형(spiral wound type)의 RO 분리막(GE Power, AK 4040C) 6기를 장착하였다. 분리막의 주요 제원은 Table 2에 제시하였다.

**Table 2.** Specification of RO module (GE Power, 2017)

Components	Specification
Module type	Spiral wound membrane
Avg. flow (m <sup>3</sup> /day/module) <sup>a)</sup>	9.8
Avg. NaCl rejection (%) <sup>a)</sup>	99.0
Membrane area (m <sup>2</sup> )	8.4
Typical operating pressure (kPa)	689
Typical operating flux (L/m <sup>2</sup> /hr)	15-35

a) Testing conditions; 500 ppm NaCl solution at 115psi (793 kpa) operating pressure, 25°C, pH7.5 and 15% recovery



**Fig. 3.** Photograph of pilot scale RO system.

## 2.2 실험 조건

### 2.2.1 막 증발 공정

가축분뇨 혐기 소화액에 대한 파일럿 규모 MD의 투과유속 및 제거율을 측정하기 위한 실험을 수행하였다. 가축분뇨 혐기 소화액을 탈기하여 암모니아를 제거한 후 일정 온도까지 가열하여 유입수로 사용하였고, 처리수는 실험 초기 처리수조에 tap water를 채운 후 공정이 진행됨에 따라 지속적으로 인발하였다. 유입수로 사용한 가축분뇨 혐기 소화액의 성상은 Table 3에 나타내었다. 운전 중 유입수의 온도는 48.8-49.1°C, 처리수의 온도는 18.6-18.9°C, 유입수와 처리수의 막 표면

통과유속(CFV)은 0.20-0.21 m/s로 유지하였다. 실험은 총 150시간 동안 수행하였고, 실험 중 매 30시간마다 3시간씩 0.5% NaOCl 용액을 이용하여 CIP(Cleaning In Place) 방식으로 분리막을 세정해 주었다. 선행 연구를 바탕으로 암모니아에 대한 높은 제거율을 얻기 위하여 공정 중 70% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>를 지속적으로 첨가하여 유입수의 pH를 7 이하로 유지하였다 (Kim, 2016).

**Table 3.** Composition of feed solution used in MD

Components	Concentration (mg/L)
COD	1,723.3±107.1
TN	229.4±40.8
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N	210.0±32.6.
TP	56.4±6.8
PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> -P	50.7±6.4
pH	6.7±0.3

### 2.2.2 역삼투 공정

동일한 가축분뇨 혐기 소화액에 대하여 파일럿 규모 RO 공정의 투과유속과 제거율을 측정하기 위한 실험을 수행하였다. 운전압력은 8-9 kgf/cm<sup>2</sup>로 유지하였다. 운전 시작 전 유입수의 pH를 7 내외로 조정하였고, 공정 중 추가적인 pH 조정은 없었다.

## 2.3 시료 분석

유입수 및 처리수의 분석은 COD, TN, NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, TP, PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>의 경우 모두 수질 분석 kit(Hach, USA; COD: method 8000, TN: method 10071, NH<sub>4</sub><sup>+</sup>: method 8038, TP: method 10127, PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>: method 8114)를 이용하여 분석하였고, 분석기기로는 UV/Vis spectrometer (Hach, DR5000, USA)를 사용하였다.

## 2.4 경제성 분석

10 m<sup>3</sup>/일 용량의 폐수처리시설을 운영하는 데 필요한 에너지 비용을 RO 공정과 MD 공정에 대하여 각각 분석하였다. 여기서 에너지 비용이란 유지관리나 막 세정을 제외한 MD 공정과 RO 공정 운전에만 단순히 요구되는 에너지에 관한 비용을 의미한다. RO 공정의 경우 필요 설비로 가압펌프에 대해서만 고려하였고, RO 모듈의 운전 압력(8.5 kgf/cm<sup>2</sup>)을 달성하기 위한 펌프의 전력 소모량에 전력 사용 비용을 곱하여 에너지 비용을 계



