

## 기수담수화와 전력 생산을 위한 폐루프형 압력 지연식 막 증류 공정의 성능 평가

조규상 · 이준서 · 박기호<sup>†</sup>

전남대학교 화학공학부  
61186 광주광역시 북구 용봉로 77 전남대학교  
(2022년 6월 28일 접수, 2022년 7월 18일 수정본 접수, 2022년 7월 22일 채택)

### Performance Evaluation of a Closed-Loop Pressure Retarded Membrane Distillation for Brackish Water Desalination and Power Generation

Gyu Sang Cho, Jun-Seo Lee and Kiho Park<sup>†</sup>

School of Chemical Engineering, Chonnam National University, 77 Yongbong-ro, Buk-gu, Gwangju, 61186, Korea  
(Received 28 June 2022; Received in revised from 18 July 2022; Accepted 22 July 2022)

#### 요 약

본 연구에서는 물과 전기의 동시 생산이 가능한 pressure retarded membrane distillation (PRMD)의 폐루프식 구성 디자인을 기수담수화에 적용해 최적 운전 조건과 성능 평가를 수행하였다. 시뮬레이션 결과 80 °C 이상의 폐열이 공급될 때 순 에너지 생산량이 양수 값을 보이며 90 °C 이상일 때 안정적인 전력 생산이 가능한 것을 확인할 수 있었고 최적 유입수 유량은 0.6 kg/s를 나타냈다. 이 조건에서 3 g/L의 기수가 유입될 때 순 에너지 생산량은 2.56 W/m<sup>2</sup>, 물 플럭스는 8.04 kg/m<sup>2</sup>/hr의 값을 나타냈다. 기수의 농도가 1-3 g/L로 변화할 때 물 플럭스나 에너지 생산량은 큰 변화가 나타나지 않았고, 해수가 유입수로 사용될 때와 비교하면 더 높은 물 플럭스와 순 에너지 생산량을 보였다. 이를 통해 에너지 생산이라는 측면에 집중한다면 기수를 사용해서 PRMD를 운전하는 것이 더 효율적이라는 것을 확인할 수 있었다.

**Abstract** – In this study, we investigated the applicability and optimal operating strategy of a closed-loop pressure retarded membrane distillation (PRMD) for brackish water desalination. For effective operation with net power generation, high temperature of heat source over 90 °C and feed flow rate at 0.6 kg/s are recommended. At 3 g/L of feed concentration, the average permeate flux and net energy density showed 8.04 kg/m<sup>2</sup>/hr and 2.56 W/m<sup>2</sup>, respectively. The average permeate flux and net energy density were almost constant in the range of feed concentration from 1 to 3 g/L. Compared to the case with seawater feed, the PRMD with brackish water feed showed higher average permeate flux and net energy density. Thus, PRMD application using brackish water feed can be more effective than that using seawater feed in terms of power generation.

Key words: Brackish water desalination, Energy harvesting, Desalination, Process modeling

#### 1. 서 론

지구 온난화가 가속화됨에 따라 탄소 배출에 대한 심각성이 대두되고 있다. 파리 기후 협약을 기점으로 탄소 배출에 대한 각국의 규제가 잇따르고 있으며 전세계적으로 탄소 중립에 대한 필요성이 제기되었다. 국내에서도 마찬가지로 탄소 감축에 관한 다양한 정책을 추진하고 있다. 하지만 탄소 배출의 주원인이 되는 화석연료는 현재

까지 가정 및 산업에서 핵심적인 역할을 담당하고 있어 다른 에너지 원으로의 대체가 쉽지 않은 상황이다[1]. 태양 에너지와 풍력 에너지 같은 신재생 에너지는 친환경적이고 운영 및 보수 비용이 적다는 장점이 있다[2]. 하지만 이들은 간헐적인 생산량과 그로 인한 에너지 저장의 필요성 때문에 화석연료를 대체하기에는 현재로서 어려운 실정이다[3].

따라서, 탄소 배출량의 감축을 위해서는 기존 시스템의 에너지 효율을 향상시키는 방식이 필요하다. 이를 위한 방법 중 하나로, 효율적으로 사용되지 못하고 있는 저 품질의 폐열을 활용해 에너지원으로 삼는 방법을 고려해볼 수 있다. 100 °C 이하를 뜻하는 저 품질의 폐열은 증기를 작동 유체로 삼는 기존의 열기관에서 활용성이 떨어져 광범위하게 사용되지 못하고 있다. 하지만 이것은 미국에서만 발전소와 제조업에서 연간 8,000 TWh 이상의 양이 발생하고 있으며 중

<sup>†</sup>To whom correspondence should be addressed.

E-mail: kiho138@jnu.ac.kr

<sup>‡</sup>이 논문은 광운대학교 고재욱 교수님의 정년을 기념하여 투고되었습니다.

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.

국, 유럽 등의 에너지 집약 산업에서 전체 폐열 발생량 중 상당 부분을 차지한다[4-7]. 즉, 이러한 많은 폐열을 효율적으로 이용할 수 있다면 전체 탄소 배출량의 효율적인 감축에 기여할 수 있을 것이다.

이를 위해 최근에는 저품질의 폐열을 재사용하여 에너지 소비량을 줄일 수 있는 다양한 시스템들이 지속적으로 개발되고 있다[8,9]. 그 중 하나로 최근에, 폐열을 활용하여 물과 전기를 동시에 생산할 수 있는 압력 지연식 막 증류 공정(Pressure retarded membrane distillation, 이하 PRMD)에 대한 연구가 진행되었다[10,11]. PRMD 공정의 가장 큰 장점은 폐열을 통해 물과 전기를 동시에 생산할 수 있다는 점이다. 따라서 기후 변화와 더불어 심각한 문제인 물부족 사태에 모두 긍정적인 영향을 끼칠 수 있는 시스템으로서, 미래에 활용 가치가 높은 공정이라고 할 수 있다.

이와 더불어 열 삼투 에너지 전환 공정(Thermo-osmotic energy conversion, 이하 TOEC)은 마찬가지로 저품질의 폐열을 에너지원으로 사용하는 공정이다. 해당 공정은 폐(閉)루프(Closed-loop) 방식을 통해 필요한 에너지의 양을 줄여 보다 더 높은 효율로 전기를 생산하는 시스템이다[5]. 선행 연구에서는 이 TOEC 시스템의 closed-loop 방식을 기존 PRMD 공정에 접목시킨 closed-loop PRMD 공정 모델을 개발하였다. 그 후 기존의 공정들(open-loop PRMD와 TOEC)과 각각 비교하여 에너지 투입량 및 물과 전기의 생산량을 분석하였다. 결과적으로 closed-loop 방식의 도입을 통해 더 높은 에너지 효율로 전력 생산 및 해수의 담수화가 이루어질 수 있음을 확인하였다[12].

하지만 상기 연구에서는 해수(seawater)를 대상으로만 공정을 가동했다. 그런데 해수 외에 담수화의 수원으로써 기수(brackish water)를 고려할 수 있다. 기수는 일반적으로 강물이나 지하수와 같은 수원을 의미하며 조건에 따라 다르지만 보통 1~5 g/L의 넓은 염도 범위를 가진다. 그리고 일반적으로 담수화 과정에서 해수는 기수보다 염도가 높아 담수 생산 비용이 더 많이 소요되고 에너지 소비량이 더 크다[13,14]. 또한, 유체 간 증기압 차이를 구동력으로 하는 PRMD의 담수화 과정 특성상[10], 염도가 더 낮은 기수를 투입한다면 유입수의 증기압이 높아져 담수 생산량의 증가를 기대할 수 있다. 증가된 담수 생산량은 turbine을 통한 에너지 생산량과 밀접하게 연관되어 있으므로 에너지 생산량 측면에서도 우위를 기대할 수 있다.

따라서 본 연구에서는 closed-loop PRMD 공정을 이용해 기수와 해수를 담수화 시킬 때의 결과값을 비교 분석하려고 한다. 그리고

생산되는 물과 순 에너지량에 대해 최적의 공정 조건을 도출할 수 있다. 이에 더해, 기수 염도의 가변성으로 인해 발생할 수 있는 에너지 생산의 불안정성에 대해 살펴보기로 한다. 이를 통해 기수담수화에서 closed-loop PRMD 공정을 적용했을 때 얻을 수 있는 담수 및 에너지 생산 측면에서의 타당성을 평가할 수 있다.

