

중공사형 분리막에 대한 직접접촉식 막분리 공정의 수치해석

신호철·정건용[†]

서울과학기술대학교 화학공학과
(2010년 12월 20일 접수, 2010년 12월 24일 수정, 2010년 12월 25일 채택)

A Numerical Analysis of Direct Contact Membrane Distillation for Hollow Fiber Membrane

Ho Chul Shin and Kun Yong Chung[†]

Department of Chemical Engineering, Seoul National University of Technology & Science, Seoul 139-743, Korea
(Received December 20, 2010, Revised December 24, 2010, Accepted December 25, 2010)

요약: 막증류는 소수성이 강한 0.1 내지 0.5 μm 의 정밀여과막을 통하여 휘발도가 상대적으로 큰 성분을 증발시켜 분리하는 방법이다. 본 연구에서는 중공사형 분리막을 이용한 직접접촉식 막증류 공정을 “COMSOL Multiphysics” 프로그램을 이용하여 수치해석 하였으며 유체의 유입온도, lumen 및 shell side 공급 유속의 변화로 인한 투과량의 변화를 해석하였다. Lumen 공급용액의 온도가 30에서 50°C까지 증가할 경우 막증류 투과량은 1.0에서 3.8 $\text{L}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$ 까지 증가하였으나 shell 유체온도 영향은 상대적으로 낮았다. 또한 lumen 공급유속에 따른 막증류 투과량과 운전 압력손실을 고려할 경우 0.15 m/s ($\text{Re}_L = 135$)일 때 가장 효율적임을 확인하였다.

Abstract: Membrane distillation (MD) is a separation process which higher vapor pressure components are evaporated in mixed liquid solution through hydrophobic membrane with 0.1 or 0.5 μm pore size. In this study, direct contact membrane distillation process for hollow fiber module were interpreted numerically using the “COMSOL Multiphysics” software. The variables for the system were temperatures and flow rates of lumen and shell side solutions. The permeate flux increased from 1.0 to 3.8 $\text{L}/\text{m}^2 \cdot \text{hr}$ as temperature of the feed solution for lumen increased from 30 to 50°C. However the effect of shell solution temperature on permeate flux was relatively low. Also, the optimum velocity of lumen feed was obtained at 0.15 m/s ($\text{Re}_L = 135$) by considering MD permeate flux as well as operating pressure loss.

Keywords: membrane distillation, DCMD, hollow fiber membrane, numerical analysis, COMSOL software

1. 서론

막증류 기술은 1960년 후반부터 연구되었지만 막증류 공정에 사용할 수 있는 분리막을 적절한 비용으로 손쉽게 확보할 수 없었기 때문에 그동안 상업적으로 적용하지 못하고 있었다. 또한 막증류 기술은 화학 공학적으로 다양한 노하우와 기술이 축적된 증류 공정 등에 비하여 상대적으로 공정의 신뢰성이 떨어지고, 더욱이 기존 분리공정을 대체할 경우 발생하는 경제적 효과 역시 신기술을 도입하기에 매력적이지 못하였다. 그러나 원유 가격이 폭등하면서 에너지 절약형 기술의 도입이

절실하게 되었고 자연적으로 막증류 역시 분리 기술로서 상업적인 관심을 갖게 되었다.

막증류는 소수성이 강한 0.1 내지 0.5 μm 세공크기의 정밀여과막을 통하여 혼합 액체중 휘발도가 상대적으로 큰 성분을 증발시켜 증기압 차이를 추진력으로 분리 또는 농축하는 방법이다. 기존 증류공정은 탑정으로 부터의 액체 환류(응축)와 탑저의 증기 공급(증발)이 필수적이므로 막대한 액체/기체 또는 기체/액체간의 상변환 에너지가 필요하다. 그러나 막증류에서는 필요 성분만 증발시킬 뿐만 아니라 증기량 역시 증류탑에 비하여 훨씬 작으므로 에너지 소비량을 크게 감소시킬 수 있다. 또한 수용액 역시 비점 이상으로 가열할 필요가 없

[†]주저자(e-mail: kychung@snut.ac.kr)