산하였다. MD 공정의 경우 필요 설비로 MD 모듈 순환 펌프와 열 교환 장치 순환 펌프, 약품 공급 펌프에 대하여 고려하였다. MD 공정의 열에너지 공급 방법 별 에너지 비용을 비교하기 위해 유입수 온도 유지 방법으로 폐열을 이용하는 방법과 히트펌프를 이용하는 방법과 전열기를 이용하는 방법 그리고 가스보일러를 이용하는 방법에 대하여 각각 분석하였다. MD 공정의 유입수 운전 온도(50°C)를 유지하기 위한 열에너지 공급 설비의 전력 소모량과 앞서 기술한 MD 공정 필요 설비들의 전력 및 가스 소모량에 사용 비용을 곱하여 에너지 비용을 계산하였다. 전력 및 가스 사용 비용은 한국전력 전기요금인 59.2 원/kW, 서울도시가스 가스요금인 750 원/m<sup>3</sup>을 사용하였다 (Korea Electric Power Corporation; Seoulgas).

### 3. 결 과

#### 3.1 투과유속

운전시간에 따른 투과유속 측정값을 Fig. 4.에 나타내었다. MD 공정의 경우 실험 초기부터 150시간이 경과할 때까지 투과유속의 유의미한 감소가 일어나지 않고 평균 10.1 L/m<sup>2</sup>/hr를 유지하는 것을 관찰할 수 있었다. 이는 MD 공정의 경우 압력 구동식 분리막 공정에 비해 막 오염의 영향이 적기 때문이다 (Alkhudhiri et al., 2012). RO 공정의 경우 실험 초기 평균 5.3 L/m<sup>2</sup>/hr 의 투과유속을 나타내다가 급격히 감소하여 24시간 이후 1.5 L/m<sup>2</sup>/hr 이하로 감소하였다. 이는 공정이 진행됨에 따라 유입수에 존재하는 부유물질 등으로 인해 막 표면의 여과저항층(cake layer) 형성에 따른 막 오염 현상이 발생하여 투과유속이 감소한 것으로 판단된다 (Sablani et al., 2001).

MD 공정과 RO 공정의 누적 처리수 생산량을 Fig. 5에 나타내었다. MD 공정의 경우 일정한 투과유속을 유지하였으므로 누적 처리수 생산량이 선형적으로 증가하였다. 그에 반해 RO 공정의 경우 공정 초기에 투과유속의 급격한 감소로 인하여 누적 처리수 생산량의 증가량이 미미하였다.

한편, 선행연구에서 동일한 유입수를 대상으로 유입수의 고형물 농도에 의한 투과유속 저하를 반영한 투과유속 예측 모델을 구축한 바 있다 (Kim, 2017). 모델의 투과유속 계산 식은 다음과 같다.

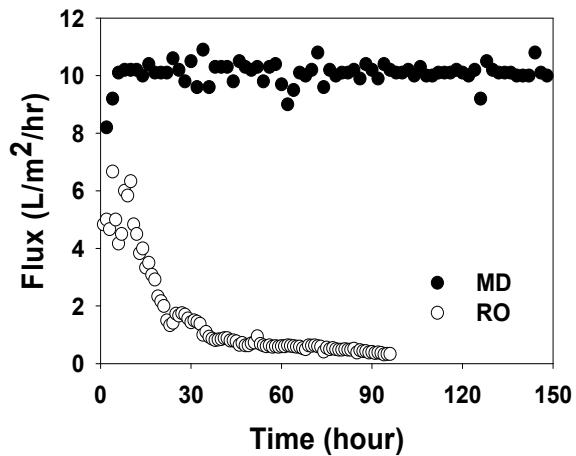


Fig. 4. Variation of permeate flux of pilot scale MD and RO.

