



저작자표시-비영리-변경금지 2.0 대한민국

이용자는 아래의 조건을 따르는 경우에 한하여 자유롭게

- 이 저작물을 복제, 배포, 전송, 전시, 공연 및 방송할 수 있습니다.

다음과 같은 조건을 따라야 합니다:



저작자표시. 귀하는 원저작자를 표시하여야 합니다.



비영리. 귀하는 이 저작물을 영리 목적으로 이용할 수 없습니다.



변경금지. 귀하는 이 저작물을 개작, 변형 또는 가공할 수 없습니다.

- 귀하는, 이 저작물의 재이용이나 배포의 경우, 이 저작물에 적용된 이용허락조건을 명확하게 나타내어야 합니다.
- 저작권자로부터 별도의 허가를 받으면 이러한 조건들은 적용되지 않습니다.

저작권법에 따른 이용자의 권리는 위의 내용에 의하여 영향을 받지 않습니다.

이것은 [이용허락규약\(Legal Code\)](#)을 이해하기 쉽게 요약한 것입니다.

[Disclaimer](#)

공학박사 학위논문

해수담수화를 위한
정삼투-역삼투 융합공정에서
에너지소비량 및 탄소배출량
분석



2021년 8월

부경대학교 대학원

토목공학과

전종민

공학박사 학위논문

해수담수화를 위한
정삼투-역삼투 융합공정에서
에너지소비량 및 탄소배출량
분석

지도교수 김 수 한

이 논문을 공학박사 학위논문으로 제출함.

2021년 8월

부경대학교 대학원

토 목 공 학 과

전 종 민

전종민의 공학박사 학위논문을 인준함.

2021년 8월 27일

위 원 장 공학박사 이 상 호



위 원 공학박사 강 임 석



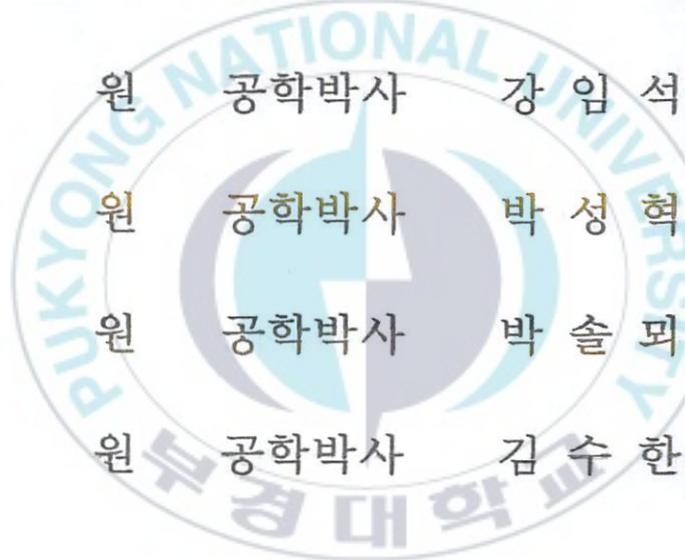
위 원 공학박사 박 성 혁



위 원 공학박사 박 솔 퇴



위 원 공학박사 김 수 한



목 차

List of tables	vi
List of figures	vii
List of symbols	xi
Abstract	xii
제1장 서론	1
1.1. 연구배경 및 목적	1
1.2. 연구내용 및 구성	4
제2장 문헌연구	6
2.1. 정삼투-역삼투 융합공정	6
2.1.1 정삼투 및 역삼투 현상	6
2.1.2 해수담수화 분야에서 역삼투 공정 에너지소모량 저감	7
2.1.3 정삼투 공정 적용을 통한 에너지 저감	12
2.2. 정삼투 공정 모델	18
2.2.1 농도분극 현상	18
2.2.2 정삼투막의 성능인자 도출 방법	20
2.3. 탄소배출량	22
2.3.1 탄소배출량 개요	22
2.3.2 막여과 공정의 탄소배출량 선행 연구 사례	23
제3장 정삼투 모듈 모델 개발	26
3.1. 기본 정삼투 모듈 모델 개발	26
3.1.1 농도분극 모델	26
3.1.2 스케일업 모델의 필요성	30

목 차(계속)

3.1.3 기본 정삼투 모듈 모델(스케일업 모델).....	32
3.1.4 스케일업 모델 검증.....	37
3.2. 정삼투 모듈 성능에 영향을 미치는 인자 분석.....	44
3.2.1. 정삼투 모듈 내에서 발생하는 수두 손실.....	44
3.2.2. 막간차압이 정삼투 모듈 성능에 미치는 영향.....	46
3.3. 정삼투 모듈 모델 예측 정확도 향상.....	50
3.3.1. Fitting과정 도입을 통한 모듈 모델 예측 성능 향상.....	50
3.3.2. Fitting과정을 도입한 정삼투 모듈 모델 적용성 평가.....	55
제4장 에너지소모량 및 탄소배출량 분석.....	61
4.1. 역삼투 공정의 에너지소모량.....	61
4.1.1. 에너지소모량 계산 방법.....	61
4.1.2. 역삼투 공정 설계 프로그램.....	63
4.2. 정삼투 공정의 에너지소모량.....	70
4.2.1. 정삼투 공정 설계 프로그램 개발.....	70
4.2.2. 설계 프로그램 검증.....	75
4.2.3. 에너지소모량 계산 방법.....	77
4.3. 정삼투-역삼투 융합공정의 탄소배출량.....	78
4.3.1. 에너지소모량 계산 결과.....	78
4.3.2. 탄소배출량 계산 방법.....	81
4.3.3. 탄소배출량 계산 결과 및 분석.....	89
제5장 결론 및 향후연구.....	92
5.1. 연구 결과 요약 및 결론.....	92
5.2. 향후 연구 방향.....	95

목 차(계속)

참고문헌 97



List of tables

Table 2.1 Carbon emission due to opex and capex of desalination in Australia	24
Table 2.2 Capacity, location, award year, online year for each desalination plant	25
Table 3.1 Dimension of FS and DS channels for the FO8040	39
Table 3.2 Operation conditions, experimental flux ($J_{w,exp}$), modeling flux ($J_{w,ml}$), and NRMSE for each FO module experiment set	40
Table 4.1 Summary of CO ₂ emission rates in gCO ₂ e/kWh reported in the literature	83
Table 4.2 RO process energy consumption and carbon emission	85
Table 4.3 FO-RO hybrid system energy consumption and carbon emission	86
Table 4.4 Details of carbon emissions by process	88
Table 4.5 Summary of energy consumption and carbon emissions by process	89

List of figures

Fig. 2.1 Schematic diagram of forward osmosis and reverse osmosis	6
Fig. 2.2 Schematic of the RO system	9
Fig. 2.3 The contribution of each desalination process to water production	10
Fig. 2.4 Schematic of the FO-RO hybrid system	13
Fig. 2.5 The effect of the FO permeate flow rate on the optimal RO recovery and the RO energy consumption	15
Fig. 2.6 Energy in RO and FO-RO hybrid systems at different recovery rates	16
Fig. 2.7 Schematic diagram of concentration polarization effect across FO membrane	19
Fig. 2.8 Determination of (a) water and (b) salt permeability	21
Fig. 3.1 Schematic diagram of FO lab-scale tester	28
Fig. 3.2 The comparison between the experimental and modeling data: (a) water flux and (b) solute flux	29
Fig. 3.3 Comparison between module flux (experiment) and coupon flux (model)	31
Fig. 3.4 FO8040 module manufactured by Toray Chemical Korea, Inc.	32
Fig. 3.5 Schematic of a simplified FO module	33
Fig. 3.6 Experimental setup for FO module flow diagram	38
Fig. 3.7 Comparison between experimental and modeling flux data	42
Fig. 3.8 Factors affecting the modeling error (NRMSE): (a) FS flow rate, (b) DS flow rate and (c) transmembrane pressure	43
Fig. 3.9 Pressure values at the inlet and outlet of (a) FS channel and (b) DS channel	45

List of figures (continued)

Fig. 3.10 Effect of transmembrane pressure on water flux in the spiral wound FO module: (a) water flux data as a function of DS concentration with/without transmembrane pressure, and (b) the comparison between water flux difference ($=\Delta J_w$) in (a) and pure water flux due to transmembrane pressure ($A\Delta P$)	47
Fig. 3.11 The pressure differential (ΔP_d) in the DS channel as a function of the average cross-flow velocity ($U_{d,avg}$) in the channel	48
Fig. 3.12 The conceptual schematic for the effect of positive transmembrane pressure on the permeate flux in the spiral wound FO module	50
Fig. 3.13 Effect of trans-membrane pressure on water flux of FO 8040 module with comparison between experimental and modeling data: (a) Set No. 12 ($-0.03 \leq \Delta P \leq -0.01$), (b) Set No. 4 ($0.04 \leq \Delta P \leq 0.06$), (c) Set No. 1 ($0.33 \leq \Delta P \leq 0.37$), and (d) Set No. 8 ($1.28 \leq \Delta P \leq 1.32$)	51
Fig. 3.14 The prediction performance of Model 1 and 2: (a, b) Experimental sets No. 1 and 4, (c, d). The initial four data from experimental sets No. 1, 2, 3, and 10	55
Fig. 3.15 The number of trained data affecting the performance of Model 2 in terms of prediction accuracy and variation: (a) Mean and (b) Normalized standard deviation (NSTD) of NRMSE obtained from the 100 randomly produced train groups	57
Fig. 3.16 An example of the performance of Model 2 with a random set of 29 trained data: (a) J_w in the train group (29 data), (b) J_w in the test group (116 data)	58

List of figures (continued)

Fig. 3.17 An example of the performance of Model 2 with a random set of 29 trained data: (a) C_c in the test group (29 data), (b) C_{dd} in the test group	59
Fig. 3.18 The procedure to develop the predictive model equation for a spiral wound FO membrane module	60
Fig. 4.1 Schematic of RO process with ERD	62
Fig. 4.2 The Power model program	63
Fig. 4.3 The RO process design program for each membrane manufacturer	64
Fig. 4.4 Unit setting window of ROSA	66
Fig. 4.5 Feed water quality setting window of ROSA	67
Fig. 4.6 Flow rate and module arrange setting window of ROSA	68
Fig. 4.7 Pass number setting window of ROSA	69
Fig. 4.8 Stage number setting window of ROSA	69
Fig. 4.9 Flow rate, pressure and concentration input cell in the FO design program	71
Fig. 4.10 Fouling factor, No. of stage, module arrange, temperature input cell and mode setting in the FO design program	72
Fig. 4.11 Schematic diagram for serial arrangement (normal mode) of FO modules	73
Fig. 4.12 Schematic diagram for DS split arrangement of FO modules	74
Fig. 4.13 Schematic diagram for DS split arrangement example	75
Fig. 4.14 Comparison of experimental results and model results of FO system with 3-stage serial arrangement	76

List of figures (continued)

Fig. 4.15 Schematic of the detail FO-RO hybrid system	77
Fig. 4.16 Results of RO process design	79
Fig. 4.17 Results of FO-RO hybrid system design	80
Fig. 4.18 Energy use breakdown of typical SWRO desalination plant	84
Fig. 4.19 CO ₂ e emission by desalination inputs	88
Fig. 4.20 Summary of total carbon emission by fuel type	90



List of symbols

Latin Uppercase

A	water permeability
A_m	membrane area
B	solute permeability
C_{BP}	concentration in booster pump
C_c	concentrate concentration
$C_{c,FO}$	concentrated feed solution concentration in FO process
$C_{c,RO}$	concentrate concentration in RO process
C_d	draw solution concentration
C_{dd}	diluted draw solution concentration
$C_{d,FO}$	draw solution concentration in FO process
C_f	feed concentration
$C_{f,FO}$	feed solution concentration in FO process
$C_{f,RO}$	feed concentration in RO process
C_{HP}	concentration in high pressure pump
C_{LP}	concentration in low pressure pump
C_p	permeate concentration
$C_{p,RO}$	permeate concentration in RO process

List of symbols (continued)

C_{sw}	seawater concentration
C_{ww}	wastewater concentration
C_{we}	WWTP(Wastewater treatment plant) effluent concentration
D_s	diffusion coefficient
E_{RO}	energy consumption of RO process
H_d	draw solution channel height
H_f	feed solution channel height
J_s	reverse solute flux
J_w	water flux
$J_{w,m1}$	water flux of model 1
$J_{w,m2}$	water flux of model 2
K_{ICP}	resistance to solute diffusion within the support layer
P_{BP}	pressure in booster pump
P_c	concentrate pressure
$P_{c,FO}$	concentrated feed solution pressure in FO process
$P_{c,RO}$	concentrate pressure in RO process
P_d	draw solution pressure
P_{dd}	diluted draw solution pressure

List of symbols (continued)

P_{DS}	draw solution channel pressure
P_f	feed pressure
$P_{f,FO}$	feed solution pressure in FO process
P_{FS}	feed solution channel pressure
$P_{f,RO}$	feed pressure in RO process
P_{HP}	pressure in high pressure pump
P_{LP}	pressure in low pressure pump
$P_{p,RO}$	permeate pressure in RO process
Q_{BP}	flow rate in booster pump
Q_c	concentrate flow rate
$Q_{c,FO}$	concentrated feed solution flow rate in FO process
$Q_{c,RO}$	concentrate flow rate in RO process
Q_d	draw solution flow rate
Q_{dd}	diluted draw solution flow rate
Q_{DS}	draw solution channel flow rate
Q_f	feed flow rate
$Q_{f,FO}$	feed solution flow rate in FO process
$Q_{f,RO}$	feed flow rate in RO process

List of symbols (continued)

Q_{FS}	feed solution channel low rate
Q_{HP}	flow rate in high pressure pump
Q_{LP}	flow rate in low pressure pump
Q_p	permeate flow rate
$Q_{p,FO}$	permeate flow rate in RO process
$Q_{p,RO}$	permeate flow rate in RO process
Q_{sw}	seawater flow rate
Q_{we}	wastewater flow rate
Q_{ww}	WWTP(wastewater treatment plant) effluent flow rate
R_g	universal gas constant
Re	Reynolds number
S	structural parameter of the support layer
Sc	Schmidt number
Sh	Sherwood number
T	absolute temperature
U_{DS}	draw solution channel cross-flow velocity
U_{FS}	feed solution channel cross-flow velocity

List of symbols (continued)

Latin Lowercase

$c_1(\pi_1)$	concentration(osmotic pressure) of the bulk feed solution
$c_2(\pi_2)$	concentration(osmotic pressure) at the feed-active later
$c_3(\pi_3)$	concentration at the interface between the active and support layers
$c_4(\pi_4)$	concentration(osmotic pressure) at the draw solution-support layer
$c_5(\pi_5)$	concentration(osmotic pressure) at the draw solution
d_H	channel hydrodynamic parameter
k_d	mass transfer coefficient for the draw solution
k_f	mass transfer coefficient for the feed solution
l	spiral wound forward osmosis module length
r	recovery in RO process
t	forward osmosis membrane thickness
w	spiral wound forward osmosis module width

List of symbols (continued)

Greek Uppercase

- ΔP transmembrane pressure
- ΔP_d pressure differential in draw solution channel
- $\Delta\pi_{eff}$ effective osmotic pressure
- $\Delta\pi_a$ apparent osmotic pressure

Greek Lowercase

- β van't Hoff coefficient
- η_b efficient of booster pump and motor
- η_{ERD} efficient of energy recovery device
- η_f efficient of feed pump and motor
- ϕ_f spacer porosity of feed solution channel
- ϕ_d spacer porosity of draw solution channel

Evaluation of energy consumption and carbon emission from a forward osmosis and reverse osmosis hybrid system for seawater desalination

Jongmin Jeon

*Department of Civil Engineering, Graduate School
Pukyong National University*

Abstract

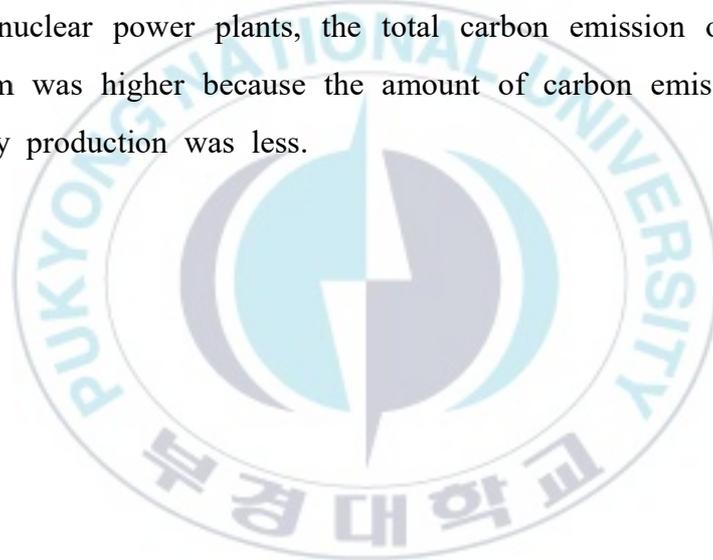
The population growth and climate change result in the global water shortage problem, which increases demands of seawater desalination. However, seawater desalination is generally an energy-intensive process and causes a large amount of carbon emission for both plant construction and operation. Osmotic dilution using forward osmosis (FO) can be a good idea to decrease the energy consumption and carbon emission by seawater desalination. Wastewater treatment plant (WWTP) effluent can be used as feed solution for FO and seawater is used as draw solution, which is diluted through FO and enters into reverse osmosis (RO) process for desalination.

One can easily expect that the introduction of FO results in the decrease in energy consumption, which is related to less carbon emission. However, the construction of FO process to reduce may cause an increase in carbon emission. In this work, we estimated the FO-RO hybrid process for seawater desalination in terms of carbon emission from both construction and energy consumption.

In order to evaluate carbon emissions, it is necessary to be able to design

the FO and RO process. The RO design program is provided by the manufacturer, but there is no design program for FO. Therefore, in this study, a novel design program for FO with a prediction error of 10.01% was developed. As a result of calculating energy consumption with the FO design program and RO design program, it was calculated that the total energy consumption of the FO-RO hybrid system can be reduced up to 24.7% compared to the RO process.

As a result of calculating total carbon emission(Operation+Construction) for the 1,000 m³/d scale desalination plant, in the case of generating power using fossil fuels, the carbon emission of the FO-RO hybrid system was lower than that of the RO process. However, in the case of renewable energy and nuclear power plants, the total carbon emission of the FO-RO hybrid system was higher because the amount of carbon emission generated during energy production was less.



제1장 서론

1.1 연구배경 및 목적

전 세계의 물 수요는 인구증가, 경제발전, 소비패턴의 변화에 따라 연간 약 1%씩 증가하고 있으며, 물 공급도 기후변화 등으로 인해 원활하지 않을 것으로 예측되고 있어 물 부족 현상은 매년 더 심각해질 것으로 예상되고 있다(The United Nations, 2018). 이에 따라 물 부족을 해결할 방법으로 지구상 수자원의 97% 이상을 차지하고 있는 해수를 담수화 하는 해수담수화 기술이 거론되고 있다. 해수담수화 방법 중 역삼투(reverse osmosis; RO) 공정은 기존 증발법 대비 높은 경제성과 우수한 생산수질을 평가받아(Kim et al., 2014) 해수담수화 시장에서 점유율을 점차 높여나가는 추세이다(Global Water Intelligence, 2016). 기존 증발법 대비 RO 공정의 경제성이 우수하지만 농도가 높은 원수의 삼투압보다 높은 기계적인 압력이 필요하므로 여전히 에너지 소비량은 높은 편이다. RO 공정의 에너지 소비량을 저감하기 위해 에너지 회수 장치(energy recovery device; ERD)를 도입해 에너지 소비량은 4.0 kWh/m³까지 감소하였으며, 공정 최적화를 통해 2.0-3.5 kWh/m³수준으로 감소한 상태이나 현재 기술적으로 정체현상을 겪고 있으며 이를 낮추기 위한 연구를 지속적으로 수행하고 있다(Elmelech and Phillip, 2011; Dashtour and Al-Zubaidy, 2012; Lee et al., 2019).

RO 공정은 담수생산 시 원수의 삼투압보다 높은 압력을 필요하므로, 원수의 삼투압을 낮춰 에너지를 저감할 수 있다(Voutchkov 2018). RO 공정 원수의 삼투압을 낮추기 위해서는 원수를 희석하는 방법이 가장 효과적이지만, 희석을 위해서는 담수가 필요하므로 에너지를 적게 소모하면서 담수를 생산하기 위해 추가적인 담수가 필요한 아이러니한 상황이 발생할 수 있다. 이러한 문제를 해결하

면서 RO 공정의 원수를 회석시키기 위한 방법으로 정삼투(forward osmosis; FO) 공정이라는 개념을 적용하는 방법이 있다(Kim et al., 2016; Kim et al., 2019). FO 공정은 반투과성 막을 사이에 두고 농도가 낮은 원수(feed solution; FS)와 농도가 높은 유도용액(draw solution; DS)이 흐를 때, 삼투압만을 구동력으로 FS의 물을 DS쪽으로 투과시켜 DS 농도를 회석시키는 공정이다(Attarde et al. 2015; Attarde et al. 2016, Lotfi et al., 2015). FO 공정의 구동력은 삼투압차이를 구동력으로 사용하기 때문에 RO 공정 대비 아주 적은 에너지로 고농도의 용액을 회석할 수 있다는 장점이 있다(Lee et al., 2016). 그래서 RO 공정 원수를 회석하기 위해 FO 공정을 적용하는 FO-RO 융합공정이라는 개념이 제안되어 연구 중이다(Sohn et al., 2018).

FO-RO 융합공정에서 FO 공정의 FS와 DS를 어떤 물질로 사용하는지에 대한 연구는 다양한 물질에 대해서 활발하게 연구되어지고 있지만, 본 연구에서는 각각 하수처리수와 해수를 사용한다고 전제하여 진행하였다. 하수처리수를 FS로 사용하면 지표수에 방류되는 (즉, 사용하지 않고 버려지는) 수자원을 사용하는 것이기 때문에 앞서 언급한 담수를 생산하기 위해 담수를 사용하는 상황을 피할 수 있다. 그리고 DS인 해수도 회석하여 RO 공정의 에너지소모량을 저감할 수 있으므로 장점을 더욱 극대화 할 수 있다. 하지만 여기서 하수처리수를 사용하는 부분이 수질 관점에서 위해요소가 될 수 있다는 부분을 고려할 필요가 있다. Ghernaout(2018)에 따르면 싱가포르에서 RO 공정을 통해 하수처리수를 직접 음용할 수 있도록 제조하여 World Health Organization drinking water standards를 만족한 사례가 있다. 그리고 나미비아에서도 마찬가지로 RO 공정으로 하수처리수를 처리하여 EU에서 제시하는 음용수 수질을 만족시킨 후 수도인 빈트후크(Windhoek) 전체수돗물의 35% 정도의 용량을 공급해 직접 음용한 사례도 있어 수질에는 문제가 없을 것으로 예상된다. 이처럼 RO 공정만으로도 하수처리수를 활용하여 먹는물수질기준을 만족할 수 있다. 본 연구에서 다루는 FO-RO 융합공정은 RO

막과 제거율이 비슷한 FO막이 추가되어 이중으로 이물질들을 걸러주기 때문에 단독 RO 공정 대비 수질은 더 좋을 것으로 예상된다. 그러나 하수처리수를 사용하기 때문에 생산수 수질이 음용기준을 만족하더라도 현재 국내 수도법상 음용이 불가능하므로 공업용수 등과 같은 산업 분야 등에 적용해야 한다는 아쉬운 측면도 있다. 하지만 다른 관점에서 본다면 FO-RO 융합공정은 하수재이용과 해수담수화를 동시에 진행할 수 있다는 장점도 있다. 그리고 Jeon et al.(2016)에 의하면 FO-RO 융합공정을 적용하면 이론상으로 RO 공정에 필요한 에너지를 1.86 kWh/m^3 (1,000 m^3/d 규모, 25°C 기준)까지 저감할 수 있다는 연구결과가 있으며, 국내에서는 국가연구과제로 FO-RO 융합공정 1,000 m^3/d 파일릿 플랜트 건축 및 운영을 성공적으로 수행하여 그 우수성을 입증한 사례도 있다(송병훈, 2019).

이처럼 FO-RO 융합공정은 에너지 소모량 저감 측면에서 기대치가 높다. FO-RO 융합공정이 단독 RO 공정 대비 에너지를 저감할 수 있다는 점은 분명하지만, FO-RO 융합공정에서 간과하고 있는 부분이 있다. 바로 FO 공정 도입을 위한 건설이 추가되므로 이에 따라 탄소배출량이 부가적으로 발생한다는 점이다.

최근 지구온난화 문제가 심각해지고 있으며, 국내에서도 2015년 1월부터 탄소배출권 제도 도입과 같이 탄소배출량 저감을 위해 다양한 방법들이 거론되고 있다. 이러한 시대 흐름에 맞춰 탄소배출량 평가의 중요성도 높아지고 있으므로(Fane, 2018) 에너지소모량 저감에 따라 감소되는 탄소배출량과 추가 건설에 의해 증가되는 탄소배출량에 대한 평가가 필요하다(최재순, 2016).

FO-RO 융합공정에서 FO 공정 건설을 고려하여 탄소배출량을 분석한 문헌조사를 실시한 결과, FO-RO 융합공정의 탄소배출량 분석에 대한 선행연구사례는 없는 것으로 조사되었다. 선행연구사례가 없는 이유는 FO 공정 자체가 RO 공정에 비해 최신 공정이며 이를 융합한다는 개념이 제안된 시점도 10년이 채 되지 않기 때문인 것으로 보인다. 하지만 앞서 언급했듯이 탄소배출량 문제는 환경에

큰 영향을 미치고 이를 처리하기 위한 추가 비용도 고려해야 한다.

FO 공정의 에너지소모량과 탄소배출량 계산을 위해서는 FO 공정 설계가 가능해야 한다. 그 이유는 설계 조건에 따라 막 모듈 개수와 압력, 유량 등이 변하고 이에 따라 에너지소모량과 건설규모도 달라지기 때문이다. 하지만, 각 제조사에서 상용 설계 프로그램을 무료로 제공하고 있는 RO 공정과는 달리 FO 공정은 개발 초기 단계이고 상용화 모듈 종류도 RO 공정에 비해 매우 적어 상용 설계 프로그램이 없는 실정이다(전종민 등, 2019).

앞서 언급했듯이 FO 모듈 성능 예측 결과는 건설규모나 에너지 계산에 아주 큰 영향을 미치기 때문에 FO-RO 융합공정을 실제로 적용하기 위해서는 FO 모듈 성능 예측이 매우 중요하며 이에 대한 연구가 활발하게 진행되어 오고 있다. Xue et al.(2016)은 실험실 규모의 FO 모듈에서 막면적을 증가시켜 FO 모듈 모델을 개발하였다. Attarde et al.(2015)은 FO 모듈 모델을 구축하고 와권형 FO 모듈 실험 결과 값과 비교하였다. Shon et al.(2018)은 와권형 FO 모듈 모델을 구축하고 이를 소프트웨어화하였다. 이렇듯 여러 연구자들에 의해 지속적으로 연구되고 있지만, 아직 상용 프로그램은 없다.

본 연구에서는 FO 모듈 모델을 구축하고 실험 결과 값을 활용하여 모델의 정확도를 향상시킨 후 FO 공정 설계를 진행하여 에너지소모량을 계산한 후 이를 기반으로 탄소배출량 분석을 진행하고자 한다.

1.2 연구내용 및 구성

본 연구의 목적은 “해수담수화 분야에서 FO-RO 융합공정 적용 시 에너지소모량과 탄소배출량 분석”이다. 본 목적을 달성하기 위한 구체적인 연구 내용과 구성을 간략히 정리하면 다음과 같다.

(1) 문헌 연구

본 연구에서 문헌 연구는 크게 3가지로 분류하여 진행하였다. 첫 번째는 FO-RO 융합공정에 대한 내용을 메커니즘, 사례 등을 포함하여 정리하였다. 두 번째는 FO 모델에 대한 문헌 연구로 FO 모델을 개발하기 위한 이론적 배경과 FO 모델 개발 사례 등을 포함하여 정리하였다. 세 번째는 탄소배출량에 대한 문헌 연구로 탄소배출량의 중요성과 막여과 분야에서 탄소배출량 평가를 진행한 내용들을 정리하였다.

(2) 정삼투 모듈 모델 개발

‘연구배경 및 목적’에서 언급했듯이 본 연구를 진행함에 있어 FO 모듈 모델은 필수적이다. 그래서 본 연구에서는 FO 모듈 모델을 어떻게 개발하였으며, 예측 성능을 높이기 위해 어떠한 과정들을 진행했는지 정리하였다. 간략하게 정리하자면, FO 막면적을 고려하지 않으면서 막의 내외부에서 일어나는 현상에 대한 수식으로 모델을 만든 후 이를 막면적을 고려하여 모듈의 성능을 예측할 수 있도록 물질평형 등을 활용한 수식을 적용하여 모델을 업그레이드하였다. 그리고 실제 모듈 실험 데이터와 모델의 예측 데이터를 비교하면서 예측성능을 높이기 위해 영향인자 분석한 후 영향인자를 활용해서 fitting 과정을 추가하여 최종 모델을 개발하였다.

(3) 에너지소모량 계산 및 탄소배출량 분석

앞서 개발한 FO 모듈 모델을 기반으로 FO 설계 프로그램을 개발하였다. 개발한 FO 설계 프로그램과 RO 막제조사에서 제공되는 상용 RO 설계 프로그램을 활용하여 정량적인 에너지소모량을 계산하고 에너지소모량에 따른 탄소배출량을 계산하였다. 그리고 RO와 FO 공정 플랜트 건설 시 발생하는 탄소배출량도 문헌연구를 통해 조사하여 계산하였으며 이를 활용하여 단독 RO 공정과 FO-RO 융합공정의 탄소배출량을 비교 분석하였다.

제2장 문헌연구

2.1 정삼투-역삼투 융합공정

2.1.1 정삼투 및 역삼투 현상

Fig 2.1은 FO 현상과 RO 현상의 모식도이다(Wilbert et al., 1998). FO 현상이란 반투과성막으로 분리된 농도가 다른 두 용액사이에서 용매가 반투과성막을 투과하여 농도가 낮은 용액에서 높은 용액쪽으로 이동하는 현상을 말한다. 이 때 용매가 이동하는 구동력은 용질의 농도차에 의한 용액의 압력차이로 이를 삼투압(osmotic pressure)이라고 한다. RO 현상은 용액에 삼투압 이상의 기계적인 압력을 가해 물속에 용해된 용질을 반투과성막을 통해 분리 제거하는 과정으로 정의할 수 있다.

RO와 FO 현상을 적용한 공정을 각각 RO 공정, FO 공정이라고 하며 더 자세한 내용은 RO 공정은 2.1.2절, FO 공정은 2.1.3절에서 다루기로 한다.

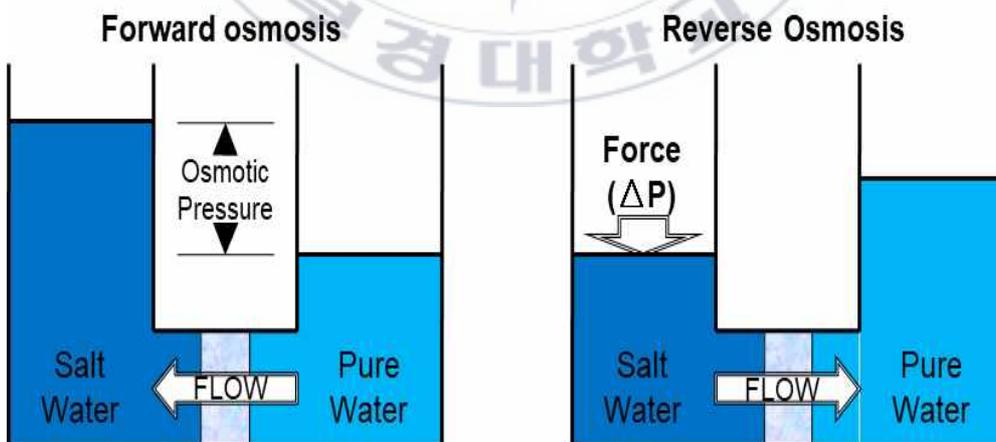


Fig. 2.1 Schematic diagram of forward osmosis and reverse osmosis.

2.1.2 해수담수화 분야에서 역삼투 공정 에너지 저감

서론에서 언급했듯이 RO 공정은 증발법 대비 우수한 생산수질과 경제성으로 해수담수화 시장을 점유하고 있다. RO 공정을 이용한 해수담수화는 해수의 삼투압 때문에 RO 공정에서 높은 압력이 요구되므로 에너지소모량이 높다. RO 공정에서 에너지 비용은 담수 생산단가의 54% 이상을 차지하여 전체 플랜트 운영에 매우 큰 영향을 주는 인자로 에너지소모량을 저감하기 위한 다양한 연구가 진행되고 있다(Akashah et al., 1987). 본 절에서는 해수담수화의 이론 및 종류와 RO 공정의 기존 에너지 저감 방법에 대해서 알아보려고 한다.

가. 해수담수화

해수담수화란 생활용수나 공업용수로 직접 사용하기 힘든 해수로부터 염을 포함한 용해물질들을 제거하여 음용수, 생활용수, 공업용수 등을 생산하는 과정을 말한다. 해수담수화는 부족한 수자원의 대체 자원으로 물 부족 문제를 해결할 방안으로 각광받고 있다.

해수담수화 방법은 크게 기본원리에 따라 분류되는데 열원을 이용하여 해수를 가열하고 발생한 증기를 응축시켜 담수를 얻는 증발법과 삼투현상을 역으로 이용하여 해수를 반투막을 통과시켜 담수를 생산하는 RO 공정이 해수담수화의 대표적인 방식이다. 열원을 이용하는 증발법은 다단증발법(multi-stage flash: MSF)과 다중효용법(multi-effect distillation: MED)으로 구분된다. 이외에도 결정화법, 이온교환막법, 용제추출법, 가압흡착법 등이 해수담수화에 적용되고 있으나, 현재 상용화된 해수담수화 방식은 다단증발법, 다중효용법, RO 3가지 기술이며, 다단증발법 또는 다중효용법과 RO를 융합하여 담수를 생산하는 방식이 적용되는 경우도 있다(박광규, 2008).

(1) 다단 증발법

다단 증발법은 순간적으로 증기를 방출하는 방법을 활용하여 해수를 증기로 만들어 준 후에 응축시켜 담수를 생산하는 방법이다. 다단 증발법은 1960년대에 개발되었으며, 2~3개의 단을 갖는 방식으로 막여과 공정 개발 이전 시대에 널리 사용되는 해수 담수화 방법 중 하나가 되었다. 증발법의 방식에 따라 규모와 생산비용에 차이가 있어 용도에 맞는 선택이 필수적이다. 최초의 증발법 해수 담수화 플랜트는 1960년대 쿠웨이트에 건설된 4,000 m³/d 용량의 플랜트가 시초이다. 증발법은 막여과 공정에 비하여 순도가 높은 담수를 생산할 수 있다. 하지만 단위 생산수량당 에너지 소비량이 높아 비교적 에너지 가격이 낮은 중동지역에 집중되어 사용되고 있으며 해수에 포함된 무기 이온들때문에 스케일이 발생하여 열에너지 전달 효율을 감소시키는 문제점이 있다(Alkaisi et al., 2017).

(2) 다중효용법

다중효용법은 다단증발법과 유사한 방법으로, 관 내에서 응축하는 수증기와 관 외부를 흐르는 염수 간의 잠열 교환에 의한 증발과 용기 내의 압력을 낮추는 원리를 이용하는 방법이다. 다중효용법 설비에서 예열기를 통하여 가열된 해수는 각 반응관의 관 다발 위에 분무되어 관 내를 흐르는 스팀에 의하여 끓는점까지 가열되고 관 다발 위에 분무된 해수는 얇은 막의 형태로 관 외벽을 흘러 열교환 효율을 증대시키며 증발이 빠르게 진행된다.

(3) 역삼투 공정

RO 공정은 해수의 이온물질을 분리하기 위해 해수의 삼투압보다 높은 42~80 bar의 기계적 압력을 가하여 담수를 생산하는 기술이

다. RO 공정은 기존 증발법 대비 에너지 소비량이 적어 해수담수화 공정 중 널리 사용되고 있다.

나. 역삼투 공정의 물질균형

공정의 물질균형(mass balance)이란 유입 및 유출되는 유량과 농도의 질량 사이에 이루어지는 균형으로 공정을 이해하기 위해 참고할 수 있는 간편한 개념이다. Fig. 2.2는 RO 공정의 물질균형을 나타낸 그림이다.