Table 1. The Parameter Values used in the Numerical Analysis

| Parameters | Values |
|--------------------------------------|---|
| ρ (density) | 10^3 kg/m^3 |
| μ (viscosity) | $10^{-3} \text{ kg/m} \cdot \text{s}$ |
| u_L (lumen side average velocity) | $0.05 \sim 1 \text{ m/s}$ |
| u_s (shell side average velocity) | $0.0125 \sim 0.1 \text{ m/s}$ |
| r_i (lumen side radius) | $4.5 \times 10^{-4} \text{ m}$ |
| D_m (membrane thickness) | $3.5 \times 10^{-4} \text{ m}$ |
| r_o (shell side thickness) | $4.5 \times 10^{-4} \text{ m}$ |
| Re_L (lumen side Reynolds number) | $45 \sim 900$ |
| Re_S (shell side Reynolds number) | $11.25 \sim 90$ |
| K_M (vapor permeability) | $5 \times 10^{-10} \text{ m/Pa} \cdot \text{s}$ |
| ϵ (membrane porosity) | 0.7 |
| k_{air} (air conductivity) | $0.016 \text{ W/m} \cdot \text{K}$ |
| k_{PSF} (polysulfone conductivity) | $0.24 \text{ W/m} \cdot \text{K}$ |
| T_h (lumen side inlet temperature) | $30 \sim 50^\circ\text{C}$ |
| T_c (shell side inlet temperature) | $10 \sim 30^\circ\text{C}$ |

으므로 60 내지 90 °C의 운전온도로 증류탑에 비하여 훨씬 낮으며 이에 따른 열손실 감소와 폐열의 재활용 또는 태양열 에너지 등의 사용이 가능하므로 에너지 활용을 극대화시킬 수 있는 장점이 있다[1,2].

막증류는 Fig. 1에서와 같이 막을 경계로 고온 및 저온의 수용액이 접촉하는 (a) 직접접촉법(direct contact membrane distillation, DCMD), 열효율을 증가시키기 위하여 저온 부위에 응축표면을 설치하고 막과 응축표면 사이에 공기를 통과시키는 (b) 공기간극법(air gap membrane distillation, AGMD), 저온 부위에 동반가스를 공급하는 (c) 동반가스법(sweeping gas membrane distillation, SGMD), 그리고 (d) 진공법(vacuum membrane distillation, VMD)이 있다. 이상의 4종류의 시스템 중에서 가장 간단한 DCMD는 멤브레인을 중심으로 원료측(hot solution)과 투과측(cold solution)으로 구분된다. DCMD에 사용되는 분리막의 세공에 공기가 포함되어 있다고 가정하면, 원료는 분리막의 기/액 표면에서 포화증기압에 의하여 물 분자가 증발된다. 이렇게 생성된 수증기는 분리막의 세공을 통하여 투과측으로 이동하여, 상대적으로 낮은 온도를 갖고 있는 응축액에 의하여 응축되어 실제적인 투과액으로 생성된다[3,4]. 그러나 이상의 막증류 공정의 장점에도 불구하고 막증류 장치를 상업화하기 위하여 소수성이 강한 막소재 (PTFE, PP, PVDF)의 개발, 세공 내 용액 침입방지를

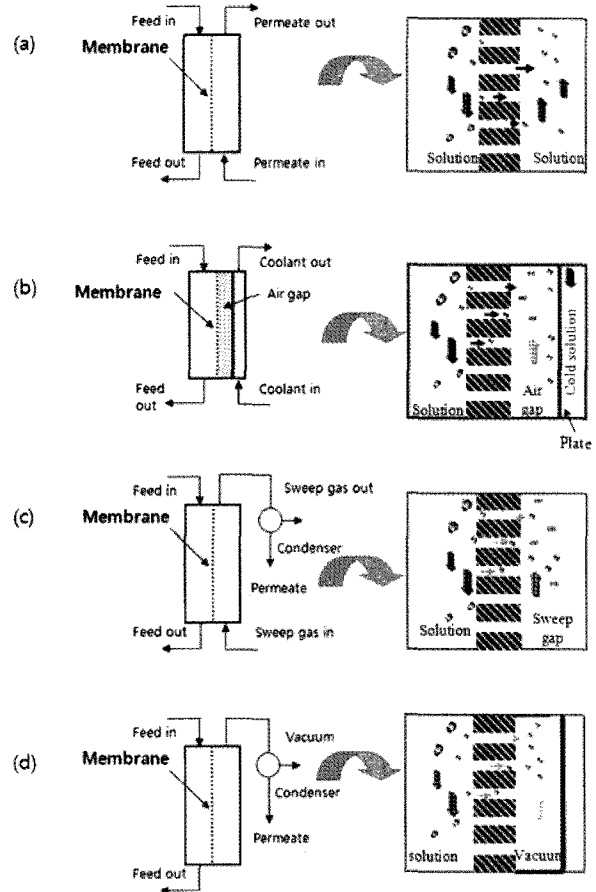


Fig. 1. Different type of membrane distillation (a) DCMD, (b) AGMD, (c) SGMD and (d) VMD[2].