## 2. 공정 구성 및 모델링

### 2-1. Closed-loop PRMD 시스템의 작동 원리와 이점

Closed-loop PRMD(이하 CL-PRMD) 공정은 기존 open-loop PRMD(이하 OL-PRMD) 공정에 TOEC 시스템의 열교환기를 이용한 closed-loop 방식을 접목시켜 개발된 공정이며, 보다 더 증가된 에너지 효율로 물과 전기를 동시에 생산할 수 있는 시스템이다[5,10,12].

#### 2-1-1. 공정 설명 및 작동 원리

CL-PRMD 공정은 기수의 흐름과 담수의 순환으로 설명할 수 있다(Fig. 1). 우선, 기수의 담수화가 일어나는 MD (membrane distillation) 멤브레인 모듈은 OL-PRMD와 TOEC 시스템과 마찬가지로 기존의 DCMD (direct contact membrane distillation)의 멤브레인 모듈을 사용한다[5,10]. 모듈은 중앙의 소수성 멤브레인을 기준으로 크게 tube 측과 shell 측으로 구성된다. Tube에는 순환되고 있는 차가운 담수가 흐르고 shell에는 열에너지 공급을 받은 뜨거운 기수가 흐른다. 이 온도차 다른 두 유체의 증기압 차이로 인해 증발이 이루어지고, 이를 통해 기수를 담수화 시키는 DCMD의 원리를 이용한다[15].

처음 CL-PRMD 공정에 유입되는 기수는 열교환기와 열원을 거친다. 그래서 열에너지를 공급받은 상태로 MD 멤브레인 모듈의 shell 측에 도달하게 된다. 이 때 tube 측에서 흐르고 있는 차가운 담수와의 증기압 차이로 인해 뜨거운 기수의 증발이 일어난다. 멤브레인의 소수성으로 인해 이 증기만이 멤브레인을 투과해 tube 안으로 향하게 된다. 증발된 성분을 제외하고 남은 농축 기수(concentrated brine)는 시스템을 빠져나간다. 앞서 투과된 증기는 tube 안에서 차가운 흐름을 만나 액화된다. 따라서 액화된 만큼의 새로운 담수를 생성하며 전체 담수의 부피 유량을 증가시킨다.

PRMD에서 에너지를 생산하는 메커니즘은 PRO (pressure retarded osmosis) 공정과 유사하다[16]. Fig. 1에서 pump1의 압력을 받은 기존 담수의 흐름은 MD 모듈로 진입한 후, 기수에서 MD 멤브

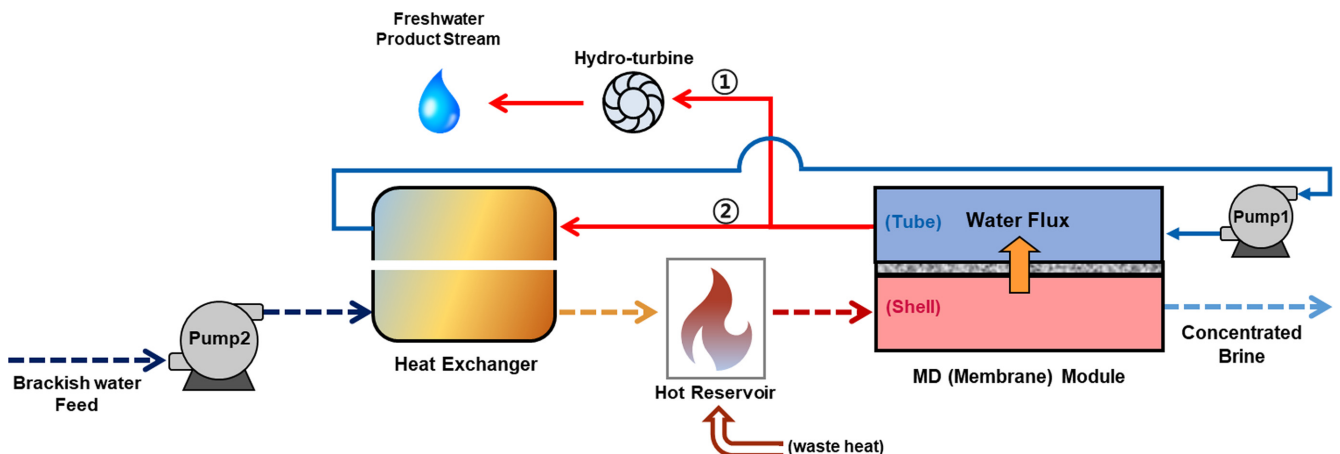


Fig. 1. Schematic diagram of CL-PRMD. The solid and dashed lines denote fresh water and brackish water streams, respectively.

라인을 투과한 담수와 합쳐진다. 이로써 tube 측의 부피 유량이 증가한다. 그래서 pump1을 통해 가한 압력에 증가한 부피 유량을 곱한 만큼의 압력 에너지가 생산된다. 따라서 더 큰 에너지를 지닌 채로 모듈을 빠져나오는데 이 때, 담수 흐름의 페루프(closed-loop)를 구성하기 위해 두 갈래로 나누어 흐른다. 두 흐름의 비율은 멤브레인에서 투과된 담수량에 따라 달라지며 멤브레인에서 투과된 양만큼 Fig. 1의 ①번 흐름을 따라 터빈으로 향한다 [12]. ①번 흐름의 압력 에너지가 터빈을 거쳐 상압으로 감압되고 이 과정을 통해 전기를 생산한다. 또한 터빈을 거친 후에는 시스템 밖으로 나와 담수로써 이용된다.

MD 모듈에서는 투과되는 증기 플럭스 외에 뜨거운 유입수(기수)에서 차가운 유입수(담수)로 전달되는 열 플럭스 또한 존재한다. 그렇기 때문에 다른 하나의 흐름(Fig. 1의 ②번 흐름)은 전달받은 열 에너지를 낭비하지 않고 열교환기로 이동해 공정에 처음 유입되는 기수로 다시 공급해준다. 그 후 차가워진 ②의 흐름은 Pump1로 이동해 압력을 받고 다시 MD membrane 모듈로 진입한다. 이를 통해 담수의 페루프 순환 시스템이 구성된다.

2-1-2. 타 공정 대비 이점

CL-PRMD에서 MD 멤브레인 모듈은 온도에 따른 증기압 차이를 구동력으로 한다. 이 때, 멤브레인 모듈에서 발생한 물 플럭스를 이용해 전력을 생산할 수 있는 다른 공정들 과의 비교를 통해 CL-PRMD의 장점을 확인할 수 있다. 비교 대상으로 적절한 공정은 OL-PRMD와 TOEC가 있다.

우선 세 공정 모두 저품질(100 °C 이하)의 열을 에너지원으로 사용할 수 있다는 장점이 있다. 저품질 열에너지는 일반적으로 증기 터빈을 이용해 전력 생산을 할 수 없는 에너지원이므로 이를 이용해 에너지 생산이 가능하다면 폐열의 효율적인 활용을 이끌어낼 수 있다.

TOEC 시스템은 닫힌 계이기 때문에 냉흐름이 낮은 온도를 유지하기 위해서는 외부에서 차가운 에너지의 공급이 필수적이다 [5]. 만약 냉각 에너지 공급이 원활하게 이루어지지 않는다면, 냉흐름의 온도는 계속적으로 증가하고 시스템의 효율은 계속해서 감소할 것이다. 또한, 이 시스템은 물과 전기를 동시에 생산하는 PRMD 공정과 다르게 전기만을 생산할 수 있다. 이와 비교해서, CL-PRMD 시스템은 담수 흐름에 대해서는 페루프 방식을 사용하지만, 기수 흐름에 있어서는 열린 계이다. 이 때문에 별도의 차가운 에너지를 공급해줄 필요가 없으며 물과 전기 모두 생산이 가능하다.

OL-PRMD와 대비되는 CL-PRMD의 이점은 에너지 회수 장치(Energy Recovery Device, ERD) 없이 유출 흐름(Fig. 1-②)이 그대로 순환하기 때문에 ERD를 거치는 과정에서의 압력 에너지 손실을 피할 수 있다. 또한 CL-PRMD는 열교환기가 존재하기 때문에, 기존에 기수가 열원을 통해서만 받던 열을 열교환기를 통해 보충해줄 수 있고 이를 통해 시스템에 공급되는 전체 열의 양을 줄일 수 있다[12].

2-2. 수학적 모델링

CL-PRMD의 특성을 알아보기 위해 수학적 모델링 식을 이용하였다. CL-PRMD는 순환되는 담수의 흐름에 일정 압력이 가해진다는 점을 제외하고는 DCMD의 원리와 유사하므로 DCMD에 이용된 모델 수식을 수정하는 형태로 활용하였다. 이러한 수학적 모델은 타 논문의 실험 데이터를 통해 검증 작업을 완료하였다[12].