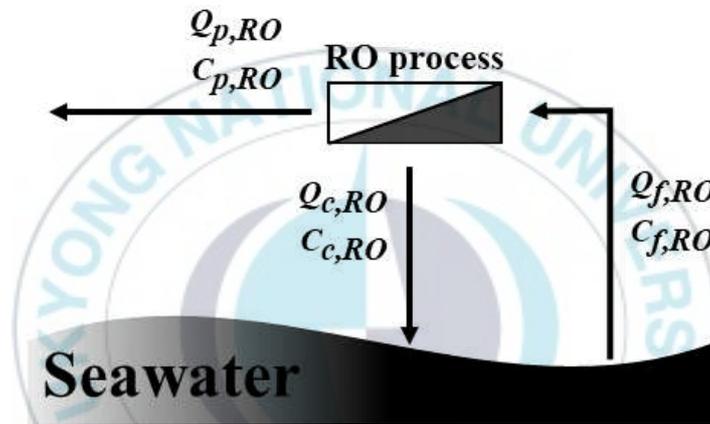


Fig. 2.2 Schematic of the RO system.

Notes: Q : flow rate; C : TDS(total dissolved solid) concentration; f : feed; p : permeate; c : concentration

앞서 언급했듯이 RO 공정은 RO 현상을 적용한 공정이다. Alkansi et al.(2017)에 따르면 여러 해수담수화 공법 중 약 62%의 비율(Fig. 2.3 참조)을 차지하여 해수담수화 분야에서 지배적인 공법이라고 할 수 있다.

RO 공정은 용액에 삼투압 이상의 기계적인 압력을 가해 물속에 용해된 용질을 반투과성막을 통해 분리 제거하는 것으로 물질 균형을 식 (2.1)과 같이 나타낼 수 있으며 원수량(Q_f)에 대한 생산수량(Q_p)의 비율을 나타낸 회수율(r)은 식 (2.2)와 같이 나타낼 수 있다. 식 2.1에서 Q 와 C 는 각각 유량과 농도를 나타내며 소문자 f , p , c 는 각각 원수, 생산수, 농축수를 나타낸다.

$$Q_f C_f = Q_p C_p + Q_c C_c \quad (2.1)$$

$$r = \frac{Q_p}{Q_f} \quad (2.2)$$

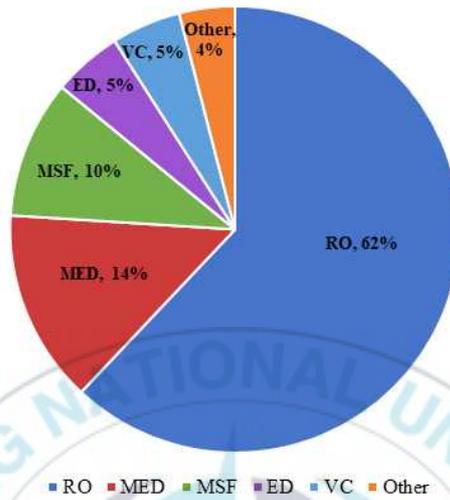


Fig. 2.3 The contribution of each desalination process to water production (Alkaiasi et al., 2017).

Notes: RO(reverse osmosis); MED(multi-effects distillation); MSF(multi-stage flashing); ED(electro-Dialysis); VC(vapour compression)

다. 에너지 회수장치를 활용한 에너지 저감

ERD는 RO 공정에서 발생하는 농축수의 고압에너지를 회수하여 원수에 전달하는 장치로 기존 RO 공정에서 발생하는 에너지소모량을 저감할 수 있는 기술이다(이병준, 2012). ERD 개발 초기에는 원수 펌프에 농축수의 고압을 전달하는 방식을 이용하는 turbine type이 일반적이었으나 수리학적 에너지를 기계적 에너지로 전환한 후 다시 수리학적 에너지로 전환하여 효율이 좋지 않았다. 최근에는 에너지 전달 효율을 크게 높인 isobaric type의 ERD 시장을 점유하고 있는 추세이다(윤종섭, 2005).

(1) Isobaric type ERD

Isobaric type의 ERD는 원통형 회전자가 유체의 압력을 다른 유체로 직접 전달하는 방식이다. 고압의 농축수가 유입되면 회전자가 초당 20회 정도의 속도로 회전하면서 농축수의 에너지를 약 97-98% 효율로 원수에 전달한다. 에너지 효율은 높지만, 고압의 농축수가 회전자의 윤활수로 사용되면서 농축수와 원수가 혼합되므로 미세하게 원수 농도가 상승된다는 단점이 있다.

(2) Turbine type ERD

Turbine type의 ERD는 고압의 농축수가 농축수 부분의 임펠러를 회전시키면 원수 부분의 임펠러가 회전되면서 압력을 전달하는 방식으로 앞서 소개한 isobaric type에 비해 효율이 낮은 것으로 알려져 있다(윤종섭, 2005).

라. 회수율 증가를 통한 에너지 저감

RO 공정에서 회수율은 생산수량에 원수량을 나눈 값으로 회수율을 증가시킨다는 의미는 생산수량이 동일한 경우 원수량을 감소시킨다는 의미로 볼 수 있다. 원수량이 감소하면 취수와 전처리를 위한 시설 설비 등의 규모가 줄어 에너지소모량이 저감된다. 하지만, 원수량이 감소된 상태에서 회수율을 높이기 위해서는 RO 막모듈 내에서 투과수량을 높여야 하므로 더 높은 운전압력이 필요하다. 그리고 회수율을 높이기 위해 RO 막모듈 내 투과수량을 높이면 막 오염 발생을 가속화 할 수 있기 때문에 무작정 회수율을 높일 수도 없다. 그리고 RO 공정 전체 에너지소모량 중 고압펌프 에너지소모량이 차지하는 비율이 71%로 취수, 전처리 등 공정에서 에너지소모량이 저감되더라도 에너지소모량 저감 측면에서 큰 효과를 볼 수 없다(Voutchkov, 2018).

마. 인버터 조절을 통한 에너지 저감

RO 공정 에너지소모량 중 가장 높은 비율을 차지하고 있는 고압 펌프에 인버터를 부착하여 에너지를 절감할 수 있는 방법이 있다. 인버터는 펌프의 회전수를 조절할 수 있는 장치이며, 인버터 조절을 통해 필요한 압력만큼만 가압을 시켜주는 방법으로 운전을 하여 에너지를 절감할 수 있다. 선행연구에 의하면 농축수 후단의 제어 밸브를 활용하여 압력을 조절하는 경우보다 인버터를 활용하는 경우가 약 37%의 에너지를 절감할 수 있다고 알려져 있다(Kim et al., 2002). 하지만 인버터 조절을 통한 에너지소모량 저감은 고압 펌프의 에너지소모량 상승을 늦춰주는 것으로 본질적인 에너지소모량 저감 방법이라고 할 수 없다.

2.1.3 정삼투 공정 적용을 통한 에너지 저감

2.1.2절에서는 RO 공정에서 에너지소모량 저감을 위한 방법들에 대해서 알아보았다. 본 절에서는 FO 공정을 적용하여 RO 공정에서 에너지소모량을 저감하는 방법인 FO-RO 융합공정에 대한 내용을 다루고자 한다.

가. 정삼투 공정

FO 공정은 분리막을 사이에 두고 고농도 용액인 유도용액(draw solution; DS)과 저농도 용액인 원수(feed solution; FS)가 흐를 때, FS와 DS의 삼투압차를 구동력으로 하여 저농도 용액의 용매가 고농도 용액으로 투과되는 공정으로 RO 공정에 비해 상대적으로 에너지소모량이 낮고 fouling의 영향이 낮다는 장점이 있다. 이러한 장점 덕분에 최근 FO 공정은 하수처리나 담수화와 같은 수처리 분야뿐 아니라 식품 공정 등과 같은 다양한 분야에 적용하고 이를 상용화하기 위한 연구가 진행되고 있다(Cath et al., 2006).

나. 정삼투-역삼투 융합공정

서론에서 언급했듯이 RO 공정의 에너지 저감을 위한 방법으로 RO 공정의 원수인 해수를 희석하는 방법이 있다. 해수를 희석하면 삼투압이 낮아지므로 에너지 저감을 위한 효과적인 방법은 맞지만, 해수를 희석하기 위해서는 담수가 필요하다. 즉, 담수 생산을 위해 담수를 사용해야한다는 모순이 생긴다. 이러한 부분을 해결하기 위한 방안으로 FO 공정을 도입하여 하수처리장에서 방류기준을 만족하여 방류되는 하수처리수를 FO 공정의 원수로 사용하고 해수를 FO 공정의 유도용액으로 사용하여 해수를 희석하는 것이다(Fig. 2.4). 하수처리수를 사용하는 부분이 위해가 될 수도 있지만, FO 공정과 RO 공정을 거치면서 다중으로 여과되기 때문에 수질의 안정성이 높다는 장점도 있다.

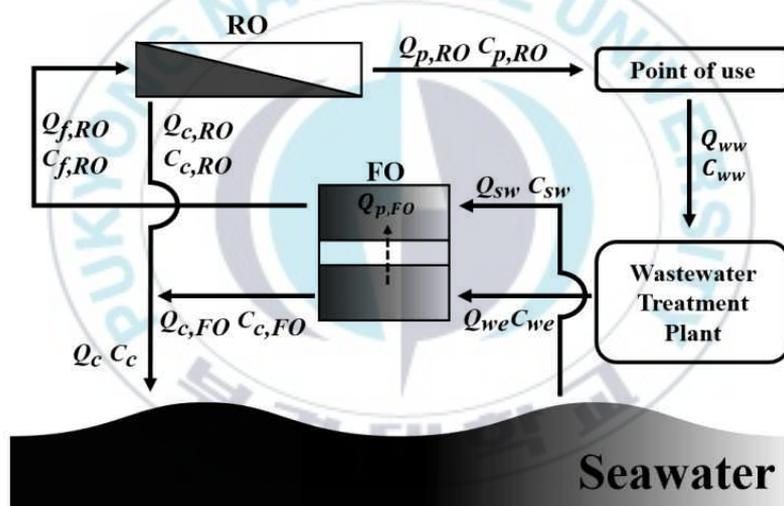


Fig. 2.4 Schematic of the FO-RO hybrid system (Jeon et al., 2016).

Notes: Q : flow rate; C : TDS(total dissolved solid) concentration; f : feed; p : permeate; c : concentration; sw : seawater; ww : wastewater; we : WWTP(wastewater treatment plant) effluent.

위에서 언급했듯이 FO 공정을 도입하여 하수처리장에서 방류기준을 만족하여 방류되는 하수처리수를 FO 공정의 원수로 사용하고 해수를 FO 공정의 유도용액으로 사용하여 해수를 희석해서 RO 공

정의 원수로 활용해서 RO 공정의 에너지소모량을 감소시키는 공정을 FO-RO 융합공정이라고 한다. RO 공정으로 유입되는 원수의 유량과 농도는 아래 식과 같이 나타낼 수 있다.

$$Q_{f,RO} = Q_{sw} + Q_{p,FO} \quad (2.3)$$

$$C_{f,RO} = C_{sw} \times \frac{Q_{sw}}{Q_{f,RO} (= Q_{sw} + Q_{p,FO})} \quad (2.4)$$

여기서 $Q_{p,FO}$ 의 농도는 FO 막에 의해 염이 걸러지기 때문에 거의 순수한 물이라고 볼 수 있다. 그러므로 RO 공정의 원수농도가 낮아지게 되고 이로 인해 RO 공정의 에너지소모량이 감소되는 것이다.

다. 정삼투-역삼투 융합공정 선행연구 및 실증 사례

FO-RO 융합공정은 최신공정으로 국내에서는 세계에서 유일하게 생산수량 1,000 m³/d 규모의 실규모플랜트를 보유하고 있으며, 국내외 다수의 연구진들에 의해 FO-RO 융합공정 연구가 진행되고 있다. 아래에는 국내외에서 연구된 FO-RO 융합공정에 대한 선행연구 및 실증 사례들을 정리한 것이다.

(1) 정삼투-역삼투 융합플랜트 기술개발

Sohn et al.(2018)은 FO 공정 원수와 유도용액을 각각 하수처리수, 해수를 사용하는 FO-RO 융합공정 연구를 통해 생산수량 1,000 m³ 규모의 실증플랜트를 목표로 하였으며 2019년에 실증플랜트는 설치 완료된 상태이다. 해당 연구에서는 에너지소모량을 2.5 kWh/m³을 목표로 하였으며 목표는 달성한 것으로 보고되었다. 그 외 실증플랜트 운영 시 고려해야 되는 전처리, fouling 현상 등 플랜트 운영을 원활하게 진행하기 위한 연구들도 병행하여 진행하였다.

(2) An optimal design approach of forward osmosis and reverse osmosis hybrid process for seawater desalination

Jeon et al.(2016)은 RO 공정의 회수율과 FO 공정의 투과수량을 조절하면서 FO-RO 융합공정에서 최적의 조건을 찾는 연구를 시뮬레이션을 통해 수행하였다. Fig. 2.5는 FO 공정의 투과수량($Q_{p,FO}$)에 따른 RO 공정의 회수율(r_{RO})과 에너지소모량(E_{RO})를 나타낸 그림이다. FO 공정 부분에서는 단순히 투과수량만 높이면서 물질균형을 통해 RO 공정 원수의 농도를 결정하였고 RO 공정은 RO막 제조사에서 제공하는 공정 설계 프로그램으로 설계하였다.

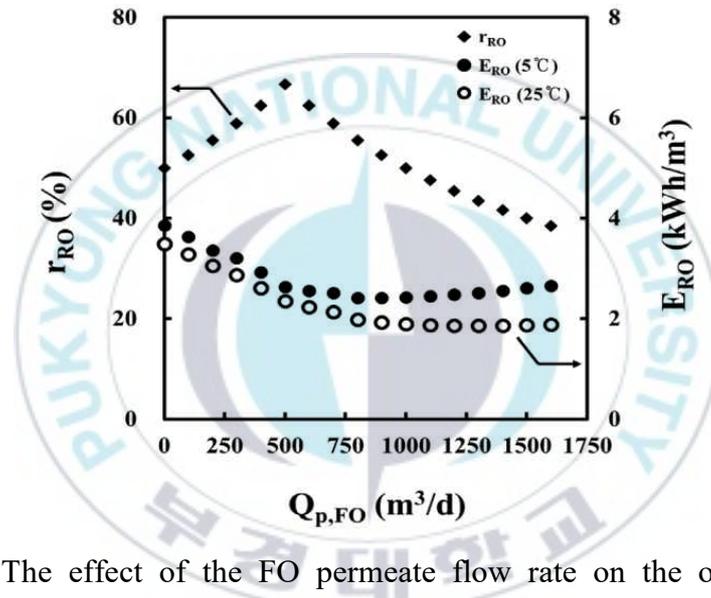


Fig. 2.5 The effect of the FO permeate flow rate on the optimal RO recovery and the RO energy consumption(Jeon et al., 2016).

Fig. 2.5에서 볼 수 있듯이 FO 공정 투과수량($Q_{p,FO}$)은 0에서 1,600 m³/d까지 변동시키고 RO 공정 회수율은 38.3–66.7%로 변동시키면서 RO 공정 에너지소모량을 확인하였다. RO 공정 에너지소모량 계산 시 온도는 5, 25 °C 두 가지 경우를 고려했으며, 5 °C일 때 RO 공정 에너지소모량 범위는 2.41–3.86 kWh/m³이고 25 °C일 때는 1.86–3.49 kWh/m³으로 계산되어 최소 에너지소모량은 1.86 kWh/m³ 이다.

(3) Comparison between Forward Osmosis-Reverse Osmosis and Reverse Osmosis processes for seawater desalination

Altaee et al.(2014)은 FO-RO 융합공정을 통한 해수담수화 진행 시 FO 공정의 유도용액 종류를 변동시키면서 성능을 확인하는 연구를 시뮬레이션을 통해 수행하였다. 유도용액은 NaCl과 MgCl₂를 사용하였으며 시뮬레이션은 위 연구를 진행한 연구진들이 자체 개발한 프로그램을 사용하였다. Fig. 2.6은 유도용액의 종류와 농도별로 RO 회수율 변화(%Re)에 따른 전체 에너지소모량(Est)과 FO 공정 에너지소모량의 비율(%Es-FO)을 나타낸 것이다. FO-RO 융합공정에서 RO 공정의 에너지소모량은 회수율에 따라 약 3-11 kWh/m³의 범위로 계산되었으며 FO 공정의 에너지소모량이 FO-RO 융합공정 전체 에너지소모량에서 차지하는 비율은 2-4%로 계산되었다.

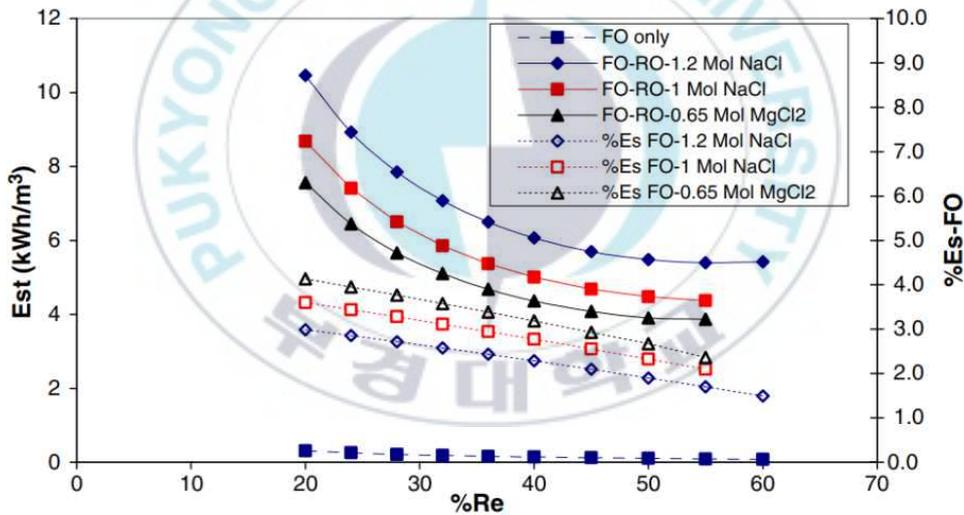


Fig. 2.6 Energy in RO and FO-RO hybrid systems at different recovery rates (Altaee et al., 2014).

(4) Indirect desalination of Red Sea water with forward osmosis and low pressure reverse osmosis for water reuse

Yangali-Quintanilla et al.(2011)은 FO 공정 원수와 유도용액을 각

각 하수처리수, 해수를 사용하는 FO-RO 융합공정 에너지소모량을 시뮬레이션을 통해 연구하였으며, 랩스케일 실험을 통해 FO 막의 오염 진행에 대한 평가와 세척 후 오염에 대한 회복정도를 연구하였다. 시뮬레이션을 통해 RO 공정 에너지를 2.5 kWh/m³까지 감소시킬 수 있는 것으로 계산되었다. 사용된 FO 막 면적은 139 cm²으로 랩스케일 실험을 14일 동안 진행한 결과 FO 막에서 막오염은 거의 발생하지 않았으며 공기세척(air scouring)을 통해 초기 FO 공정 투과수량 대비 98.8%를 회복할 수 있다는 결과를 보여줬다.

(5) An optimization strategy for a forward osmosis-reverse osmosis hybrid process for wastewater reuse and seawater desalination: A modeling study

Seo et al.(2019)은 FO 공정 원수와 유도용액을 각각 하수처리수, 해수를 사용하는 FO-RO 융합공정에서 다양한 변수에 따라 변경되는 결과들을 모델링을 통해 연구하였다. FO 막모듈로 유량이 유입된 후 운전이 진행된 길이(즉, FO 모듈 길이 또는 개수; distance from FO inlet), RO 막모듈로 유량이 유입된 후 운전이 진행된 길이(즉, RO 모듈 길이 또는 개수; distance from RO inlet) 변화에 따른 플럭스, 농도 변화를 시뮬레이션 하였다. 그리고 RO 공정 압력을 변경하면서 최소 에너지소모량(1.37 kWh/m³)을 계산하였다.

(6) Hybrid forward osmosis-reverse osmosis for wastewater reuse and seawater desalination: Understanding the optimal feed solution to minimise fouling

Volpin et al.(2018)은 FO 공정 원수와 유도용액을 각각 하수처리수, 해수를 사용하는 FO-RO 융합공정에서 FO 막오염(fouling)에 대한 연구를 진행하였다. 원수를 변경하면서 FO 랩스케일 실험을 진

행하여 물질 별 성능에 미치는 영향을 분석하였다. 원수는 DI water (deionized water), 1차 하수처리수, 2차 하수처리수 등을 활용하였다.

2.2. 정삼투 공정 모델

FO 공정의 수투과플럭스(J_w)와 염투과플럭스(J_s)를 예측할 수 있는 모델을 FO 공정 모델이라고 한다. J_w 와 J_s 는 각각 단위막면적당 물과 염이 막을 투과하는 속도이다. Kim et al.(2014)에 따르면 FO막의 성능인자인 수투과도(water permeability, A), 염투과도(solute permeability, B), 지지층의 염확산 저항성(solute resistivity for diffusion, K_{ICP})값들과 농도분극 현상에 대한 수식으로 J_w 와 J_s 를 예측할 수 있다고 알려져 있다. 본 절에서는 FO막의 성능인자와 농도분극 현상에 대한 수식으로 FO 공정 모델 개발 방법에 대한 내용을 다루도록 한다.

2.2.1. 농도분극 현상

농도분극 현상(concentration polarization)은 FO막의 내외부에서 발생하는 내부농도분극현상(internal concentration polarization; ICP)과 외부농도분극현상(external concentration polarization; ECP)으로 나눌 수 있다. FO 공정에서 농도분극 현상은 저농도 용액이 막을 투과하면서 막 표면상에서 막에 의해 저지된 용질이 축적되어 발생하는 분극현상과 고농도 용액 속의 용질이 확산에 의해 원수 측으로 투과하여 FO 공정의 구동력인 삼투압 차이를 감소시키는 현상을 말한다. 즉, 저농도 용액과 고농도 용액의 농도차(즉, 삼투압 차이)를 구동력으로 하는 FO 공정에서 농도분극 현상은 매우 중요한 요소라고 할 수 있다.

Fig. 2.7은 FO막의 ICP와 ECP의 개념을 나타낸 그림이다. c_1 과 c_5 는 초기 FS와 DS의 농도를 나타내며, ECP의 영향을 고려한 c_2 와

c_4 는 원수와 맞닿은 활성층(active layer) 표면 및 유도용액과 맞닿은 지지층(support layer) 표면의 농도를 나타낸다. c_3 은 활성층과 지지층이 만나는 부분에서 ICP의 영향을 반영한 농도이다. $\Delta\pi_a$ 는 초기 FS와 DS 농도로 인한 삼투압차를 의미하며, $\Delta\pi_{eff}$ 는 활성층의 양쪽 표면사이의 삼투압차를 의미한다.

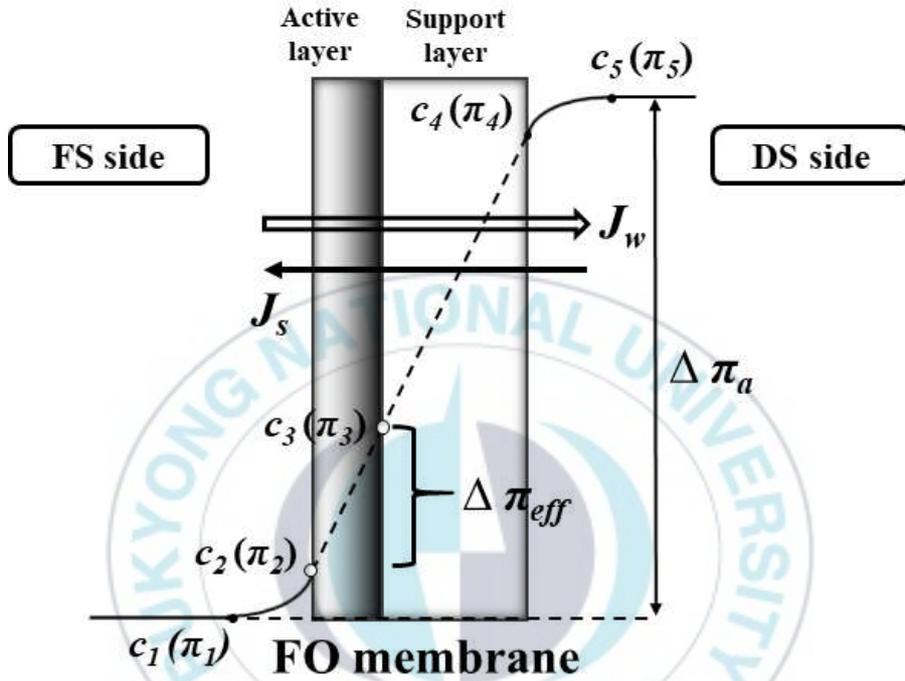


Fig. 2.7 Schematic diagram of concentration polarization effect across FO membrane(Loeb et al., 1997).

원수가 활성층에 닿았을 때 ICP의 영향은 다음과 같은 수식으로 표현할 수 있다(Loeb et al., 1997).

$$K_{ICP} = \frac{1}{J_w} \ln \frac{B + A\pi_{c_4}}{B + J_w + A\pi_{c_2}} \quad (2.5)$$

J_w 는 물리적인 가압이 없다면 $A(\pi_{c_3} - \pi_{c_2})$ 로 나타낼 수 있으므로 화학적 삼투압차만을 이용한 정삼투 운영조건에서의 염확산 저항

성(K_{ICP})은 다음 수식과 같이 얻어진다.

$$K_{ICP} = \frac{1}{J_w} \ln \frac{B + A\pi_{c_4}}{B + A\pi_{c_3}} \quad (2.6)$$

Cath et al.(2006)에 의하면 K_{ICP} 는 다음 수식으로도 표현할 수 있다.

$$K_{ICP} = \frac{t\tau}{\epsilon D_s} = \frac{S}{D_s} \quad (2.7)$$

여기서 t , τ , ϵ 는 각각 FO막의 두께, 굴곡도, 기공도를 의미하며, D_s 는 확산계수(18°C일 때 NaCl의 경우 확산계수는 $1.28 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$)이다. 그리고 S 는 지지층의 구조계수(structural parameter)로 $t\tau/\epsilon$ 으로 나타낼 수 있다. π_{c_3} 과 π_{c_4} 는 c_3 과 c_4 의 농도로 인해 발생하는 삼투압을 의미하고 농도별 삼투압은 직접 삼투압을 측정할 수도 있지만 본 연구에서는 농도별 삼투압을 알 수 있는 프로그램인 OLI Stream Analyzer software(OLI systems, Inc., Morris Plains, NJ)를 이용하여 결정하였다.

2.2.2. 정삼투막의 성능인자 도출 방법

기존의 FO막 성능인자를 결정하기 위해서는 RO 실험을 통해 수투과도(A) 값과 염투과도(B) 값을 결정하며, FO 실험으로 지지층의 염확산 저항성(K_{ICP})을 결정하였다. 그러나 기존의 RO 실험으로 A , B 값을 구하는 방법은 물리적인 가압을 통해 구하기 때문에 신뢰할만한 FO막의 성능인자를 도출하지 못할 수도 있다. 그래서 Lee et al.(2016)은 FO실험만으로 A , B , K_{ICP} 값을 구할 수 있는 방법을 제시하였고 본 문헌에서는 이 방법을 적용하여 성능인자(A , B , K_{ICP})를 도출하였다.

Lee et al.(2016)은 FO막을 가압하는 대신에 FO 실험의 수투과플럭스(J_w)와 염투과플럭스(J_s)만을 이용하여 다음 수식과 같은 최적화 문제를 풀어냄으로써 FO막의 성능을 평가하는 방법을 도출하였다.

$$\text{Minimize } f(A) = NSTD(K_{ICP}) \quad (2.8)$$

여기서 $f(A)$ 는 최적값을 찾기 위한 수투과도(A)에 대한 함수고, $NSTD(K_{ICP})$ 는 염확산 저항성(K_{ICP})의 정규화 된 표준편차(normalized standard deviation, NSTD)이다. 동일한 유도용질과 FO막을 사용했다면 K_{ICP} 값은 일정하므로 K_{ICP} 의 표준편차 값도 최소화되어야 한다. $NSTD(K_{ICP})$ 값이 최소일 때의 A 값이 FO막의 성능인자로 결정된다(Fig. 2.8 참고). 최적화 문제를 풀기 위해서는 Microsoft Excel 해 찾기 기능의 진화(evolutionary) 알고리즘을 사용하였다.

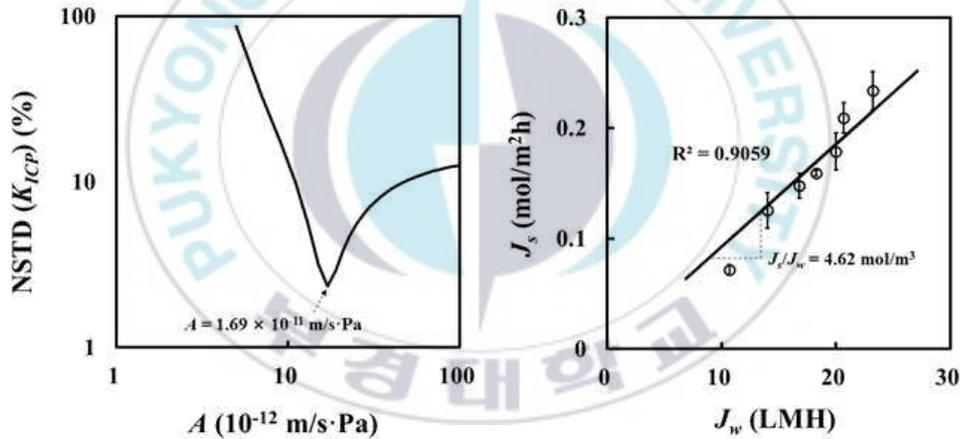


Fig. 2.8 Determination of (a) water and (b) salt permeability (Phillip et al., 2010).

이렇게 A 값이 결정되면 다음 수식을 통해 B 값을 결정할 수 있다 (Kim, 2014; Park et al., 2015; Phillip et al., 2010).

$$B = \frac{J_s}{J_w} \beta R_g T A \quad (2.9)$$

여기서 J_s/J_w 는 Fig. 2.8과 같이 실험결과 값의 기울기로 결정되고, β 는 van't Hoff 계수(NaCl의 경우 $\beta=2$), R_g 는 기체상수, T 는 절대 온도이다. 이렇게 A, B 값을 구하면 수식 2.7로 K_{ICP} 를 구할 수 있다. 이러한 과정을 다양한 DS 농도에서 실시하여 평균 K_{ICP} 를 구해서 막의 성능인자로 활용한다.

본 장에서는 막 성능인자와 농도분극 현상을 나타내는 수식으로 J_w 와 J_s 를 예측할 수 있는 모델을 만드는 방법론에 대해서 다루었다. 위에서 언급한 방법으로 FO막의 성능인자(A, B, K_{ICP})를 도출했다면 J_w 는 수식 2.9로 예측할 수 있으며, J_w 가 정해졌으므로 J_s 는 수식 2.9로 예측 값을 구할 수 있다. 본 연구에서는 막 면적을 고려하지 않고 농도분극 현상으로만 개발된 모델을 농도분극 모델이라 명명하고 이는 3.1절에서 더 자세히 다루기로 한다.

2.3. 탄소배출량

2.3.1. 탄소배출량 개요

탄소배출량이란 환경 부하의 사고 방식으로부터 화석 연료, 폐기물 등의 연소나 시멘트 제조 등에 따라 배출되는 이산화탄소의 양을 중량으로 표시한 것으로 세계적으로 탄소배출량이 확대됨에 따라 관심이 높아지고 있다. 탄소배출량을 저감시키기 위해 경제성장과 전력소비량, 탄소배출량 간의 인과관계에 대한 분석이 1990년대 후반 이후 많이 이루어지고 있는 실정이다. 특히 세계 각국 정부의 환경규제가 실시되면서 녹색성장(green growth)이 강조되어 왔다. 녹색성장이란 산업혁명 이후 경제발전의 핵심자원이었던 석탄, 석유 등과 같은 화석연료의 사용으로 인해 오염된 환경을 보호하면서 경제성장을 이루기 위한 정책 방향이다. 이처럼 탄소배출량은 세계적으로 높은 관심을 사고 있기 때문에 본 연구에서도 탄소배출량 분석을 실시하였다.

2.3.2. 막여과 공정의 탄소배출량 선행 연구 사례

앞서 언급했듯이 탄소배출량 저감을 위한 노력은 전세계적으로 관심을 가지고 있다. 본 연구는 FO-RO 융합공정이라는 새로운 막여과 공정의 에너지소모량과 탄소배출량 분석을 진행하는 것이다. 그러므로 막여과 공정의 탄소배출량에 대한 연구를 진행한 사례들을 아래와 같이 정리하였다.

(1) Reducing the environmental impacts of reverse osmosis desalination by using brackish ground water resources

Munoz et al.(2008)은 기수인 지하수를 원수로 하는 RO 공정의 탄소배출량에 대한 연구를 진행하였다. RO 공정에서 발생하는 탄소배출량을 건설부분, 에너지소비량, 세정약품 등을 고려하여 탄소배출량을 두 종류의 원수(해수, 기수인 지하수) 별로 계산하여 비교하였다. 해당 연구에서는 전 과정 평가(life cycle assessment, LCA) 방법을 적용하였으며 원수별로 탄소배출량, 에너지소모량, 농축수 농도 등 다양한 항목들에 대한 비교를 진행하였다.

(2) Calculation of carbon footprints for water diversion and desalination projects

Liu et al.(2015)은 UAE(United Arab Emirates)의 담수플랜트의 탄소배출량에 대한 연구를 진행하였다. 담수플랜트는 multi-stage flash(MSF), multiple effect distillation(MED), RO 공정으로 담수를 생산하는 3개의 플랜트에 대해서 연구를 진행하였다. 해당 연구에서는 실제로 측정된 전력량을 기반으로 에너지소모량에 대한 탄소배출량을 계산하였고, 건설에 대한 탄소배출량은 에너지소모량에 대한 탄소배출량의 10%로 가정하여 연구를 진행하였다. MSF, MED,

RO 공정에서 발생하는 총 탄소배출량은 각각 2.988, 1.280, 2.562 kgCO₂로 계산되었다.

(3) The carbon footprint of desalination(An input-output analysis of seawater reverse osmosis desalination in Australia for 2005-2015)

Heihsel et al.(2019)은 호주 내 RO 공정이 적용된 해수담수화 플랜트의 탄소배출량에 대한 연구를 진행하였다. Table 2.1과 2.2는 각각 운영 및 건설 시 발생하는 탄소배출량과 호주 내 RO 공정이 적용된 해수담수화 플랜트의 용량을 정리한 것이다. 이를 활용하여 생산수량 1 m³당 발생하는 탄소배출량은 0.55 kgCO₂/m³으로 계산되었으며, 이는 곧 RO 공정에서 발생하는 생산수량에 따른 탄소배출량이라고 할 수 있다.

Table 2.1 Carbon emission due to opex and capex of desalination in Australia

Year	CO ₂ e effects caused by capex			CO ₂ e effects caused by opex		
	Direct effect	Indirect effect	Total effect	Direct effect	Indirect effect	Total effect
	[kt CO ₂ e]			[kt CO ₂ e]		
2005	21	20	41	0	0	0
2006	50	48	99	8	5	13
2007	100	95	195	17	12	28
2008	158	141	299	19	13	32
2009	286	309	595	58	30	89
2010	375	445	820	155	62	217
2011	311	397	708	229	88	317
2012	159	216	375	544	215	759
2013	16	15	31	882	356	1239
2014	0	0	0	854	353	1207
2015	0	0	0	845	349	1193

Ref: Heihsel et al., 2019

Table 2.2 Capacity, location, award year, online year for each desalination plant

Desalination plant	Capacity [m³/d]	Location	Award year	Online year
Victorian Desalination Plant	444,000	Victoria	2009	2012
Port Stanvac	274,000	South Australia	2009	2012
Sydney Desalination Plant(Kurnell)	250,000	New South Wales	2007	2010
Kwinana	143,700	Western Australia	2005	2006
Southern Seawater Desalination plant	140,000	Western Australia	2009	2011
Sino Iron Ore Project, Cape Preston	140,000	Western Australia	2008	2012
Southern Seawater Desalination plant (expansion)	140,000	Western Australia	2011	2013
Tugun (Gold Coast)	133,000	Queensland	2006	2009
Browse downstream engineering processes	10,560	Western Australia	2011	2012
Agnes Water Integrated Water Project	7,500	Queensland	2008	2011
Bechtel Wheatstone construction	7,500	Western Australia	2012	2012
Onslow	7,500	Western Australia	2013	2013
Gorgon	7,000	Western Australia	2010	2012
Curtis LNG Project	5,000	Queensland	2010	2011
Jabiru	5,000	Northern Territory	2006	2007
Bechtel Wheatstone compaction	4,500	Western Australia	2011	2012
Onslow	4,500	Western Australia	2013	2013
Onesteel Whyalla Plant	4,100	South Australia	2010	2011
Penrice	4,050	South Australia	2005	2006
Forescue Metals Group Port Headland	4,000	Western Australia	2011	2012

Ref: Heihsel et al., 2019

제3장 정삼투 모듈 모델 개발

본 연구의 목적은 정삼투-역삼투 융합공정의 에너지소모량과 탄소배출량을 계산하여 RO 단독공정과 비교분석하는 것으로 FO 모듈 성능을 예측할 수 있는 모델이 필수적이다. 서론에서 언급했듯이 FO 모듈 모델 연구를 진행하고 있지만, FO 공정 설계에 사용할 수 있도록 공개된 모델은 아직 존재하지 않으므로 자체적으로 FO 모듈 모델을 개발하여 사용하였다. 본 연구에서는 모듈 성능에 영향을 주는 인자들을 분석(Jeon et al., 2017a)한 후 이를 활용하여 예측 정확도가 높은 FO 모듈 모델을 개발(Jeon et al., 2018)하는 과정들을 본장에서 다루었다.