위한 운전조건의 확립, 수용액을 효과적으로 증발시킬 수 있는 열전달 장치의 설계 및 scale-up 기술 등에 관한 연구가 필요하다[5]. 또한 막증류 공정에서 에너지 비용을 줄이고 효율을 높이기 위하여 열과 물질전달 이 동현상을 규명하고 운전조건을 최적화하는 과정이 필요하다. 본 연구에서는 소수성이 강한 중공사형 폴리술폰(polysulphone) 분리막에 대한 직접접촉식 막분리 공정을 수치적으로 모델링하여 유체의 유입온도와 유속 그리고 에너지비용을 비교하여 최적 설계 및 운전조건을 확립하고자 하였다.

2. 이론적 배경

2.1. 중공사형 DCMD 모델링

중공사형 모듈을 이용한 직접접촉식 막증류 개략도를 Fig. 2에 나타내었다. Fig. 2(a)에서와 같이 용질을

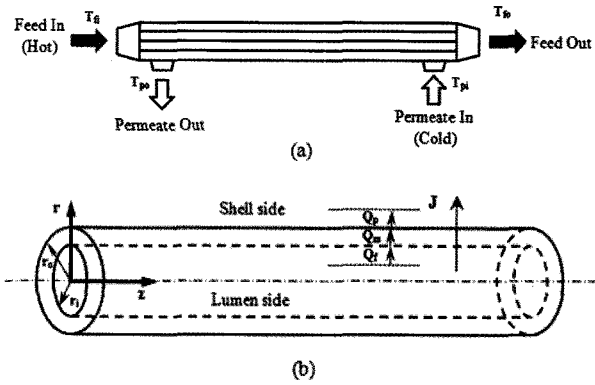


Fig. 2. (a) Hollow fiber module for DCMD and (b) hollow fiber configuration for numerical analysis.

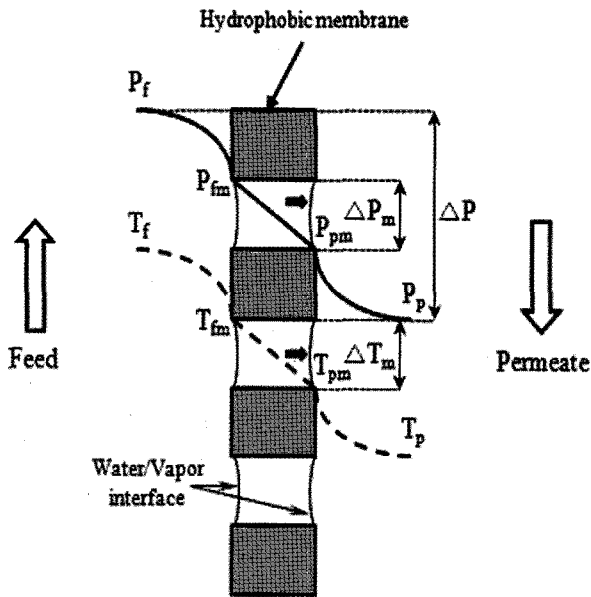
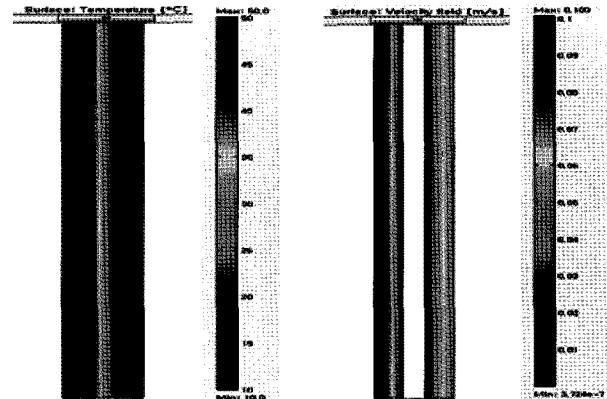
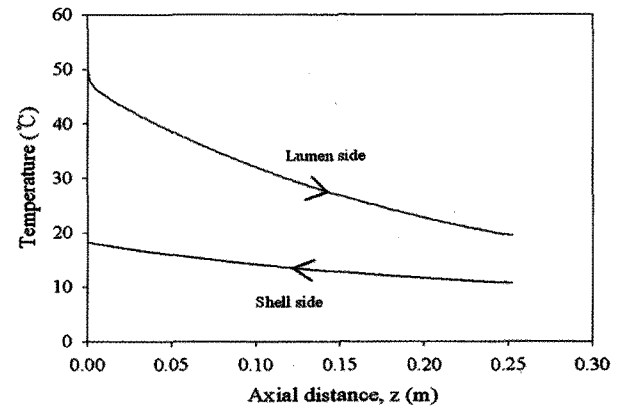