본 연구에서는 시스템을 가동할 때, 중공사막(hollow-fiber) 타입

Table 1. Operating conditions and parameters

Operating conditions in the MD module		
	Cold feed	Hot feed
temperature	25 [°C]	60-90 [°C]
pressure	10-25 [bar]	1.1-1.3 [bar]
flow rate	0.2-1.0 [kg/s]	0.2-1.0 [kg/s]
concentration	0 [wt%]	3.5 [wt%]
	Brackish water	Waste heat
temperature	20 [°C]	95 [°C]
pressure	1 [bar]	-
	Pump	Hydro-turbine
efficiency	0.85 [-]	0.95 [-]
Parameters		
Membrane	Porosity	0.75 [-]
	Tortuosity	1.15 [-]
	Pore size	45 [nm]
	Membrane thickness	60 [µm]
	Membrane contact angle	165 [°]
	Thermal conductivity of the membrane	0.25 [W/m/K]
	Membrane compaction	15 [%]
	Air conductivity	0.012 [W/m/K]
	Fiber length	0.5 [m]
	Shell side diameter	0.1 [m]
Module	Packing density	0.65 [-]
	Number of fibers	36,848 [#]
	Fiber inner diameter	0.3 [mm]
	Total membrane area	20.64 [m <sup>2</sup> ]
	Heat transfer coefficient	1000 [W/m <sup>2</sup> /K]
Heat exchanger	Pressure loss ratio	1 [%]
	ΔT <sub>min</sub>	5 [°C]

MD 모듈을 사용한다고 가정한다. 시뮬레이션은 MATLAB 프로그램을 이용해 진행하였으며, 모듈 및 다른 조건의 자세한 정보는 Table 1에 기입 되어있다[10,12].

2-2-1. 액체 투과 압력

MD 멤브레인은 소수성을 띠기 때문에 일반적으로 액체는 멤브레인을 투과하지 못한다. 하지만 모듈에 유입되는 액체가 일정량 이상의 압력을 받게 된다면 액체가 멤브레인을 투과해 젖음 현상이 발생한다. 따라서 기공을 막게 되며, 그 결과로 증기가 막을 투과하지 못하게 된다.

이 때 이 기준점이 되는 일정 압력을 액체 투과 압력(liquid entry pressure, LEP)이라고 한다. LEP의 값은 일반적으로 Young-Laplace 방정식을 이용해 다음과 같이 계산할 수 있다[17].

$$LEP = \frac{2\beta\sigma\cos\theta}{r} \tag{1}$$

β는 기공 형상 계수(pore geometry coefficient)이며, 기공은 원통형이기 때문에 1의 값을 갖는다. σ는 액체의 표면 장력, θ는 액체-증기 계면에서의 액체와 멤브레인과의 접촉각, r은 기공의 반경이다.

따라서 MD 모듈로의 차가운 유입수(담수)에 LEP보다 높은 압력을 가해선 안된다. 그러나 이전 연구에 따르면[10], PRMD 공정에서 차가운 유입수에 가하는 압력이 높을수록 많은 양의 전력을 생산할 수

있었다고 기술되어 있기 때문에 최대한의 전력을 얻기 위해서 LEP 크기의 압력을 가하기로 한다. 또한, 기공들의 크기 분포 정도(pore size distribution)가 클수록 평균 기공 크기에 해당하는 LEP보다 더 적은 압력을 가해야 한다. 따라서, 최대한의 전력을 생산하기 위해 기공들의 크기는 균일하다고 가정한다. 하지만 현재 MD 멤브레인은 가압을 견딜 수 있도록 디자인되어 있지 않은데다 재료의 구조 한계상 LEP까지 버틸 수 있는지에 대한 연구결과가 충분히 뒷받침되어 있지 않기 때문에 본 연구에서는 멤브레인이 최대 25 bar의 압력까지 견딜 수 있다고 가정한다[12].

### 2-2-2. 물질 전달

MD 모듈에서, PRMD는 DCMD와 동일한 원리로 증기가 뜨거운 유입수(Hot feed, 기수)에서 차가운 유입수(Cold feed, 담수)로 전달(주로 확산, diffusion)된다[10,11]. 이 때, 증기 확산의 구동력은 뜨거운 유체와 차가운 유체 간의 증기압 차이이다. 따라서 증기의 확산 플럭스는 멤브레인 양 쪽 표면 근처의 뜨거운 기수(shell 측)와 차가운 담수(tube 측) 간의 증기압 차이에 비례한다. 다만 멤브레인 내부 및 외부에서 나타나는 물질 전달 저항에 의해 플럭스의 크기가 달라지므로 이에 대한 모델링이 필요하다.

물질 전달 저항은 크게 경계층에서의 저항과 멤브레인에서의 저항으로 나눌 수 있으며 증기 플럭스는 전체 저항에 반비례한다. 그러나 경계층에서의 저항은 상대적으로 매우 적은 값이기 때문에 본 연구에서는 후자의 저항만을 계산한다[18].

증기 확산 플럭스는 전체 물질 전달 저항을 이용해 다음과 같이 표현할 수 있다.

$$J = \frac{1}{R_m} (P_m^H - P_m^C) \quad (2)$$

$J$ 는 증기 확산 플럭스를 나타내고  $R_m$ 은 멤브레인 속에서의 저항이며,  $P_m$ 은 멤브레인 표면 근처 유체의 증기압이다. 위 첨자 H와 C는 각각 뜨거운 유입 수(hot feed)측과 차가운 유입수(cold feed) 측을 의미한다.

다공성 멤브레인 안에서의 증기 전달을 나타내기 위해 Dusty-gas model을 이용하였다. 이 때 4가지 저항(Knudsen, molecular, surface, viscous resistances) 중 미세한 기공과의 충돌(Knudsen resistance) 또는 기체 분자와의 충돌(molecular resistance)로 인한 저항을 제외한 나머지는 상대적으로 크기가 매우 작아서 무시할 수 있다고 가정한다[18,19]. 따라서 증기의 Knudsen 확산도( $D_w^k$ )와 기체에서의 물 확산도( $D_{wa}^0$ )를 이용해 멤브레인에서의 저항을 계산한다. 또한 액체의 압력으로 인해 멤브레인의 눌림(compaction)이 생겨 기공 축소가 야기될 수 있으며, 이 때 증기 플럭스는 감소하게 된다. 따라서 이러한 멤브레인의 변형에 대한 인자( $r_{comp}$ )를 추가해 실제 저항 값과 더 유사할 수 있도록 하였다[12]. 따라서 전체  $R_m$ 의 값은 다음과 같이 구할 수 있다.

$$R_m = \left\{ \frac{\tau \delta RT}{\varepsilon M} \left( \frac{1}{D_w^k} + \frac{P_a}{RD_{wa}^0} \right) \right\} (1 + r_{comp}) \quad (3)$$

$$D_w^k = \frac{2r}{3} \sqrt{\frac{8RT}{\pi M}} \quad (4)$$

$D_{wa}^0$ 는 공기 중에서 수증기의 확산 계수,  $D_w^k$ 는 수증기의 Knudsen 확산 계수이다.  $\tau$ 는 굴곡률,  $\delta$ 는 멤브레인의 두께,  $\varepsilon$ 는 유효 공극률

을 나타낸다. 그 밖에  $M$ 은 물의 분자량,  $R$ 은 기체 상수이다.  $P_a$ 는 기공 안에 갇혀있던 기체의 부분압,  $P$ 는 수증기를 포함한 기공 속 기체의 전체 압력,  $r$ 은 기공의 평균 크기이다.

### 2-2-3. 열 전달

MD 멤브레인 모듈에서의 열 전달 역시 DCMD와 유사하며, 열 전도와 잠열의 형태로 전달된다. 양 측의 유입수와 멤브레인 표면 사이의 경계층을 통해 전달되는 열 플럭스( $Q^C$ ,  $Q^H$ )와 멤브레인 내부를 가로질러 전달되는 열 플럭스( $Q^M$ )로 설명할 수 있다[8,11].

경계층에서 전달되는 열 플럭스  $Q^C$ ,  $Q^H$ 는 다음과 같이 나타낸다.

$$Q^C = h^C N_{fiber} \pi d_i (T_m^C - T_b^C) \quad (5)$$

$$Q^H = h^H N_{fiber} \pi d_o (T_b^H - T_m^H) \quad (6)$$

$N_{fiber}$ 는 증공사의 개수, 상첨자 C와 H는 각각 차가운 유입수와 뜨거운 유입수, 하첨자 b와 m은 각각 벌크 용액과 멤브레인 표면,  $d_o$ 은 증공사의 외경,  $d_i$ 는 내경을 의미한다. 열전달계수  $h^C$ ,  $h^H$ 를 구하기 위해서  $Nu$ ( $Nu^C$ ,  $Nu^H$ )를 계산한다.