3.1. 기본 정삼투 모듈 모델 개발

2.2.2절에서 언급했듯이 FO 모듈의 기본 형태는 농도분극 현상만을 고려한 모델로 막면적을 고려하지 않은 1차원 형태라고 할 수 있다. 본 장에서는 먼저 1차원 형태인 농도분극 모델을 구현 및 검증한 후 농도분극 모듈의 모듈 예측 성능을 평가하였다. 그리고 농도분극 모듈의 모듈 예측 성능 평가 후 모듈의 성능을 잘 예측할 수 있도록 모듈 스케일로 스케일업 된 기본 FO 모듈 모델(이하 스케일업 모델)을 개발하였다.

3.1.1. 농도분극 모델

앞서 언급했듯이 농도분극 모델이란 FO의 막면적을 고려하지 않은 1차원 형태의 모델로 다양한 연구진들에 의해 연구가 진행되어 왔다. 이렇듯 공표된 수식들만 가지고 모델(본 연구에서는 농도분극 모델이라 명명함)을 만들었기 때문에 구현이라는 표현을 사용하였다. 2.2.2절에서 언급된 수식 2.6에 따르면 농도분극 모델을 구현

하기 위해서는 막 성능인자인 수투과도(water permeability, A), 염투과도(solute permeability, B), 지지층의 염확산 저항성(solute resistivity for diffusion, K_{ICP})값을 구하는 과정이 필수적이다. 이 세 가지 성능인자로 FO의 수투과플럭스(J_w)와 염투과플럭스(J_s)를 예측할 수 있다(Kim et al., 2014). 2.2.2절에서 언급했듯이 Lee et al.(2016)은 랩스케일 FO 실험으로 성능인자들을 도출하는 방법을 제안하였는데, 본 연구에서는 이를 참고하여 성능인자들을 도출하였다.

가. 랩스케일 정삼투 실험 방법

FO막의 성능인자(A , B , K_{ICP})를 구하기 위한 랩스케일 실험은 쿠폰(coupon)막으로 수행하였으며, 쿠폰막은 랩스케일 규모 실험에 사용되는 작은 면적의 막을 대표하는 용어라고 할 수 있다. 랩스케일 FO 실험을 진행하는 연구별로 다양한 면적의 쿠폰막을 사용하며, 본 연구에서 사용한 쿠폰막의 면적은 0.0066 m^2 이다. FO 쿠폰막은 본 연구에서 사용할 모듈인 Toray Chemical Korea Inc.사의 FO8040과 동일한 재질과 사양(즉, 성능인자)을 가지는 막을 사용하였다. Fig. 3.1은 FO 쿠폰막 실험 장치 모식도이다. 쿠폰막이 거치되는 FO cell은 동일한 크기와 높이를 가진 두 개의 채널(물이 흐르는 유로)이 있으며 각 채널마다 FS와 DS가 흐르도록 구성되어 있다. 채널의 길이, 너비, 높이는 각각 0.11, 0.06, 0.001 m로 채널유속(crossflow velocity)을 계산하기 위한 채널면적은 $6.0 \times 10^{-5} \text{ m}^2$ 이다. 채널유속 설정은 기어펌프(Longer pump사의 WT3000-FA)를 이용하여 0.25 m/s가 되도록 유량을 흘려주었으며 온도는 온도조절기(chiller)를 활용하여 23 ℃로 유지하였다. 랩스케일 실험 시 FO cell 내 채널 모두 mesh형 spacer를 설치하여 cell 내부의 여유 공간을 채워 막을 고정하고 채널 내부에서 난류를 생성하도록 하였다.

FO 쿠폰막 실험 시 FS는 deionized water(DI water)를 사용하였고, DS는 DI water에 공업용으로 정제된 NaCl(OCI Co. LTD., China)을

용해시켜 농도를 조절하였다. DS농도는 DI water는 연구실에서 직접 만든 장치로 제조하였다. DI water 제조 공정으로는 활성탄(신한에이엠(주)사의 활성탄필터), RO(Dow chemical사의 TW30-1812-50), 이온교환수지(Dow chemical사의 MR 450 UPW) 순서로 구성되어 있다. 유량을 흘려주기 시작한 후 장치가 안정화 되면 DS의 증가하는 무게를 저울(A&D사의 FX-6000i)로 측정하여 J_w 를 계산하였다. J_s 는 FS의 전기전도도를 5분 간격으로 측정하여 계산하였다.

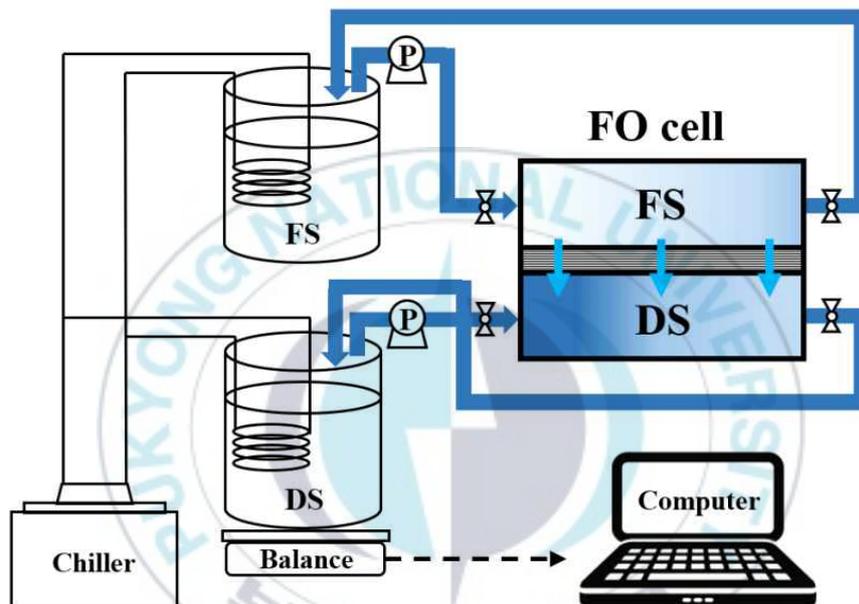


Fig. 3.1 Schematic diagram of FO lab-scale tester.

나. 농도분극 모델 구현 및 랩스케일 실험 데이터와 비교 검증

앞서 강조하였듯이 농도분극 모델 구현을 위해서는 FO막의 성능인자(A , B , K_{ICP})를 아는 것이 매우 중요하다. FO막 성능인자를 구하기 위한 방법은 2.2.2절에서 언급하였듯이 DS농도를 변화시켜가면서(본 연구의 경우 $250\text{--}1,000\text{ mol/m}^3$) FO 실험을 실시하여 J_w 와 J_s 의 실험데이터 얻은 후 이를 활용하여 성능인자를 계산하였다. 계산된 성능인자는 A 값의 경우 18°C 기준 $(1.59 \pm 0.23) \times 10^{-11}$

m/sPa로 계산되었다. B 값은 2.2.2절의 수식 2.9에 의해 $(3.87 \pm 0.90) \times 10^{-7}$ m/s로 계산되었으며, K_{ICP} 값은 수식 2.9에 의해 1.79×10^5 s/m로 계산되었다. 그리고 수식 2.6과 2.9를 활용하여 J_w 와 J_s 를 계산할 수 있는 농도분극 모델을 개발하였다.

Fig. 3.2는 앞서 FO막의 성능인자를 구하기 위해 실시한 실험과 개발한 농도분극 모델의 J_w 와 J_s 를 비교한 그림이다.

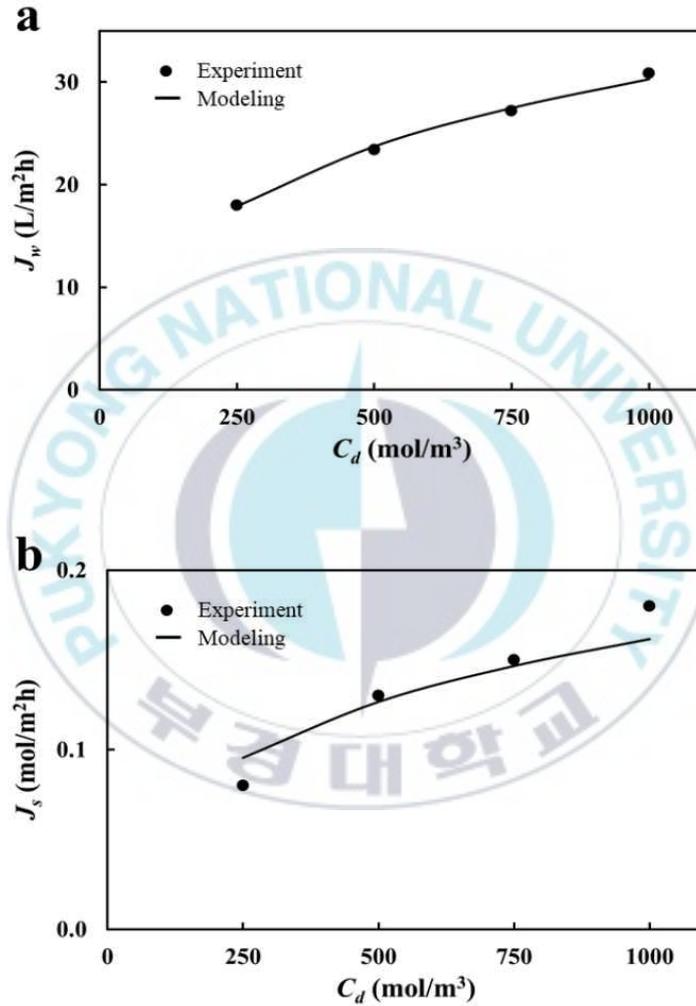


Fig. 3.2 The comparison between the experimental and modeling data:
(a) water flux and (b) solute flux.

J_w 와 J_s 모두 모델의 결과 값이 실험값을 잘 맞추는 것을 확인할 수 있으며 이는 FO막 성능인자의 신뢰도가 높다는 의미로도 볼 수 있다.

3.1.2. 스케일업 모델의 필요성

3.1.1절에서는 농도분극 모델을 개발한 후 모델로 계산한 플럭스 값과 랩스케일(쿠폰막) 실험 플럭스 값을 비교 검증하였으며, 랩스케일에서는 농도분극 모델의 예측성능이 우수하다는 것을 확인하였다. 하지만 앞서 언급했듯이 본 연구에서는 FO 모듈의 성능 예측 가능 여부가 중요하다. Jeon et al.(2018)에 따르면 FO 모듈의 실험플럭스 값은 FO 쿠폰막의 실험플럭스 값보다 낮다. 이는 모듈의 유효 막면적이 쿠폰막보다 훨씬 커서 여과수량이 무시할 수 없을 정도로 많아지기 때문이다. DS는 FO막을 투과한 여과수를 받아들여 희석되고, 반대로 FS는 여과수를 잃었기 때문에 부피가 줄어들어 농축된다. 이로 인해, DS의 농도가 감소하고 FS의 농도가 증가하여 FO 공정의 구동력인 DS-FS 간 삼투압차이가 감소하게 된다. 따라서, FO 모듈 실험 시에는 쿠폰막 실험 대비 동일한 DS 농도에 대한 수투과플럭스(J_w)가 작아질 것으로 예상된다. 동일한 유속 조건에서 FO모듈(Toray Chemical Korea Inc.사의 FO8040)의 실험결과와 농도분극 모델의 결과를 나타낸 Fig.3.3은 그 경향을 잘 보여주고 있으며, 이는 곧 농도분극 모델로는 모듈의 J_w 를 예측하기는 어렵다는 의미로도 볼 수 있다. 하지만 Fig. 3.3의 모듈 실험 J_w 와 농도분극 모델에서 예측한 J_w 차이는 단순히 FS농축 및 DS희석 현상만으로 발생한 것이라고 보기 어렵다. 우선 Fig. 3.3의 모듈 실험에서 FS의 경우는 순수가 사용되었기 때문에 FS 농축 효과는 없다. DS 농도 $1,000 \text{ mol/m}^3$ 인 경우 모듈의 실험플럭스($21.4 \text{ L/m}^2\text{h}$)보다 500 mol/m^3 인 경우의 쿠폰막 실험플럭스($23.4 \text{ L/m}^2\text{h}$)가 더 높다. 만약 막 모듈 내부의 DS 농도가 500 mol/m^3 보다 낮다면 이 현상을 막 모듈 내 DS 희석 효과로 설명할 수 있다. 그러나 Fig 3.3의 막 모듈 외부로 배출되는 희석된 DS의 농도가 약 700 mol/m^3 로 막 모듈 내부의 평균 DS 농도가 500 mol/m^3 보다 높기 때문에, 막 모듈

과 쿠폰막의 플럭스 차이를 스케일업(쿠폰막에서 모듈로 규모를 확대하는 것)에 따른 DS 회석 효과라고 볼 수 없다.

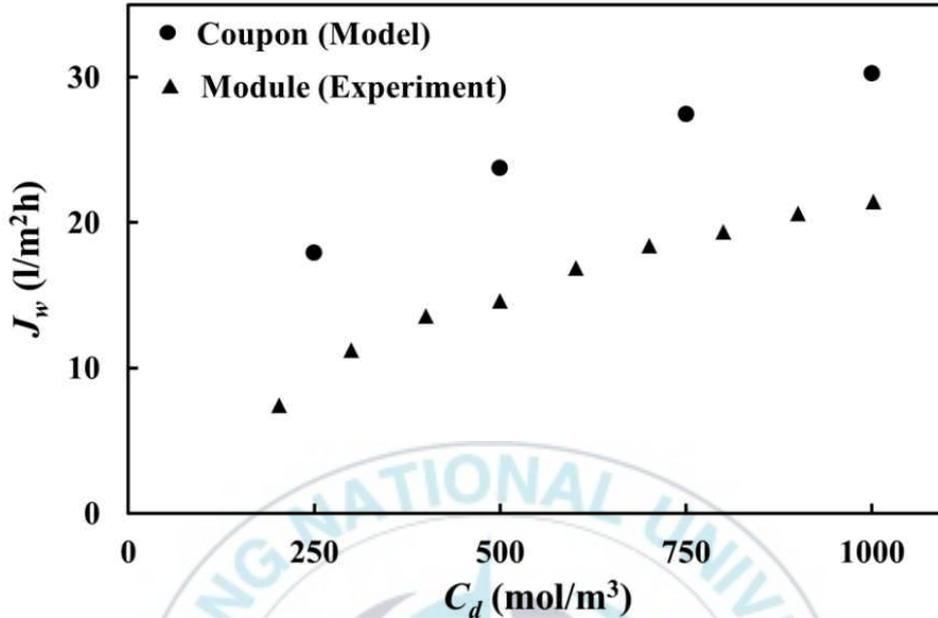
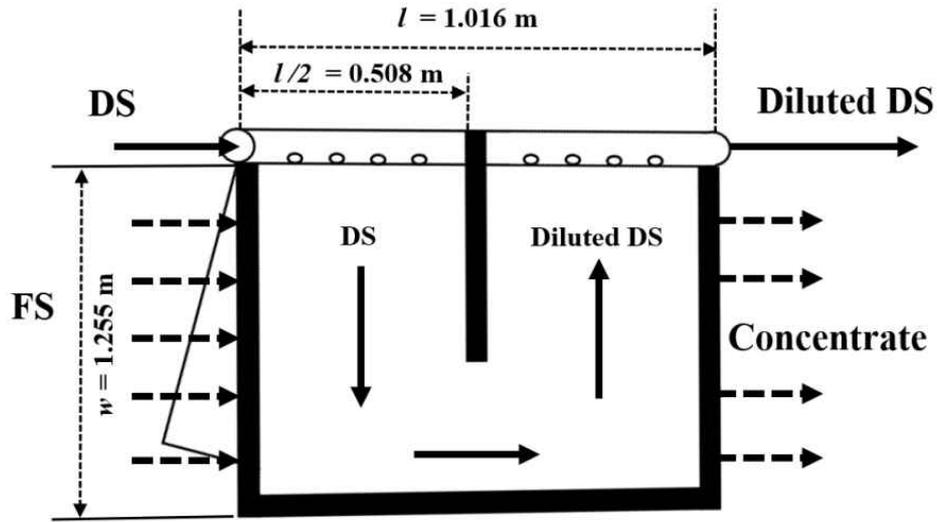


Fig. 3.3 Comparison between module flux(experiment) and coupon flux(model).

Fig. 3.4는 본 연구에서 사용할 FO8040 모듈의 FS와 DS의 흐름 체계와 주요 재원이다. 유로 길이가 짧고, 단순하게 평판형 구조로 되어 있는 쿠폰막의 경우와 달리, FO8040 모듈은 와권형 타입의 (spiral wound type) 모듈로 유로 길이가 길고 Fig. 3.4에 묘사된 바와 같이 DS 유로의 경우 흐름이 U자형으로 복잡하게 설계되어 있다. 이로 인해 유효 막면적이 100% 활용되기가 어려울 가능성이 있다. 또한, 유로길이가 길면 흐름이 진행되면서 수두 손실이 발생하여 모듈 내에서 막 위치별로 다양한 막간차압이 발생하여 플럭스에 영향을 미칠 수도 있다. 따라서, FO 막 모듈의 성능 데이터는 모듈의 형태와 크기에 따라 달라질 수 있다. 그러므로 다음 절에서는 모듈 성능을 높은 정확도로 예측할 수 있는 기본 FO 모듈 모델 (스케일업 모델)을 개발하고자 한다.



FS channel thickness = 0.00081 m DS channel thickness = 0.00162 m
 FS channel void fraction = 60% DS channel void fraction = 95%

Fig. 3.4 FO8040 module manufactured by Toray Chemical Korea, Inc..

3.1.3. 기본 정삼투 모듈 모델(스케일업 모델)

3.1.1절과 3.1.2절에서는 농도분극 모델 구현 및 검증을 진행하였고 농도분극 모델로는 모듈의 성능을 예측하기 어렵기 때문에 모듈 모델의 필요성에 대한 내용을 다루었다.

3.1.2절에서 언급했듯이 실제 FO 설계에는 모듈이 사용되며, 모듈은 FS 농축과 DS 희석으로 인해 삼투압차이가 감소하게 된다. 따라서 농도분극 모델로 모듈 설계를 진행하면 FO 모듈의 성능이 과대평가 될 가능성이 매우 높기 때문에 모듈을 예측할 수 있도록 스케일업 된 모델이 필요하다.

기본 FO 모듈 모델을 간단하게 개발하는 방법은 다음과 같다. 농도분극 모델에서 막의 형태는 평판형이며 FS와 DS는 각 채널을 따라 평행하게 흐른다고 가정한 후 원하는 막면적 만큼 면적을 확대해서 개발하는 방법으로 이를 스케일업 모델이라고 명명하기로 한

다. 그러나 Fig. 3.4에서 확인할 수 있듯이 와권형 FO 모듈에서 FS와 DS의 실제 흐름 패턴은 위 가정(서로 평행하게 흐름)처럼 간단하지 않으므로 FS와 DS가 모듈 내부 채널에서 일정하게 분산되어 있는지 확실하지 않다. 따라서 쉽고 안정적인 설계를 하기 위해 단순하고 예측성능이 좋은 FO 모듈 모델(스케일업 모델)이 필요하다.

스케일업 모델은 앞서 언급했듯이 3.1.1절에서 다룬 농도분극 모델에서 막을 평판으로 가정한 후 막면적을 증가시키는 방법으로 개발하였다. 일반적인 ICP와 ECP 현상을 설명하는 Fig. 2.7과 같이 FO 모듈에서의 막과 FS, DS도 1차원이라고 가정하였다. Fig. 2.7에 나타나 있는 수투과플럭스(J_w), 염투과플럭스(J_s), FS와 DS의 압력(P_{FS} 와 P_{DS}), 농도(c_1, c_2, c_3, c_4, c_5), 삼투압($\pi_1, \pi_2, \pi_3, \pi_4, \pi_5$)은 Fig. 3.5와 같이 단순화 된 FO 모듈에서 얻은 모듈의 평균 파라미터로 보기로 하였다.

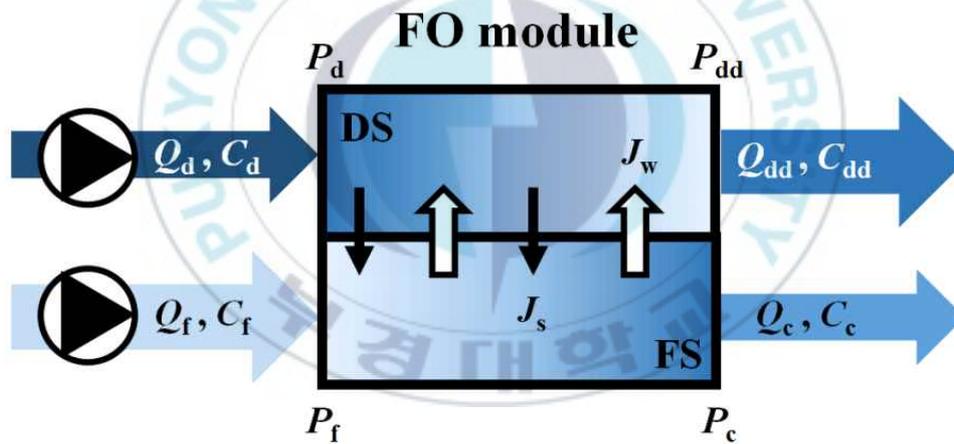


Fig. 3.5 Schematic of a simplified FO module.

FO 모듈에서 FS와 DS는 분리된 각각의 채널로 흐르는데, FS와 DS의 삼투압 차이로 인해 FS의 순수한 물은 막을 투과하여 DS로 이동하고 DS에 존재하는 염은 확산현상에 의해 FS로 넘어오게 된다. 즉, FS와 DS는 각각의 채널을 흐르는 동안 FS는 농축되고 DS는 희석된 상태로 모듈에서 나오게 된다. Fig. 3.5는 FO 모듈을 확대한 그림으로 Q, P, C 는 각각 유량, 압력, 농도를 의미하고 $f, d,$

c , dd 는 각각 FS, DS, 농축된 FS(concentrate), 희석된 DS(diluted DS)를 의미하며 FS와 DS의 물질균형(mass balance)은 다음 수식과 같다.

$$Q_f - J_w A_m = Q_c \quad (3.1)$$

$$Q_d + J_w A_m = Q_{dd} \quad (3.2)$$

$$C_f Q_f + J_s A_m = C_c Q_c \quad (3.3)$$

$$C_d Q_d - J_s A_m = C_{dd} Q_{dd} \quad (3.4)$$

여기서, A_m 은 유효막면적(15.3 m^2)이며 모듈의 평균 파라미터는 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$c_3 = \frac{C_d + C_{dd}}{2} \quad (3.5)$$

$$c_1 = \frac{C_f + C_c}{2} \quad (3.6)$$

$$\Delta P = P_{FS} - P_{DS} = \frac{P_f + P_c}{2} - \frac{P_d + P_{dd}}{2} \quad (3.7)$$

$$U_{FS} = \frac{Q_{FS}}{A_{FS}} = \frac{(Q_f + Q_c)/2}{\phi_f w H_f} = \frac{(Q_f + Q_c)}{2\phi_f w H_f} \quad (3.8)$$

$$U_{DS} = \frac{Q_{DS}}{A_{DS}} = \frac{(Q_d + Q_{dd})/2}{\phi_d (l/2) H_d} = \frac{(Q_d + Q_{dd})}{\phi_d l H_d} \quad (3.9)$$

여기서, ΔP , U , A , ϕ , H 는 각각 FS와 DS 사이의 막간차압(transmembrane pressure; TMP), 채널 내 유속, 채널 내 유로의 단면적(cross-sectional area), 채널 내 스페이서가 차지하는 비율, 채널 높이($H_f = 0.81 \text{ mm}$, $H_d = 1.62 \text{ mm}$)이다. 그리고 FS와 DS 첨자는 각각 FS와 DS 채널에서의 평균 값을 나타낸다. FS 채널의 너비는 모듈 리프(외권형 모듈에 감기는 평면형태의 막)의 너비와 같고(=

w(1.255 m)) DS 채널의 넓이는 모듈 길이의 절반(= 1/2(0.508 m))이다(Fig. 3.4 참조).

위와 같이 모듈의 평균 파라미터들이 설정되었다면, 다음 단계는 이러한 변수와 ICP, ECP 모델을 활용하여 수투과플럭스(J_w) 및 염투과플럭스(J_s)를 결정하는 것이다. J_w 는 식 3.10(Park et al., 2015; Kim, 2014)와 같이 유효 삼투압($\Delta\pi_{eff}$)과 TMP의 함수로 나타낼 수 있다.

$$J_w = A(\Delta\pi_{eff} + \Delta P) = A(\pi_3 - \pi_2 + \Delta P) \quad (3.10)$$

여기서 A 는 앞서 언급한 수투과도(water permeability, A)이다. 그리고 ΔP 가 존재한다고 가정한다면 J_s 는 수식 3.11과 같이 표현할 수 있다.

$$J_s = B(c_3 - c_2) = \frac{B}{\beta R_g T} (J_w/A - \Delta P) \quad (3.11)$$

여기서 B , β , R_g , T 는 각각 FO 막의 염투과도(solute permeability, B), van't Hoff 계수 (예 : NaCl의 경우 $\beta = 2$, $\pi = \beta R_g T c$), 기체상수, 절대온도이다. ICP(내부농도분극)는 수식 3.12(2.2장의 수식 2.5)로 설명할 수 있다.

$$K_{ICP} = \frac{1}{J_w} \ln \frac{B + A\pi_{c_1}}{B + J_w + A\pi_{c_2}} \quad (3.12)$$

여기서 K_{ICP} 는 지지층의 염확산 저항성을 나타내고($K_{ICP}=S/D$, S 는 지지층의 구조계수(structural parameter)이고 D_s 는 확산계수(18°C일 때 NaCl의 경우 확산계수는 $1.28 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$)이다.) A (수투과도), B (염투과도)값은 3.1.1절에서 언급했듯이 각각 18°C 기준 $(1.59 \pm 0.23) \times$

10^{-11} m/sPa, $(3.87 \pm 0.90) \times 10^{-7}$ m/s의 값을 사용하였으며 S 는 $280 \pm 35 \mu m$ 이다.

한편 ECP(외부농도분극)현상에 따르면 c_4 는 c_5 보다 낮고 c_2 는 c_1 보다 높으며(2.2절의 Fig. 2.7 참조) 이를 수식으로 나타내면 수식 3.13, 3.14와 같다.

$$\text{ECP in the DS side: } J_w = -k_d \ln \frac{c_4}{c_5} \quad (3.13)$$

$$\text{ECP in the FS side: } J_w = k_f \ln \frac{c_2}{c_1} \quad (3.14)$$

그리고 여기서 k_d 와 k_f 는 DS와 FS의 물질전달계수로 수식 3.15와 같이 표현할 수 있다.

$$k = D_s \cdot Sh/d_H \quad (3.15)$$

여기서 D_s 는 확산계수, Sh 는 셔우드수(sherwood number), d_H 는 유체역학적 변수($d_H = 2WH/(W+H)$ 로 나타낼 수 있으며 W 와 H 는 각각 채널의 너비와 높이이다.)이다. 셔우드수는 물질의 흐름을 무차원화한 수치로 레이놀즈수(Re)와 슈미트수(Sc)와 상관된다. 그리고 FO 모듈 채널내에는 스페이서가 삽입되었으므로 셔우드수 계산 시 난류(turbulent flow)수식을 사용하였다(수식 (3.16) 참조).

$$Sh = 0.04Re^{0.75}Sc^{0.33} \quad (3.16)$$

여기서 Re 는 레이놀즈수($Re = \rho U d_H / \mu$ 로 나타낼 수 있으며 ρ 과 μ 는 각각 밀도와 동점성계수를 나타낸다.)이고 Sc 는 슈미트수($Sc = (\mu/\rho)/D$)이다.

본 절에서 언급한 모든 수식은 모듈의 평균 수투과플럭스(J_w)와

염투과플럭스(J_s)를 계산하기 위해서 사용되고, 이러한 수식들은 모두 Microsoft Excel의 해찾기 기능 중 진화 알고리즘에 의해 계산된다.

3.1.4. 스케일업 모델 검증

본 절에서는 스케일업 모델을 검증하기 위해 실제 FO 모듈 실험을 진행한 후 실험 결과와 스케일업 모델 결과를 비교하였다.

가. 정삼투 모듈 실험 장치 및 실험 방법

실험에는 연구실에서 보유하고 있는 8인치 모듈 장치를 사용하였고 Fig. 3.6은 FO 모듈 실험 장치의 흐름을 묘사한 것이다. Q , C , P 는 각각 유량, 농도, 압력을 나타내며 아래첨자 f , c , d , dd 는 각각 FS, 농축된 FS, DS, 희석된 DS를 의미한다.

실험 시 각 탱크로부터 FS와 DS가 유입되고 각각의 탱크(400L)로 순환되면서 FS가 농축되고 DS가 희석된다. 원수 유량(Q_f), 농축된원수(concentrate) 유량(Q_c), 원수 농도(C_f), 농축된원수 농도(C_c), 유도용액 유량(Q_d), 유도용액 농도(C_d)는 실험 장치의 계기판에 나타나는 값을 실시간으로 측정하였다. 그리고 희석된 유도용액(diluted DS)의 유량(Q_{dd})과 농도(C_{dd})는 모듈 내부의 물질평형 관계에 의해 식 3.17, 3.18로 계산하였다.

$$Q_{dd} = Q_d + (Q_f - Q_c) \quad (3.17)$$

$$C_{dd} = \frac{(Q_d C_d + Q_f C_f - Q_c C_c)}{Q_{dd}} \quad (3.18)$$

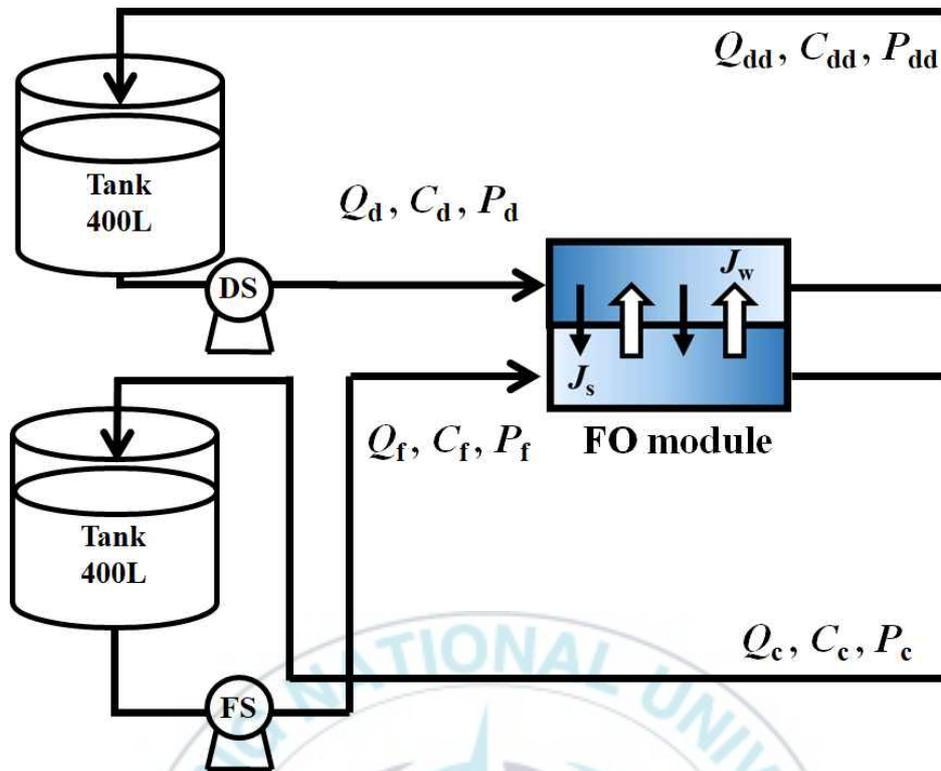


Fig. 3.6 Experimental setup for FO module flow diagram.

본 연구에서 사용된 FO 모듈은 Toray Chemical Korea, Inc.의 FO8040을 활용하였다. FO8040은 와권형 모듈로 주요 재원과 FS와 DS의 흐름 체계는 3.1.2절에서 언급했듯이 Fig. 3.4와 같으며 채널 관련 주요 재원은 Table 3.1과 같다. FS와 DS 모두 순수를 사용하였다. 순수는 수돗물을 원수로 4인치 역삼투 모듈(RE4040-SHN, Toray Chemical Korea, Inc)로 생산하였고 수돗물의 염소제거를 위해서는 NaHSO_4 (sodium bisulfate, SBS)를 주입하였다. DS의 농도를 조절하기 위한 용질로는 OCI Co. Ltd.의 공업용 정제염화나트륨(NaCl)을 사용하였고, 수온은 18°C 로 설정하였다.

그리고 각 실험 세트마다 순수로 세척을 실시하여 다음 실험 시막모듈의 오염에 의한 영향이 발생하지 않도록 하였다.

Table 3.1. Dimension of FS and DS channels for the FO8040

	Feed solution	Draw solution
Thickness (cm)	0.081	0.162
Width (cm)	125.5	50.8
Void fraction (%)	60	95
The number of channels	12	12
Cross-sectional area (cm ²)	73.19	93.81

FS와 DS가 막 모듈 내를 흐르면서 각 채널의 유로로 인한 수두 손실 계산을 위해 원수 압력(P_f), 농축된원수 압력(P_c), 유도용액 압력(P_d), 희석된유도용액 압력(P_{dd})을 압력계로 계측하였다. 막모듈의 수투과플럭스(J_w)와 염투과플럭스(J_s)는 식 3.19와 3.20으로 계산하였으며, 다양한 조건에서의 실험을 실시하기 위해 막모듈의 전후단에 설치된 밸브를 조작하여 유량 및 압력조건들을 설정하였다.

$$J_w = \frac{(Q_f - Q_c)}{A_m} \quad (3.19)$$

$$J_s = \frac{(Q_c C_c - Q_f C_f)}{A_m} \quad (3.20)$$

여기서 Q_f 와 C_f 는 각각 FS 유량과 농도, Q_c 와 C_c 는 농축된 FS의 유량과 농도, A_m 는 막면적을 나타내고 FO8040의 막면적은 15.3 m²이다.

나. 스케일업 모델(Model 1)과 실제 모듈 실험 결과 비교 분석

3.1.3절에서는 모듈 성능을 예측할 수 있는 스케일업 모델을 개발하였다. 본 연구에서는 스케일업 모델을 Model 1일고 지칭하기로 하였다. Table 3.2는 운전 조건, 실험 수투과플럭스($J_{w,exp}$), Model 1의 수투과플럭스($J_{w,m1}$), 예측오차를 포함하여 FO 모듈 실험 12세트 실시한 결과를 나타낸 것이다.