Fig. 3. Multiple polarizations in a DCMD process.

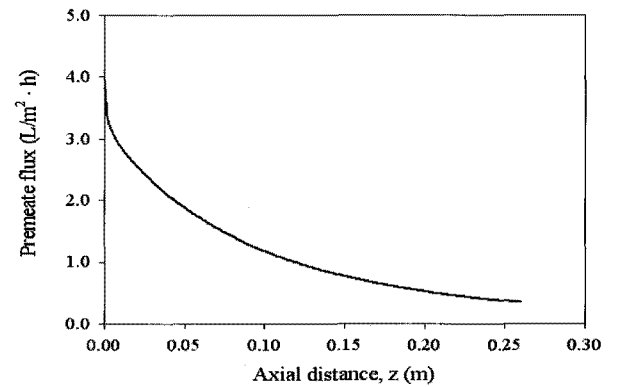
포함한 고온의 원료용액은 중공사막 내부의 lumen side로 흐른다. 고온의 원료 수용액으로부터 증발된 수증기는 분리막 세공을 통하여 중공사막의 lumen side에서 shell side로 이동한 후, 중공사막 외부(shell side)에 흐르는 저온상태의 투과액으로 응축된다. 또한 DCMD에 대한 수치적 해석연구를 위하여 중공사형 분리막 모듈 중 대표적으로 1개의 중공사막을 선택하였다. Fig. 2(b)와 같이 원통형 좌표축(cylindrical coordinate, γ, θ, z)을 사용하였으나 axial symmetry로 가정하여 θ 에 대한 함수관계를 무시하고 반경 방향 γ 과 흐름축 방향 z 에 대하여 운동량 및 에너지 수지식을 다음과 같이 적용하였다.



(a)



(b)



(c)

Fig. 4. (a) Contour results of temperature and velocity in DCMD, (b) membrane wall temperature of lumen and shell, and (c) permeate flux with respect to membrane length at $T_{fi} = 50^{\circ}\text{C}$, $T_{pi} = 10^{\circ}\text{C}$, $Re_L = 45$ and $Re_S = 45$.

2.2. 지배방정식(Governing Equations)

원료액과 투과액 흐름에 대한 속도 및 온도분포를 수치적으로 계산하기 위하여 다음과 같은 가정을 적용하였다.