차가운 담수 측(tube 측)의  $Nu^C$ :

$$Nu^C = \frac{h^C d_i}{k^C} = \begin{cases} 1.86 \left( Re^C \times Pr^C \times \frac{d_i}{L} \right)^{0.33} & (Re^C < 2100) \quad (7) \\ 0.023 (Re^C)^{0.8} (Pr^C)^{0.3} & (2100 < Re^C < 6000) \quad (8) \\ 0.027 (Re^C)^{0.8} (Pr^C)^{0.3} & (Re^C < 2100) \quad (9) \end{cases}$$

뜨거운 기수 측(shell 측)의  $Nu^H$ :

$$Nu^H = \frac{h^H d_h}{k^H} = 0.206 (Re^H \times \cos \theta_y)^{0.63} (Pr^H)^{0.36} \quad (10)$$

$L$ 은 증공사의 길이,  $\theta_y$ 는 편주각(yaw angle)을 의미하며  $d_h$ 는 shell의 수력학적 직경을 나타내며 식 (11)을 이용해 구한다. 여기서  $\phi$ 는 충전 밀도를 의미한다.

$$d_h = \frac{1 - \phi}{\phi} d_o \quad (11)$$

그 후 각 유입수(hot or cold feed)에 해당하는 유체의 유속( $v$ ), 점도( $\mu$ ), 밀도( $\rho$ ), 증공사의 내경( $d_i$ ), shell의 수력학적 직경( $d_h$ ), 비열용량( $C_p$ ), 열전도도( $k$ )를 이용하여  $Re^C$ ,  $Re^H$ 와  $Pr^C$ ,  $Pr^H$ 의 값을 구해  $Nu$ 을 알아낸다. 따라서,  $h^C$ ,  $h^H$ 를 구할 수 있게 되고 최종적으로  $Q^C$ ,  $Q^H$ 를 구한다[8].

멤브레인 내부를 통한 열전달은 주로 멤브레인의 고체 성분을 통한 열 전도와 물의 증발에 의해 발생하는 잠열, 두 가지 메커니즘으로 발생한다[18]. 따라서, 멤브레인 내부를 가로질러 전달되는 열 플럭스( $Q^M$ )는 다음의 식을 통해 표현할 수 있다.

$$Q^M = N_{fiber} \pi d_{lm} \left[ J \Delta H + \frac{k_m}{\delta} (T_m^H - T_m) \right] \quad (12)$$

$\Delta H$ 는 증발 엔탈피이며, 멤브레인 내부의 열전도도( $k_m$ )는 기공 안의 기체와 멤브레인 고체 성분의 열 전도도( $k_g$ 와  $k_s$ )를 공극률( $\varepsilon$ )과 함께 고려하는 isostrain 모델을 활용해 크기를 구한다 [20]. 또한 멤브레인의 직경은 증공사의 내경( $d_i$ )과 외경( $d_o$ )의 로그 평균( $d_{lm}$ )으로

구한다.

MD 모듈이 정상상태라고 한다면,  $Q^C$ 와  $Q^H$ 는  $Q^M$ 의 값과 같다. 따라서 다음 식이 성립한다.

$$Q^C = Q^M = Q^H \quad (13)$$

이를 이용해, 멤브레인 양 측 표면 온도( $T_m^H, T_m^C$ )를 구할 수 있다.

### 2-2-4. 물질·에너지·운동량 수치

정상상태 하에서, MD 모듈 안의 물질·에너지·운동량 수치식을 표현할 수 있다[8,10,12]. 멤브레인의 각 측면에서 물질, 에너지, 운동량 수치식은 다음과 같이 나타낸다.

뜨거운 기수 측(hot feed):

$$\frac{dF_w^H}{dz} = -J(N_{fiber}, \pi d_{lm}) \quad (14)$$

$$\frac{dF_s^H}{dz} = 0 \quad (15)$$

$$F^H = F_w^H + F_s^H \quad (16)$$

$$v^H = \frac{F^H}{\rho^H \left( \frac{\pi d_{sh}^2}{4} - \frac{N_{fiber} \pi d_o^2}{4} \right)} \quad (17)$$

$$\frac{d[(F_w^H C_{p,w} + F_s^H C_{p,s}) T_b^H]}{dz} = -Q^H \quad (18)$$

$$\frac{dP^H}{dz} = -\frac{32\mu^H}{d_h^2} v^H \quad (19)$$

차가운 담수 측(cold feed):

$$\frac{dF^C}{dz} = -J(N_{fiber}, \pi d_{lm}) \quad (20)$$

$$v^C = \frac{F^C}{\rho_w \left( \frac{N_{fiber} \pi d_i^2}{4} \right)^2} \quad (21)$$

$$\frac{d[F^C C_{p,w} T_c]}{dz} = -Q^C \quad (22)$$

$$\frac{dP^C}{dz} = -\frac{32\mu^C}{d_i^2} v^C \quad (23)$$

여기서  $F$ 는 질량 유량이고,  $d_{sh}$ 는 shell 측의 직경, 그리고 하첨자  $w$ 와  $s$ 는 각각 물과 염을 의미한다.

### 2-3. 에너지 모델

CL-PRMD의 전체 공정에서 다양한 에너지의 소비 및 생산량을 고려해야 순 에너지 생산량(net energy generation)을 산출할 수 있다. 시스템 가동을 위해 기수에 열에너지가 공급되어야 하며, 유체의 흐름에 압력을 가하기 위해 펌프에서 전기 에너지가 소비된다. 그리고 터빈을 돌림으로써 전기 에너지가 생산된다. 이러한 에너지 생산 및 소비량을 계산하기 위해 적절한 모델식을 활용하였다.

#### 2-3-1. 열교환기(heat exchanger)

열교환기의 모델링을 위해 총괄 열 전달량을 계산해야 한다. 이 때,

양 쪽(hot and cold) 흐름의 모든 입출구 온도를 정확히 파악하기는 쉽지 않기 때문에 대수평균온도차(log-mean temperature difference, LMTD) 방법은 사용하기가 까다롭다. 따라서, 본 연구에서는 유용도-전달단위수(number of transfer units, NTU) 기법을 통해 열 전달량을 계산한다[21].

$$q = \epsilon Cr_{min}(T_{in}^H - T_{in}^C) \quad (24)$$

이 때,  $q$ 는 실제 열전달률,  $Cr$ 은 열용량률을 의미하고  $Cr_{min}$ 은 열교환기의 두 흐름에서 차가운 쪽과 뜨거운 쪽의 열용량률 중 작은 값을 나타낸다. 그리고  $\epsilon$ 는 유용도 인자라고 불리며 최대 가능 열전달률에 대한 실제 열전달률을 의미한다[22]. 열교환기가 향류(counter-current flow)일 때 다음과 같이 표현할 수 있다.

$$\epsilon = \frac{1 - \exp\left[-\frac{UA}{Cr_{min}}\left(1 - \frac{Cr_{min}}{Cr_{max}}\right)\right]}{1 + \frac{Cr_{min}}{Cr_{max}} \exp\left[\frac{UA}{Cr_{min}}\left(1 - \frac{Cr_{min}}{Cr_{max}}\right)\right]} \quad (25)$$

$Cr_{max}$ 는  $Cr_{min}$ 과 반대로 둘 중 더 큰 값을 의미하며,  $U$ 는 총괄 열전달계수,  $A$ 는 열전달 면적이다.

열교환기의 출구 유체 온도는 다음의 방정식을 사용해 계산한다.

$$T_{out}^H = T_{in}^H - \frac{q}{Cr^H} \quad (26)$$

$$T_{out}^C = T_{in}^C + \frac{q}{Cr^C} \quad (27)$$

#### 2-3-2. 전력량 모델

CL-PRMD 공정에서 전기에너지 생산은 수력 발전 터빈을 통해 이루어진다. 그리고 생산되는 전기에너지는 터빈에 들어가는 흐름과 터빈에서 빠져나오는 흐름의 압력 차이로 계산될 수 있다. 생산되는 전력량은 다음과 같이 표현한다.

$$E_{gen} = \eta_{HT}(P_{in}^{HT} - P_{env}) \frac{F_{out}^C - F_{in}^C}{\rho^C} \quad (28)$$

$(F_{out}^C - F_{in}^C) \rho^C$ 은 MD 모듈에서 생성된 담수의 부피 유량이다.  $\eta_{HT}$ 은 수력발전 터빈의 효율성이고, 상첨자  $HT$ 는 수력발전 터빈(hydro-turbine)을 지칭한다. 또한  $P_{env}$ 는 주변 환경의 압력, 즉 1 atm을 의미한다.