Table 3.2 Operation conditions, experimental flux($J_{w,exp}$), modeling flux($J_{w,m1}$), and NRMSE for each FO module experiment set

Set No.	Q_f m ³ /d	Q_d m ³ /d	ΔP bar	C_f mol/m ³	C_d mol/m ³	$J_{w,exp}$ LMH	$J_{w,m1}$ LMH	NRMSE (%)
1	45.36→ 42.77	6.62→ 7.20	0.33→ 0.37	1.91→ 15.63	999.73→ 100.01	24.31→ 7.84	15.16→ 4.82	34.06
2	45.22→ 43.49	13.39→ 13.82	0.15→ 0.18	0.30→ 5.33	992.52→ 209.73	26.93→ 14.90	18.82→ 10.28	27.46
3	44.64→ 42.77	20.88→ 22.32	-0.13→ -0.07	4.15→ 53.24	1003.3→ 101.09	22.48→ 5.88	20.50→ 2.89	17.89
4	30.67→ 28.94	7.20→ 7.20	0.04→ 0.06	2.03→ 8.70	996.18→ 100.04	21.31→ 5.69	15.41→ 5.51	20.95
5	34.70→ 30.38	12.96→ 13.54	0.65→ 0.86	0.78→ 14.42	990.98→ 201.43	28.63→ 15.42	18.49→ 8.66	35.30
6	45.94→ 42.91	12.67→ 13.25	0.10→ 0.15	8.27→ 47.27	998.76→ 100.58	24.58→ 6.14	17.45→ 2.91	26.50
7	45.50→ 42.48	12.96→ 14.11	0.08→ 0.14	44.55→ 134.96	1000.6→ 158.04	20.92→ 0.65	14.15→ 0.72	32.61
8	21.02→ 15.26	7.20→ 7.20	1.28→ 1.32	0.73→ 8.47	1000.80→ 107.70	31.37→ 10.98	15.42→ 5.42	50.19
9	33.84→ 29.66	7.20→ 7.20	0.90→ 0.94	0.66→ 5.99	996.49→ 100.10	28.62→ 13.07	15.64→ 5.83	45.49
10	44.35→ 43.34	24.77→ 26.06	-0.11→ -0.07	6.82→ 92.86	1002.18→ 202.35	21.44→ 7.45	20.89→ 4.17	19.77
11	14.83→ 14.11	7.20→ 7.20	-0.13→ -0.12	4.40→ 70.72	990.66→ 200.03	18.43→ 4.58	14.18→ 3.07	28.87
12	29.66→ 28.22	13.82→ 14.69	-0.03→ -0.01	0.15→ 27.14	995.87→ 99.52	19.61→ 4.31	18.94→ 4.47	4.71

예측오차는 수식 3.21과 같이 NRMSE(normalized root mean square of errors)로 표현하였다.

$$NRMSE(\%) = \frac{RMSE}{mean} \times 100 \quad (3.21)$$

여기서 RMSE는 오차제곱합의 제곱근을, mean은 각 독립변수의 평균값을 의미한다.

NRMSE를 제외한 Table 3.2의 셀 내에는 모든 실험 세트(12세트)의 실험 초기값과 실험 종료 시의 값을 나타내었다. 앞서 언급했듯이 모듈 실험을 진행하면 각 탱크로부터 FS와 DS가 모듈로 유입되고 FS는 FO 막을 투과하는 수량을 잃고 DS는 투과수량을 얻게 된다. 그리고 FS와 DS 모두 각각의 탱크로 순환되면서 FS는 농축되고 DS도 희석되어 J_w 도 서서히 감소한다. 게다가 FS는 투과수량을 잃기 때문에 탱크 수위는 낮아지고 DS는 투과수량을 얻기 때문에 탱크 수위는 높아지게 된다. 이러한 수위 변동이 발생하면 수위로 인한 압력이 발상하므로 실험이 진행됨에 따라 FS의 유량(Q_f)은 낮아지고 DS의 유량(Q_d)는 높아지게 된다.

ΔP (TMP)는 수식 3.7과 같이 FS 및 DS 채널의 입구와 출구 압력 평균의 차이($P_{FS} - P_{DS}$)로 나타낼 수 있다. Table 3.2에 나타나있듯이 ΔP 는 실험 중에 약간 높아지게 되는데, 이는 FS 채널에서는 유량이 줄어들어 채널 내 손실수두가 감소하고 DS 채널에서는 유량이 늘어나 채널 내 손실수두가 증가하기 때문에 이러한 경향을 보이는 것으로 생각된다. 그리고 5, 8, 9세트 실험의 경우 다른 실험 세트보다 ΔP 가 더 높은 것을 볼 수 있는데, 이는 FS쪽 압력을 제어하기 위해 FS측 모듈 후단의 밸브를 일정 각도만큼 닫고 실험을 진행했기 때문이다.

NRMSE로 표현되는 예측정확도는 Table 3.2에서 볼 수 있듯이 4.71~50.19%의 범위를 가지며 이는 Model 1의 예측정확도가 좋지 않다고 볼 수 있다. Fig. 3.7은 실험플럭스($J_{w,exp}$)에 따른 Model 1의

플럭스($J_{w,m1}$)를 나타낸 그림으로 모델에서 예측한 플럭스가 실제 실험에서 얻은 플럭스에 비해 과대 평가하는 경향이 나타남을 확인할 수 있다.

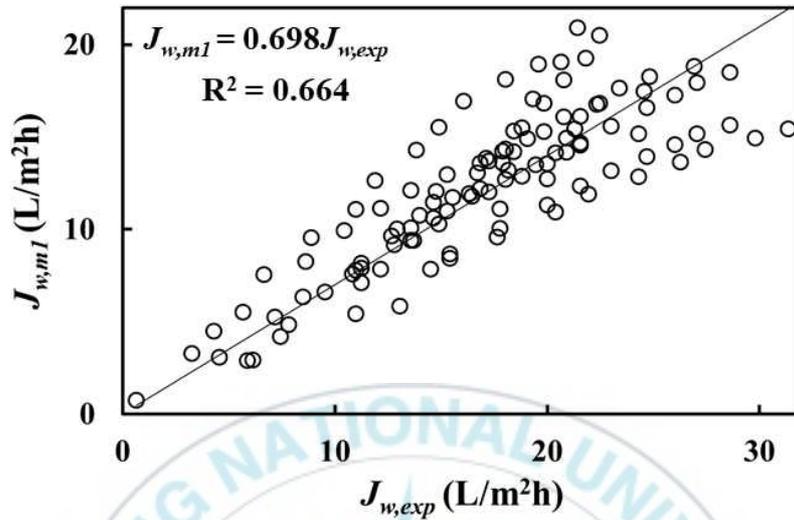


Fig. 3.7 Comparison between experimental and modeling flux data.

Fig. 3.8은 모델 오차에 영향을 미치는 인자를 알아보기 위한 그림이다. Fig. 3.8(a), (b), (c) 각각 FS 유량, DS 유량, TMP에 따른 모델 오차를 NRMSE로 나타내었다. 3.2절에서 잠깐 언급했듯이 실험 결과와 모델링 결과 사이의 편차는 유체역학적 변수(즉, 유량과 압력)가 영향을 미치기 때문에 발생했다고 볼 수 있다. 그러므로 NRMSE의 범위가 넓은 것은 FS유량(Q_f), DS유량(Q_d), ΔP 와 관련성이 높다고 추론할 수 있다. Fig. 3.8에 따르면 Q_f , Q_d , ΔP 중 Q_f 와 Q_d 는 경향을 보이지 않고 산발적으로 흩어져있는 반면 ΔP 는 완벽하지는 않지만 선형의 그래프를 보이고 있어 ΔP 가 모델 오차에 미치는 영향이 가장 높다고 할 수 있다.

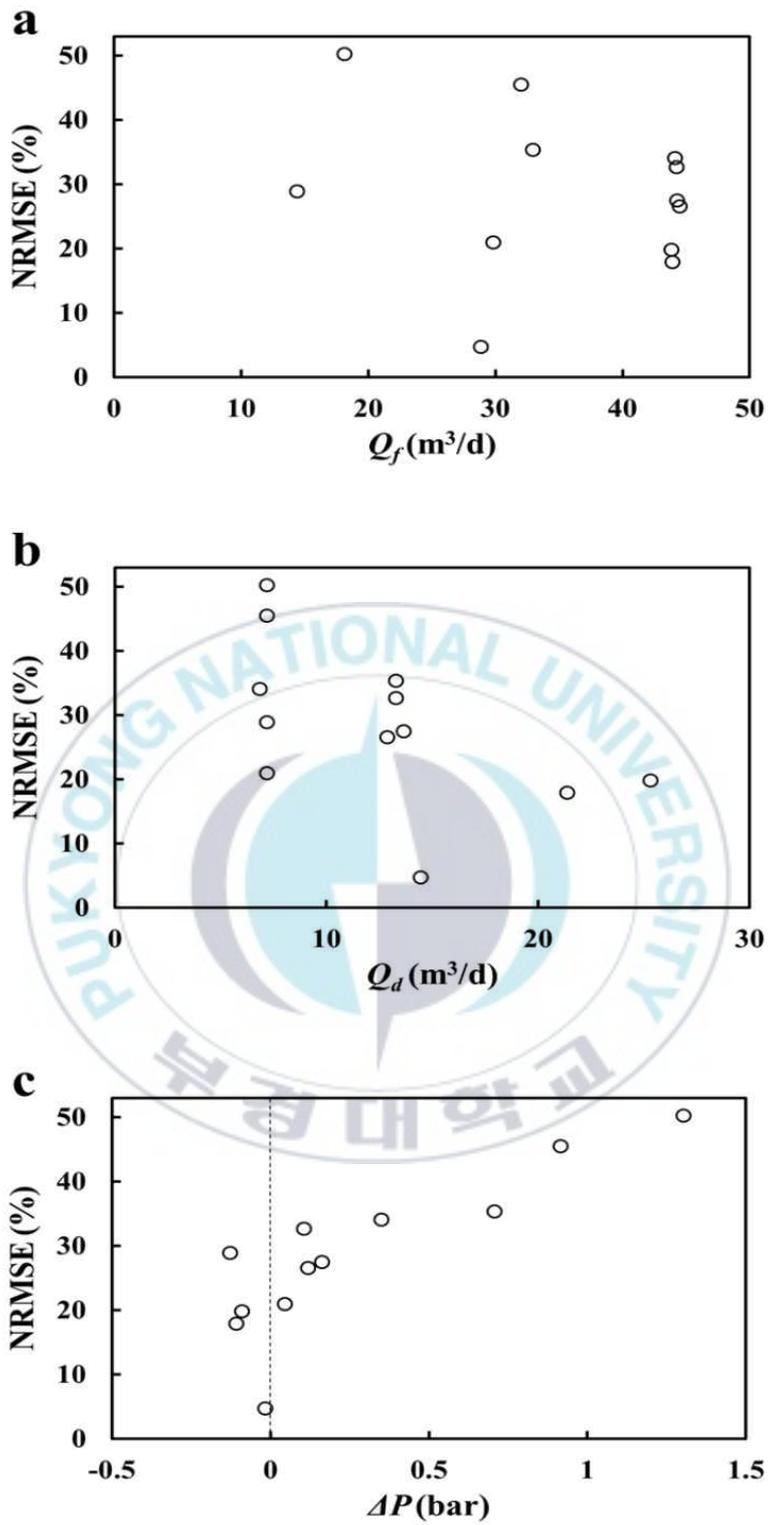


Fig. 3.8 Factors affecting the modeling error (NRMSE):
 (a) FS flow rate, (b) DS flow rate and (c) transmembrane pressure.

3.2. 정삼투 모듈 성능에 영향을 미치는 인자 분석

3.2.1. 정삼투 모듈 내에서 발생하는 수두 손실

일반적으로 FO공정을 RO공정과 비교할 때 많이 사용되는 표현 중 하나는 ‘FO 공정은 삼투압을 구동력으로 사용하기 때문에 압력이 거의 필요하지 않은 공정이다.’라고 표현한다. 연구실(랩스케일) 규모에서는 맞는 말이다. 하지만, 실제 적용 시에는 RO공정과 마찬가지로 막 모듈을 여러 개 조합 및 연결하여 원하는 여과 수량을 만족시켜야 하기 때문에, FS나 DS가 흐르는 유로의 길이가 길어지고, 이로 인한 수두손실이 발생하기 때문에 이를 극복하기 위한 초기 압력이 필수적이다. 따라서, FO 막 모듈 하나 당 수두손실이 얼마나 발생하는지에 대한 내용을 파악하는 것이 매우 중요하다.

Fig. 3.9는 와권형 모듈인 FO8040의 FS, DS 유로에 모두 순수를 흘려주었을 때, 막 모듈 입출구에 걸리는 압력을 FS 측(Fig. 3.9(a))과 DS 측(Fig. 3.9(b))으로 나누어 정리한 것이다. FS 측에서는 입출구 차압($P_f - P_c$)이 0.17-0.34 bar 범위, DS 측에서는 입출구 차압($P_d - P_{dd}$)이 0.19-0.49 bar 범위에 있다. 유체가 유로를 따라 흐를 때 발생하는 수두손실은 유속이 증가할수록 커지기 때문에, Fig. 3.9에서 유속이 증가할수록 수두손실에 해당되는 입출구 차압이 증가하는 것을 볼 수 있다. 특이한 사항은 DS 유로의 수두손실이 FS 유로보다 크다는 것이다(유속이 4 cm/s일 때, FS 유로의 수두손실은 0.23 bar, DS 유로의 수두손실은 0.37 bar). DS 유로의 수두손실이 FS 유로의 수두손실보다 큰 이유는 앞서 다룬 Fig. 3.4에서 볼 수 있듯이 FS 유로는 직선형인 반면 DS 유로는 U자형으로 유향이 바뀌면서 수두 손실이 더 발생하게 때문이다. 막 제조사 측에서는 DS 유로의 두께를 FS 유로보다 2배 더 크게 제작하여(Table 3.1 참고) 수두손실을 줄여보고자 했지만, 여전히 DS 유로의 수두손실이 더 큰 것으로 나타났다.

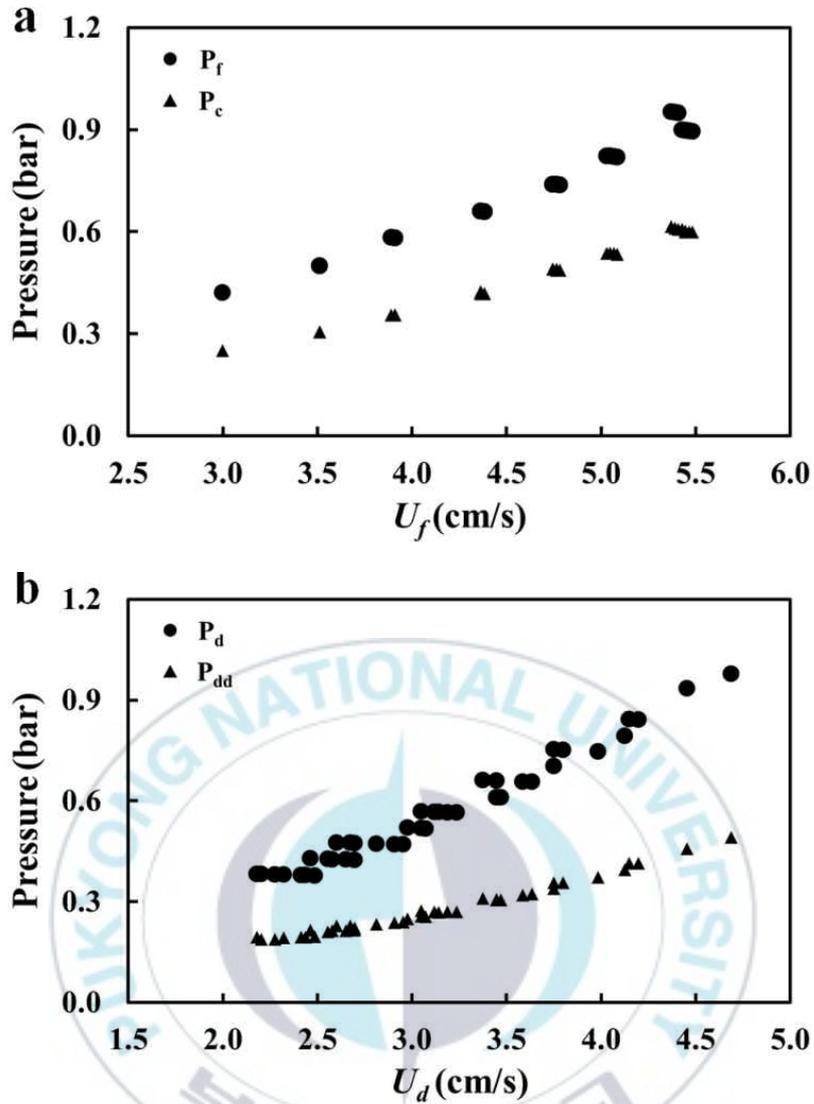


Fig. 3.9 Pressure values at the inlet and outlet of (a) FS channel and (b) DS channel.

FO 막 모듈의 수두손실 데이터는 막 모듈을 직렬로 배열할 때 공급 펌프의 압력을 결정하기 위한 중요한 정보가 된다. 예를 들어, 모듈 1개의 수두손실이 0.3 bar라고 가정한다면 단순히 산술적으로 계산하면 모듈 8개를 직렬연결하기 위해서는 2.4 bar 이상의 공급 압력이 필요하다는 정보를 얻을 수 있다. 하지만, FO 공정에서는 FS 유량은 계속 감소하고 DS 유량은 계속 증가하기 때문에, 후단 모듈로 갈수록 FS 유로의 수두손실은 줄어들게 되고 DS

유로의 수두손실은 증가하게 된다. 따라서 첫 단 모듈의 DS 수두 손실이 0.3 bar라면, 8단 직렬연결을 위한 DS 공급 압력은 단순 산술계산 결과인 2.4 bar를 상회할 것이 자명하므로 주의가 필요하다.

3.2.2. 막간차압이 정삼투 모듈 성능에 미치는 영향

3.2.1절에서는 FO 모듈의 기본 실험 결과와 수두손실에 대해서 알아보았다. 본 절에서는 FS와 DS간의 TMP가 FO 모듈 성능에 미치는 영향에 대해서 알아보려고 한다. Fig. 3.10(a)는 TMP($P_f - P_d$)가 있는 경우(0.69-0.91 bar)와 없는 경우일 때 농도에 따른 플럭스(J_w)를 나타낸 그래프로 TMP가 있는 경우의 J_w 가 TMP가 없는 경우보다 더 높은 것을 확인할 수 있으며 그 차이는 8.8-9.9 L/m²h로 나타났다. TMP 유무에 관계없이 두 조건에서 DS 농도가 높을수록 삼투압 차이가 크므로 J_w 가 높은 값을 보인다. TMP가 없는 경우에는 동일한 실험을 2회 반복하여 실험의 신뢰도가 높다는 것을 확인하였다.

Fig. 3.10(a)에서 J_w 차이가 관찰된 이유는 모듈 내 TMP에 의해 J_w 가 증가($A\Delta P$)했다고 볼 수 있으며 이는 FO 막의 수투과도(water permeability, A)에 선형으로 비례한다. 그러므로 Fig. 3.10(b)와 같이 TMP가 있을 때와 없을 때의 J_w 차이를 실제 J_w 차이(ΔJ_w)와 $A\Delta P$ 로 나타내었다. 비슷한 값이 나올 것이라는 예상과는 달리 $A\Delta P$ 가 ΔJ_w 보다 낮았다. 즉, J_w 증가하는 이유를 $A\Delta P$ 만으로는 설명이 불가능하다는 의미로도 볼 수 있다. 만약 FS의 압력이 DS 압력보다 더 높은 상태라면 DS 채널이 수축될 가능성이 있어 모듈 성능에 영향을 줄 수도 있다. 그러므로 TMP에 의한 DS 채널 수축 현상을 확인하기 위해 다양한 채널유속과 TMP에 대한 DS 채널에서의 압력차(ΔP_d)에 대한 데이터를 모은 후 확인하였다.

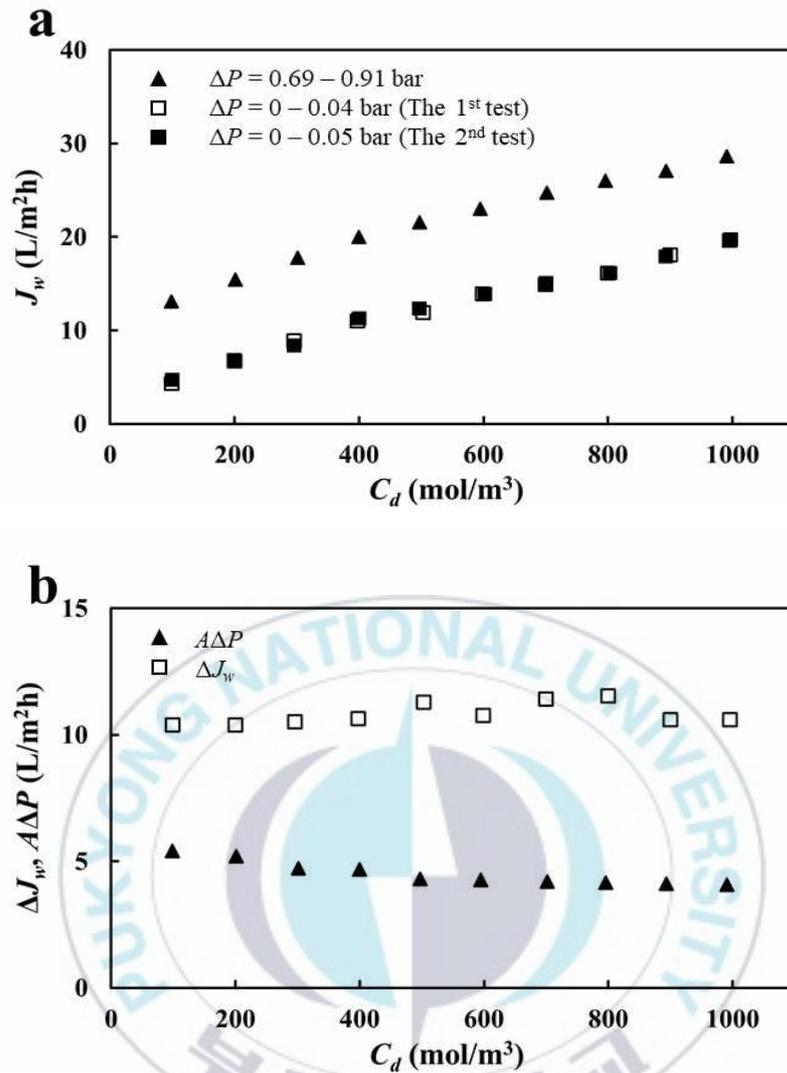


Fig. 3.10 Effect of transmembrane pressure on water flux in the spiral wound FO module: (a) water flux data as a function of DS concentration with/without transmembrane pressure, and (b) the comparison between water flux difference ($=\Delta J_w$) in (a) and pure water flux due to transmembrane pressure ($A\Delta P$).

Fig. 3.11는 DS 채널의 입출구 유속의 평균 DS 유속($U_{d,avg}$)에 따른 ΔP_d 를 나타낸 그래프이다. Fig. 3.11의 실험에서 FS와 DS는 삼투압 현상을 반영하지 않기 위해 순수물을 사용하였다. Fig. 3.11(a)는 산발적으로 흩어진 ΔP_d 를 2차 회귀식으로 나타내었으며 회귀식의 적합도를 나타내는 결정계수(R^2)는 0.97로 나타났다. Fig. 3.10(b)는

TMP를 3개의 범위(e.g., $\Delta P = 0-0.9$ bar, $1-1.9$ bar, $2-2.9$ bar)로 나눠서 나타낸 그림이다. 각 ΔP 범위별로 2차 회귀식을 구해서 나타낸 결과 결정계수는 모두 0.99로 ΔP 가 ΔP_d 에 미치는 영향이 크다고 할 수 있다.

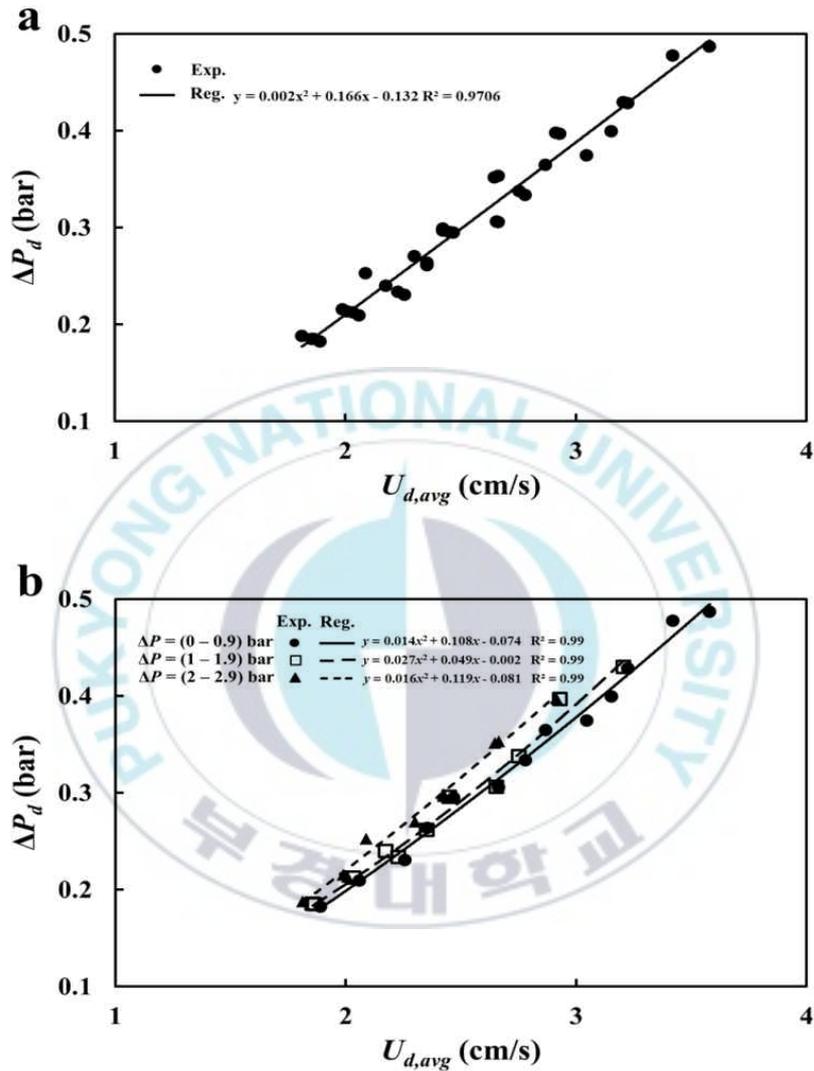


Fig. 3.11 The pressure differential (ΔP_d) in the DS channel as a function of the average cross-flow velocity ($U_{d,avg}$) in the channel (Exp. and Reg. mean experimental and the regression model data, respectively.).

식 3.22는 ΔP_d 를 구하기 위한 하나의 독립변수(평균 DS 채널 유속의 제곱, $U_{d,avg}^2$)에 대한 선형 회귀식이다.

$$\Delta P_d = 0.0192 U_{d,avg}^2 + 0.0921 \quad (R^2 = 0.952) \quad (3.22)$$

식 3.22보다 더 좋은(즉, 결정계수가 높은) 회귀모델을 만들기 위해 독립변수로 TMP(ΔP)를 추가하여 식 3.23을 만들었다.

$$\Delta P_d = 0.0213 U_{d,avg}^2 + 0.135 \Delta P + 0.0458 \quad (R^2 = 0.974) \quad (3.23)$$

ΔP 의 p값이 1.41×10^{-6} 로 나타나 ΔP 가 ΔP_d 에 미치는 영향이 유의하다고 할 수 있다. p값이란 회귀분석에서 변수의 유의확률을 의미하며 수치가 낮을수록 유의확률이 높다고 할 수 있다. 식 3.6에서 ΔP 의 계수는 0.135로 ΔP_d 가 증가하는데 영향을 준다고 할 수 있다. 즉, ΔP 가 높을수록 ΔP_d 가 더 높아지며 이는 Fig. 3.11(b)에서 확인할 수 있다. 입출구 외 통로가 없는 채널에 TMP가 발생한다면 채널 내 유속(crossflow velocity)과 채널의 크기가 변하게 될 것이다. 만약 DS 채널 내 유속, 길이, 폭, 마찰계수가 일정하게 유지된다고 가정한다면, TMP 발생 시 DS 채널의 높이가 줄어들어 ΔP_d 가 커진다는 가설을 주장할 수 있다. TMP는 FO 막에 수직으로 작용하기 때문에 위 가정사항(DS 채널의 유속, 길이, 폭, 마찰계수는 일정하게 유지됨)을 가정하는 것은 타당하며 앞서 언급한 가설도 신뢰도가 높다고 판단할 수 있다. DS 채널의 높이(H_d)가 줄어들면 채널 내 유속(U_d)이 높아지면서 ECP가 감소하는 효과를 발생시켜 J_w 를 TMP로 인해 증가되는 값보다 더 증가된 것으로 예상된다(Fig. 3.12 참조). 즉, 위에서 언급한 근거들로 Fig. 3.10(b)의 이상 현상(즉, $\Delta J_w > A \Delta P$)을 설명할 수 있다.

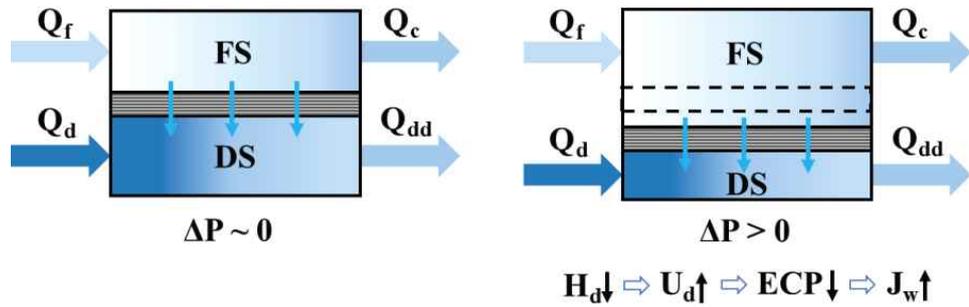


Fig. 3.12 The conceptual schematic for the effect of positive transmembrane pressure on the permeate flux in the spiral wound FO module.

3.3. 정삼투 모듈 모델 예측 정확도 향상

3.1장에서는 스케일업 모델(이하 Model 1)의 개발과정과 어떤 수식들을 사용해서 수투과플럭스(J_w)와 염투과플럭스(J_s)를 계산하고 예측 성능에 대한 내용을 다루었다. 본 절에서는 앞서 개발한 Model 1과 실제 실험 결과를 비교 분석을 진행한 후 fitting과정을 도입하여 스케일업 모델의 예측 성능을 향상시키고자 한다.

3.3.1. Fitting과정 도입을 통한 모듈 모델 예측 성능 향상

가. Fitting 인자 결정

예측정확도에 ΔP 가 어떤 영향을 미치는지 확인하기 위해 ΔP 가 다른 4개의 실험 세트(Set No. 1, 4, 8, 12)를 Fig. 3.13과 같이 $J_{w,exp}$, $J_{w,m}$ 로 나뉘어서 나타내었다. 앞서 언급했듯이 DS농도(C_d)가 높으면 삼투압차이가 높아지므로 실험과 모델의 J_w 도 증가하는 경향을 보였다.

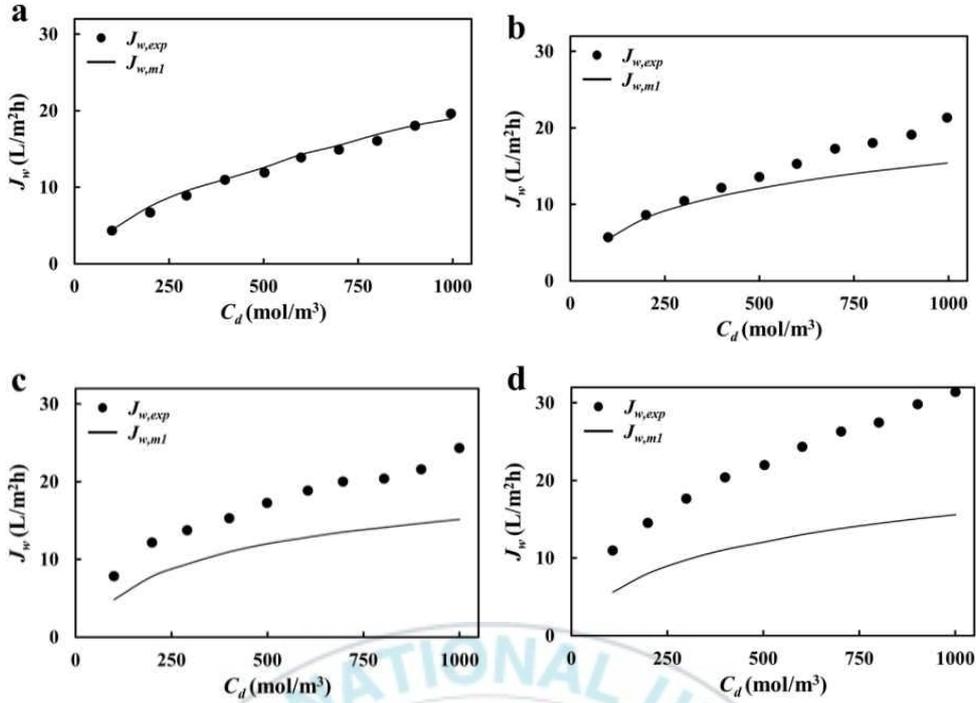


Fig. 3.13 Effect of trans-membrane pressure on water flux of FO 8040 module with comparison between experimental and modeling data: (a) Set No. 12 ($-0.03 \leq \Delta P \leq -0.01$), (b) Set No. 4 ($0.04 \leq \Delta P \leq 0.06$), (c) Set No. 1 ($0.33 \leq \Delta P \leq 0.37$), and (d) Set No. 8 ($1.28 \leq \Delta P \leq 1.32$). The unit of pressure is bar.

Fig. 3.13에서 흥미로운 부분은 ΔP 가 0에 가까운 경우 예측정확도가 가장 높고(Fig. 3.13(a)), ΔP 가 증가할수록 예측정확도가 점점 낮아진다는 것이다(Fig. 3.13(b), (c), (d)). 즉, Model 1은 J_w 를 과대평가하는 경향이 있으며, ΔP 와 DS농도가 높을수록 과대평가하는 경향이 더욱 증가한다고 할 수 있다. 이러한 현상을 설명하기 위해 한 가지 가설을 세울 수 있다. 그 가설은 ΔP 가 FS 측에서 DS 측으로 작용할 때 DS 채널의 높이를 축소시킬 수 있다는 것이다.

만약 DS 채널의 높이가 축소되었다고 가정한다면, 셔우드수(Sh)가 증가하고 유체역학적 변수(d_H)가 감소하여 물질전달계수(k)가 증가하므로(수식 (3.15) 참조), ECP(외부농도분극)가 감소되어 J_w 가 증가된다고 볼 수 있다. 또한 DS 채널의 높이가 축소되면 DS 채널의 손실수두가 커지므로 ΔP 가 더 높아져 ECP가 더욱 감소되는 요인

으로 작용할 수 있으며, DS 농도가 더 높을수록 ECP 효과가 증가된다. 그러므로 ΔP 에 의한 DS 채널 높이 축소효과에 대한 가설이 맞다면, DS 농도와 ΔP 가 높을수록 J_w 도 더 높아지는 현상을 설명할 수 있다.

3.2절의 결과에 의하면, 위 가설은 FS와 DS 모두 순수를 사용한 수리실험 결과에 의해 검증되었다고 할 수 있다. 수리실험에서 DS 채널에서 압력차(ΔP_d)는 DS 채널 평균 유속(U_{DS})을 제공한 함수로 나타낼 수 있으며, 이를 수식 3.24의 회귀식으로 나타낼 수 있다.

$$\Delta P_d = 0.0192U_{DS}^2 + 0.0921 \quad (R^2 = 0.952) \quad (3.24)$$

만약 ΔP 를 회귀식에 적용하면 예측성능이 더 좋은 회귀모델을 만들 수 있다(수식 (3.25) 참조).

$$\Delta P_d = 0.0213U_{DS}^2 + 0.135\Delta P + 0.0458 \quad (R^2 = 0.974) \quad (3.25)$$

여기서 ΔP 의 p-value는 1.41×10^{-6} 으로 ΔP 가 ΔP_d 결정 미치는 영향이 크다고 할 수 있다. p-value는 관찰된 데이터의 검정통계량이 귀무가설을 지지하는 정도를 확률로 표현한 것으로 값이 낮을수록 변수가 예측성능에 미치는 영향이 유의하다고 할 수 있다. 그리고 ΔP 의 계수가 0.135로 양수이므로 ΔP 가 증가할수록 ΔP_d 도 증가한다는 의미이다. 즉, ΔP 가 높을수록 DS 채널의 높이가 축소되어 ΔP_d 가 높아진다는 의미로 볼 수 있다. 그리고 채널 높이가 축소되면 채널 내 유속도 증가하게 되는데 채널 내 유속 증가도 ΔP_d 를 증가시키는 요인으로 작용할 수 있다.

나. Fitting 과정을 도입을 통해 개선된 모델(Model 2) 개발

모델의 예측 성능은 앞서 언급한 수식 3.21의 NRMSE로 평가할 수 있으며 NRMSE 값이 높을수록 모델의 예측 성능이 낮다고 할 수 있다. 스케일업 모델(Model 1)은 모듈의 유로 특성(즉, Fig. 3.4와 같이 복잡한 DS 유로 모양)을 고려하지 않았기 때문에 예측 성능이 낮을 것이라고 쉽게 예측할 수 있다. 따라서 Model 1의 예측 성능을 향상시키기 위해서는 fitting 과정 도입을 통한 모델 수정이 필요하다. 앞서 언급했듯이 FO 모듈에는 유체역학적 변수(FS유량(Q_f), DS유량(Q_d), ΔP)가 모듈 성능에 미치는 영향이 높기 때문에 유체역학적 변수들을 fitting 인자로 설정하였다.