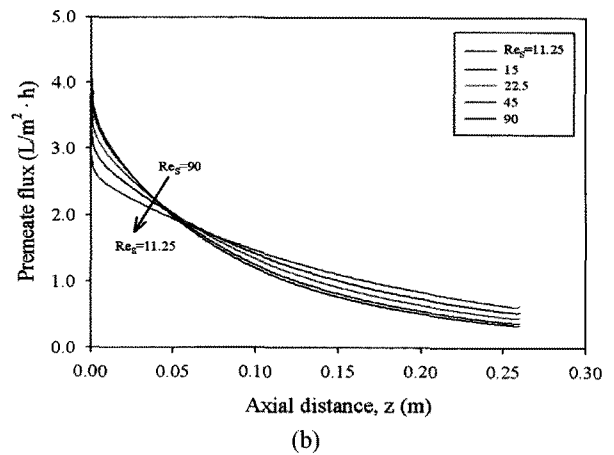
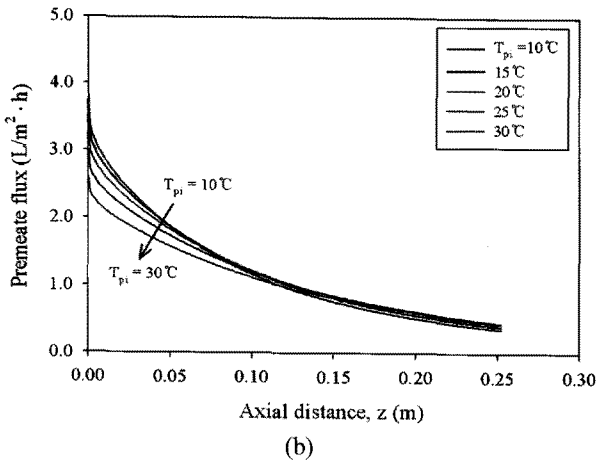
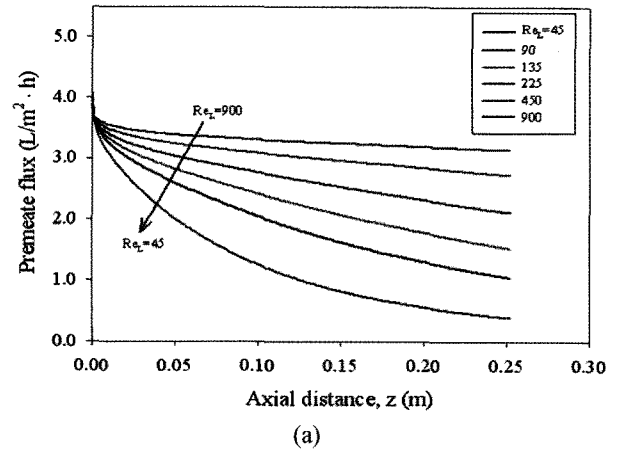
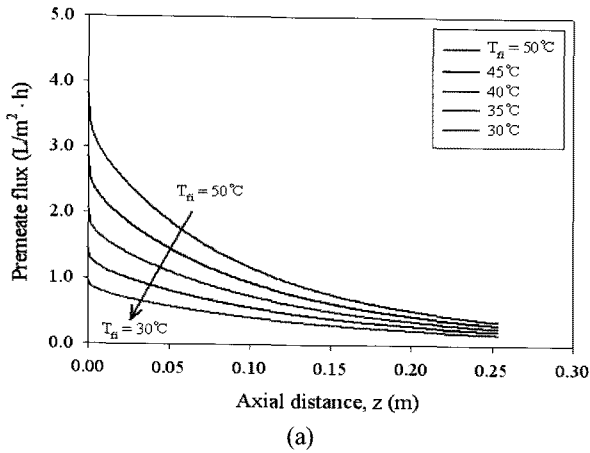


Fig. 5. Permeate flux with respect to (a) feed inlet temperature of lumen at $T_{pi} = 10^{\circ}\text{C}$ and (b) inlet temperature of shell at $T_{fi} = 50^{\circ}\text{C}$, $Re_L = 45$ and $Re_S = 45$.

Fig. 6. Permeate flux with respect to (a) feed inlet flow rate (or Re_L) of lumen at $Re_S = 45$ and (b) inlet flow rates at $Re_L = 45$, $T_{fi} = 50^{\circ}\text{C}$, and $T_{pi} = 10^{\circ}\text{C}$.

- 1) 실질적인 DCMD 운전영역을 고려하여 원료 및 투과액 흐름은 층류영역으로 한정하였다.
- 2) 강한 소수성 분리막을 통하여 원료측으로부터 투과측으로는 순수한 증기만 이동한다.
- 3) 막증류 추진력은 Antoine식을 이용하여 분리막 표면 온도에서의 포화 증기압 차이로 결정된다.
- 4) 분리막의 열전도도는 고분자 물질 및 세공 내 수증기의 열전도도의 합으로 나타낸다.

2.2.1. 연속 및 운동량 방정식

층류상태의 원료 및 투과액에 대한 정상상태 비압축성 연속방정식 및 Navier-Stokes 운동량 방정식은 식 (1, 2)와 같이 나타낼 수 있다[6].