공정을 가동하기 위해 두 펌프(pump1, pump2)에서 전기에너지가 사용된다. 우선, 담수의 흐름이 멤브레인 모듈과 열교환기를 거침으로써 압력손실이 발생한다. 따라서 멤브레인으로의 진입 전, 펌프(pump1)를 통해 다시 담수의 압력을 증가시켜준다. 또한, 처음에 공정에 투입되는 기수를 흐르게 해야 하기 때문에 펌프(pump2)를 위치시켜 압력을 가해준다. 따라서 필요한 전력량은 다음과 같다.

$$E_{req1} = \frac{F_{in}^C (P_{in}^C - P_{out}^{HX})}{\rho^P} \frac{1}{\eta_{pump}} \quad (29)$$

$$E_{req2} = \frac{F_{in}^C (P_{in}^{BW} - P_{env})}{\rho^{BW}} \frac{1}{\eta_{pump}} \quad (30)$$

$F_{in}^C$ 와  $P_{in}^C$ 은 MD 모듈에 유입되는 차가운 담수의 질량 유량과 압력이며,  $F_{in}^H$ 는 MD 모듈에 유입되는 뜨거운 기수의 질량 유량

다.  $\eta_{pump}$ 는 펌프의 효율성, 상첨자  $HX$ 와  $BW$ 는 각각 열교환기에서 담수 흐름의 출구와 기수 흐름의 입구를 나타낸다.

그래서 총괄적으로 요구되는 전력량( $E_{req}^{total}$ )은 두 값의 합과 같고, 에너지 순 생산량( $E_{net}$ )은 다음과 같이 표현할 수 있다.

$$E_{req}^{total} = E_{req1} + E_{req2} \quad (31)$$

$$E_{net} = E_{gen} - E_{req}^{total} \quad (32)$$

### 3. 결과 및 고찰

본 연구는 공정의 생산 성능을 평가함에 목적이 있다. 따라서, 공정에 요구되는 기수와 전력의 안정적인 공급이 이루어지고 있어 가동이 중단되지 않는다고 가정한다.

#### 3-1. 열원의 품질 및 모듈 유입수의 유량에 따른 생산 성능 비교

MD 모듈로 진입하는 유입수의 유량 및 온도가 변함에 따라 공정의 성능이 달라진다[12]. 따라서 해당 공정에서, 담수 및 전력 생산을 위한 최적의 조건을 산출하려고 한다. 이를 위한 MATLAB 시뮬레이션을 진행할 때, 유량 및 온도는 Table 1과 같은 범위 내에서 변화를 주었으며, 기수의 농도는 3 g/L로 설정하였다. 모듈 내로 진입하는 양 측의 유입수(기수와 담수, hot feed and cold feed) 모두 유량의 범위는 0.2-1.0 kg/s이다.

차가운 담수의 흐름(Cold feed)은 멤브레인을 거쳐서 나타나는 전도로 인해 열을 얻은 채로 모듈을 빠져나온 후 열교환기를 통과한다. 그리고 그 과정에서 공정에 처음 유입된 기수에 열에너지를 전달한다. 이 때, 담수의 온도가 25 °C까지 낮춰진 상태로 열교환기를 빠져나올 수 있도록 설계되며, 이 고정 온도에서 펌프를 통해 다시 모듈로 유입된다. 한편, 모듈로 유입되는 기수(Hot feed)는 공급되는 폐열의 품질에 따라 60 °C에서 90 °C까지의 온도 범위를 갖을 수 있도록 설정한다. 결과적으로, 이러한 공정 조건의 변화가 멤브레인을 투과하는 증기의 유량과 순 전력 생산량에 미치는 영향을 살펴보았다.

##### 3-1-1. 투과 물 플럭스에 미치는 영향

멤브레인을 투과하는 증기의 유량은 물 뿐만 아니라 전력 생산량과도 직결된다는 점에 있어서 매우 중요하다. 우선 모듈로 유입되는 기수의 온도 변화가 투과 물 플럭스에 미치는 영향에 대해서 확인하였다(Fig. 2). 일반적으로 유체의 온도가 증가할수록, 증기압은 상승한다. 따라서, 유입되는 기수의 온도가 높아진다면 식 (2)를 통해, 투과 물 플럭스가 많아짐을 알 수 있다.

다음으로, 모듈에서 양 측 유입수의 유량 변화 또한 영향을 끼친다. 유량이 증가하면 레이놀즈 수(Re) 또한 커져 각각의 흐름은 난류에 가까워진다[23]. 이에 따라, 양 측 유입수 모두 벌크 흐름과 멤브레인 근처 흐름 사이의 온도차이가 줄어든다. 즉, 온도 분극화 현상[24,25]이 완화되어 증발을 위한 구동력이 커지게 되며 이로 인해 투과 물 플럭스가 증가한다.

다만 높은 유량이 반드시 물과 전력 생산량에 이득이 되지는 않는다. 모듈 내부를 흐르는 유량이 높아질수록 물 플럭스는 증가하지만 모듈 내부에 머무르는 시간(residence time)이 감소하므로 결과적으로 총 투과 증기량이 감소할 수 있다. 이는 모듈 내에서 나타나는 총 회수율(recovery)로 표현할 수 있으며, 회수율은 모듈로 유입된 기수의

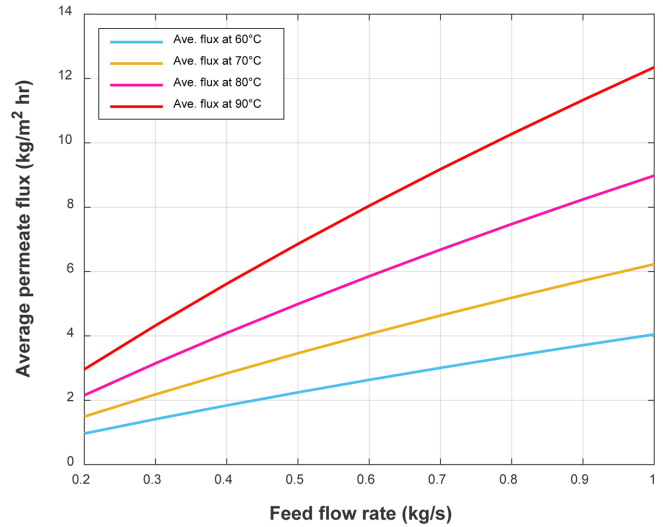


Fig. 2. Effects of heat source temperature and feed flow rate on average permeate flux.

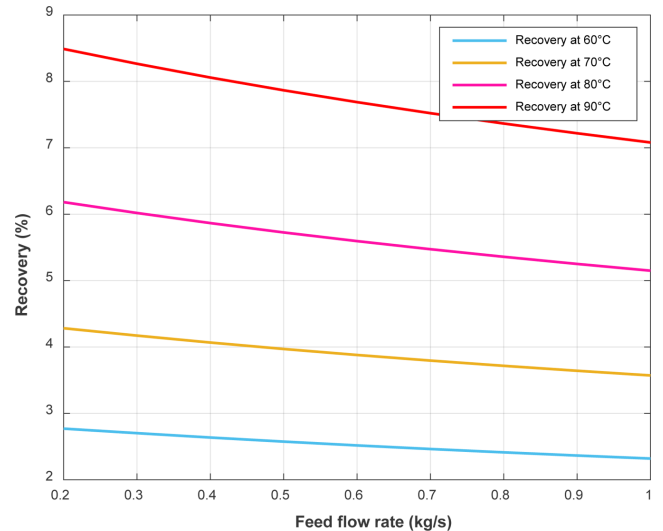


Fig. 3. Effects of heat source temperature and feed flow rate on recovery.

양 증발을 통해 멤브레인을 투과한 물의 양의 비율로 정의할 수 있다. Fig. 3에서 볼 수 있듯이 recovery는 유량에 따라 소폭 감소하는 것을 확인할 수 있다. 따라서 이 결과는 PRMD 모듈을 효율적으로 운전하기 위한 최적 유량이 존재할 것이라는 점을 시사한다.

결론적으로, 모듈로 진입하는 유입수의 온도와 유량이 증가할수록, 멤브레인을 투과하는 물 플럭스 또한 비례하여 커진다는 것을 알 수 있다. 다만, 회수율 측면에서 고려했을 때 최적 유량을 얻을 수 있으므로 이에 대한 고려가 필요하다.