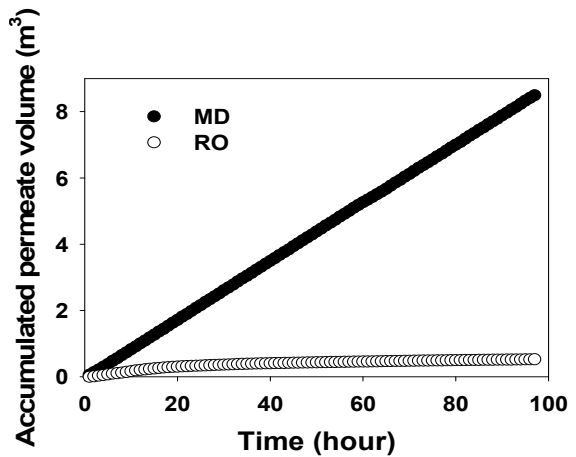


Fig. 5. Accumulated permeate volume of Pilot scale MD and RO.

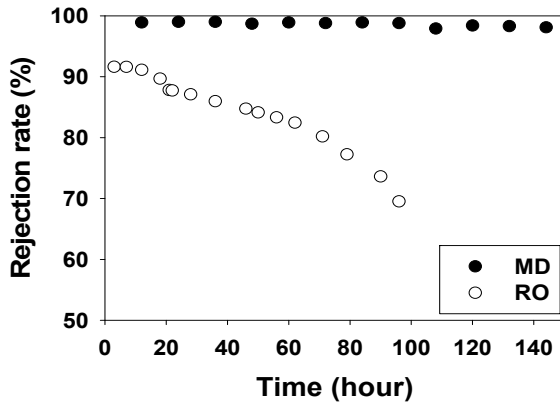
$$J_W = B \{ P_f^0 (1 - 8.806 \times 10^{-5} C_{SS}) - P_b^0 \} \quad (1)$$

여기서,  $J_W$ 은 처리수의 투과유속 (L/m<sup>2</sup>/hr),  $B$ 는 분리막의 투수성 (kg/m<sup>2</sup>/hr/Pa),  $P_f^0$ 는 유입수의 온도에서 순수한 물의 증기압 (Pa),  $C_{SS}$ 는 유입수의 부유물질 농도 (mg/L),  $P_b^0$ 는 처리수의 온도에서 순수한 물의 증기압 (Pa) 이다.

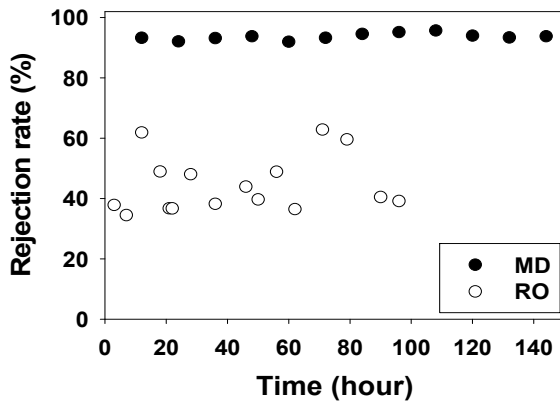
본 MD 공정의 운전조건을 적용한 결과 투과유속은 10.46 L/m<sup>2</sup>/hr 로 계산되었다. 실제 공정의 투과유속 평균값인 10.1 L/m<sup>2</sup>/hr 대비 3.6%의 오차율을 나타내었다. 이를 통해 선행연구에서 개발한 투과유속 예측 모델이 파일럿 규모의 MD 공정에도 적용 가능함을 알 수 있다.

### 3.2 COD, TN, TP 제거율

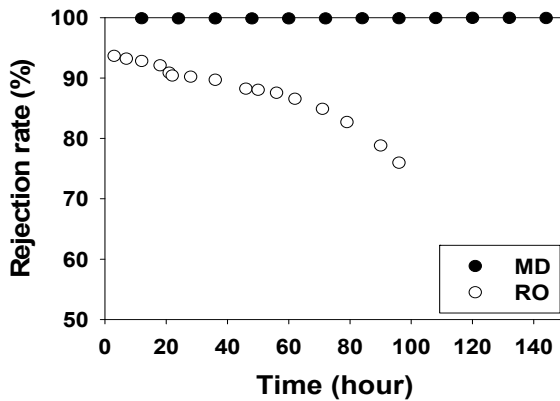
COD의 경우 MD 공정에서 그 제거율은 97.9%부터 최대 99.0%까지 운전시간에 관계없이 평균 98.7%로 관측되었다. RO 공정의 경우 실험 초기 91.6%부터 지속적으로 감소하여 100시간 경과 후 69.5%의 제거율을 나타내었다 (Fig. 6a).