ΔP 는 앞서 계속 언급되어 왔듯이 와권형 FO 모듈의 성능(J_w)에 영향을 미치는 주요 요인이다. 따라서 모델 수정 시 ΔP 를 가장 먼저 fitting 인자로 고려하였다. 총 116개의 실험 데이터와 Model 1의 예측플럭스($J_{w,m1}$)를 비교한 결과, NRMSE는 34.89%로 계산되었으며 수정된 모델(Model 2)의 NRMSE는 이 값(34.89%)보다 작아야 한다. ΔP 만 fitting 인자로 고려하였을 경우 개선된 모델의 플럭스($J_{w,m2}$)를 나타내는 수식은 다음과 같다.

$$J_{w,m2} = J_{w,m1} + 9.47\Delta P \quad (NRMSE = 19.41\%) \quad (3.26)$$

이 때 플럭스의 단위는 L/m^2h 이고 ΔP 의 단위는 bar이다. ΔP 를 fitting 인자로 도입한 경우 NRMSE는 34.89%에서 19.41%로 대폭 낮아진 것을 확인할 수 있다. 예측성능을 더 높이기 위해 FS유량(Q_f), DS유량(Q_d)을 fitting 인자로 추가하여 수정된 모델의 플럭스를 다음 수식과 같이 나타낼 수 있다.

$$J_{w,m2} = J_{w,m1} + 7.09\Delta P + 0.078Q_f + 0.00Q_d \quad (NRMSE = 12.17\%) \quad (3.27)$$

이 때 유량(Q)의 단위는 m^3/d 이다. 그리고 DS 유량(Q_d)의 계수가 0이므로 Q_d 가 $J_{w,m2}$ 에 미치는 영향이 거의 없다는 것을 확인할 수 있다. Fig. 3.13과 관련되어 논의된 결과에 따르면 모델의 예측 성능은 ΔP 와 DS농도(C_d) 모두에 밀접한 관련이 있다. 그래서 Q_d 를 제외하고 두 변수의 곱(즉, $\Delta P \times C_d$)과 Q_f 를 사용하여 모델을 개발하였다(수식 (3.28) 참조).

$$J_{w,m2} = J_{w,m1} + 11.99C_d\Delta P + 0.081Q_f \quad (NRMSE = 10.01\%) \quad (3.28)$$

이 때 DS농도(C_d)의 단위는 mol/m^3 이다. 수식 3.28은 예측 정확성과 모델의 단순성에서 최적화 된 모델이라고 할 수 있으므로 이를 Model 2의 기본 형태로 결정하였다.

Fig. 3.14는 실험플럭스($J_{w,exp}$)와 Model 1의 플럭스($J_{w,m1}$), Model 2의 플럭스($J_{w,m2}$)를 비교한 그림이다. Fig. 3.14(a)에서 볼 수 있듯이 Model 1은 FS유량(Q_f)이 고려되어 있지 않지만, Model 2는 fitting 인자로 $C_d\Delta P$ 와 Q_f 를 도입함으로써 두 실험을 뚜렷하게 구분할 수 있고 예측 정확도도 더 높은 것을 확인할 수 있다(Fig. 3.14(b)).

Model 1은 DS유량이 더 높을수록 J_w 가 증가한다고 예측하고 있지만 실험 데이터는 이러한 예측과 상반되는 결과를 보이고 있다 (Fig. 3.14(c)). Fig. 3.14(c)에서 나타난 실험 데이터의 DS유량(6.62, 13.39, 20.88, 24.77 m^3/d)과 ΔP (0.33, 0.15, -0.13, -0.11 bar)조건은 Table 3.2에서 확인할 수 있다. Model 1은 DS의 유량 증가와 농도 증가에 대한 영향은 반영하고 있지만 FS유량과 ΔP 의 영향은 거의 반영되어 있지 않다. 하지만 Model 2에서는 FS유량과 ΔP 의 효과를 잘 반영하여 높은 J_w 예측 정확도를 보여준다. 정리하자면 ΔP 와 FS유량은 와권형 FO 모듈을 사용하는 FO 공정에서 J_w 변화를 예측하기 위한 핵심 인자라고 할 수 있다.

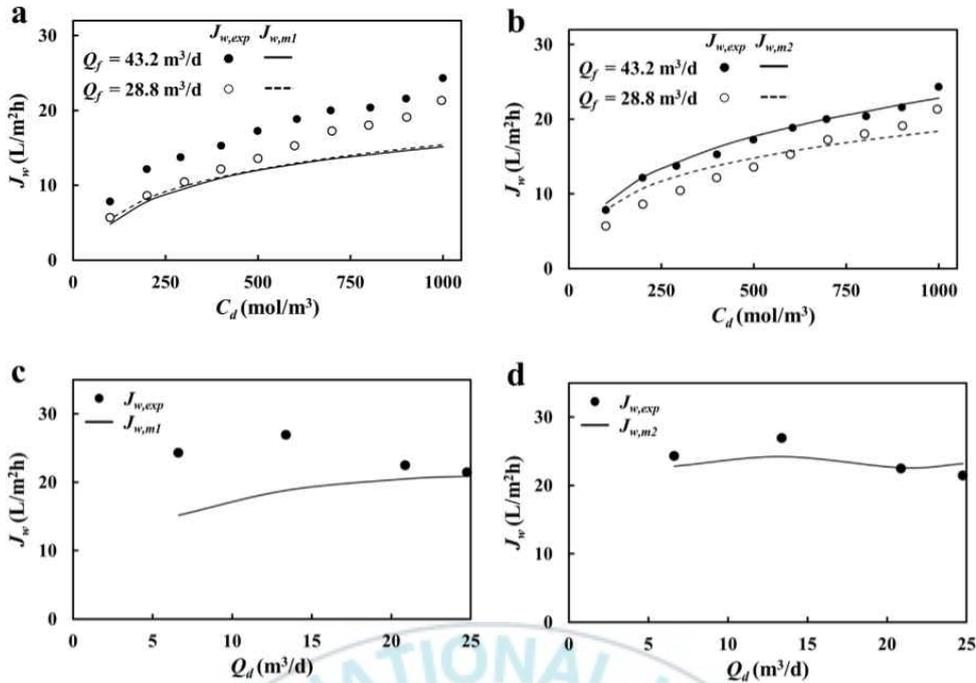


Fig. 3.14 The prediction performance of Model 1 and 2: (a, b) Experimental sets No. 1 and 4, (c, d). The initial four data from experimental sets No. 1, 2, 3, and 10.

Specific operation conditions are described in Table 3.2.

3.3.2. Fitting 과정을 도입한 정삼투 모듈 모델 적용성 평가

가. 개선된 모델(Model 2)의 적용성 검토

3.3.1절에서는 스케일업 모델(Model 1)의 예측 성능을 높이기 위해 fitting 인자를 도입하여 개선된 스케일업 모델(Model 2)을 개발하였다. Model 2는 FS와 DS의 유량, 농도, ΔP 등을 입력 조건 변수로 사용하여 와권형 FO 모듈의 플럭스(J_w)를 높은 정확도로 잘 예측하지만 모듈 실험 데이터와 fitting 과정이 필수적이다. 만약 fitting 과정에 필요한 데이터 수(12 세트 실험의 116개 데이터, Table 3.2 참조)가 많이 요구된다면 Model 2의 적용 가능성이 낮고 제한적일 수 있다. Model 2의 신뢰도가 높고 적용 가능성이 높으려면 fitting 과정에 사용되는 데이터의 수(즉, 모델 개발에 사용되는 데이

터 수; trained data)가 적어야 한다.

Trained data 수가 Model 2의 성능에 미치는 영향을 알아보기 위해 trained data를 무작위로 선택하면서 다양한 fitting과정을 실시하였다. Trained data 그룹(즉, train 그룹)의 크기가 설정되면 전체 데이터 수(116개)에서 설정된 수만큼 무작위로 데이터를 추출한다. 그리고 수식 3.29의 변수 α 와 β 를 train 그룹을 이용한 fitting과정으로 결정하였다.

$$J_{w,m2} = J_{w,m1} + \alpha C_d \Delta P + \beta Q_f \quad (3.29)$$

위와 같이 결정된 변수가 적용된 Model 2로 실제 실험데이터와 비교할 모델 플럭스($J_{w,m2}$)를 계산한다. 마지막으로 train 그룹과 116개의 데이터가 모두 포함 된 그룹(즉, test 그룹)에 대한 예측오차(NRMSE)를 계산하였으며, 동일한 과정을 100회 반복 실시하여 평균 NRMSE와 정규화 된 표준편차(normalized standard deviation, NSTD)를 계산하였다. 이 모든 반복 작업은 Microsoft Excel의 매크로와 Visual basic 코딩을 활용하여 진행하였다.

Fig. 3.15(a)에서 NRMSE의 평균(Mean of NRMSE)은 train그룹에서 얻은 Model 2의 평균 예측 정확도를 나타낸다. Trained data 수가 증가하면 test 그룹(116개 전체 데이터)에 대한 Model 2의 예측 정확도가 증가하는 것을 확인할 수 있다. Fig. 3.15(b)에서 NRMSE의 NSTD(NSTD of NRMSE)는 Model 2의 예측 정확도의 변동을 의미하며 trained data 수가 많을수록 감소하는 것을 볼 수 있다. 좋은 모델의 조건은 예측 오차(즉, NRMSE)가 낮고 각각 다른 train 그룹에서 fitting 과정을 적용할 때 NRMSE의 변동이 작아야 한다. Model 2의 NRMSE와 NSTD가 가장 낮은 경우는 train 그룹이 가장 클 때(즉, 데이터 116개 모두를 사용할 때) 발생한다. 그러나 적용성 측면에서는 train 그룹이 작을수록 더 유리하다. Fig. 3.15에서 볼 수 있듯이 NRMSE와 NSTD는 train 그룹의 크기가 커질수록 감소하

고 감소율도 점점 작아지는 것을 확인할 수 있다. 따라서 train 그룹의 적절한 크기를 설정하는 것이 바람직하다. Trained data 수가 30개일 때 NRMSE는 10.19%(최소 값 대비 + 0.18%)이고 NRMSE의 NSTD는 3.28%이다. 적절한 train 그룹의 크기를 설정하기 위한 절대적인 수치를 제시하기는 어렵지만 trained data 수가 30개인 경우 모델의 정확도가 높고 변동이 작다고 할 수 있다.

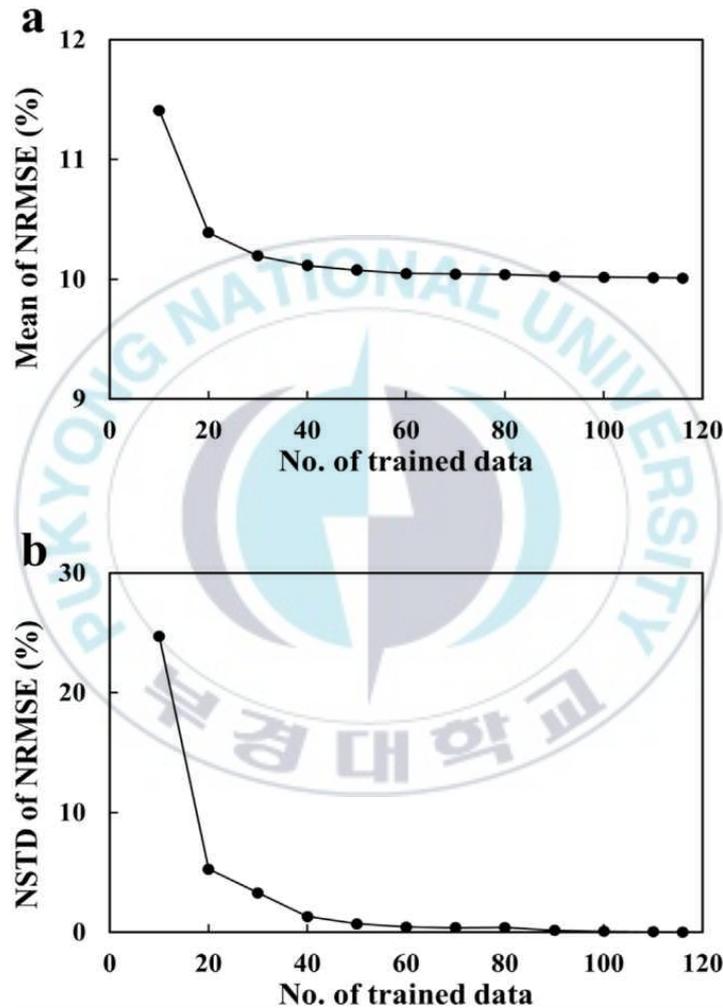


Fig. 3.15 The number of trained data affecting the performance of Model 2 in terms of prediction accuracy and variation: (a) Mean and (b) Normalized standard deviation (NSTD) of NRMSE obtained from the 100 randomly produced train groups.

Fig. 3.16은 무작위로 선택된 29개의 실험 데이터로 fitting 과정을 진행했을 때, Model 2의 예측 성능을 보여주고 있으며 모델의 수식은 다음과 같다.

$$J_{w,m2} = J_{w,m1} + 11.53C_d\Delta P + 0.087Q_f \quad (3.30)$$

수식 3.30과 수식 3.28의 변수가 약간 다른 것은 train 그룹이 다르기 때문이다. Train 그룹의 NRMSE는 10.92%(Fig. 3.16(a)), test 그룹의 NRMSE는 10.03%(Fig. 3.16(b))로 fitting 과정 적용 여부와 관계없이 예측 성능이 높게 나타났다.

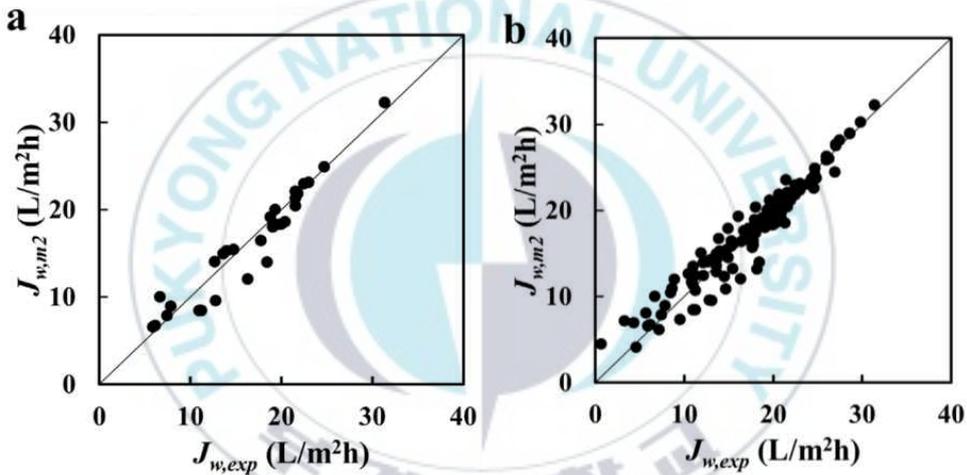


Fig. 3.16 An example of the performance of Model 2 with a random set of 29 trained data: (a) J_w in the train group (29 data), (b) J_w in the test group (116 data).

수식 3.17, 3.18, 3.19와 예측된 플럭스를(J_{wm2})를 활용하면 농축된 FS 농도의 예측 값($C_{c,m2}$)과 희석된 DS 농도의 예측 값($C_{dd,m2}$)도 계산할 수 있다. Fig. 3.16(c), (d)를 보면 예측한 C_c 와 C_{dd} 의 정확도가 매우 높은 것을 확인할 수 있다(이 때 $C_{c,m2}$ 와 $C_{dd,m2}$ 의 예측오차(NRMSE)는 각각 8.66%, 5.38%이다.). 따라서 fitting 과정을 통해와 권형 FO 모듈 모델의 성능을 개선하기 위해서는 약 30개 정도의

실험 데이터가 있으면 간단하고 정확한 FO 모듈 모델을 개발할 수 있다.

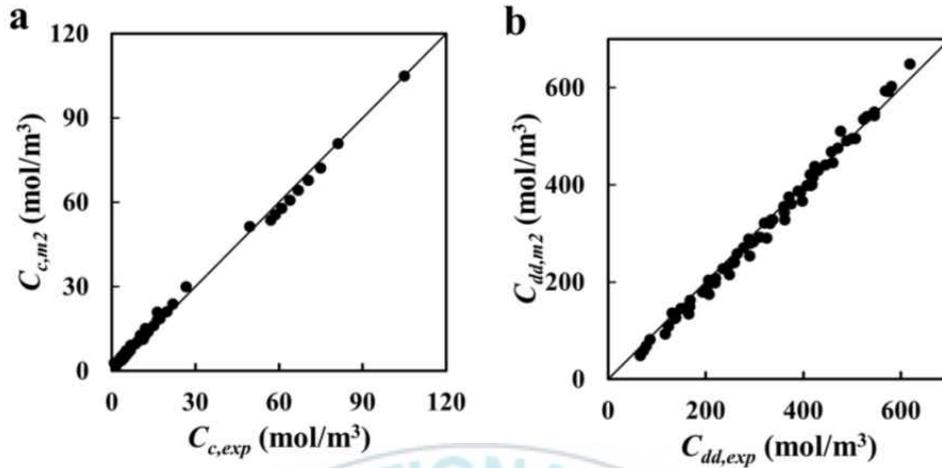


Fig. 3.17 An example of the performance of Model 2 with a random set of 29 trained data:

(a) C_c in the test group (29 data), (b) C_{dd} in the test group.

나. 정삼투 모듈 모델 개발 과정 및 한계

본 항에서는 최종 FO 모듈 모델인 Model 2의 수식(수식 3.30 형태) 개발을 위한 과정을 요약 정리하였다(Fig. 3.18 참조). 과정은 Fig. 3.18에 묘사되어 있듯이 4개의 단계로 구성되어 있다. 1단계는 FO 막의 고유 성능인자인 A , B , S 값을 결정하기 위한 쿠폰막 실험을 진행하는 것이다. A , B , S 값이 결정되었다면 2단계로는 예상되는 조건(Q , C , ΔP) 하에 FO 모듈 실험을 진행하는 것이다. 신뢰할 만한 모델 방정식을 얻기 위해 필요한 trained data 수는 앞서 확인했듯이 약 30개이다. 3단계는 Model 1의 플럭스(J_{wml})를 구하기 위한 모듈 스케일의 모델을 개발하는 것이다. 3단계에서 주의해야 할 부분은 DS의 유도용질(draw solutes)이 본 연구에서 사용된 염화나트륨(NaCl)이 아닌 다른 유도용질을 사용하는 경우, 모델 개발 시 사용한 염투과성(solute permeability, B)과 용질의 확산계수를 사용

할 유도 용질의 고유 특성에 맞도록 반영해야한다는 점이다. 마지막 4단계는 fitting과정을 도입하여 예측성능이 높은 개선된 FO 모듈 모델(Model 2)을 개발하는 것이다.

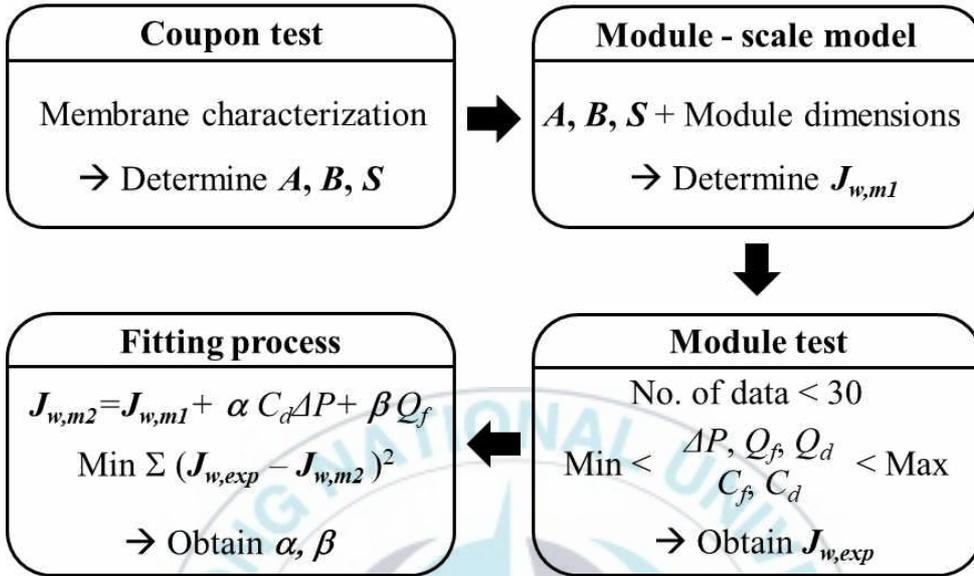


Fig. 3.18 The procedure to develop the predictive model equation for a spiral wound FO membrane module.

본 연구에서 개발된 FO 모듈 모델은 본 연구에서 진행한 운전 조건(유도용질의 종류, 유량, 농도, 압력 등) 범위 내에서는 예측 성능이 높지만 한계점이 존재한다. 본 연구의 FO 모듈 모델의 한계점은 fouling 현상이 고려되지 않았다는 점이다. Fouling이란 막 오염이라고도 하며 모든 막여과 공정에서 여과를 진행하면 일반적으로 발생하는 현상이다. FO 공정은 RO 공정 대비 운전 압력이 낮으므로 fouling이 발생할 위험이 낮다고 알려져 있지만, 실제 FO 공정 적용 시 필연적으로 fouling이 발생하는 것은 자명하기 때문에 이러한 영향을 반영하는 것이 바람직하다.

제4장 에너지소비량 및 탄소배출량 분석

앞서 3장에서는 FO 모듈의 플럭스 예측 오차가 평균 약 10% 정도인 스케일업 모델을 개발하였다. 앞서 계속 강조해왔듯이 본 연구의 최종 목적인 에너지소비량 및 탄소배출량 분석을 위해서는 FO 모듈의 성능을 예측할 수 있는 모델이 필수적이다.

본 장에서는 에너지소비량 계산 방법을 수식과 설명하고 RO 공정과 FO 공정 각각의 설계프로그램을 설명한 후 이들을 활용하여 에너지소비량을 계산하였다. 그리고 FO-RO 융합공정에서 저감되는 에너지소비량에 따른 탄소배출량과 FO 공정 건설로 인해 추가되는 탄소배출량을 계산하여 기존의 단독 RO 공정과 비교 분석 하였다.

4.1. 역삼투 공정의 에너지소비량

4.1.1. 에너지소비량 계산 방법

RO 공정은 2.1절에서 언급했듯이 Fig. 2.2와 같이 기본으로 구성되어 있다. 원수가 유입되면 생산수를 생산하고 고농도의 농축수는 방류 또는 별도처리를 거치게 된다. 농축수는 원수압력에서 막모듈 내부를 통과하면서 발생하는 수두손실 만큼만 압력을 잃으므로 원수압력(해수인 경우 약 50 bar)보다 약 1-2 bar정도가 낮은 높은 압력을 가지고 있다. 최근 RO 공정에서는 에너지 저감을 위해 2.1절에서 언급한 고압의 농축수를 활용하는 ERD를 필수적으로 도입하고 있는 추세이다. ERD를 적용한 RO 공정의 모식도를 Fig. 4.1과 같이 나타내었다.

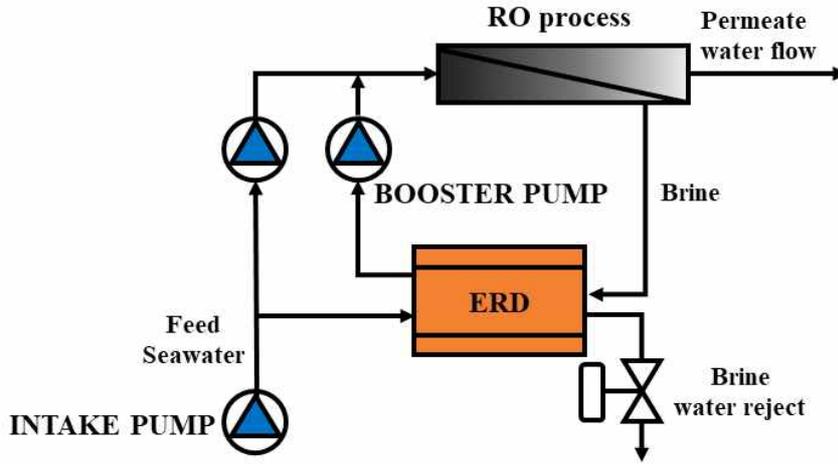


Fig. 4.1 Schematic of RO process with ERD.

ERD를 사용하면 RO 공정의 농축수 압력을 90% 이상의 높은 효율로 사용할 수 있지만, 에너지 교환 시 발생하는 손실로 인해 원수압력보다 압력이 낮으므로 낮아진 압력(약 2~3 bar)을 올려주기 위한 부스터펌프가 추가적으로 필요하다. 이를 고려하여 아래 식 4.1로 에너지소비량을 제한하였다(이홍주 등, 2015).

$$E_p = \frac{Q_f P_f / \eta_f + Q_c P_b / \eta_b - \eta_{ERD} Q_c P_c}{36 Q_p} \quad (4.1)$$

E_p : 단위 생산량 당 에너지 소비량(kWh/m³)

Q_f, Q_c, Q_p : 각각 원수, 농축수, 생산수 유량(m³/d)

P_f, P_b, P_c : 각각 원수, 부스터, 농축수 펌프 압력(bar)

$\eta_f, \eta_b, \eta_{ERD}$: 각각 원수, 부스터 펌프 및 모터와 ERD 효율(%)

ERD 효율(η_{ERD})의 경우 문헌에 따라 90%로 가정하였으며(유현욱, 2017), 원수와 부스터 펌프 및 모터의 효율(η_f, η_b)은 Energy Recovery사의 Power model 프로그램으로 산정한 후 적용하였다. Energy Recovery사는 isobaric type의 ERD를 개발 및 판매하는 회사로 생산수 유량에 따른 펌프의 모터와 효율을 계산할 수 있는

Microsoft Excel 기반인 Power model이라는 프로그램을 무료로 제공하고 있다(Fig. 4.2 참조).

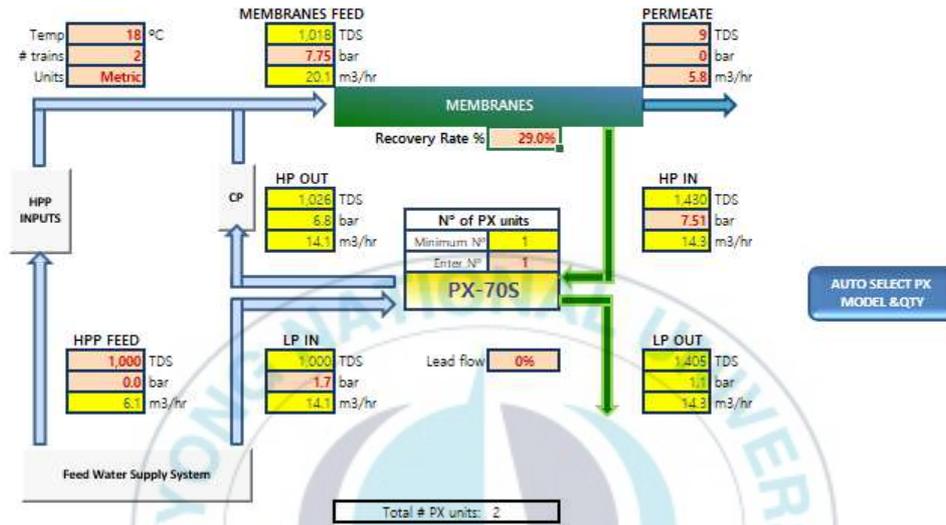


Fig. 4.2 The Power model program(전종민 등, 2017).

4.1.2. 역삼투 공정 설계 프로그램

현재 RO 막모듈을 이용하여 플랜트 설계 시 가장 많이 사용되는 제조사는 5개가 있으며, 각 제조사에서는 공정 설계 프로그램을 제공하고 있다(Fig. 4.3). 각 제조사명과 설계 프로그램명은 각각 DOW Chemical사의 ROSA 9.0, HYDRANAUTICS Nitto Group사의 IMS Design-2016, LG Chem사의 LG Chem Nano H2O, TORAY INDUSTRIES사의 Toray DS2, Toray Chemical Korea Inc.사의 CSM PRO ver 5.0이다.



Fig. 4.3 The RO process design program for each membrane manufacturer.

RO 공정 설계 프로그램은 RO 막모듈 활용 시 RO 공정에 소요되는 막모듈 개수 및 예상되는 운전 상황을 사용자에게 미리 시뮬레이션해주는 프로그램이다. 시뮬레이션에 활용되는 인자들은 유량, 압력, 온도, 회수율, 원수 이온성분, 막모듈 종류 등이 있으며, 대표적인 인자들의 특징은 아래와 같다.

- 유량: 생산수량에 따라 소요되는 막모듈 개수가 바뀌고, 원수량과 생산수량의 비에 따라 회수율이 변동될 수 있으므로 중요한 요소이다. 그리고 농축수 유량의 경우도 설계 프로그램에서 제시하고 있는 모듈 당 최소 농축수 유량이 있으므로 이 부분도 주의해야 한다.
- 압력: 원수 압력 변화에 따라 생산수 수질과 투과수량(즉, 플럭스)도 변하기 때문에 중요한 요소이다. RO 공정에서 원수압력이 증가하면 생산수 수질과 플럭스는 증가하게 되지만, 에너지소비량이 증가된다.
- 온도: 온도가 높아질수록 물의 점도가 낮아져 플럭스가 증가되므로 중요한 요소이다.

- 회수율: 앞서설명한 유량과 연관성이 높은 인자로 유입되는 원수량에 대한 생산수량의 비율로 나타낸다. 유량과 연관성이 높기 때문에 막모듈 개수 결정과 압력 변동 등 다양한 부분에 영향을 주므로 중요한 요소이다.
- 막모듈 종류: RO 막모듈에는 높은 염제거율, 높은 투과수량 등 다양한 종류가 존재하므로 적절한 막모듈 선택도 설계 시 고려해야되는 중요한 요소이다.
- 원수 수질: RO 공정에서 원수 수질은 막모듈의 종류를 고려할 때 필요한 인자이다. RO 막모듈에는 일반적으로 기수용(농도 2,000 ppm(mg/L) 이하) 막모듈과 해수용 막모듈이 있다. 그리고 원수 수질에 따라 원수 압력도 변하므로 이 또한 중요한 부분이라고 할 수 있다.

제조사에서 제공되는 프로그램마다 작동법은 다르지만 기본적인 내용은 상통하므로 본 연구에서는 대표적인 막모듈 제조사인 DOW Chemical사의 ROSA 9.0을 활용하여 RO 공정 설계를 진행하였다. ROSA 9.0 프로그램은 DOW Chemical사의 홈페이지에서 쉽게 다운받아서 이용할 수 있다. 설계 프로그램을 활용한 RO 공정 설계는 (1) 단위 결정, (2) 유입되는 원수 수질 결정, (3) 막모듈 종류 및 생산수량, 회수율, Pass, Stage 결정, (4) 계산 및 결과값 추출 순으로 진행되며 자세한 내용은 다음 단락에서 다루도록 한다. 이때 만약 계산된 결과값에 문제가 있다면 다시 (3)번 과정으로 돌아가 수치들을 수정하면서 결과값에 문제가 생기지 않도록(즉, 에러메세지가 발생하지 않도록) 조정해야한다.

(1) 단위 결정

단위 결정 단계에서는 유량과 압력의 단위를 결정하고 온도를 섭씨와 화씨 중 결정할 수 있다(Fig. 4.4 참조).

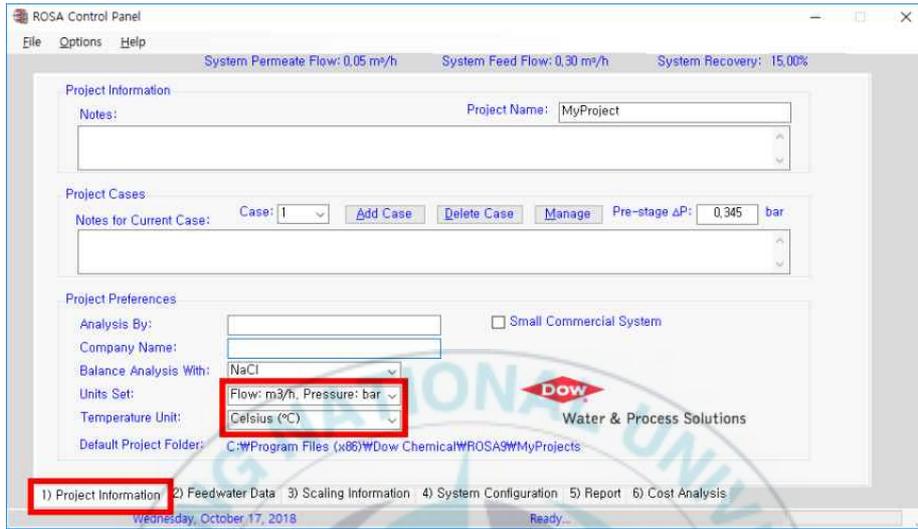


Fig. 4.4 Unit setting window of ROSA (Dow chemical).

(2) 원수 수질 결정

원수 수질 결정은 크게 물의 특성(water type)과 수질성분을 결정할 수 있다. 물의 특성은 SDI(silt density index)에 기반한 것으로 한외여과(ultrafiltration, UF)를 거친 해수(SDI 2.5 미만), RO 생산수(SDI 1 미만), 지표수(SDI 3 미만) 등 다양한 예시들 중 하나를 선택하면 된다. SDI는 막에 발생하는 fouling 생성에 대한 지표로 수치가 낮을수록 fouling 발생 위험이 적다고 할 수 있다.

수질성분은 총용존고형물(total dissolved solids, TDS)와 같이 전체적인 농도를 기입하는 방법과 이온구성성분별로 농도를 기입하는 방법 두 가지가 있다. 위 내용들과 관련된 ROSA 프로그램 입력창은 Fig. 4.5와 같다.

스케일 방지를 위한 약품 첨가도 시뮬레이션에 반영할 수 있다.

스케일이란 원수 내에서는 용해도가 높아 석출되지 않았던 물질들이 운전 시 막표면의 농도가 높아지면서 용해도를 넘어선 물질들이 침전되어 막 표면에 쌓이는 현상이다.



Fig. 4.5 Feed water quality setting window of ROSA.

(3) 막모듈 종류 및 생산수량, 회수율, Pass, Stage 결정

원수 수질을 결정했다면 그 다음은 막모듈 종류 및 구성, 회수율, Pass 수, Stage 수 등과 같은 시스템을 구성해야 한다. 막모듈 종류 및 구성, 회수율, 농축수 순환(recirculation loops)은 Fig. 4.6과 같이 결정할 수 있다. 앞서 언급했듯이 원수 수질과 예상하는 성능에 따라 막모듈 종류를 선정하는 것은 플랜트 설계 시 중요한 요소이다. 원수 수질에 따라 기수용 또는 해수용 막모듈을 사용해야 되는지 결정할 수 있다. 만약 기수에 해수용 막모듈을 사용한다면 필요이상으로 염제거율이 높아지고 이에 따라 공급압력이 더 높아지기 때문에 비경제적인 운전이 될 수 있다. 그리고 해수에 기수용 막모듈을 사용한다면 염제거율이 낮으므로 공급압력은 낮아지지만 원하는 생산수 수질을 만족하지 못 할 가능성도 있다. 막모듈 종류를 결정했다면 모듈 배열 구성을 결정해야 한다. 막모듈의 총 개수

는 제조사에서 원수상태 별로 권장하는 플럭스가 있기 때문에 생산수량에 따라 결정되게 된다. 플럭스의 단위는 보통 L/m^2h 를 많이 사용하는데, 시간당 단위면적으로 생산하는 유량으로 여기에 막모듈의 막면적을 곱하면 모듈하나로 생산하는 생산수량이 된다. 그러므로 모듈의 총 개수를 곱하면 총 생산수량이 되는 것이다. 모듈배열은 직렬과 병렬 수를 입력할 수 있다. 막모듈의 총 개수가 정해지면, 직렬과 병렬 배열을 변동시키면서 반복 시뮬레이션하여 결과 계산 시 에러메세지가 나타나지 않도록 진행하면 된다. 제조사에서 막모듈 하나당 제시하는 회수율이 있으므로 이를 고려하여 시뮬레이션을 진행해야 한다. 병렬의 수가 너무 적으면 모듈에서 부담하는 회수율이 너무 높아 병렬의 수를 늘려야 하고 이에 맞춰 각 병렬 라인 당 직렬 배열수도 늘려가면서 적정값을 찾아야 한다. 농축수 순환은 말 그대로 농축수를 다시 원수로 순환해서 운전하는 방법으로 얼마만큼의 농축수량을 원수로 순환할지 결정해줄 수 있으나 플랜트에서는 잘 사용하지 않는 방법이다.