##### 3-1-2. 에너지량에 미치는 영향

PRMD 공정에서는 가압된 담수 흐름이 수력발전 터빈을 거쳐 에너지를 생산한다. 하지만 그 과정에서 펌프를 사용해 유체의 흐름을 가압해주기 때문에 이에 따른 소비 전력이 나타난다. 그리고 이 또한 마찬가지로 유입수의 온도와 유량 변화에 따라 생산되거나 소비되는 에너지량이 달라진다. 따라서 이러한 조건에 따른 전력의 생산



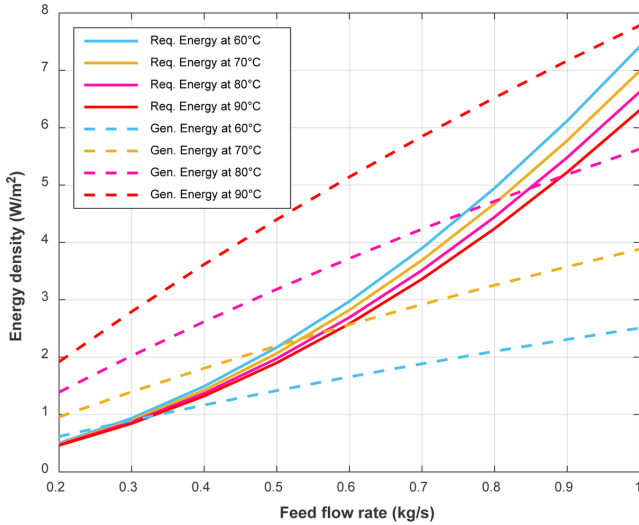


Fig. 4. Effects of heat source temperature and feed flow rate on both of generated and consumed energy density.

및 소비량, 그리고 이 둘을 함께 고려한 순 에너지 생산량의 변화를 파악해 최적의 운영 조건을 도출하려고 한다.

우선 Fig. 2을 통해 확인했듯이, 유입수의 온도와 유량이 증가할수록 물 플럭스가 커진다. 그리고 식 (28)에서 알 수 있듯이, 에너지 생산량 또한 증가하게 된다. 하지만 그에 따라, 펌프에 소요되는 전력이 증가해 에너지 소비량이 Fig. 4처럼 많아진다. 멤브레인을 통과하는 물 플럭스가 증가하기 위해서는 두 펌프에서 많은 양의 전력을 소비해야 하기 때문이다. 그러나 에너지 소비량의 증가량이 에너지 생산량의 증가량보다 훨씬 유입수 유량에 의해 영향을 크게 받는다. 그로 인해 순 에너지 생산량은 특정 유입수 유량에서 최적 지점을 보이게 되고 이를 분석한 내용이 Fig. 5에 나타나 있다.

또한, Fig. 5에서 볼 수 있듯이 70 °C 이하의 열원이 사용될 경우 0.6 kg/s 의 이상의 유량 지점에서는 에너지 생산량이 소비량을 넘어설지 못해서 순 에너지 생산량은 음수를 나타내게 된다. 그러나 80 °C 의 이상의 열원이 공급될 경우 대부분의 지점에서 순 에너지

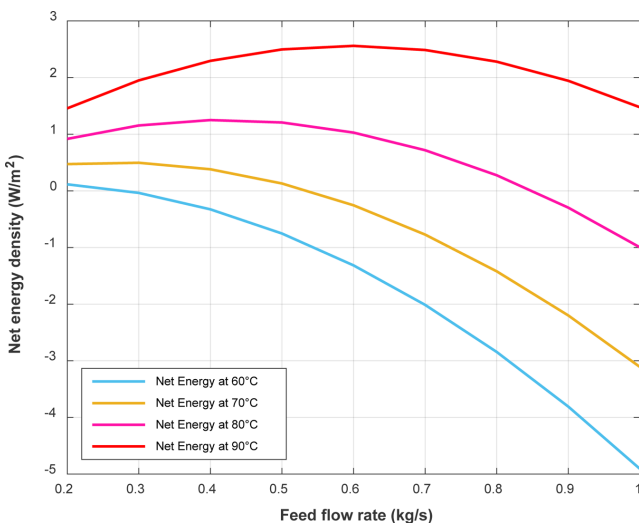


Fig. 5. Effects of heat source temperature and feed flow rate on net energy density.

생산량이 양수를 보이며, 90 °C 의 이상의 열원이 공급될 경우 안정적으로 전력 생산이 가능하다. 따라서, PRMD 공정을 이용해 기수담수화 시스템에서 물과 전력을 안정적으로 공급하기 위해서는 열원이 90 °C 의 이상이 되어야 한다는 것을 확인할 수 있다.

결론적으로, Fig. 5를 통해, 온도 90 °C 에서 0.6 kg/s의 유량이 최대 순 에너지량을 위한 최적의 조건이라는 것을 확인하였다. 이 조건에서 순 에너지 생산량은 약 2.56 W/m²의 값을 보였고 투과 물 플럭스는 8.04 kg/m²/hr의 값을 나타냈다(Fig. 2). 따라서, 90 °C 의 열원이 확보될 경우 PRMD 공정을 활용한 기수담수화 시스템에서 물과 전기의 동시 생산이 가능하며 그 때의 생산량을 정량적으로 산출할 수 있었다.

### 3-2. 염도 차이에 따른 생산 성능 분석

유입수의 농도에 따라 증기압이 달라지기 때문에 증발을 위한 구동력에 변화가 생긴다. 따라서 기수의 농도 범위(1~3 g/L)에 따른 성능과 해수(35 g/L) 또는 기수(3 g/L)를 각각 공정의 유입수로 사용했을 때의 결과값을 비교 분석해보았다. 또한 Fig. 6와 Fig. 7의 그래프는 위에서 산출한 최적 조건인 열원의 온도 90 °C와 0.6 kg/s의 유량을 이용하여 도출되었다. 또한, 일반적으로 유량이나 압력 변화에 따라 pump나 turbine의 효율이 달라지지만 본 연구에서는 고정된 유량과 압력을 사용하기 때문에 pump나 turbine의 효율이 달라지지 않는다고 가정한다.

#### 3-2-1. 기수의 염도 변화가 생산 성능에 미치는 영향

생산되는 담수 및 전력량의 예측 가능성을 위해서는 변동이 최소화되어야 한다. 하지만 기수의 농도는 시기별로, 위치별로 가변적이다. 따라서 이러한 특성을 반영해 기수 내 서로 다른 농도에서의 성능 차이가 어느 정도로 존재하는지 확인해볼 필요가 있다. 따라서 본 시뮬레이션에서는 1~3 g/L의 농도 범위 안의 세 지점을 대상으로 결과값을 분석하였다(Fig. 6). 결과적으로, 물 플럭스와 순 에너지량 모두 유입수 농도에 거의 영향을 받지 않았다. 1 g/L의 농도를 갖는 기수를 공정의 유입수로 사용했을 때 투과 물 플럭스는 8.08 kg/m²/hr, 순 에너지 생산량은 2.58 W/m²의 값을 보였으나 3 g/L의 농도를 갖는 기수를 사용할 경우 투과 물 플럭스는 8.04 kg/m²/hr, 순 에너지 생

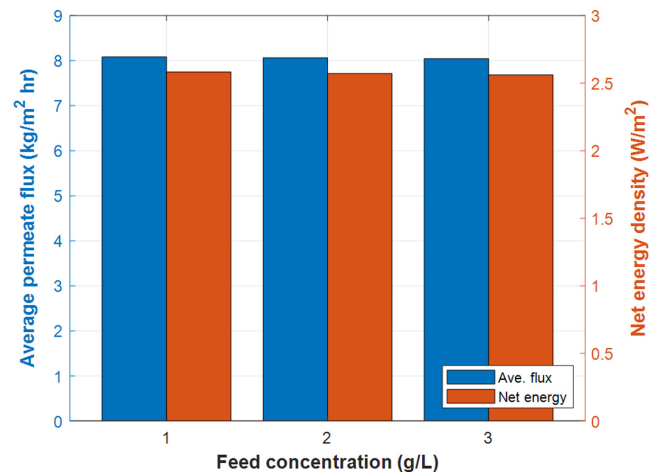


Fig. 6. Effects of brackish water concentration on average permeate flux and net energy density.