(a) Removal rate of COD



(b) Removal rate of TN



(c) Removal rate of TP

Fig. 6. Removal rate of COD, TN and TP with operating time.

TN의 경우 MD 공정에서 그 제거율은 92.0%부터 최대 95.7%까지 평균 93.7%의 제거율을 나타내었지만, RO 공정의 경우 최소 34.5%부터 최대 62.9%까지 평균 44.6%의 제거율을 나타내었다 (Fig. 6b).

TP 제거율의 경우 MD 공정에서는 운전시간에 관계없이 99.9% 수준의 제거율을 나타내었다. 하지만 RO 공정의 경우 실험초기 93.7%부터 공정이 진행됨에 따라 지속적으로 감소하여 100시간 경과 후 76.0%의 제거율을 나타내었다 (Fig. 6c). COD, TN, TP 제거율의 경우 MD 공정은 모두 93% 이상의 높은 제거율을 나타내었지만 RO 공정의 경우 TN 제거율은 평균 44.6%의 제거율을 나타내었고, COD와 TP의 평균 제거율은 각각 84.2, 87.9%를 나타내었다. RO 공정이 진행될수록 COD, TN, TP의 제거율이 감소하는 현상은 solution-diffusion model로 해석할 수 있다. 공정이 진행됨에 따라 분리막 표면에 여과저항층이 축적되고, 이로 인해 오염물질 농도가 높은 여과저항층에서 오염물질 농도가 낮은 처리수쪽으로 물질이 확산하는 속도가 빨라졌기 때문에 유입수에서 처리수로 넘어가는 오염물질의 양이 많아진 것이다 (Wijmans and Baker, 1995; Tang et al., 2010; Baker, 2012).

### 3.3 경제성 분석

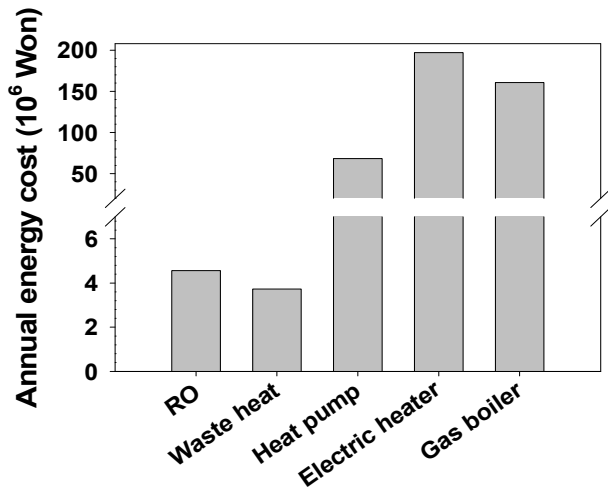
MD 공정과 RO 공정에 대하여 10 m<sup>3</sup>/일 용량의 폐수처리시설 에너지 소모량 및 전력비를 Table 4에 나타내었다. RO 공정에 사용되는 가압펌프의 일 전력 사용량은 211 kW이며 이를 연간 전력비로 환산하면 4,559,288원이다. MD 공정의 경우 MD 모듈 순환 펌프와 열 교환 장치 순환 펌프, 약품 공급 펌프와 같은 일반설비에 대한 일 전력 사용량은 173 kW이며, 열에너지 공급 설비에 대한 일 전력 및 가스 사용량은 폐열, 히트펌프, 전열기, 가스 보일러에 대하여 각각 0 kW, 2,984 kW, 8,952 kW, 574 m<sup>3</sup>이다. 이를 열에너지 공급 설비별 MD 공정의 연간 전력비로 환산하면 폐열, 히트펌프, 전열기, 가스 보일러를 사용하는 공정에 대하여 각각 3,727,380원, 68,205,652원, 197,162,196원, 160,750,380원이다. RO 공정과 MD 공정에 대하여 연간 에너지 사용비용을 Fig. 7에 나타내었다. RO 공정과 폐열을 가온설비로 사용한 MD 공정의 연간 에너지 사용비용은 각각 4,559,288원, 3,727,380원으로, 폐