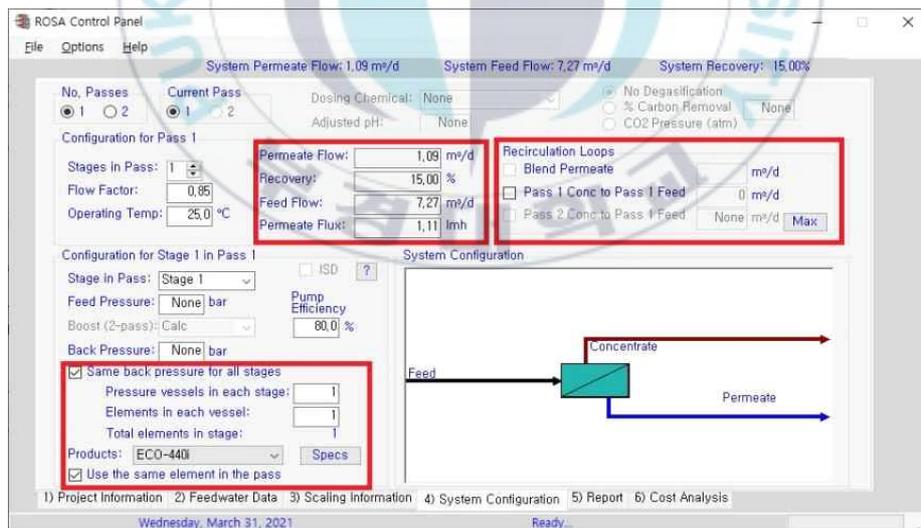


Fig. 4.6 Flow rate and module arrange setting window of ROSA.

다음으로는 pass수 결정이다. Pass수를 1에서 2로 바꾸게 되면 Fig 4.7과 같이 시스템 구성도가 바뀌게 된다. 시스템 구성도를 살

퍼보면 첫 번째 막모듈에서 생산된 생산수가 두 번째 막모듈의 원수가 되어 운전되는 것을 알 수 있다. 즉 pass라는 것은 전단의 생산수를 다음단의 원수로 사용하는 것으로 매우 좋은 품질의 생산수를 얻고자 할 때 많이 사용하는 방법이다. 마지막으로 stage수 결정이다. Stage는 Fig 4.8에서 볼 수 있듯이 전단의 농축수가 다음단의 원수가 되어 운전하는 방법으로 회수율을 높이기 위해 많이 사용하는 방법이다.

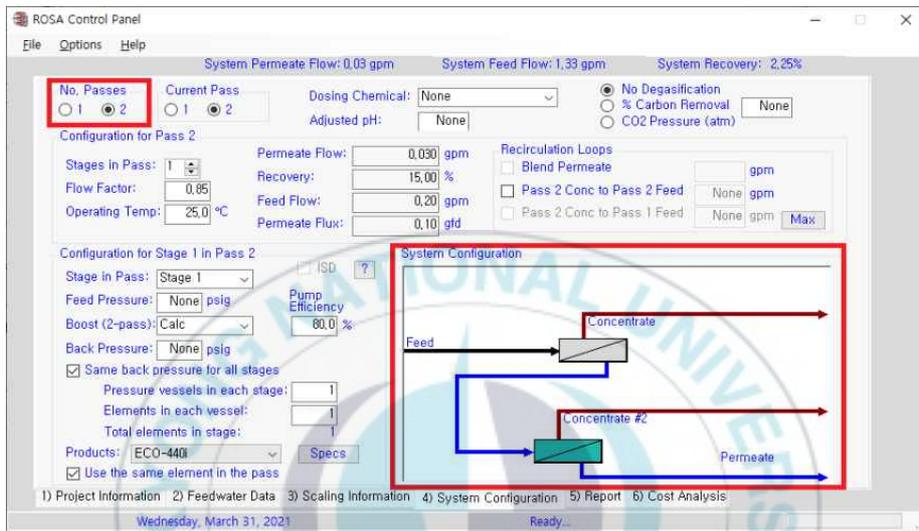


Fig. 4.7 Pass number setting window of ROSA.

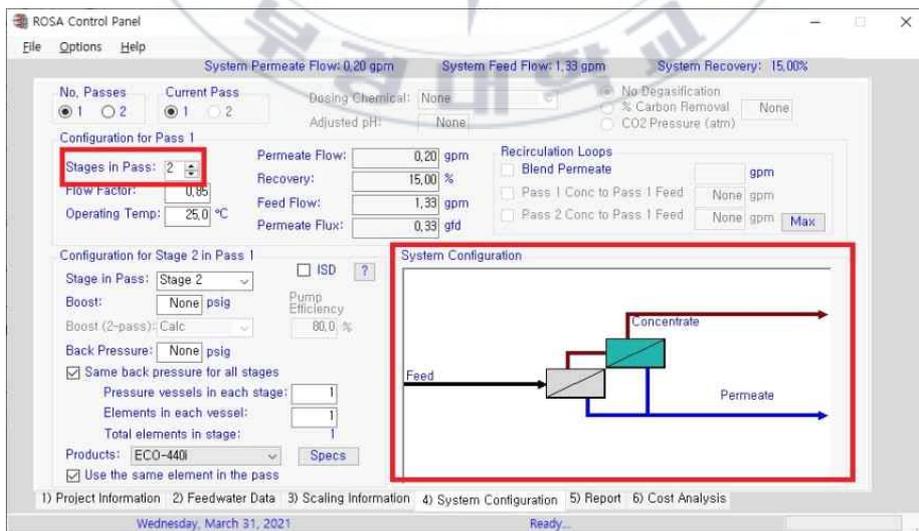


Fig. 4.8 Stage number setting window of ROSA.

(4) 계산 및 결과값 추출

모든 사항들을 입력했다면 계산을 실시하고 에러메세지가 나타나지 않을 때까지 시뮬레이션을 반복하여 결과값을 추출한다.

4.2. 정삼투 공정의 에너지소비량

앞서 언급했듯이 FO 공정을 설계할 수 있는 프로그램은 존재하지 않는다. 그러므로 본 연구에서는 FO 모듈 성능을 예측할 수 있는 모델(스케일업 모델)을 개발하였고 예측성능을 높이기 위한 연구를 진행하였다. 4.2절에서는 앞서 개발한 스케일업 모델을 활용하여 설계 프로그램을 개발 및 검증한 후 FO 공정의 에너지소비량 계산 방법에 대한 내용을 다루도록 한다.

4.2.1. 정삼투 공정 설계 프로그램 개발

FO 공정 설계 프로그램의 기본은 모듈 배열에 따른 성능을 예측하는 것이다. 풀어서 설명하자면 모듈 2개를 직렬로 연결한다면 첫 번째 모듈의 결과값이 두 번째 모듈의 입력값이 되어 두 번째 모듈 결과값(즉, 최종 결과값)을 예측하는 것이고, 모듈 2개를 병렬로 연결한다면 유입 유량이 병렬로 나눠지는 수만큼 나누어 각각의 모듈로 유입되는 것이다. 위 내용대로 직렬과 병렬 수 설정 시 최종 결과값을 도출할 수 있도록 하는 프로그램을 Microsoft Excel의 매크로 기능을 활용하여 구현하였다.

FO 공정 설계 프로그램의 인터페이스는 Fig. 4.9와 같다. 붉은 바탕의 셀은 입력을 할 수 있는 셀이며 녹색 바탕의 셀은 출력값을 나타내는 셀이다. Fig. 4.9에서 붉은 점선 내 셀들은 각각 유입되는 FS와 DS의 유량, 압력, 농도와 막종류를 선택할 수 있는 부분이다.

막종류는 현재 본 연구에서 사용된 Toray Chemical Korea Inc.사의 FO8040만 선택할 수 있다. 유입되는 유량, 압력, 농도는 Fig. 4.9 우측 하단의 단위 변환 버튼으로 단위를 조정할 수 있다. 유량 단위는 m^3/d , LPM(L/min)으로 변환 가능하며 압력 단위는 bar, MPa로 변환 가능하다. 그리고 농도는 ppm(mg/L), $\eta S/cm$ (전기전도도 단위), bar(NaCl 기준 삼투압)으로 변환이 가능하다.

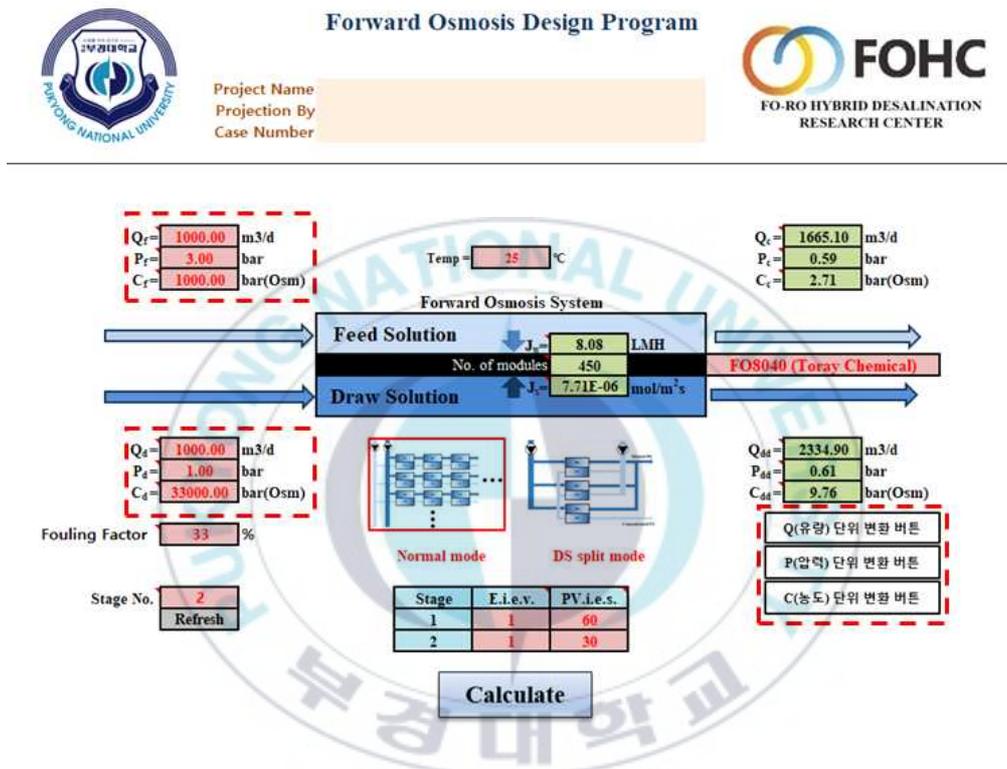


Fig. 4.9 Flow rate, pressure and concentration input cell in the FO design program.

Fig. 10에서 볼 수 있는 붉은 점선 내 셀들은 온도 입력, fouling 지수(fouling factor) 입력, 스테이지수와 엘리먼트(즉, 모듈) 개수 및 베셀 수 입력 그리고 녹색 셀의 출력 값들이다. 온도를 입력하면 점도 등에 영향을 미치면서 온도가 높아지면 수투과플럭스가 높아지는 현상을 반영할 수 있다. 막 표면에 fouling이 생기면 공극이 막혀 플럭스가 낮아진다. 그러므로 fouling 지수를 입력하면 플럭스가 낮아지도록 영향인자를 조정하여 fouling 현상을 나타낼 수 있

다. 본 설계 프로그램에서 **fouling** 지수와 관련된 영향인자는 수투과도(water permeability, A), 물질전달계수(K_f , 식 (3.14) 참조)이다. **fouling** 지수를 입력하면 그 숫자만큼 수투과도와 물질전달계수가 감소하여 플럭스가 낮아지는 현상을 반영한 것이다. 스테이지수를 결정하면 베셀 내 모듈 개수(elements in each vessel; E.i.e.v.)와 스테이지 내 베셀 개수(pressure vessels in each stage; PV.i.e.s.)를 입력할 수 있다. RO 공정과 비교하자면 베셀 내 모듈 개수란 직렬로 얼마나 배열하는지에 해당되고 스테이지 내 베셀 개수는 병렬로 얼마나 배열하는지에 해당된다. 마지막으로 녹색셀들은 출력값으로 유량, 압력, 농도의 최종 결과값과 총 모듈 개수, 평균 수투과플럭스(J_w)와 염투과플럭스(J_s)를 보여준다. 마지막으로 Fig. 4.10의 중앙에 위치해있는 파란 점선 내에서는 모드를 설정할 수 있다.

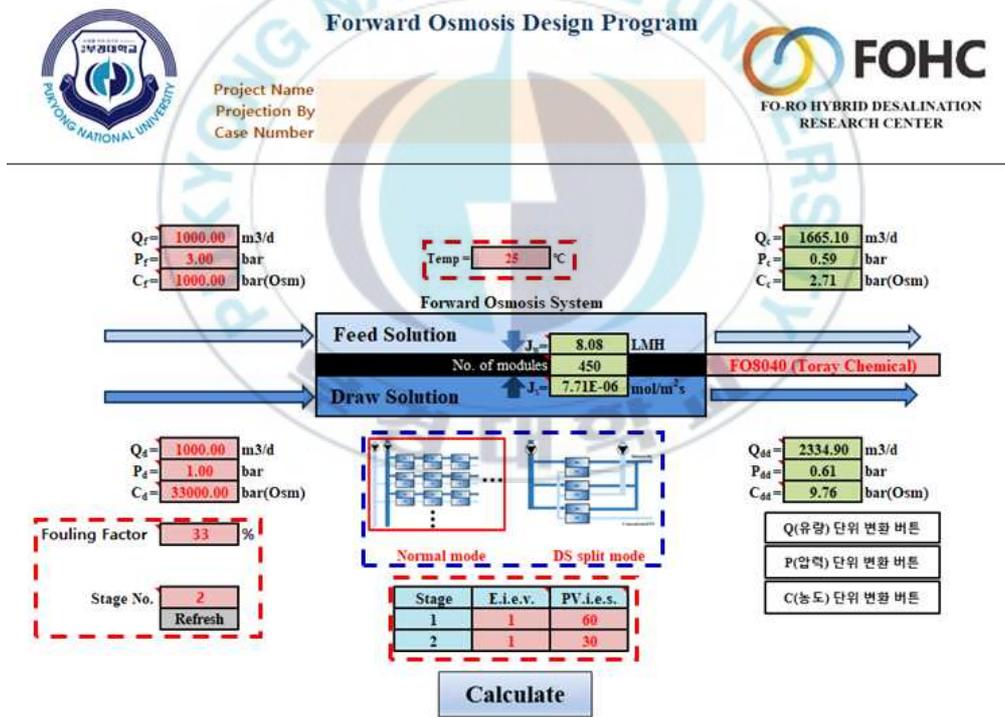


Fig. 4.10 Fouling factor, No. of stage, module arrange, temperature input cell and mode setting in the FO design program.

모드설정은 보통의 FO 공정인 노말모드(normal mode)와 유도용액 병렬모드(DS split mode) 두 가지 중 선택할 수 있다. Fig. 4.11은 노말모드(3단직렬)를 나타낸 모식도이다. FS와 DS가 흐르면 모듈 내에서는 FS와 DS의 삼투압차에 의해 FS에서 DS로 물이 넘어가므로 FS는 농축되고 DS는 희석된다. 그러므로 직렬수가 늘어날수록 FS는 농축되고 DS는 희석되기 때문에 삼투압차이가 계속 감소하게 되므로 플럭스가 지속적으로 감소하게 된다. 즉, 노말모드는 직렬수가 늘어나면 늘어날수록 효율이 떨어지는 것이다. 이러한 단점을 보완하기 위한 것이 유도용액 병렬모드이다.

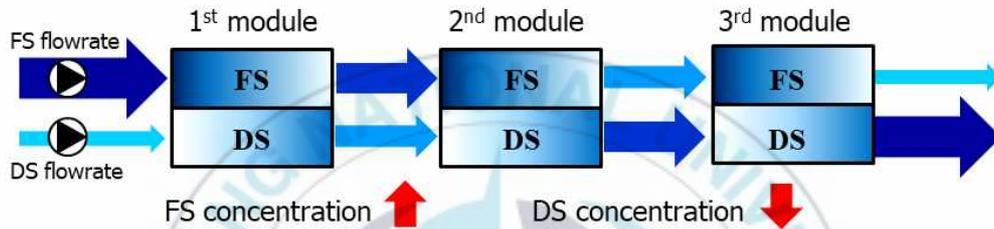


Fig. 4.11 Schematic diagram for serial arrangement(normal mode) of FO modules.

Fig. 4.12는 유도용액 병렬모드를 나타낸 모식도이다. 앞서 언급했듯이 FO 공정에서 직렬 연결 개수가 늘어날수록 FS는 농축되고 DS는 희석되므로 플럭스가 낮아져 효율이 감소하게 된다. 이러한 단점을 보완하기 위한 방법으로 FS는 일반적인 FO 공정과 같이 이전모듈에서 나오는 물을 다음모듈로 보내고, DS는 모두 병렬로 배열하는 것이다. 이렇게 DS를 병렬로 모두 배열하면 초기 DS 농도를 계속 유지할 수 있기 때문에 삼투압차를 거의 일정하게 유지할 수 있다. 물론 FS는 운전을 진행할수록 농축되지만 서론에서 언급했듯이 FS는 하수처리수, DS는 해수를 사용하기 때문에 FS가 농축된다고 하더라도 FS와 DS의 초기 농도차이가 많이 나므로 성능에 큰 영향을 미치지 않을 것으로 예상된다. 유도용액 병렬모드를 적용한다면 높은 삼투압차를 계속 유지할 수 있다는 장점도 있지만,

FS 농축을 더 높은 효율로 수행할 수 있다. 앞서 언급했듯이 FS와 DS의 초기 농도차이가 많으므로 FS가 농축된다고 하더라도 DS의 농도가 일정하게 유지된다면 양질의 플럭스를 얻을 수 있으므로 FS 농축을 효과적으로 진행할 수 있을 것으로 기대된다. 하지만 FS 농축 시 플럭스로 인해 FS의 유량이 계속 감소하므로 스테이지별로 모듈을 같은 수로 배치한다면 채널 내 유속 감소 등으로 인한 손실이 발생할 수 있다.

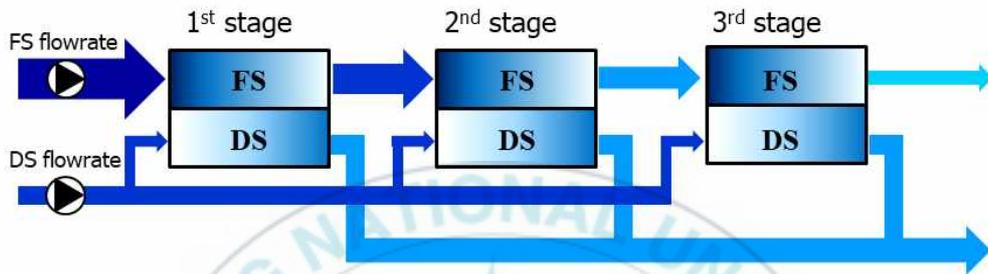


Fig. 4.12 Schematic diagram for DS split arrangement of FO modules.

앞 단락에서는 유도용액 병렬모드의 장점을 설명하였다. 유도용액 병렬모드의 장점 중 FS 농축 측면에서 FS 농축 시 플럭스로 인해 FS의 유량이 계속 감소하므로 스테이지별로 모듈을 같은 수로 배치한다면 채널 내 유속 감소 등으로 인한 손실이 발생할 수 있다는 문제점을 언급하였는데, 이런 문제점은 Fig. 4.13과 같은 배열로 해결할 수 있다. 모든 DS는 스테이지와 관계없이 병렬로 유입되고 FS는 감소되는 유량을 고려하여 스테이지별로 모듈수를 줄여나가는 것이다. 감소되는 유량을 고려하여 채널 내 유속이 비슷하도록 모듈수를 줄여나간다면 효과적으로 유도용액 병렬모드를 활용할 수 있을 것으로 생각된다.

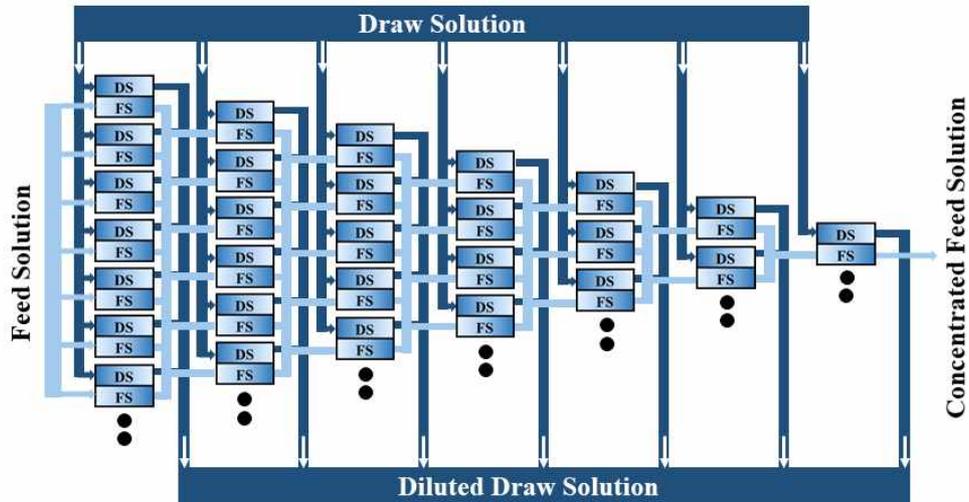


Fig. 4.13 Schematic diagram for DS split arrangement example.

4.2.2. 설계 프로그램 검증

Fig. 4.14는 FO 막모듈이 3단 직렬 연결되었을 경우의 유량(Fig. 4.14(a)), 압력(Fig. 4.14(b)), 농도(Fig. 4.14(c)) 변화를 실험과 모델 값을 비교한 것이다. 실험은 모듈하나로 실험하여 첫 번째 실험 결과값을 두 번째 실험의 유입 조건으로 진행하였고 두 번째 실험의 결과값을 세 번째 실험의 유입 조건으로 설정하여 진행하였다. 모델은 설계 프로그램으로 3단 직렬 노말모드로 설정하여 진행하였다. 첫 번째 모듈의 유입 조건은 FS와 DS별로 (1) 유량 13, 5 l/min, (2) 압력 1.5, 1.2 bar, (3) 농도 10, 600 mol/m³으로 설정하였다. Fig. 4.14에서 확인할 수 있듯이 설계 프로그램의 유량, 압력, 농도 모두 높은 예측 정확도를 보여주고 있으므로 본 연구에서 개발한 설계 프로그램의 성능이 우수하다고 할 수 있다.

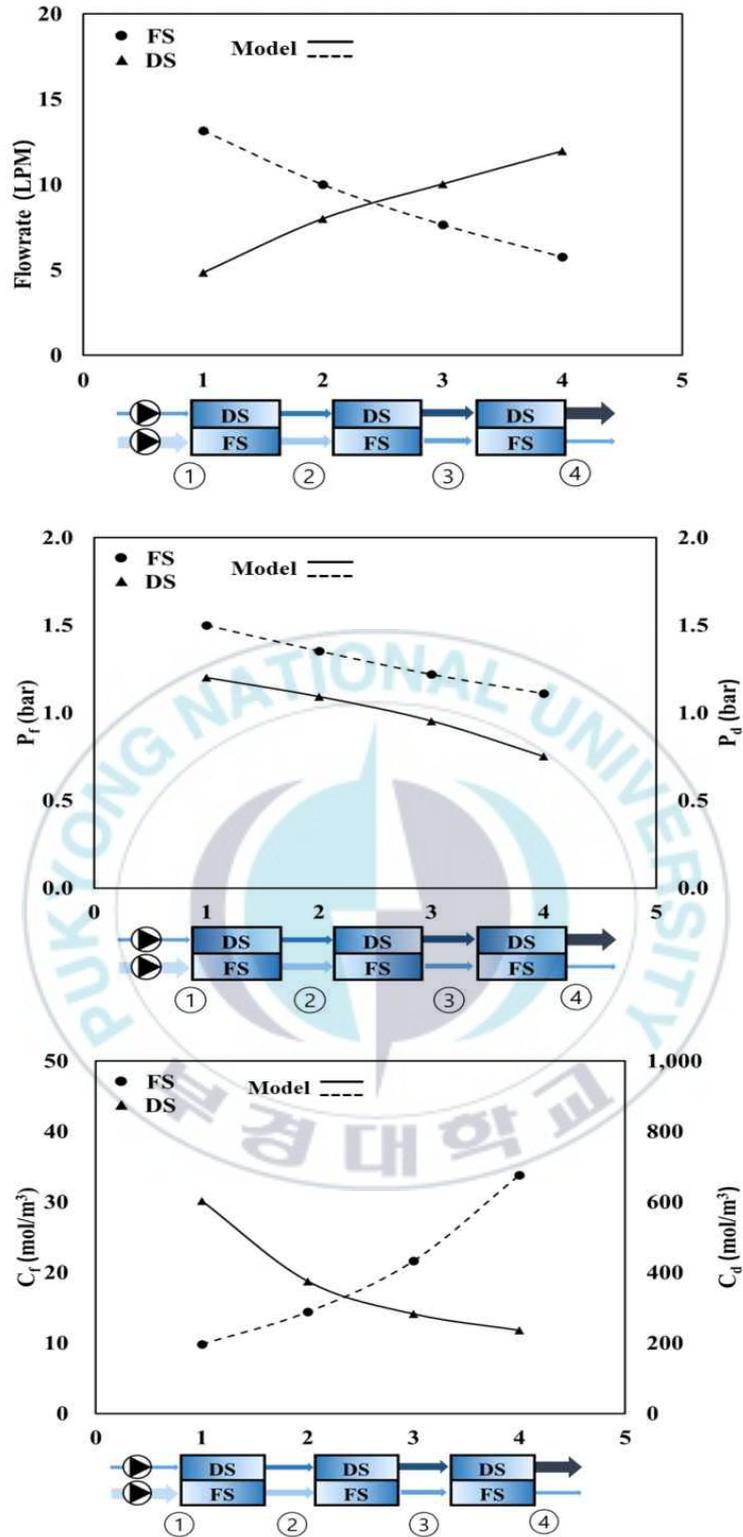


Fig. 4.14 Comparison of experimental results and model results of FO system with 3-stage serial arrangement.

4.2.3. 에너지소비량 계산 방법

FO 공정 에너지소비량 계산 방법에 활용되는 수식은 앞서 언급된 RO 공정 에너지소비량식과 거의 동일하다. RO 공정 에너지소비량 식과 기본적인 식의 형태는 같지만 에너지회수장치(ERD)가 없는 경우로 식 4.2와 같이 나타낼 수 있다.

$$E_{RO} = \frac{\Sigma(Q_f P_f / \eta_f) - \eta_{ERD} Q_c P_c}{36 Q_p} \quad (4.2)$$

FO-RO 융합공정의 에너지는 식 4.1, 4.2를 활용하여 계산할 수 있다. Fig. 4.15는 FO-RO 융합공정의 모식도를 나타낸 것이다. RO 공정의 펌프는 Fig. 4.15에서 볼 수 있듯이 3개(고압펌프, 저압펌프, 부스터펌프)의 펌프에서 에너지소비량이 발생되고, FO 공정의 펌프는 Fig. 4.15와 같이 각각 FS와 DS에서 2개의 펌프에서 에너지소비량이 발생된다. FO-RO 융합공정의 에너지는 위에서 언급한 모든 펌프의 에너지를 더하여 계산할 수 있다.

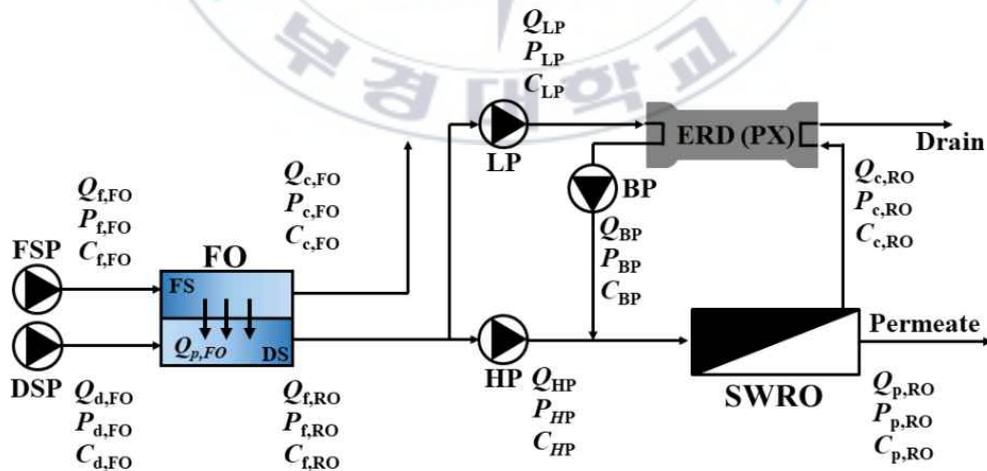


Fig. 4.15 Schematic of the detail FO-RO hybrid system.

4.3. 정삼투-역삼투 융합공정의 탄소배출량

4.1절과 4.2절에서는 RO 공정과 FO 공정의 에너지소비량을 계산하기 위한 수식 및 설계 프로그램에 대해서 알아보았다. 4.3절에서는 FO-RO 융합공정의 에너지소비량을 계산한 후 FO-RO 융합공정에서 저감되는 에너지소비량에 따른 탄소배출량과 FO 공정 건설로 인해 추가되는 탄소배출량을 계산하여 기존의 단독 RO 공정과 비교 분석 하였다.

4.3.1. 에너지소비량 계산 결과

에너지소비량 계산 시 최종 생산수량은 $1,000 \text{ m}^3/\text{d}$ 로 설정하였다. 원수 수질은 해수 농도를 고려하여 Dow chemical사에서 제공하는 reverse osmosis membranes technical manual내의 표준해수농도($35,000 \text{ mg/L}$)로 설정하였다. FO 공정의 FS 유입수질은 하수처리수 농도 ($500\text{--}2,000 \text{ mg/L}$)를 고려하여 $10 \text{ mol/m}^3 (= 583 \text{ mg/L})$ 로 가정하였다.

가. 단독 역삼투 공정 에너지소비량

단독 RO 공정 에너지소비량 계산에는 앞서 설정한 항목 중 최종 생산수량과 원수 수질이 필요하다. 그리고 막모듈을 선택해야 한다. 막모듈은 Dow chemical사의 SW30XLE-400i 제품(8인치)을 선택하였으며 FO-RO 융합공정의 RO 공정에도 동일한 제품을 선택하였다. SW30XLE-400i 제품의 염제거율은 99.8%이며 막면적은 37.2 m^2 이다. Dow chemical사에서 제공하는 reverse osmosis membranes technical manual에 따르면 해수의 플럭스 범위를 $12\text{--}17 \text{ lmh}(\text{L/m}^2\text{h})$ 로 제시하고 있으므로 이를 고려하여 본 연구의 RO 공정 플럭스는 14 lmh 로 설정하였고 이 때 막모듈은 80개가 요구되었다. 막모듈 배치는 직렬 개수 8개, 병렬 개수 10개로 총 80개로 배치하였다.

에너지회수장치(ERD)로 공급하는 물을 위한 저압펌프(low pressure pump; LP)의 압력은 유량을 고려하여 2 bar로 가정하였다. ERD를 적용하더라도 손실 등으로 인해 고압펌프(high pressure pump; HP)의 압력보다 낮으므로 이를 승합시켜줄 부스터펌프(booster pump; BP)가 필요하며 이는 앞서 언급한 Energy recovery사의 power model로 알 수 있다. RO 설계 프로그램에서 얻은 결과와 LP, BP의 유량, 압력, 농도 등을 Fig. 4.16에 나타내었다. 그리고 Energy recovery사의 power model에서 얻은 모터와 펌프 효율을 적용(1,000 m³/d 규모인 경우 모터와 펌프 효율은 각각 69.9, 91.7%) 하여 에너지를 계산하면 2.87 kWh/m³이라는 결과를 얻을 수 있다.

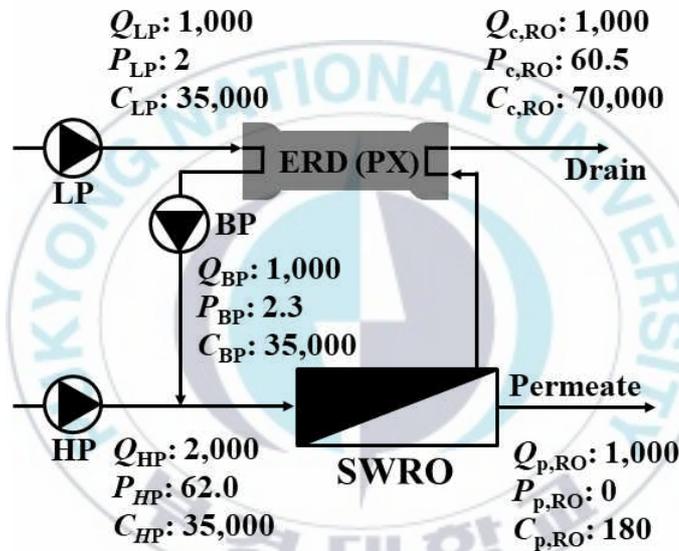


Fig. 4.16 Results of RO process design.

Notes: Q : flow rate(m³/d); C : TDS(mg/L); P : pressure(bar)

나. 정삼투-역삼투 융합공정 에너지소비량

FO-RO 융합공정에서 RO 공정 부분은 앞서 언급한 단독 RO 공정의 에너지소비량을 구하는 방법과 동일하며 LP, BP의 가정값도 동일하다. 다만 RO 공정 부분에서 원수가 희석되어 유입되기 때문에 RO 공정 설계 프로그램의 결과가 다르게 나온다. 그리고 FO 공정의 에너지소비량도 FO 공정 설계 프로그램에서 계산된 압력과

유량을 바탕으로 에너지 소비량을 계산하였으며, 이 때 모터와 펌프 효율은 Energy recovery사의 power model에서 얻은 값을 사용하였다. FO 공정 설계 시 막모듈은 본 연구에서 계속 언급한 Toray Chemical Korea Inc.사의 FO8040 제품을 적용하였으며 직렬 개수 2개, 병렬 개수 81개로 총 162개의 모듈이 소요되는 것으로 계산되었다. 이 때 RO 공정의 모듈 개수는 단독 RO 공정과 동일한 모듈을 사용하였으며 개수도 80개(병렬, 직렬 수도 동일)로 동일하게 계산하여 적용하였다. 그 결과 FO 공정의 FS펌프(feed solution pump; FSP)와 DS펌프(draw solution pump; DSP), RO 공정의 에너지소비량은 각각 0.093, 0.074, 1.99 kWh/m³으로 FO-RO 융합공정의 총 에너지소비량은 2.16 kWh/m³으로, 단독 RO 공정 대비 24.7% 정도의 에너지소비량을 저감할 수 있는 것으로 계산되었다(Fig. 4.17 참조).

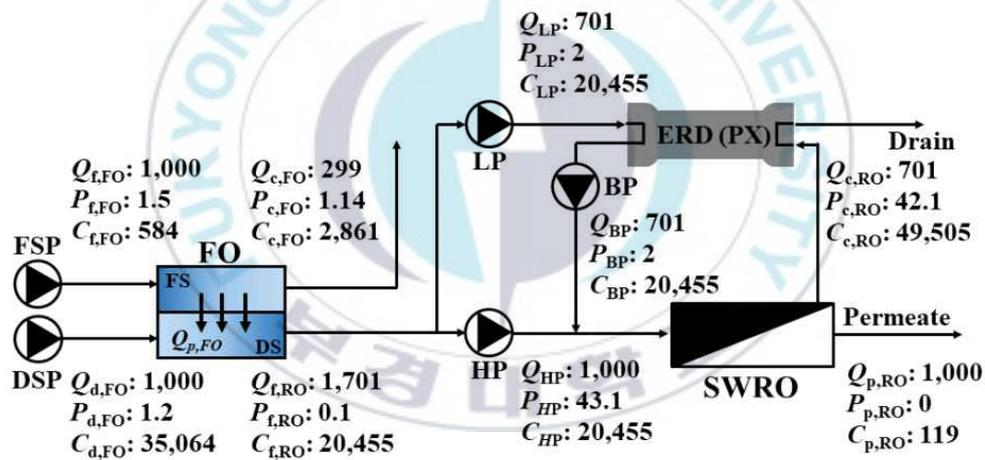


Fig. 4.17 Results of FO-RO hybrid system design.

Notes: Q : flow rate(m³/d); C : TDS(mg/L); P : pressure(bar)

서론에서 언급한 문헌(Jeon et al., 2016)에서 이론적으로 FO-RO 융합공정이 단독 RO 공정 대비 46.7%의 에너지소비량을 저감할 수 있다고 언급하였다. 본 연구 결과에서 설계를 진행하여 얻은 에너지소비량 저감률(24.7%)은 앞서 언급한 문헌(Jeon et al., 2016)의 저감률(46.7%)보다 절반정도로 더 효율이 좋지 않은 것으로 나타났

다. 그 이유는 본 연구의 경우 FS유량(즉, 하수처리수)이 제한되었으며 펌프와 모터효율이 낮고 FO 공정의 에너지소비량을 고려했기 때문이다.