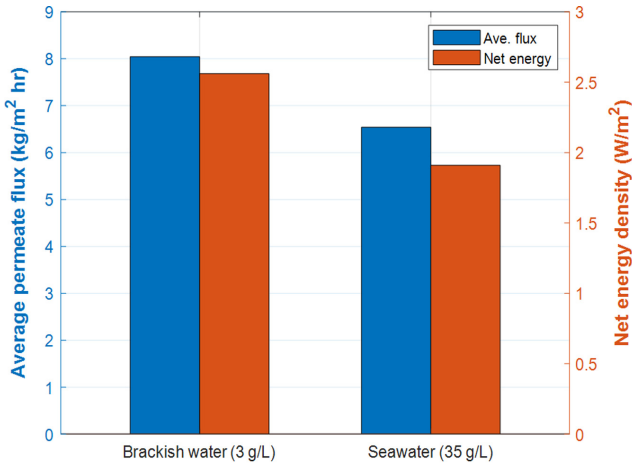


Fig. 7. Performance comparison in average permeate flux and net energy density in cases of brackish water and seawater desalination systems using closed-loop PRMD.

산량은  $2.56 \text{ W/m}^2$ 의 값을 나타냈다. 기수의 어느 정도 작은 변화 폭에 있어서는 에너지 산출량에 큰 변동이 없음을 확인하였고, 이를 통해 기수의 농도 변동에 관계없이 안정적인 물 및 전력 생산이 가능하다는 사실을 도출하였다.

### 3-2-2. 해수와 기수의 생산 성능 비교

Fig. 7을 통해 유입수로서  $35 \text{ g/L}$ 의 해수를 사용했을 때와  $3 \text{ g/L}$ 의 기수를 사용했을 때의 생산 성능을 비교 분석하였다. 이 공정을 통해 얻을 수 있는 최대 순 에너지량은 기수 유입수의 경우  $2.56 \text{ W/m}^2$ 이고, 해수 유입수의 경우  $1.91 \text{ W/m}^2$ 이다. 물 생산량을 비교했을 때 물 플럭스 기준으로  $3 \text{ g/L}$ 의 기수를 사용할 경우  $8.04 \text{ kg/m}^2/\text{hr}$ 지만  $35 \text{ g/L}$ 의 해수를 이용할 경우  $6.54 \text{ kg/m}^2/\text{hr}$ 이다. 상대적으로 더 낮은 농도의 기수는 더 높은 증기압을 갖기 때문에 투과 유량 즉, 생성되는 담수의 양이 증가한다. 그리고 이로 인해 담수의 흐름이 더 큰 압력에너지를 지닌 채로 수력발전 turbine을 거쳐간다. 따라서 해수가 아닌 기수를 활용했을 때, 더 많은 양의 전력을 생산할 수 있게 된다.

기수담수화의 경우 해수보다 훨씬 낮은 농도의 유입수를 처리하기 때문에 에너지 소비량이 훨씬 적게 든다. 따라서 해수를 유입수로 사용했을 때와 비교해서 약간의 물 플럭스가 더 많이 나오는 것은 담수화라는 가치 측면에서는 효율적이라고 보기 어렵다. 그러나 본 CL-PRMD공정의 활용을 에너지 생산이라는 측면에 방점을 찍게 될 경우, 해수를 이용하는 것보다 기수를 이용하는 것이 에너지 생산 면에서 더 효율적이다. 따라서, PRMD 공정에서 유입수의 선택은 담수화와 에너지 생산 중 어느 측면에 더 집중할 것인지에 따라 달라질 수 있으며 본 연구를 통해 얼마나 물/에너지 생산량이 달라지는지를 조망할 수 있었다.

## 4. 결 론

기존 PRMD 공정은 DCMD와 PRO 공정의 원리를 이용하여 염수를 담수화 하면서 동시에 전기를 생산할 수 있는 시스템이다. 그렇기에 물 부족 해결 및 탄소중립에 대비할 수 있는 미래 활용 가치

가 높은 공정이다. 그리고 이에 더해, PRMD 공정에 폐 루프(closed-loop) 방식이 적용된다면, 물과 전기를 더 높은 효율로 생산할 수 있음을 알 수 있다.

이전 연구에서는, CL-PRMD 공정을 가동시킬 때 해수를 공정 유입수로 선정하였지만 본 연구에서는 농도가 더 낮은 염수인 기수를 활용하였다. 이로써, 유입수가 더 큰 증기압을 갖게 된다. 따라서, 증발을 위한 구동력이 커져 결과적으로 더 많은 양의 담수와 전기를 생산할 수 있게 된다.

또한 열원의 품질과 멤브레인 양 측 유입수의 유량이 생산 성능에 미치는 영향을 분석하였다. 온도와 유량이 증가할수록 생성되는 담수의 양은 많아지며 이는 증기압 상승과 온도 분극화 현상의 완화로 설명될 수 있다. 한편, 유량이  $0.6 \text{ kg/s}$  이상으로 넘어가게 되면, 순 에너지량은 감소하기 시작한다. 이는 생성되는 에너지에 비해, 유량을 빠르게 할 목적으로 펌프에서 소모되는 에너지가 더 커짐을 의미한다. 따라서 설정한 범위 내에서  $90 \text{ }^\circ\text{C}$ 의 열원과  $0.6 \text{ kg/s}$ 의 유량이 에너지 생산을 위한 최적의 조건임을 확인할 수 있다.

또한 기수 염도의 가변성을 고려하여 일정 염도 범위 내의 여러 지점을 대상으로 생산 성능을 분석하였다. 결과값이 큰 변동을 보이지 않기에 에너지 생산의 안정성 및 예측 가능성에 대한 우려를 제거할 수 있다. 또한, 해수와 기수의 성능 비교를 수행한 결과 보다 많은 양의 물과 전기 생산이 가능하다는 것을 확인할 수 있었다. 이를 통해, 담수 생산 측면에서는 해수를 이용한 공정보다 가치가 낮을 수 있지만 에너지를 더 많이 생산할 수 있기 때문에 용도에 따라 본 CL-PRMD 공정을 적절하게 활용하는 것이 중요하다는 것을 알 수 있었다.

향후 연구에서는, CL-PRMD 공정의 모델을 실제로 구현하여 실험값과 비교 대조하는 과정을 거친다. 이를 통해, 멤브레인 막힘 등의 야기될 수 있는 문제점에 대해 분석 및 해결한다. 그 후 모델링의 정확성을 높이는 방안으로 연구의 방향성을 확립할 수 있다. 또한 위 공정의 높은 에너지 효율을 활용하여, 해수나 기수가 아닌 폐수 또는 하수 같은 오염수를 공정에 적용하는 방향으로 유입수의 범위를 확대할 수 있다.

## 감 사

본 연구는 전남대학교 화학물질 안전관리 특성화대학원(사)한국화학물질관리협회) 연구비 지원으로 수행되었으며, 지원에 감사를 드립니다.

## Nomenclature

CL	: closed-loop
DCMD	: direct contact membrane distillation
ERD	: energy recovery device
LEP	: liquid entry pressure
MD	: membrane distillation
OL	: open-loop
PRMD	: pressure retarded membrane distillation
PRO	: pressure retarded osmosis
TOEC	: thermo-osmotic energy conversion



**Symbols**

$J$  : vapor flux [ $\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$ ]  
 $P_m$  : vapor pressure at the membrane surface [Pa]  
 $R_m$  : total membrane resistance [ $\text{m s}^{-1}$ ]  
 $D_w^k$  : Knudsen diffusion constant of water [ $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$ ]  
 $D_{wa}^0$  : diffusion coefficient of water in the air [ $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$ ]  
 $Q$  : heat flux [ $\text{W m}^{-2}$ ]  
 $Q^M$  : heat flux through membrane [ $\text{W m}^{-2}$ ]  
 $h$  : heat transfer coefficient [ $\text{W m}^{-2} \text{K}^{-1}$ ]  
 $N_{fiber}$  : number of fibers [#]  
 $d_o$  : outer diameter of the hollow fiber [m]  
 $d_i$  : inner diameter [m]  
 $d_{lm}$  : logarithmic mean diameter [m]  
 $d_h$  : hydraulic diameter of the shell side [m]  
 $d_{sh}$  : shell side diameter [m]  
 $k$  : thermal conductivity [ $\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$ ]  
 $k_m$  : thermal conductivity for two phase composite material [ $\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$ ]  
 $k_g$  : thermal conductivity of air [ $\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$ ]  
 $k_s$  : thermal conductivity of the membrane material [ $\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$ ]  
 $F$  : mass flow rate [ $\text{kg s}^{-1}$ ]  
 $Cr$  : heat capacity rates [ $\text{J K}^{-1} \text{s}^{-1}$ ]  
 $Cr_{max}$  : larger value of the cold and hot side heat capacity rates [ $\text{J K}^{-1} \text{s}^{-1}$ ]  
 $Cr_{min}$  : smaller value of the cold and hot side heat capacity rates [ $\text{J K}^{-1} \text{s}^{-1}$ ]  
 $C_p$  : specific heat capacity [ $\text{J K}^{-1} \text{kg}^{-1}$ ]  
 $r_{comp}$  : ratio of increase in total membrane resistance [%]  
 $P_{env}$  : environmental pressure [atm]  
 $L$  : length of the hollow fiber [m]  
 $R$  : gas constant [ $\text{J mol}^{-1} \text{K}^{-1}$ ]  
 $M$  : molecular weight of water [ $\text{g mol}^{-1}$ ]  
 $p_a$  : partial pressure of air trapped in the pores [Pa]  
 $P$  : total pressure in the pores [Pa]  
 $r$  : average pore size [m]  
 $q$  : actual heat transfer in the heat exchanger [ $\text{J s}^{-1}$ ]  
 $\Delta H$  : enthalpy of the vaporization [ $\text{J kg}^{-1}$ ]  
 $U$  : overall heat transfer coefficient [ $\text{W m}^{-2} \text{K}^{-1}$ ]  
 $A$  : heat transfer area [ $\text{m}^2$ ]  
 $T$  : temperature [ $^{\circ}\text{C}$ ]  
 $E$  : energy [ $\text{J s}^{-1}$ ]