**Table 4.** Analysis of energy cost of RO and MD process

	RO	MD			
	Pressurizing pump	Circulating pump for module, heat exchanger, and Chemical supplying pump			
General equipment					
Heating equipment	-	Waste heat	Heat pump	Electric heat	Gas boiler
Daily electricity consumption of Pump (kW)	211	173			
Daily energy consumption of heating equipment	-	0 kW (Electricity)	2,984 kW (Electricity)	8,952 kW (Electricity)	574 m <sup>3</sup> (Gas)
Total annual energy consumption	77,015 kW	62,963 kW	1,152,123 kW	3,330,443 kW	62,963 kW + 209,364 m <sup>3</sup>
Annual energy cost (Won)	4,559,288	3,727,380	68,205,652	197,162,196	160,750,380

열을 사용한 MD 공정의 전력비가 RO 공정 대비 약 18% 낮음을 알 수 있다. 따라서 폐열을 활용하여 MD 공정을 운전할 경우 RO 공정 대비 약 18%의 전력비를 절감할 수 있다.



**Fig. 7.** Annual energy cost of RO and MD process.

#### 4. 결론

본 연구에서는 가축분뇨 혐기 소화액 처리를 위한 파일럿 규모(3 m<sup>3</sup>/일) MD 장치를 구축하였다. 구축한 MD 장치의 투과유속 및 COD, TN, TP에 대한 제거율을 알아보기 위하여 150시간 동안 장치를 운전하였다. 또한, 예상 경쟁 기술인 RO 공정과 비교하기 위하여 10 m<sup>3</sup>/일 규모의 RO 처리장치를 구축하고 100시간 동

안 투과유속과 COD, TN, TP에 대한 제거율을 알아보았다. 연구결과, 다음과 같은 결론을 도출하였다. RO 공정의 경우 가축분뇨 혐기 소화액 처리 시 분리막 오염의 영향으로 인해 급격한 투과유속 저하가 발생한 반면, MD 공정의 경우 공정 초기부터 150시간동안 평균 10.1 L/m<sup>2</sup>/hr의 투과유속을 유지하였다. 이는 선행연구를 바탕으로 계산한 이론적인 예측치와 유사한 값이다. RO 공정에 의한 COD, TN, TP 제거율의 경우 100시간 운전 중 각각 평균 84.2, 44.6, 87.9%를 나타내었다. 반면 MD 공정의 경우 COD와 TP는 99%에 가까운 제거율을 보였으며, TN의 경우에도 93.7%의 제거율을 나타내었다. MD 공정과 RO 공정의 전력비를 비교해 보면, 폐열을 이용한 MD 공정의 경우 RO 공정 대비 약 18%의 전력비를 절감할 수 있다. 이를 통해 가축분뇨 혐기 소화액을 처리함에 있어서 투과유속과 COD, TN, TP 제거율, 운영비용 측면에서 RO 공정에 비해 MD 공정의 효율이 높다고 판단된다. MD 공정을 이용한 가축분뇨 혐기 소화액 처리는 우수한 염 제거율과 안정적인 처리수 생산으로 인해 기존의 생물학적 처리를 대체할 수 있는 공간 집약적인 공정이라 생각된다. 또한 농축수에 함유된 고농도의 질소와 인을 회수한다면 유가자원의 생산도 가능할 것으로 생각된다.