문헌에서 최대 에너지소비량 저감률을 달성한 조건에서는 FO 공정의 FS유량에 제한을 두고 있지 않았으므로 본 연구의 설계 조건보다 회석률이 더 높았다. 앞서 최종 생산수량은 1,000 m³/d로 설정하여 설계를 진행하였다. 본 연구에서는 하수량이 최종 생산수량보다 많을 수 없다고 가정하여 FS유량도 1,000 m³/d로 제한하였다. FS 유량이 제한되었기 때문에 RO 원수(즉, 회석된 DS)를 회석하는데 한계가 있어 문헌에서의 조건이 더 유리하다. 그리고 문헌의 경우 펌프와 모터효율의 곱을 90%로 가정하였지만, 본 연구에서는 Energy recovery사의 power model에서 얻은 모터와 펌프 효율(1,000 m³/d 규모인 경우 모터와 펌프 효율은 각각 69.9, 91.7%로 펌프와 모터효율의 곱은 64%이다.)을 적용하였기 때문에 펌프와 모터효율도 차이가 난다. 또 문헌에서는 FO 공정의 펌프(FSP, DSP) 에너지소비량은 무시하고 RO 공정의 에너지소비량만 계산하였지만, 본 연구의 경우에는 FO 공정의 에너지소비량을 계산하여 고려했기 때문에 에너지소비량 저감률이 더 좋지 않은 것으로 나타났다.

4.3.2. 탄소배출량 계산 방법

단독 RO 공정과 FO-RO 융합공정의 에너지소비량은 각각 2.87, 2.16 kWh/m³으로 앞서 계산되었다. 에너지소비량 저감 측면에서만 본다면 FO 공정을 적용하면 0.71 kWh/m³로 약 24.7%의 에너지소비량을 저감할 수 있으므로 FO-RO 융합공정이 우세하다고 볼 수 있다. 에너지소비량 저감 측면에서만 본다면 맞는 말이다. 하지만, FO-RO 융합공정에는 FO 공정을 운전하기 위한 FO 플랜트가 추가 건설되어야 한다. FO 플랜트가 추가 건설된다면 에너지소비량에 미치는 영향은 거의 없겠지만 비용, 탄소배출량 등이 추가 발생한다.

다. 본 연구에서는 비용에 대한 연구를 진행해보려 했으나 FO-RO 융합공정에서 중요한 부분을 차지하고 있는 FO 막모듈이 현 상황에서는 상용화되어 있지 않아 향후 연구를 진행하기로 하고 탄소배출량에 대한 분석을 진행하기로 하였다.

앞서 언급했듯이 FO-RO 융합공정에서 FO 공정이 도입되면 에너지소비량이 저감되므로 이에 따른 탄소배출량이 감소될 것이고 플랜트 건설로 인한 탄소배출량은 추가될 것으로 예상된다. 그러므로 플랜트 건설로 인한 탄소배출량 계산과 에너지소비량 저감으로 인한 탄소배출량 계산이 필수적이다. 그리고 에너지소비량 저감으로 인한 탄소배출량 계산에서도 에너지를 생산하는 주 원료(예: coal, oil, solar 등)에 따라 발생하는 탄소배출량이 다르므로 이에 대한 분석도 필요하다.

가. 에너지소비량 저감으로 인한 탄소배출량

앞서 언급했듯이 에너지소비량이(즉, 전력) 낮아지면 탄소배출량도 낮아진다. 그 이유는 전력을 생산하기 위한 주 원료가 필요하고 주 원료 생산 시에도 탄소가 배출되기 때문이다. 주 원료에 따라 탄소배출량도 큰 차이를 보인다. Shrestha et al.(2011)에 따르면, 일반적으로 화석연료 계통(coal, oil 등)은 신재생에너지(solar, wind 등)보다 탄소배출량이 월등하게 높으며 원자력발전의 탄소배출량이 가장 낮은 것으로 알려져 있다. Table 4.1은 연료 타입에 따라 전력 생산 시 발생하는 탄소배출량을 나타낸 것이다. 이에 따르면 연료 타입에 따라 전력 생산 시 발생하는 탄소배출량의 차이가 매우 크므로 에너지소비량 저감에 따른 탄소배출량 분석 시 중요한 요소가 될 수 있다. 그러므로 본 연구에서는 단독 RO 공정과 FO-RO 융합공정의 전체 에너지소비량에 따른 탄소배출량을 전력을 생산하는 주 원료 별로 얼마나 발생하는지에 대한 분석을 진행하였다.

Table 4.1 Summary of CO₂ emission rates in gCO₂e/kWh reported in the literature

Reference	Fuel type							
	Coal	Oil	Natural gas	Solar /PV	Hydro electric	Wind	Nuclear	Geo thermal
1)	1006	742	466	39	18	14	17	15
2)	750-1250	500-1200	360-780	43-73	1-34	8-30	2.8-24	-
3)	975	742	518.8-607.6	26-53.4	11.3	20.3-29.5	22.2-24.2	15
4)	949-1280	519-1190	485-991	79	3-27	14-21	8-11	-
5)	1004	-	543	90	41	25	-	170
6)	1005	212	432.96	-	-	-	-	-
6)	-	-	-	9.4-300	18-74.88	16.5-123.7	-	-
7)	-	-	-	17-49	-	16-55	-	-
8)	-	-	485-990	-	-	-	5-12	-
sample size	8	7	11	11	9	12	9	3
Average	1023	780	605.9	70.8	25.4	31.1	14	66.7

1) Meier et al., 2005; 2) Noutchkov et al., 2011; 3) Hondo, 2005; 4) Dones et al., 2003; 5) Evans et al., 2009; 6) Varun et al., 2009; 7) Fritzmann et al., 2007; 8) Dones et al., 2005

본 연구에서는 단독 RO 공정과 FO-RO 융합공정의 전체 에너지 소비량을 계산하기 위해 다음과 같은 가정을 하였다. Voutchkov(2018)에 의하면 RO 공정은 전처리(pretreatment), RO 시스템(RO system), 생산수 이송(product water delivery), 취수(intake), 그 외 시설(other facilities) 등으로 분류하고 있다. 본 연구에서는 단독 RO 공정의 에너지는 Fig. 4.18과 같이 RO 시스템으로 가정한 후 나머지 부속시설 에너지소비량을 역으로 계산하였다. 여기서 부속 시설이란 Fig. 4.18에서 RO 시스템을 제외한 모든 시설을 말한다. FO-RO 융합공정에서는 RO 공정의 막모듈 개수(RO 모듈 80개)가

따라서 규모도 같다고 가정하여 FO-RO 융합공정의 부속시설 에너지소비량도 단독 RO 공정에서 계산된 부속시설 에너지소비량과 같다고 가정하였다.

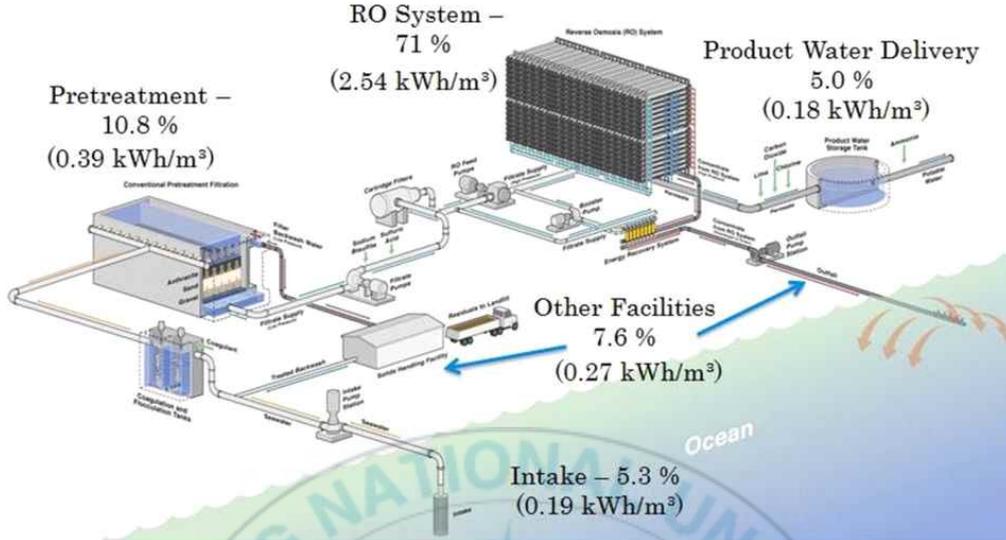


Fig. 4.18 Energy use breakdown of typical SWRO desalination plant.

Table 4.2는 단독 RO 공정 전체 에너지소비량을 전력 생산을 위한 연료 별 탄소배출량을 나타낸 것이다. 앞서 단독 RO 공정의 에너지는 2.87 kWh/m³로 계산되었으며, Fig. 4.18의 에너지소비량 비율을 참고하여 나머지 부속시설의 에너지소비량을 계산하였다. 당연한 결과지만 전력생산 시 탄소배출량이 가장 높은 석탄 연료 사용한 경우에 생산수량을 1 m³ 생산할 때 4.123 kg의 CO₂가 발생되고 이는 4.123 kgCO₂/m³으로도 표현할 수 있다. 탄소배출량이 가장 낮은 경우는 원자력 발전으로 전력을 생산하는 경우이며 이 때 생산수량 당 탄소배출량은 0.056 kgCO₂/m³으로 약 73.6배로 차이가 매우 큰 것을 확인할 수 있다.

Table 4.2 RO process energy consumption and carbon emission

RO	RO system	Pretreatment	Intake	Product water delivery	Other facilities	SUM
Energy (kWh/m ³)	2.87	0.44	0.21	0.20	0.31	4.030
Carbon emission	RO system	Pretreatment	Intake	Product water delivery	Other facilities	SUM
Coal (kgCO ₂ /m ³)	2.9360	0.4466	0.2192	0.2068	0.3143	4.123
Oil (kgCO ₂ /m ³)	2.2386	0.3405	0.1671	0.1576	0.2396	3.143
Natural gas (kgCO ₂ /m ³)	1.7392	0.2646	0.1298	0.1225	0.1862	2.442
Solar (kgCO ₂ /m ³)	0.2032	0.0309	0.0152	0.0143	0.0218	0.285
Wind (kgCO ₂ /m ³)	0.0893	0.0136	0.0067	0.0063	0.0096	0.125
Geothermal (kgCO ₂ /m ³)	0.1914	0.0291	0.0143	0.0135	0.0205	0.269
Nuclear (kgCO ₂ /m ³)	0.0402	0.0061	0.0030	0.0028	0.0043	0.056

Table 4.3은 FO-RO 융합공정 전체 에너지소비량을 전력 생산을 위한 연료 별 탄소배출량을 나타낸 것이다. 앞서 단독 RO 공정의 에너지는 2.16 kWh/m³로 계산되었으며, 앞서 언급했듯이 부속시설의 에너지소비량은 단독 RO 공정과 동일하다고 가정하였다. 탄소배출량이 가장 높은 경우는 석탄 연료를 사용하여 전력을 생산하는 경우이며 이 때 탄소배출량은 3.393 kgCO₂/m³으로 계산되었다. 탄소배출량이 가장 낮은 경우는 원자력 발전으로 전력을 생산하는 경우이며 이 때 생산수량 당 탄소배출량은 0.046 kgCO₂/m³으로 계산되었다. 연료 종류에 따른 탄소배출량은 단독 RO 공정과 FO-RO 융합공정 동일한 값을 사용했기 때문에 감소 비율은 거의 동일할 것이다. 하지만 석탄 연료 사용 시 FO-RO 융합공정의 탄소배출량은 3.393 kgCO₂/m³으로 단독 RO 공정의 탄소배출량인 4.123

kgCO₂/m³보다 약 0.73 kgCO₂/m³ 더 낮은 값을 보였으며, 원자력 발전으로 전력 생산 시 FO-RO 융합공정의 탄소배출량은 0.046 kgCO₂/m³으로 단독 RO 공정의 탄소배출량인 0.056 kgCO₂/m³보다 약 0.01 kgCO₂/m³ 더 낮은 값을 보였다. 즉 비율적으로는 동일하게 낮아지지만 연료 종류가 바뀌면 탄소배출량 측면에서 FO-RO 융합 공정에서 저감되는 에너지소비량이 큰 의미가 없을 가능성도 있다.

Table 4.3 FO-RO hybrid system energy consumption and carbon emission

FO-RO	FO-RO system	Pretreatment	Intake	Product water delivery	Other facilities	SUM
Energy (kWh/m ³)	2.157	0.44	0.21	0.20	0.31	3.318
Carbon emission	FO-RO system	Pretreatment	Intake	Product water delivery	Other facilities	SUM
Coal (kgCO ₂ /m ³)	2.2066	0.4466	0.2192	0.2068	0.3143	3.393
Oil (kgCO ₂ /m ³)	1.6825	0.3405	0.1671	0.1576	0.2396	2.587
Natural gas (kgCO ₂ /m ³)	1.3071	0.2646	0.1298	0.1225	0.1862	2.010
Solar (kgCO ₂ /m ³)	0.1527	0.0309	0.0152	0.0143	0.0218	0.235
Wind (kgCO ₂ /m ³)	0.0671	0.0136	0.0067	0.0063	0.0096	0.103
Geothermal (kgCO ₂ /m ³)	0.1439	0.0291	0.0143	0.0135	0.0205	0.221
Nuclear (kgCO ₂ /m ³)	0.0302	0.0061	0.0030	0.0028	0.0043	0.046

나. 정삼투 플랜트 건설로 인한 탄소배출량 증가

앞서 언급했듯이 단독 RO 공정과는 다르게 FO-RO 융합공정에는 FO 플랜트가 필수적으로 추가된다. 그러므로 본 연구에서는 FO 플랜트 건설로 인해 증가되는 탄소배출량 계산이 중요하다고 할 수 있다. RO 공정의 경우 플랜트를 구성하고 있는 건설적인 부분들의 세부 사항에 대한 연구를 진행한 결과가 존재한다. Heihsel et al.(2019)은 Fig. 4.19와 같이 RO 공정의 경우 플랜트를 구성하고 있는 건설적인 부분들의 세부 공정에서 발생하는 실제 탄소배출량을 제시하였다. 실제 탄소배출량은 호주 내 RO를 사용하는 담수화 플랜트를 대상으로 하였으며 대상으로 한 플랜트의 총 생산수량 합은 1,735,910 m³이고 플랜트 수명은 20년으로 가정되었다. 탄소배출량이 발생하는 세부 사항으로는 전처리(pretreatment), 토목 관련(civil costs), 재료 및 장비(equipment and materials), 디자인 관련(design costs), 법률 관련(legal and professional), 설치관련 서비스(installation services), 막(membranes), 파이프 등(piping, high-grade alloy), 취수 및 배출(intake, Outfall), 수리학적 장비(hydraulic devices) 등이 있다. 본 연구에서는 이렇듯 복잡한 세부사항을 Table 4.4와 같이 정리하였다. intake와 outfall, pretreatment는 그대로 사용하였으며, RO process는 membranes, piping, high-grade alloy, hydraulic device를 합하여 나타내었다. 그 외 나머지 사항들을 모두 더해서 others로 나타내었다. 그리고 FO process의 경우 RO process 건설 탄소배출량의 2배 값을 적용하였는데, 그 이유는 FO 막모듈 개수가 RO 막모듈 개수의 2배이므로 건설 규모가 막모듈의 개수에 비례한다고 가정하여 나타내었기 때문이다.

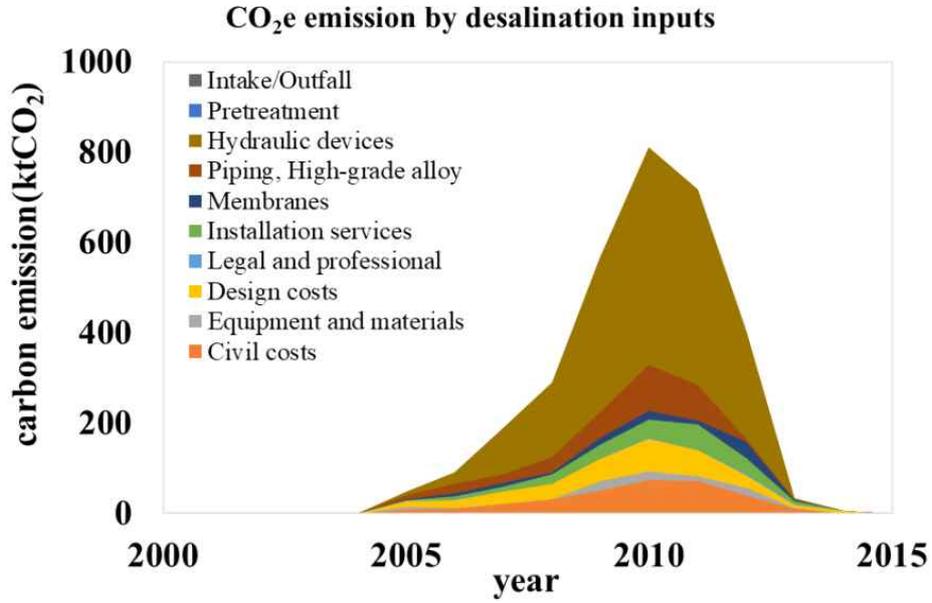


Fig. 4.19 CO₂e emission by desalination inputs.

Table 4.4 Details of carbon emissions by process

	RO	FO-RO
Intake (kgCO ₂)	1,774	1,774
Pretreatment (kgCO ₂)	39	39
RO process (kgCO ₂)	461	461
FO process (kgCO ₂)	0	922
Other (kgCO ₂)	889	889
Sum (kgCO ₂)	3,163	4,085
Carbon emission per day (kgCO ₂ /d)	962,861.5	1,243,531
Permeate quantity per day (m ³ /d)	1,735,910	1,735,910
Carbon emission per permeate quantity (kgCO ₂ /m ³)	0.554672	0.716357

4.3.3. 탄소배출량 계산 결과 및 분석

앞서 언급한 방법들을 기반으로 단독 RO 공정과 FO-RO 융합공정의 건설과 에너지에 대한 탄소배출량을 계산하여 Table 4.5와 같이 나타내었다. 단독 RO 공정의 건설에 대한 탄소배출량은 Table 4.4에서 확인할 수 있듯이 $0.555 \text{ kgCO}_2/\text{m}^3$ 이며, FO-RO 융합공정의 건설에 대한 탄소배출량은 FO 막모듈 개수를 고려하여 $0.716 \text{ kgCO}_2/\text{m}^3$ 로 계산되었다. 그리고 에너지소비량에 따른 탄소배출량도 연료 종류에 따라 Table 4.2, 4.3에서 정리한 내용을 다시 정리하였다.

Table 4.5 Summary of energy consumption and carbon emissions by process

	RO	FO-RO			
		Sum	FO	RO	
Module No.	80	242	162	80	
Carbon emission by construction (kgCO_2/m^3)	0.555	0.716	0.161	0.555	
Energy consumption (kWh/m^3)	2.87	2.16	0.167	1.99	
Carbon emission by energy (kgCO_2/m^3)	Coal	2.94	2.21	0.171	2.04
	Oil	2.24	1.68	0.130	1.55
	Natural gas	1.74	1.31	0.101	1.21
	Solar/PV	0.203	0.153	0.0118	0.141
	Wind	0.0893	0.0671	0.00519	0.0619
	Geothermal	0.191	0.144	0.0111	0.133
	Nuclear	0.040	0.0302	0.008	0.022

Table 4.5의 데이터를 활용하여 $1,000 \text{ m}^3$ 규모의 시설을 각각 설계한다고 가정하여 각 공정별 건설과 에너지소비량에 따른 탄소배출량을 연료 종류별로 Fig. 4.20과 같이 나타내었다.

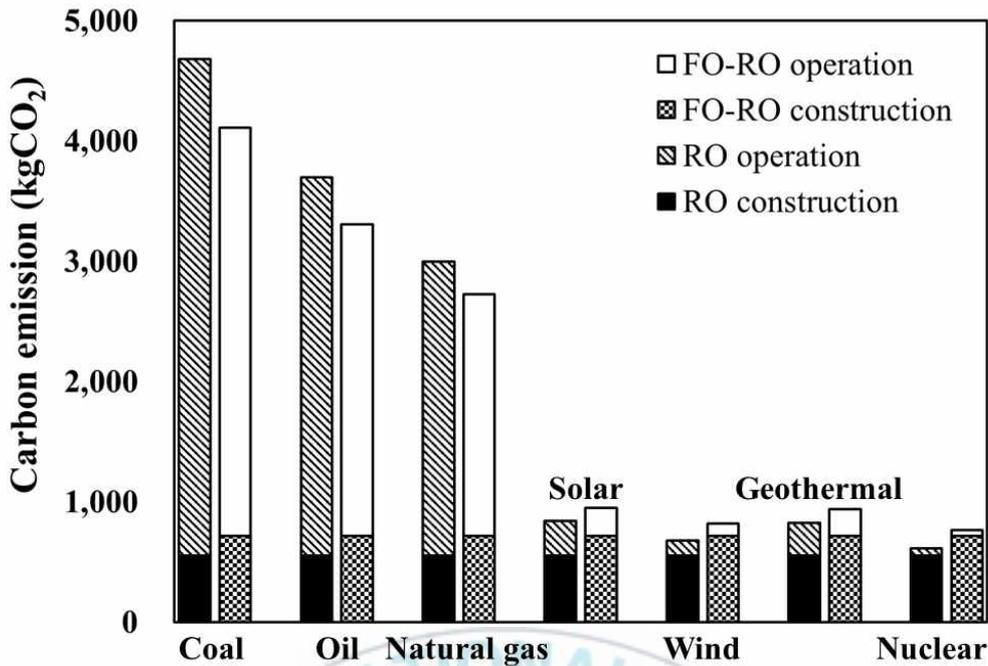


Fig. 4.20 Summary of total carbon emission by fuel type.

화석연료(coal, oil, natural gas)로 전력을 생산하는 경우에는 화석 연료 특성 상 탄소배출량이 많기 때문에 에너지소비량이 저감됨으로 인한 효과가 높게 나타나므로 FO-RO 융합공정이 단독 RO 공정에 비해 탄소배출량이 낮은 것을 확인할 수 있다. 화석연료로 전력 생산 시 단독 RO 공정과 FO-RO 융합공정의 총 탄소배출량 차이의 범위는 271.1-568.4 kgCO₂/m³로 최대치(568.4 kgCO₂/m³) 기준으로 보면 RO 공정의 건설에서 발생하는 탄소배출량(555 kgCO₂/m³)보다 높은 값을 보이므로 FO-RO 융합공정 적용 시 친환경적으로 운전이 가능하다고 할 수 있다. 그러나 신재생에너지와 원자력 발전에서는 얘기가 달라진다. 신재생에너지와 원자력 발전에는 전력생산 시 발생하는 탄소배출량이 급감하여 오히려 FO-RO 융합공정의 총 탄소배출량이 단독 RO 공정의 총 탄소배출량보다 높은 것으로 나타났다. 가장 탄소배출량이 낮은 경우는 원자력 발전으로 전력을 생산하는 경우이며 이 때 단독 RO 공정의 총 탄소배출량이 FO-RO 융합공정의 총 탄소배출량보다 약 151 kgCO₂/m³ 정도 낮은 것으로

나타났다(20년 지속 기준, 생산수량 1000 m³ 규모). 즉, RO 공정의 에너지소비량을 저감시키기 위해 FO 공정을 도입한 FO-RO 융합공정은 단독 RO 공정과 비교하면 에너지소비량이 저감되는 것은 자명하다. 하지만, FO 공정 도입으로 인해 플랜트 건설이 추가적으로 발생하고 이에 대한 탄소배출량도 증가하게 된다. FO 플랜트 건설이 추가적으로 발생하더라도 화석연료로 전력을 생산하는 경우에는 FO-RO 융합공정의 총 탄소배출량이 기존 단독 RO 공정보다 낮으므로 친환경적이고 에너지소비량도 낮은 공정이라고 할 수 있지만, 신재생 에너지나 원자력 발전을 사용하는 경우에는 에너지소비량이 낮은 공정은 맞지만 탄소배출량 관점에서 친환경적인 공정이라고 단정 짓기는 어렵다.

위와 같은 결과로 비춰봤을 때 FO-RO 융합공정은 화석연료로 대부분의 전력을 생산하고 있는 산유국, 개발도상국 등에서는 친환경 저에너지 공정이라고 할 수 있으며 적용 가능성도 높을 것으로 예상된다. 그리고 기본적으로 RO 공정을 활용해서 해수담수화를 통한 담수 생산이 필요한 곳도 산유국이나 개발도상국일 가능성이 높으므로 높은 수요와 친환경 저에너지 공정의 시너지 효과를 기대할 수도 있을 것으로 예상된다.

제5장 결론 및 향후 연구

5.1. 연구 결과 요약 및 결론

본 연구에서는 해수담수화 분야에서 FO-RO 융합공정의 에너지 소비량과 탄소배출량을 계산하여 단독 RO 공정과 비교 분석하였다. FO-RO 융합공정은 기존 단독 RO 공정의 에너지소비량을 저감하기 위해 FO 공정을 도입하여 RO 공정의 원수를 희석하는 공정이다. FO 공정은 삼투압을 구동력으로 저농도의 FS의 물을 고농도의 DS 쪽으로 투과시켜 DS를 희석시키는 공정이다. 이 때 투과되는 물은 반투과성막을 통과하면서 염은 걸러지고 순수한 물만 투과된다. FO 공정에서는 삼투압을 구동력으로 하므로 에너지소비량이 RO 공정에 비해 매우 작다. 그러므로 RO 공정의 에너지소비량을 저감하면 전체 에너지소비량이 저감된다고 볼 수 있다. FO 공정을 도입하면 위와 같은 이유로 전체 공정의 에너지소비량이 저감되는 것은 분명하지만 FO 공정을 설계할 수 있는 프로그램이 없어 정량적인 계산을 할 수 없었다. 그래서 본 연구에서 FO 공정에 사용되는 모듈의 성능을 예측할 수 있는 설계 프로그램을 개발하여 에너지소비량을 계산하였다. 그리고 에너지소비량 관점에서만 본다면 FO-RO 융합공정의 장점은 너무나도 자명하지만 FO 공정 플랜트가 추가로 필요하므로 이에 대한 탄소배출량이 발생한다. 그러므로 본 연구에서는 FO 설계 프로그램을 개발하여 에너지소비량을 계산하였고, 감소되는 에너지소비량에 따른 탄소배출량 저감량과 FO 공정 플랜트 추가 건설로 인해 증가되는 탄소배출량을 계산하여 비교 분석하였다. 위와 같이 본 연구 과정을 요약할 수 있으며 요약 결과는 아래와 같이 정리하였다.

(1) 정삼투 설계프로그램 개발

FO 설계프로그램을 개발하기 위해 FO 모듈의 성능을 예측할 수 있는 모델을 먼저 개발하였다. 이론기반 모듈 모델을 개발한 후 총 116개의 실험데이터를 활용한 fitting 과정을 실시하여 모델을 개선해서 오차율 10.01%의 모듈 모델(플릭스 기준)을 개발하였다. 개발된 모델을 기반으로 온도, 파울링 정도, 막모듈 배열, 단위변환 등을 조절할 수 있는 FO 설계프로그램을 개발하였다.

(2) 에너지소비량 계산

앞서 개발한 FO 설계 프로그램과 RO 막모듈 제조사에서 제공하는 상용 RO 설계 프로그램을 활용하여 FO와 RO 공정의 에너지소비량을 계산하였다. RO 공정에서의 조건은 동일하게 하여 단독 RO 공정과 FO-RO 융합공정의 총 에너지소비량을 계산한 결과 각각 2.87, 2.16 kWh/m³으로 FO-RO 융합공정이 단독 RO 공정 대비 에너지소비량을 24.7% 정도 저감할 수 있는 것으로 계산되었다.

(3) 탄소배출량 계산

생산수량이 1,000 m³/d 인 경우, 화석연료로 전력 생산 시 단독 RO 공정과 FO-RO 융합공정의 총 탄소배출량 차이의 범위는 271.1~568.4 kgCO₂로 최대치(568.4 kgCO₂) 기준으로 보면 RO 공정의 건설에서 발생하는 탄소배출량(555 kgCO₂/m³)보다 높은 값을 보이므로 FO-RO 융합공정 적용 시 친환경적으로 운전이 가능하다고 할 수 있다. 그러나 신재생에너지와 원자력 발전으로 전력을 생산하는 경우에는 에너지소비량에 따라 발생하는 탄소배출량이 급감하여 오히려 FO-RO 융합공정의 총 탄소배출량이 단독 RO 공정의 총 탄소배출량보다 높은 것으로 나타났다. 가장 탄소배출량이 낮은 경우

는 원자력 발전으로 전력을 생산하는 경우였으며, 이 때 단독 RO 공정의 총 탄소배출량이 FO-RO 융합공정의 총 탄소배출량보다 약 151 kgCO₂ 정도 낮은 것으로 나타났다(20년 지속 기준, 생산수량 1000 m³ 규모).

RO 공정의 에너지소비량을 저감시키기 위해 FO 공정을 도입한 FO-RO 융합공정의 에너지소비량이 단독 RO 공정의 에너지소비량보다 낮은 것은 여러 연구들을 통해 검증되었다. 하지만 앞서 언급했듯이 FO 공정 도입한 추가 플랜트 건설이 필요하고 이에 대한 탄소배출량도 증가하게 된다. FO 플랜트 건설이 추가되더라도 화석연료로 전력을 생산하는 경우에는 FO-RO 융합공정에서 발생하는 총 탄소배출량이 기존 단독 RO 공정보다 낮으므로 친환경적이고 에너지소비량도 낮은 공정이라고 할 수 있다. 하지만, 신재생 에너지나 원자력 발전을 사용하는 경우에는 FO-RO 융합공정이 에너지소비량이 낮은 공정은 맞지만, 탄소배출량 관점에서는 오히려 탄소배출량이 더 높으므로 전력생산 원료에 따라 친환경적인 공정의 여부가 결정된다고 할 수 있다.

5.2. 향후 연구 방향

본 연구의 중점은 존재하지 않던 FO 설계 프로그램을 개발한 것과 FO-RO 융합공정의 총 탄소배출량을 기존 RO 공정과 비교분석한 것이다. 탄소배출량 계산 부분에서는 기존 RO 단독 공정을 활용한 실제 플랜트 데이터를 기반으로 계산하여 신뢰성이 높다고 할 수 있다. 하지만, FO 공정의 건설 부분은 RO 공정 건설 부분 데이터에서 막모듈에 비례한다고 가정하여 계산했기 때문에 신뢰성이 낮을 가능성도 있다. 그러므로 FO 공정 분야에서 탄소배출량을 다룬 문헌들에 대한 충분한 검토를 통해 FO 공정의 건설 부분 높은 신뢰성을 가진 탄소배출량 계산 방법을 도입할 필요가 있을 것으로 생각된다. 예를들면 건설에 따라 발생하는 탄소배출량도 운송, 재료, 에너지소비 등 세분화 할 수 있을 것으로 예상할 수 있는데, 운송, 재료 등과 같이 변동폭이 작은 항목도 있지만 에너지소비량의 경우는 앞서 본 연구에서 언급했듯이 전력생산 시 사용되는 연료별로 변동폭이 매우 크기 때문에 이를 고려한다면 건설에 따른 탄소배출량 계산 결과가 바뀔 수도 있다. 그러므로 건설에 따른 탄소배출량을 문헌조사를 통해 세분화하여 건설에 따른 탄소배출량 계산과정의 신뢰도를 높일 계획이다.

본 연구에서 개발한 FO 모듈 모델은 FO 막 내외부에서 일어나는 현상과 각종 물질전달 및 물질평형식 등 20여개의 비선형 연립방정식을 푸는 방식으로 이 과정에서 Microsoft Excel의 해 찾기 기능 중 최적 해를 찾기위한 진화 알고리즘을 사용한다. 이 알고리즘은 복잡한 연립방정식의 해를 구할 수 있다는 장점이 있지만 계산 시간이 상대적으로 오래 걸린다는 단점이 있다. 따라서, 이 FO 모듈 모델로 개발한 공정 설계 프로그램의 계산 시간도 컴퓨터 속도에 따라 수십에서 수백 초 정도로 오래 걸려, 계산 시간이 1초 내외인 RO 공정 설계 프로그램과 비교하면 사용성이 떨어진다고 할 수 있다. 그러므로 본 연구의 후속 연구로 FO 모듈 모델의 계산

시간을 단축할 수 있는 방법이 필요할 것으로 생각된다. 이와 관련하여 아직 플렉스만 예측가능한 수준이지만, 회귀식과 딥러닝을 활용한 FO 모듈 모델의 연구를 진행하고 있으며 이를 더 발전시켜나갈 계획이다(전종민 등, 2019; 김재윤 등,2020).



참 고 문 헌

- 김재윤, 전종민, 김누리, 김수한 (2020), 딥러닝을 이용한 정삼투 막 모듈의 플럭스 예측, 한국상하수도학회지, **35(1)**, 93-100.
- 김충환 (2000). 역삼투법 해수 담수화, 아카데미서적.
- 박범석 (2015). 정삼투-역삼투 융합 공정의 효율적 에너지 저감 방안 및 보론 제거율 향상에 관한 연구, 부경대학교 대학원 공학석사학위논문.
- 송병훈 (2019). 세계 최초 정삼투-역삼투 융합 ‘해수담수화’ 기술개발 성공, 에너지 데일리, <http://www.energydaily.co.kr> (2021-04-25 방문).
- 유현욱 (2017). 해수담수화를 위한 가스하이드레이트-역삼투 융합공정의 에너지 소비량 및 용존 가스 제거 가능성 평가, 부경대학교 대학원 공학석사학위논문.
- 윤종섭 (2005). 역삼투법 해수담수화 시설의 회수율 증가 및 적조 제거 전처리공정 최적화에 관한 연구, 경남대학교 대학원 공학박사학위논문.
- 이종석 (2016). 대체수자원개발 국내외 시장 분석, 한국수자원 학회, **49(5)**, 34-42.
- 이흥주, 박한배, 우달식, 김수한 (2015). 스마트 워터 그리드 내에서 워터 블렌딩을 고려한 역삼투 해수담수화 플랜트 설계, 한국상하수도학회지, **29(1)**, 89-96.

- 전종민, 광경섭, 김누리, 정재학, 손동민, 김수한 (2017). 소규모 역삼투 담수화 시설에서 에너지 회수장치의 필요성에 대한 연구, 한국화학공학회지 **55(6)**, 762-766.
- 전종민, 김누리, 최준영, 김수한 (2019). 통계기반 정삼투 모듈 모델의 적용성 검토, 한국환경공학회지, **41(11)**, 611-618.
- 전종민, 최준영, 손진식, 김수한 (2018). 와권형 정삼투 막모듈의 성능 분석, 대한환경공학회지, **40(12)**, 481-486.
- 최재순 (2016). 탄소배출권 거래를 고려한 자전거 활성화 정책, 한국도로학회, **18(6)**, 1-10.
- 홍성표, 윤성로, 김연수 (2004). 기능성 역삼투 분리막 개발 동향, 섬유기술과 산업, **8(2)**, 192-214.
- Achilli A., Cath T. Y., Marchand E. A., Childress A. E. (2009). The forward osmosis membrane bioreactor: A low fouling alternative to MBR processes, *Desalination*, **239**, 10-21.
- Agus E., Sedlak D. L. (2010). Formation and fate of chlorination by-products in reverse osmosis desalination systems, *Water Res.*, **44(5)**, 1616-1626.
- Ahmad S., Prashar, D. (2010). Evaluating municipal water conservation policies using a dynamic simulation model, *Water Resour. Manage.*, **24(13)**, 3371-3395.

- Ahmad S., Simonovic S. (2000). System dynamics modeling of reservoir operations for flood management, *J. Comput. Civ. Eng.*, **14(3)**, 190-198.
- Ahmad S., Simonovic S. P. (2004). Spatial system dynamics: a new approach for simulation of water resources systems, *J. Comput. Civ. Eng.*, **18(4)**, 331-340.
- Ahmad S., Simonovic S. (2006). An intelligent decision support system for management of floods, *Water Resour. Manage.*, **20(3)**, 391-410.
- Akashah S., Abdel-Jawad M., Abdelhalim M. M., and Dahdah J. (1987). Cost and economic analysis of Doha reverse osmosis plant(Kuwait), *Desalination*, **64**, 65-82.
- Akgul D., Cakmakci M., Kayaalp N., Koyuncu I. (2008). Cost analysis of seawater desalination with reverse osmosis in Turkey, *Desalination*, **220(1-3)**, 123-131.
- Ali S. M., Kim J. E., Phuntsho S., Jang A., Choi J. Y., Shon H. K. (2018). Forward osmosis system analysis for optimum design and operating conditions, *Water Research*, **145**, 429-441.
- Alkaisi A., Mossad R., Sharifian-Barforoush A. (2017). A review of the water desalination systems integrated with renewable energy, *Energy Procedia*, **110**, 268-274.