**Greek letters**

$\beta$  : pore geometry coefficient  
 $\delta$  : membrane thickness [m]  
 $\varepsilon$  : effective porosity  
 $\epsilon$  : effectiveness factor  
 $\eta$  : efficiency  
 $\theta$  : contact angle [ $^{\circ}$ ]  
 $\theta_y$  : yaw angle [ $^{\circ}$ ]  
 $\mu$  : viscosity [Pa s]

$\rho$  : density [ $\text{kg m}^{-3}$ ]  
 $v$  : linear flow velocity of the solution [ $\text{m s}^{-1}$ ]  
 $\sigma$  : liquid surface tension [ $\text{N m}^{-1}$ ]  
 $\tau$  : tortuosity  
 $\phi$  : packing density

**Dimensionless groups**

Nu : Nusselt number  
 Pr : Prandtl number  
 Re : Reynolds number

**Superscripts and subscripts**

$b$  : bulk solution  
 $m$  : membrane surface  
 $C$  : Cold stream in the heat exchanger (brackish water) or in the membrane module (fresh water)  
 $H$  : Hot stream in the heat exchanger (fresh water) or in the membrane module (brackish water)  
 $HT$  : hydro-turbine  
 $HX$  : heat exchanger outlet of the freshwater stream  
 $BW$  : heat exchanger inlet of the brackish water feed stream  
 $s$  : salt  
 $w$  : water  
 $pump$  : pump1 or pump 2

**References**

- Li, G. and Zheng, X., "Thermal Energy Storage System Integration Forms for a Sustainable Future," *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, **62**, 736-757(2016).
- Rezk, H., et al., "Fuel Cell as an Effective Energy Storage in Reverse Osmosis Desalination Plant Powered by Photovoltaic System," *Energy*, **175**, 423-433(2019).
- Olabi, A., et al., "Waste Heat-driven Desalination Systems: Perspective," *Energy*, **209**, 118373(2020).
- Hendricks, T. and Choate, W. T., "Engineering Scoping Study of Thermoelectric Generator Systems for Industrial Waste Heat Recovery," 2006: United States. p. Medium: ED; Size: 74 p.
- Straub, A. P., et al., "Harvesting Low-grade Heat Energy Using Thermo-osmotic Vapour Transport Through Nanoporous Membranes," *Nature Energy*, **1**(7), 1-6(2016).
- Xu, Z., Wang, R. and Yang, C., "Perspectives for Low-temperature Waste Heat Recovery," *Energy*, **176**, 1037-1043(2019).
- Ammar, Y., et al., "Low Grade Thermal Energy Sources and Uses from the Process Industry in the UK," *Applied Energy*, **89**(1), 3-20(2012).
- Cheng, L.-H., Wu, P.-C. and Chen, J., "Modeling and Optimization of Hollow Fiber DCMD Module for Desalination," *Journal of Membrane Science*, **318**(1-2), 154-166(2008).
- Kaczmarczyk, M., Tomaszewska, B. and Bujakowski, W., "Innovative Desalination of Geothermal Wastewater Supported by Electricity Generated from Low-enthalpy Geothermal Resources," *Desalination*, **524**, 115450(2022).
- Park, K., Kim, D. Y. and Yang, D. R., "Theoretical Analysis of

- Pressure Retarded Membrane Distillation (PRMD) Process for Simultaneous Production of Water and Electricity,” *Industrial & Engineering Chemistry Research*, **56**(50), 14888-14901(2017).
11. Yuan, Z., et al., “Pressure-retarded Membrane Distillation for Low-grade Heat Recovery: The Critical Roles of Pressure-induced Membrane Deformation,” *Journal of Membrane Science*, **579**, 90-101(2019).
  12. Lee, M. S., et al., “Energetic and Exergetic Analyses of a Closed-loop Pressure Retarded Membrane Distillation (PRMD) for Low-grade Thermal Energy Utilization and Freshwater Production,” *Desalination*, **534**, 115799(2022).
  13. Karagiannis, I. C. and Soldatos, P. G., “Water Desalination Cost Literature: Review and Assessment,” *Desalination*, **223**(1-3), 448-456(2008).
  14. Ahdab, Y. D. and Lienhard, J. H., “Desalination of Brackish Groundwater to Improve Water Quality and Water Supply, in Global Groundwater,” *Elsevier*. 559-575(2021).
  15. González, D., Amigo, J. and Suárez, F., “Membrane Distillation: Perspectives for Sustainable and Improved Desalination,” *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, **80**, 238-259(2017).
  16. Loeb, S., “Production of Energy from Concentrated Brines by Pressure-retarded Osmosis: I. Preliminary Technical and Economic Correlations,” *Journal of Membrane Science*, **1**, 49-63(1976).
  17. García-Payo, M. d. C., Izquierdo-Gil, M. A. and Fernández-Pineda, C., “Wetting Study of Hydrophobic Membranes via Liquid Entry Pressure Measurements with Aqueous Alcohol Solutions,” *Journal of Colloid and Interface Science*, **230**(2), 420-431(2000).
  18. Curcio, E. and Drioli, E., “Membrane Distillation and Related Operations—a Review,” *Separation and Purification Reviews*, **34**(1), 35-86(2005).
  19. Martinez, L. and Rodriguez-Maroto, J. M., “Membrane Thickness Reduction Effects on Direct Contact Membrane Distillation Performance,” *Journal of Membrane Science*, **312**(1-2), 143-156(2008).
  20. Moghaddam Kamrani, P., et al., “Theoretical Modeling of Direct Contact Membrane Distillation (DCMD): Effects of Operation Parameters on Flux,” *Desalination and Water Treatment*, **56**(8), 2013-2022(2015).
  21. Iu, I., et al., “Applying the Effectiveness-NTU Method to Elemental Heat Exchanger Models,” *ASHRAE Transactions*, **113**(1), 504-513(2007).
  22. Hasan, A., “Going Below the Wet-bulb Temperature by Indirect Evaporative Cooling: Analysis Using a Modified  $\epsilon$ -NTU Method,” *Applied Energy*, **89**(1), 237-245(2012).
  23. Politano, A., et al., “Overcoming Temperature Polarization in Membrane Distillation by Thermoplasmonic Effects Activated by Ag Nanofillers in Polymeric Membranes,” *Desalination*, **451**, 192-199(2019).
  24. Schofield, R., Fane, A. and Fell, C., “Heat and Mass Transfer in Membrane Distillation,” *Journal of Membrane Science*, **33**(3), 299-313(1987).
  25. Martínez-Díez, L. and Vazquez-Gonzalez, M. I., “Temperature and Concentration Polarization in Membrane Distillation of Aqueous Salt Solutions,” *Journal of Membrane Science*, **156**(2), 265-273(1999).

#### Authors

**Gyu Sang Cho:** Undergraduate Student, School of Chemical Engineering, Chonnam National University, 77 Yongbong-ro, Buk-gu, Gwangju, 61186, Korea; cgs6413@naver.com

**Jun-Seo Lee:** Master Course, School of Chemical Engineering, Chonnam National University, 77 Yongbong-ro, Buk-gu, Gwangju, 61186, Korea; 218081@jnu.ac.kr

**Kiho Park:** Assistant Professor, School of Chemical Engineering, Chonnam National University, 77 Yongbong-ro, Buk-gu, Gwangju, 61186, Korea; kiho138@jnu.ac.kr