#### 사 사

본 연구는 환경부 환경산업선진화기술개발사업 (ARQ201403220) 및 연구재단 중견과제(NRF-2019R1A2C2089232)의 지원을 받아 수행되었음.

pp. 239-250

pp. 251-258

pp. 259-266

pp. 267-276

pp. 277-288

pp. 289-301

## References

- Alkhudhiri, A., Darwish, N. and Hilal, N. (2012). Membrane distillation: A comprehensive review, *Desalination*, 287, 2-18.
- Alklaibi, A.M. and Lior, N. (2005). Membrane-distillation desalination: Status and potential, *Desalination*, 171(2), 111-131.
- Baker, R.B. (2012). *Membrane Technology and Applications*, John Wiley & Sons, Chichester, United Kingdom.
- Bodell, B.R. (1968). Distillation of saline water using silicone rubber membrane, United States Patent 3361645
- Gálvez, J.B., García-Rodríguez, L. and Martín-Mateos, I. (2009). Seawater desalination by an innovative solar-powered membrane distillation system: the MEDESOL project, *Desalination*, 246(1), 567-576.
- GE Power home page. <https://www.gewater.com/products/pure-water-spiral-wound-membranes> (May 12, 2017).
- Godino, P., Peña, L. and Mengual, J.I. (1996). Membrane distillation: theory and experiments, *J. Membr. Sci.*, 121(1), 83-93.
- Gryta, M. (2008). Fouling in direct contact membrane distillation process, *J. Membr. Sci.*, 325, 383-394.
- Guillén-Burrieza, E., Ruiz-Aguirre, A., Zaragoza, G. and Arafat, H.A. (2014). Membrane fouling and cleaning in long term plant-scale membrane distillation operations, *J. Membr. Sci.*, 468, 360-372.
- Guillén-Burrieza, E., Zaragoza, G., Miralles-Cuevas, S. and Blanco, J. (2012). Experimental evaluation of two pilot-scale membrane distillation modules used for solar desalination, *J. Membr. Sci.*, 409-410, 264-275.
- Kim, S.H. (2017). Flux model development for a membrane distillation with the effect of suspended solids in anaerobic digestate of livestock wastewater, Master's Thesis, Sejong University.
- Kim, S.H., Kim, S.W., Lee, D.W. and Cho, J.W. (2017). A study on the flux and heat transfer of direct contact type module applied for a pilot scale membrane distillation process, *J. Korean Soc. Water Wastewater*, 31(3), 229-236.
- Kim, S.H., Kim, S.W., Ahmed, Z., Cha, Daniel K. and Cho, J. (2018). Flux model for the membrane distillation process to treat wastewater: Effect of solids concentration, *J. Membr. Sci.*, 566, 396-405.
- Kim, S.W., Lee, D.W. and Cho, J. (2016). Application of direct contact membrane distillation process to treat anaerobic digestate, *J. Membr. Sci.*, 511, 20-28.
- Korea Electric Power Corporation. <http://cyber.kepco.co.kr/ckepco/front/jsp/CY/E/E/CYEEHP00101.jsp> (June 27, 2017).
- Lawson, K.W., and Lloyd, D.R. (1997). Membrane distillation, *J. Membr. Sci.*, 124, 1-25.
- Lagana, F., Barbien, G. and Drioli, E. (2000). Direct contact membrane distillation: modelling and concentration experiments, *J. Membr. Sci.*, 166, 1-11.
- Sablani, S.S., Goosen, M.F.A., Al-Belushi, R. and Wilf, M. (2001). Concentration polarization in ultrafiltration and reverse osmosis: a critical review, *Desalination*, 141(3), 269-289.
- Seoulgas. <http://seoulgas.co.kr/front/payment/gasPayTable.do> (June 27, 2017).
- Susanto, H. (2011). Towards practical implementations of membrane distillation, *Chem. Eng. Process*, 50(2), 139-150.
- Tang, C.Y., She, Q, Lay, W.C.L., Wang, R. and Fane, A.G. (2010). Coupled effects of internal concentration polarization and fouling on flux behavior of forward osmosis membranes during humic acid filtration, *J. Membr. Sci.*, 354(1-2), 123-133.
- Wijmans, J.G. and Baker, R.W. (1995). The solution-diffusion model: a review, *J. Membr. Sci.*, 107(1), 1-21.