- Altaee A., Zaragoza G., Tonningen H.R. (2014). Comparison between Forward Osmosis-Reverse Osmosis and Reverse Osmosis processes for seawater desalination, *Desalination*, **336(3)**, 50-57.
- Attarde D., Jain M., Chaudhary K., Gupta S. K. (2015). Osmotically driven membrane processes by using a spiral wound module-modeling, experimentation and numerical parameter estimation, *Desalination*, **361**, 81-94.
- Attarde D., Jain M., Gupta S. K. (2016). Modeling of a forward osmosis and a pressure-retarded osmosis spiral wound module using the Spiegler-Kedem model and experimental validation, *Sep. Purif. Technol.*, **164**, 182-197.
- Ballesteros E. (2004). Inter-basin water transfer public agreements: a decision approach to quantity and price, *Water Resour. Manage.*, **18(1)**, 75-88.
- Benavides S., Phillip W. A. (2016). Water recovery and solute rejection in forward osmosis modules-Modeling and bench-scale experiments, *J. Membr. Sci.*, **505**, 26-35.
- Blandin G., Verliefde A. R. D., Tang C. Y., Childress A. E., Le-Clech P. (2013). Validation of assisted forward osmosis (AFO) process: impact of hydraulic pressure, *J. Membr. Sci.*, **447**, 1-11.
- Blandin G., Verliefde A. R., Le-Clech P. (2015). Pressure enhanced fouling and adapted antifouling strategy in pressure assisted osmosis (PAO), *J. Membr. Sci.*, **493**, 557-567.

- Cai X. (2008). Water stress, water transfer and social equity in northern China– implications for policy reforms, *J. Environ. Manage.*, **87(1)**, 14-25.
- Cath T. Y., Childress A. E., Elimelech M. (2006). Forward osmosis: Principles, applications, and recent developments, *J. Membr. Sci.*, **281**, 70-87.
- Chanukya B. S., Patil S., Rastogi N. K. (2013). Influence of concentration polarization on flux behavior in forward osmosis during desalination using ammonium bicarbonate, *Desalination*, **312**, 39-44.
- Chekli L., Phuntsho S., Kim J. E., Kim J., Choi J. Y., Choi J. S., Kim S., Kim J. H., Hong S., Sohn J., Shon H. K. (2016). A comprehensive review of hybrid forward osmosis systems: Performance, applications and future prospects, *J. Membr. Sci.*, **497**, 430-449.
- Chekli L., Phuntsho S., Shon H. K., Vigneswaran S., Kandasamy J., Chanan A. (2012). A review of draw solutes in forward osmosis process and their use in modern applications, *Desalin. Water Treat.*, **43**, 167-184.
- Choi Y. -J., Choi J. -S., Oh H. -J., Lee S., Yang D. R., Kim J. H. (2009). Toward a combined system of forward osmosis and reverse osmosis for seawater desalination, *Desalination*, **247**, 239-246.

- Corona B., de la Rúa C., San Miguel G. (2016). Socio-economic and environmental effects of concentrated solar power in Spain: a multiregional input output analysis, *Sol. Energy Mater. Sol. Cells*, **156**, 112-121.
- Corzo B., Torre T., Sans C., Ferrero E., Malfeito J. J. (2017). Evaluation of draw solutions and commercially available forward osmosis membrane modules for wastewater reclamation at pilot scale, *Chem. Eng. J.*, **326**, 1-8.
- Cox W. E. (2007). North Carolina-Virginia conflict: the Lake Gaston water transfer, *J. Water Resour. Plann. Manage.*, **133(5)**, 456-461.
- Curzons A. D., Constable D. J. C., Mortimer D. N., Cunnigham V. L. (2001). So you think your process is green, how do you know?—Using principles of sustainability to determine what is green—a corporate perspective, *Green Chem.*, **3**, 1-6.
- Darwish M. A. and Al-Najem N. (2000). Energy consumption by multi-stage flash and reverse osmosis desalters, *Appl. Therm. Eng.*, **20(5)**, 399-416.
- Dashtpour R. and Al-Zubaidy S. N. (2012). Energy efficient reverse osmosis desalination process, *International Journal of Environmental Science and Development*, **3(4)**, 339-345.

- Derwent R. G., Jenkin M. E., Saunders S. M., Pilling M. J. (1998). Photochemical ozone creation potentials for organic compounds in Northwest Europe calculated with a master chemical mechanism, *Atmos. Environ.*, **32**, 2429-2441.
- Deshmukh A., Yip N. Y., Lin S., Elimelech M. (2015). Desalination by forward osmosis: Identifying performance limiting parameters through module-scale modeling, *J. Membr. Sci.*, **492**, 159-167.
- Dewulf J., Van Langenhove H., Mulder J., Van den Berg M. M. D., Van der Kooi H. J., de Swaan Arons J. (2000). Illustrations towards quantifying the sustainability of technology, *Green Chem.*, **2(3)**, 108-114.
- Dones R., Heck T., Emmenegger M. F., Jungbluth N. (2005). Life cycle inventories for the nuclear and natural gas energy systems, and examples of uncertainty analysis, *Int. J. Life Cycle Assess.*, **10(1)**, 10-23.
- Dones R., Heck T., Hirschberg S. (2003). Greenhouse gas emissions from energy systems: comparison and overview, *Energy*, **100(89-110)**, 2300.
- Dore M. H. I. (2005). Forecasting the economic costs of desalination technology, *Desalination*, **172(3)**, 207-214.
- Dreizin Y., Tenne A., Hoffman D. (2008). Integrating large scale seawater desalination plants within Israel's water supply system, *Desalination*, **220(1-3)**, 132-149.

- Duan J., Litwiller E., Pinnau I. (2014). Solution-diffusion with defects model for pressure assisted forward osmosis, *J. Membr. Sci.*, **470**, 323-333.
- Einav R., Harussi K., Perry D. (2003). The footprint of the desalination processes on the environment, *Desalination*, **152**, 141-154.
- El Saliby I., Okour Y., Shon H. K., Kandasamy J., Kim I. S. (2009). Desalination plants in Australia, review and facts, *Desalination*, **247(1-3)**, 1-14.
- Elimelech M., Phillip W. A. (2011). The future of seawater desalination: Energy, technology, and the environment, *Science*, **333**, 712-717.
- Evans A., Strezov V., Evans T. J. (2009). Assessment of sustainability indicators for renewable energy technologies, *Renew. Sustain. Energy Rev.*, **13(5)**, 1082-1088.
- Fane A. G. (2018). grand challenge for membrane desalination: More water, less carbon, *Desalination*, **426**, 155-163.
- Fearnside Philip M. (2000). Forests and global warming mitigation in Brazil: opportunities in the Brazilian forest sector for responses to global warming under the “clean development mechanism”, *J. Environ. Econ. Manage.*, **40(3)**, 211-235.
- Fritzmann C., Lowenberg J., Wintgens T., Melin T. (2007). State-of-the-art of reverse osmosis desalination, *Desalination*, **216(1-3)**, 1-76.

- Gao Y., Liu C. (1997). Research on simulated optimal decision making for a regional water resources system, *Int. J. Water Resour. Dev.*, **13(1)**, 123-134.
- Ghernaout D. (2018). Increasing Trends Towards Drinking Water Reclamation from Treated Wastewater, *World J. of Applied Chemistry*, **3(1)**, 1-9.
- Gleick P. H. (1994). Water and energy, *Annu. Rev. Energy Env.*, **19(1)**, 267-299.
- Gleick P. H. (2001). Making every drop count, *Sci. Am.*, **284(2)**, 40-45.
- Global Water Intelligence (2016). Desalination Markets 2016, Media Analytics LTD..
- Goosen M. F. A., Mahmoudi H., Ghaffour N. (2014). Today's and future challenges in applications of renewable energy technologies for desalination, *Crit. Rev. Environ. Sci. Technol.*, **44**, 929-999.
- Gray G. T., McCutcheon J. R., Elimelech M. (2006). Internal concentration polarization in forward osmosis: role of membrane orientation, *Desalination*, **197**, 1-8.
- Gruber M. F., Aslak U., Helix-Nielsen C. (2016). Open-source CFD model for optimization of forward osmosis and reverse osmosis membrane modules, *Sep. Purif. Technol.*, **158**, 183-192.

- Gude V. G. (2016). Desalination and sustainability-an appraisal and current perspective, *Water Res.*, **89**, 87-106.
- Gupta J., van der Zaag P. (2008). Interbasin water transfers and integrated water resources management: where engineering, science and politics interlock, *Phys. Chem. Earth.*, **33(1-2)**, 28-40.
- Haddad B. M. (2013). A case for an ecological-economic research program for desalination, *Desalination*, **324**, 72-78.
- Hanak E. (2007). Finding water for growth: new sources, new tools, new challenges, *J. Am. Water Resour. Assoc.*, **43(4)**, 1024-1035.
- Im S. J., Jeong S., Jeong S., Jang A. (2020). Techno-economic evaluation of an element-scale forward osmosis-reverse osmosis hybrid process for seawater desalination, *Desalination*, **476**, 114240.
- Jain S. K., Reddy N. S. R. K., Chaube U. C. (2005). Analysis of a large inter-basin water transfer system in India, *Hydrol. Sci. J.*, **50(1)**, 125-137.
- Jamil S., Jeong S., Vigneswara S. (2016). Application of pressure assisted forward osmosis for water purification and reuse of reverse osmosis concentrate from a water reclamation plant, *Sep. Purif. Technol.*, **171**, 182-192.
- Jeon J., Jung J., Choi J. Y., Kim J., Kim S. (2017a). Effect of trans-membrane pressure on draw solution channel height and water flux in spiral wound forward osmosis module, *Desalin. Water Treat.*, **96**, 55-60.

- Jeon J., Jung J., Choi J. Y., Kim S. (2017b). The performance of the spiral wound and flat sheet forward osmosis elements with thin film composite membrane, *Desal. Wat. Treat.*, **77**, 135-141.
- Jeon J., Jung J., Lee S., Choi J. Y., Kim S. (2018). A simple modeling approach for a forward osmosis system with a spiral wound module, *Desalin.*, **433**, 120-131.
- Jeon J., Park B., Yoon Y., Kim S. (2016). An optimal design approach of forward osmosis and reverse osmosis hybrid process for seawater desalination, *Desalin. Water Treat.*, **137**, 26612-26620.
- Karamouz M., Mojahedi S. A., Ahmadi A. (2010). Interbasin water transfer: economic water quality-based model, *J. Irrig. Drain. Eng.*, **136(2)**, 90-98.
- Kavvadias K. C., Khamis I. (2010). The IAEA DEEP desalination economic model: a critical review, *Desalination*, **257**, 150-157.
- Kessler J. O., Moody C. D. (1976). Drinking water from sea water by forward osmosis, *Desalination*, **18**, 297-306.
- Khayet M., Sanmartino J. A., Essalhi M., Harcia-Payo M. C., Hilal N. (2016). Modeling and optimization of a solar forward osmosis pilot plant by response surface methodology, *Sol. Energy*, **137**, 290-302.

- Kim D. -K., Choi J. -S., Lee C. -K., Kim J., Choi J. -H., Lee W. (2014). Removal Characteristics of Organic Matters in Pretreatment and Reverse Osmosis Membrane Processes for Seawater Desalination, *J. Korean Soc. Environ. Eng.*, **36(7)**, 492-497.
- Kim J. E., Blandin G., Phuntsho S., Verliefde A., Le-Clech P., Shon H. K. (2017). Practical considerations for operability of an 8" spiral wound forward osmosis module: Hydrodynamics, fouling behaviour and cleaning strategy, *Desalination*, **404**, 249-258.
- Kim J. E., Phuntsho S., Ali S. M., Choi J. Y., Shon H. K. (2018). Forward osmosis membrane modular configurations for osmotic dilution of seawater by forward osmosis and reverse osmosis hybrid system, *Water Res.*, **128**, 183-192.
- Kim J. E., Phuntsho S., Lotfi F., Shon H. K. (2015). Investigation of pilotscale 8040 FO membrane module under different operating conditions for brackish water desalination, *Desal. Wat. Treat.*, **53**, 2782-2791.
- Kim J., Han J., Sohn J., Kim S. -H. (2016). The Outlook for Forward Osmosis-Reverse Osmosis (FO-RO) Hybrid Desalination Market, *Journal of Korean Society of Water and Wastewater*, **30(5)**, 521-532.
- Kim J., Park K., Yang D. R., Hong S. (2019). A comprehensive review of energy consumption of seawater reverse osmosis desalination plants, *Appl. Energy*, **254**, 1136-1152.

- Kim M., Kim M., Park B., Kim S. (2015). Changes in characteristics of polyamide reverse osmosis membrane due to chlorine attack, *Desal. Wat. Treat.*, **54**, 4-5.
- Kim S. (2014). Scale-up of osmotic membrane bioreactors by modeling salt accumulation and draw solution dilution using hollow-fiber membrane characteristics and operation conditions, *Bioresour. Technol.*, **165**, 88-95.
- Kim S. -H., Kim G. -T., Yim S. -K., Choi K. -H., Yoon C. -H., Choo K. -H., Choi S. -J. (2002). Application of energy efficient reverse osmosis system for seawater desalination, *Desalination*, **144**, 361-365.
- Kim S., Cho D., Lee M. S., Oh B. S., Kim J. H., Kim I. S. (2009). SEAHERO R&D program and key strategies for the scale-up of a seawater reverse osmosis (SWRO) system, *Desalination*, **238**, 1-9.
- Kim S., Hoek E. M. V. (2005). Modeling concentration polarization in reverse osmosis processes, *Desalination*, **186(1-3)**, 111-128.
- Kim S., Lee S., Lee E., Sarper S., Kim C. H., Cho J. (2009). Enhanced or reduced concentration polarization by membrane fouling in seawater reverse osmosis (SWRO) processes, *Desalination*, **247**, 162-168.
- Kim S., Park H. (2005). Effective diameter for shear-induced diffusion for characterizing cake formation in crossflow microfiltration at polydisperse conditions, *J. Environ. Eng.*, **131(6)**, 865-873.

- Kim S., Paudel S., Seo G. T. (2015). Forward osmosis membrane filtration for microalgae harvesting cultivated in sewage effluent, *Environ. Eng. Res.*, **20**, 99-104.
- Kim Y. C., Park S. J. (2011). Experimental study of a 4040 spiral-wound forward-osmosis membrane module, *Environ. Sci. Technol.*, **45**, 7737-7745.
- Kim Y. M., Kim S. J., Kim Y. S., Lee S., Kim I. S., Kim J. H. (2009). Overview of systems engineering approaches for a large-scale seawater desalination plant with a reverse osmosis network, *Desalination*, **238(1-3)**, 312-332.
- Kim Y., Lee J. H., Kim Y. C., Lee K. H., Park I. S., Park S. (2015). Operation and simulation of pilot-scale forward osmosis desalination with ammonium bicarbonate, *Chem. Eng. Res. Des.*, **94**, 390-395.
- Kravath R. E., Davis J. A. (1975). Desalination of sea water by direct osmosis, *Desalination*, **16**, 151-155.
- Krotscheck C., Narodslawsky M. (1996). The sustainable process index. A new dimension in ecological evaluation, *Ecol. Eng.*, **6(4)**, 241-258.
- Ladner D. A., Subramani A., Kumar M., Adham S. S., Clark M. M. (2010). Bench-scale evaluation of seawater desalination by reverse osmosis, *Desalination*, **250(2)**, 490-499.

- Lamei A., Van D. Z., Von Munch E. (2008). Basic cost equations to estimate unit production costs for RO desalination and long-distance piping to supply water to tourism-dominated arid coastal regions of Egypt, *Desalination*, **225(1-3)**, 1-12.
- Lattemann S., Höpner T. (2008). Environmental impact and impact assessment of seawater desalination, *Desalination*, **220**, 1-15.
- Lay W. C. L., Chong T. H., Tang C. Y., Fane A. G., Zhang J., Liu Y. (2010). Fouling propensity of forward osmosis: investigation of the slower flux decline phenomenon, *Water Sci. Technol.*, **61**, 927-936.
- Lee H., Ryu H., Lim J. -H., Kim J. -O., Lee J. D., Kim S. (2016). An optimal design approach of gas hydrate and reverse osmosis hybrid system for seawater desalination, *Desalin. Water Treat.*, **57**, 9009-9017.
- Lee J., Choi J. Y., Choi J. -S., Chu K. H., Yoon Y., Kim S. (2017). A statistics based forward osmosis membrane characterization method without pressurized reverse osmosis experiment, *Desalination*, **403**, 36-45.
- Lee J., Kim S. (2016). Predicting power density of pressure retarded osmosis (PRO) membranes using a new characterization method based on a single PRO test, *Desalination*, **389**, 224-234.

- Lee S., Choi J., Park Y. -G., Shon H., Ahn C. H., Kim S. -H. (2019). Hybrid desalination processes for beneficial use of reverse osmosis brine: Current status and future prospects, *Desalination*, **454**, 104-111.
- Lenzen M., Gallego B., Wood R. (2009). Matrix balancing under conflicting information, *Econ. Syst. Res.*, **21**, 23-44.
- Lenzen M., Geschke A., Malik A., Fry J., Lane J., Wiedmann T., Kenway S., Hoang K., Cadogan-Cowper A. (2017). New multi-regional input-output databases for Australia - enabling timely and flexible regional analysis, *Econ. Syst. Res.*, **29**, 275-295.
- Lenzen M., Geschke A., Wiedmann T., Lane J., Anderson N., Baynes T., Boland J., Daniels P., Dey C., Fry J., Hadjikakou M., Kenway S., Malik A., Moran D., Murray J., Nettleton S., Poruschi L., Reynolds C., Rowley H., Ugon J., Webb D., West J. (2014). Compiling and using input-output frameworks through collaborative virtual laboratories, *Sci. Total Environ.*, **485-486**, 241-251.
- Lenzen M., Kanemoto K., Moran D., Geschke A. (2012). Mapping the structure of the world economy, *Environ. Sci. Technol.*, **46**, 8374-8381.
- Lenzen M., Rueda-Cantuche J. M. (2012). A note on the use of supply-use tables in impact analyses, *Stat. Oper. Res. Trans.*, **36**, 139-152.

- Li W., Gao Y., Tang C. Y. (2011). Network modeling for studying the effect of support structure on internal concentration polarization during forward osmosis: model development and theoretical analysis with FEM, *J. Membr. Sci.*, **379**, 307-321.
- Linares R. V., Li Z., Yangali-Quintanilla V., Ghaffour N., Amy G., Leiknes T., Vrouwenvelder J. S. (2016). Life cycle cost of a hybrid forward osmosis - low pressure reverse osmosis system for seawater desalination and wastewater recovery, *Water Research*, **88**, 225-234.
- Liu C., Zheng H. (2002). South-to-north water transfer schemes for china, *Int. J. Water Resour. Dev.*, **18(3)**, 453-471.
- Liu J., Chen S., Wang H., Chen X. (2015). Calculation of carbon footprints for water diversion and desalination projects, *Energy Procedia*, **75**, 2483-2494.
- Loeb S., Titelman L., Korngold E., Freiman J. (1997). Effect of porous support fabric on osmosis through a Loeb-Sourirajan type asymmetric membrane, *J. Membr. Sci.*, **129(2)**, 243-249.
- Lotfi F., Phuntsho S., Majeed T., Kim K., Han D. S., Wahab A. A., Shon H. K. (2015). Thin film composite hollow fibre forward osmosis membrane module for the desalination of brackish groundwater for fertigation, *Desalination*, **364**, 108-118.

- Lutchmiah K., Verliefde A. R. D., Roest K., Rietveld L. C., Cornelissen E. R. (2014). Forward osmosis for application in wastewater treatment: A review, *Water Res.*, **58**, 179-197.
- Martinetti C. R., Childress A. E., Cath T. Y. (2009). High recovery of concentrated RO brines using forward osmosis and membrane distillation, *J. Membr. Sci.*, **331**, 31-39.
- McCutcheon J. R., Elimelech M. (2006). Influence of concentrative and dilutive internal concentration polarization on flux behavior in forward osmosis, *J. Membr. Sci.*, **284**, 237-247.
- McCutcheon J. R., Elimelech M. (2007). Modeling water flux in forward osmosis: implications for improved membrane design, *AIChE J.*, **53**, 1736-1744.
- McCutcheon J. R., McGinnis R. L., Elimelech M. (2005). A novel ammonia-carbon dioxide forward (direct) osmosis desalination process, *Desalination*, **174**, 1-11.
- McGinnis R. L., Hancock N. T., Nowosielski-Slepowron M. S., McGurgan G. D. (2012). Pilot demonstration of the NH₃/CO₂ forward osmosis desalination process on high salinity brines, *Desalination*, **312**, 67-74.
- Meier P. J., Wilson P. P. H., Kulcinski G. L., Denholm P. L. (2005). US electric industry response to carbon constraint: a life-cycle assessment of supply side alternatives, *Energy Policy*, **33(9)**, 1099-1108.

- Mi B., Elimelech M. (2010). Organic fouling of forward osmosis membranes: fouling reversibility and cleaning without chemical reagents, *J. Membr. Sci.*, **348**, 337-345.
- Muñoz I., Fernández-Alba A. R. (2008). Reducing the environmental impacts of reverse osmosis desalination by using brackish groundwater resources, *Water Res.*, **42**, 801-811.
- Nagashima S., Uchiyama Y., Okajima K. (2017). Hybrid input-output table method for socioeconomic and environmental assessment of a wind power generation system, *Appl. Energy*, **185**, 1067-1075.
- Oh H., Hwang T., Lee S. (2009). A simplified simulation model of RO systems for seawater desalination, *Desalination*, **238(1-3)**, 128-139.
- Oh Y., Lee S., Elimelech M., Lee S. (2014). Hong S. Effect of hydraulic pressure and membrane orientation on water flux and reverse solute flux in pressure assisted osmosis, *J. Membr. Sci.*, **465**, 159-166.
- O'Toole G., Jones L., Coutinho C., Hayes C., Napoles M., (2016). River-to-sea pressure retarded osmosis: resource utilization in a full-scale facility, *Desalination*, **389**, 39-51.
- Park B., Lee J., Kim M., Won Y. S., Lim J. H., Kim S. (2016). Enhanced boron removal using polyol compounds in seawater reverse osmosis processes, *Desalin. Water Treat.*, **57**, 7910-7917.

- Park S. H., Park B., Shon H. K., Kim S. (2015). Modeling full-scale osmotic membrane bioreactor systems with high sludge retention and low salt concentration factor for wastewater reclamation, *Bioresour. Technol.*, **190**, 508-515.
- Pearce G. K. (2008). UF/MF pre-treatment to RO in seawater and wastewater reuse applications: a comparison of energy costs, *Desalination*, **222(1-3)**, 66-73.
- Phuntsho S., Kim J. E., Johir M. A. H., Hong S., Li Z., Ghaffour N., Leiknes T. O., Shon H. K. (2016). Fertiliser drawn forward osmosis process Pilot-scale desalination of mine impaired water for fertigation, *J. Membr. Sci.*, **508**, 22-31.
- Pomponi F., Lenzen M. (2018). Hybrid life cycle assessment (LCA) will likely yield more accurate results than process-based LCA, *J. Clean. Prod.*, **176**, 210-215.
- Qaiser K., Ahmad S., Johnson W., Batista J. (2011). Evaluating the impact of water conservation on fate of outdoor water use: a study in an arid region, *J. Environ. Manage.*, **92(8)**, 2061-2068.
- Raluy G., Serra L., Uche J. (2004). Life cycle assessment of desalination technologies integrated with energy production systems, *Desalination*, **167**, 445-458.
- Raluy G., Serra L., Uche J. (2006). Life cycle assessment of MSF, MED and RO desalination technologies, *Energy*, **31**, 2361-2372.

- Raluy G., Serra L., Uche J., (2005). Life Cycle Assessment of desalination technologies integrated with renewable energies, *Desalination*, **183**, 81-93.
- Raluy G., Serra L., Uche J., (2006). Life cycle assessment of MSF, MED, and RO desalination technologies, *Energy*, **31**, 2361-2372.
- Sadhvani J. J., Veza J. M., Santana C. (2005). Case studies on environmental impact of seawater desalination, *Desalination*, **185**, 1-8.
- Sahebi S., Phuntsho S., Kim J. E., Hong S., Shon H. K. (2015). Pressure assisted fertiliser drawn osmosis process to enhance final dilution of the fertiliser draw solution beyond osmotic equilibrium, *J. Membr. Sci.*, **481**, 63-72.
- Sarp S., Lee S., Ren X., Lee E., Chon K., Choi S. H., Kim S., Kim I. S., Cho J. (2008). Boron removal from seawater using NF and RO membranes, and effects of boron on HEK 293 human embryonic kidney cell with respect to toxicities, *Desalination*, **223**, 22-30.
- Schiermeier Q. (2008). Water: Purification with a pinch of salt, *Nature*, **452**, 260-261.
- Schmidt-Bleek F. (1993). MIPS re-visited, *Fresenius Environ. Bull.*, **2**, 407-412.
- Schroeder Paul. (1999). Carbon storage potential of short rotation tropical tree plantations, *Biomass Bioenergy*, **16(93)**, 171-189.

- Schwinge J., Neal P. R., Wiley D. E., Fletcher D. F., Fane A. G. (2004). Spiral wound modules and spacers: review and analysis, *J. Membr. Sci.*, **242**, 129-153.
- Scott C. A., Pierce S. A., Pasqualetti M. J., Jones A. L., Montz B. E., Hoover J. H. (2011). Policy and institutional dimensions of the water-energy nexus, *Energy Policy*, **39**, 6622-6630.
- Seo J., Kim Y.M., Chae S.H., Lim S.J., Park H., Kim J.H. (2019). An optimization strategy for a forward osmosis-reverse osmosis hybrid process for wastewater reuse and seawater desalination: A modeling study, *Desalination*, **463**, 40-49.
- Setiawan A. A., Zhao Y., Nayar C. V. (2009). Design, economic analysis and environmental considerations of mini-grid hybrid power system with reverse osmosis desalination plant for remote areas, *Renew. Energy*, **34**, 374-383.
- Shahabi M. P., McHugh A., Anda M., Ho G. (2014). Environmental life cycle assessment of seawater reverse osmosis desalination plant powered by renewable energy, *Renew. Energy*, **67**, 53-58.
- Shannon M. A., Bohn P. W., Elimelech M., Georgiadis J. G., Marinas B. J., Mayes A. M. (2008). Science and technology for water purification in the coming decades, *Nature*, **452**, 301-310.
- Shrestha E., Ahmad S., Johnson W., Shrestha P., Batista J.R. (2011). Carbon footprint of water conveyance versus desalination as alternatives to expand water supply, *Desalination*, **280**, 33-43.

- Shibuya M., Yasukawa M., Goda S., Sakurai H., Takahashi T., Higa M., Matsuyama H. (2016). Experimental and theoretical study of a forward osmosis hollow fiber membrane module with a crosswound configuration, *J. Membr. Sci.*, **504**, 10-19.
- Shiklomanov I. A. (2000). Appraisal and assessment of world water resources, *Water Int.*, **25**, 11-32.
- Simonovic S. P., Fahmy H. (1999). A new modeling approach for water resources policy analysis, *Water Resour. Res.*, **35(1)**, 295-304.
- Sims R. E. H., Rogner H., Gregory K. (2003). Carbon emission and mitigation cost comparisons between fossil fuel, nuclear and renewable energy resources for electricity generation, *Energy Policy*, **31(13)**, 1315-1326.
- Sohn J., Jang A., Choi J.Y., Kang K.-H. (2018). Development of Forward Osmosis(FO) - Reverse Osmosis(RO) Hybrid Plant Engineering, *Journal of the Korean Society of Civil Engineers*, **66(2)**, 28-39.
- Stave K. A. (2003). A system dynamics model to facilitate public understanding of water management options in Las Vegas, Nevada, *J. Environ. Manage.*, **67(4)**, 303-313.
- Stokes J., Horvath A. (2006). Life cycle energy assessment of alternative water supply systems, *Int. J. Life Cycle Assess.*, **11**, 335-343.

- Strutt J., Wilson S., Shorney-Darby H., Shaw A., Byers A. (2008). Assessing the carbon footprint of water production, *J. Am. Water Resour. Assoc.*, **100(6)**, 80-91.
- Tang C. Y., She Q., Lay W. C. L., Wang R., 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**, 123-133.
- The United Nations (2018). The United Nations world water development report 2018.
- Varun Prakash R., Bhat I. K. (2009). Energy, economics and environmental impacts of renewable energy systems, *Renew. Sustain. Energy Rev.*, **13(9)**, 2716-2721.
- Venkatesan A. K., Ahmad S., Johnson W., Batista J. R. (2011). Salinity reduction and energy conservation in direct and indirect potable water reuse, *Desalination*, **272(1-3)**, 120-127.
- Venkatesan A. K., Ahmad S., Johnson W., Batista J. R. (2011). System dynamics model to forecast salinity load to the Colorado River due to urbanization within the Las Vegas Valley, *Sci. Total Environ.*, **409(13)**, 2616-2625.
- Vince F., Marechal F., Aoustin E., Bréant P. (2008). Multi-objective optimization of RO desalination plants, *Desalination*, **222**, 96-118.

- Volpin F., Fons E., Chekli L., Kim J.E., Jang A., Shon H.K. (2018). Hybrid forward osmosis-reverse osmosis for wastewater reuse and seawater desalination: Understanding the optimal feed solution to minimise fouling, *Process. Saf. Environ. Prot.*, **117**, 523-532.
- Voutchkov N. (2018). Energy use for membrane seawater desalination-current status and trends, *Desalination*, **431**, 2-14.
- Wang R., Shi L., Tang C. Y. Y., Chou S. R., Qiu C., Fane A. G. (2010). Characterization of novel forward osmosis hollow fiber membranes, *J. Membr. Sci.*, **355**, 158-167.
- Weidema B., Wesnaes M. S. (1996). Data quality management for life cycle inventories—an example of using data quality indicators, *J. Cleaner Prod.*, **4(3-4)**, 167-174.
- Weisser D. (2007). A guide to life-cycle greenhouse gas (GHG) emissions from electric supply technologies, *Energy*, **32(9)**, 1543-1559.
- Wiedmann T. (2009). Editorial: carbon footprint and input-output analysis - an introduction, *Econ. Syst. Res.*, **21**, 175-186.
- Wilbert M. C., Leitz F., Abart E., Boegil B., Linton K. (1998). Desalting and Water Treatment Membrane Manual: A Guide to Membranes for Municipal Water Treatment, Bureau of Reclamation Technical Service Center, Water Treatment Engineering and Research, Denver, Colorado.

- Wilf M. and Schierach M. K. (2001). Effective new pretreatment for seawater reverse osmosis system, *Desalination*, **117**, 323-331.
- Winz I., Brierley G., Trowsdale S. (2009). The use of system dynamics simulation in water resources management, *Water Resour. Manage.*, **23(7)**, 1301-1323.
- Wittholz M. K., O'Neill B. K., Colby C. B., Lewis D. (2008). Estimating the cost of desalination plants using a cost database, *Desalination*, **229**, 10-20.
- Wolf P. H., Siverns S., Monti S. (2005). UF membranes for RO desalination pretreatment, *Desalination*, **182(1-3)**, 293-300.
- Wolfram P., Wiedmann, T., Diesendorf M. (2016). Carbon footprint scenarios for renewable electricity in Australia, *J. Clean. Prod.*, **124**, 236-245.
- Xiao D., Li W., Chou S., Wang R., Tang C. Y. (2012). A modeling investigation on optimizing the design of forward osmosis hollow fiber modules, *J. Membr. Sci.*, **392-393**, 76-87.
- Xu Y., Peng X., Tang C. Y., Fu Q. S., Nie S. (2010). PRO and FO in spiral wound module, *J. Membr. Sci.*, **348**, 298-309.
- Xue W., Yamamoto K., Tobino T., Ratanatamskul C. (2016). Modeling prediction of the process performance of seawater-driven forward osmosis for nutrients enrichment: Implication for membrane module design and system operation, *J. Membr. Sci.*, **515**, 7-21.

- Yangali-Quintanilla V., Li Z., Valladares R., Li Q., Amy G. (2011). Indirect desalination of Red Sea water with forward osmosis and low pressure reverse osmosis for water reuse, *Desalination*, **280(1-3)**, 160-166.
- Zhao S., Zou L., Tang C. Y., Mulcahy D. (2012). Recent developments in forward osmosis: Opportunities and challenges, *J. Membr. Sci.*, **396**, 1-21.
- Zhou Y., Tol R. S. J. (2005). Evaluating the costs of desalination and water transport, *Water Resour. Res.*, **41(3)**, 1-10.
- Ziolkowska J. R., Reyes R. (2016). Impact of socio-economic growth on desalination in the US, *J. Environ. Manag.*, **167**, 15-22.
- Zou Q., Liu X. (2016). Economic effects analysis of seawater desalination in China with input-output technology, *Desalination*, **380**, 18-28.
- Zou S., Gu Y., Xiao D., Tang C. Y. (2011). The role of physical and chemical parameters on forward osmosis membrane fouling during algae separation, *J. Membr. Sci.*, **366**, 356-362.

감사의 글

멀게만 느껴졌던 순간이 저에게도 온 것 같습니다. 지금부터야말로 제 연구인생이 시작된 것 같습니다. 부족한 저를 이렇게 출발점에 설 수 있게 해줄 수 있도록 지도해주신 김수한 교수님께 깊고 깊은 감사의 말씀을 올립니다. 어떤 수식어로도 제가 느끼고 있는 감사함을 표현하기 어려운 것 같습니다. 더욱 정진해서 자랑거리가 될 수 있는 제자가 될 수 있도록 하겠습니다.

자상하시고 기본적인 부분까지 세심하게 지적해주시고 학위 청구 논문 심사 위원장을 맡아주신 이상호 교수님께 감사드립니다. 석사과정 때부터 기초지식과 학위과정에 필요한 조언들도 아낌없이 해주신 강임석 교수님께 감사드립니다. 항상 친근하게 말씀해주시고 먼 거리에도 불구하고 심사 위원을 수락해주신 박성혁 교수님께 감사드립니다. 임용되시고 바쁘신데 심사 위원을 수락해주시고 추후 연구 방향을 잡는데 좋은 지적을 해주신 박솔피 교수님께 감사드립니다. 같이 국외 학외 참석했을 때 저를 너무 좋게 평가해주신 송영채 교수님 감사드립니다.

이미 석사 학위논문 감사의 글에서 언급했었지만, 연구실을 거처간 홍주형, 민재형, 민석이형, 범석이형에게도 다시 감사의 말씀을 드립니다. 지금은 각자 열심히 생활하고 있는 석사시절 동기인 준서와 현욱이, 설계사에서 고생하고 있는 재학이와 누리에게도 감사하다고 전하고 싶습니다. 그리고 저와 연구실 생활을 가장 오래동안 진행한 영규형에게도 감사의 말씀을 드립니다. 묵묵하고 성실하게 열심히 잘 도와주고 있는 재영이와 재윤이, 아직 미숙하지만 의욕 많고 박사과정에 진학해서 오래 볼 동건이에게도 고맙고 앞으로 잘 부탁한다고 말하고 싶습니다.

오랜 시간 베풀어 지내온 상준이와 민준이에게도 고맙다는 말을 하고 싶습니다. 그리고 이번에 박사학위를 받은 영환이형에게도 고맙고 축하한다고 전하고 싶습니다. 동생이지만 항상 신경써서 챙겨

주는 현욱이, 일본에서 박사과정 중인 박광재, 시국 때문에 혼자 독수공방하고 있는 보배, 열심히 잘 놀아준 유광재, 가벼워보이지만 뜻 깊은 성업에게도 고맙다는 말을 하고 싶습니다.

기나긴 학위과정동안 많은 도움을 주시고 한 가정의 가장이 될 때까지 키워주신 부모님께 감사드립니다. 무뚝뚝해보이지만 배려 깊은 동생에게도 감사드립니다. 부족한 저에게 따님을 주시고 지켜봐주시는 장인어른과 장모님께도 감사드리고, 친동생 만큼이나 잘 따라주는 처남 경희에게도 감사하다는 말씀을 전하고 싶습니다.

마지막으로 사랑하는 아내 인희, 큰 아들 유진, 작은 아들 유안에게 이 논문을 바치며 감사하다는 말을 전하고 싶습니다. 존재만으로도 정진할 수 있는 원동력이 되었습니다.

모든 분들께 감사함을 전할 수는 없었지만, 이 지면을 빌어 다시 한 번 감사드립니다. 더욱 정진해서 어엿한 연구자로 거듭날 수 있도록 스스로 채찍질하며 나아가도록 하겠습니다. 감사합니다.