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (\rho r u_r) + \frac{\partial}{\partial z} (\rho u_z) = 0 \quad (1)$$

$$\rho \left[u_r \frac{\partial u_r}{\partial r} + u_z \frac{\partial u_r}{\partial z} \right] = - \frac{\partial p}{\partial r} + \mu \left[\frac{\partial}{\partial r} \left(\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r u_r) \right) + \frac{\partial^2 u_r}{\partial z^2} \right] \quad (2-1)$$

$$\rho \left[u_r \frac{\partial u_z}{\partial r} + u_z \frac{\partial u_z}{\partial z} \right] = - \frac{\partial p}{\partial z} + \mu \left[\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial u_z}{\partial r} \right) + \frac{\partial^2 u_z}{\partial z^2} \right] \quad (2-2)$$

여기에서 ρ 는 유체의 밀도, p 는 시스템에 가해지는 압력을 나타내며, u_r 및 u_z 는 원통형 좌표계에서 r 및 z 방향 속도를 나타낸다. 또한 식 (1) 및 (2)의 u_r , u_z 및 p 를 수치적으로 계산하기 위하여 lumen 및 shell side에 각각 적용한 경계조건을 요약하면 다음과 같다.

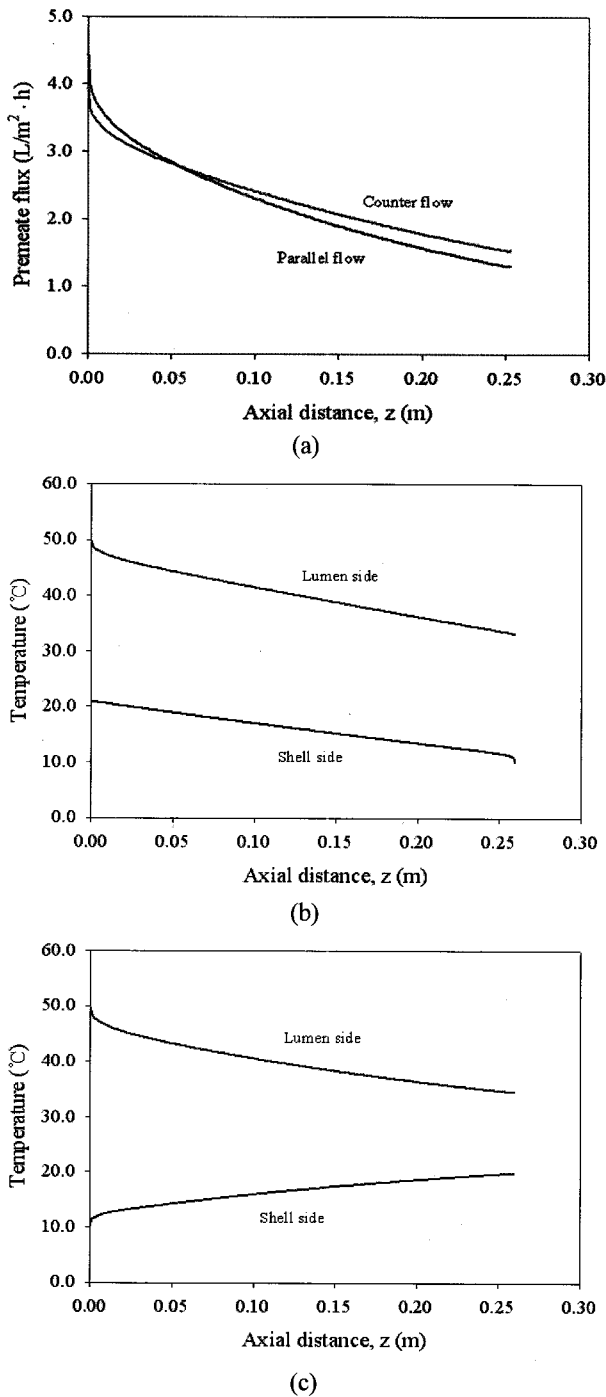


Fig. 7. Permeate flux for (a) counter and parallel flows, and membrane wall temperature of lumen and shell for (b) counter flow and (c) parallel flow at $T_{fi} = 50^{\circ}\text{C}$, $T_{pi} = 10^{\circ}\text{C}$, $Re_L = 135$ and $Re_S = 45$.

Lumen side :

입구조건 $u_z(r, 0) = u_L$

출구조건 $\left(\frac{\partial u_z}{\partial z}\right)_{z=L} = 0$

중심선 $\left(\frac{\partial u_z}{\partial r}\right)_{r=0} = 0$

분리막 벽면 $u_z(r_i, z) = 0$

$u_r(r_i, z) = K_m(p_{fm} - p_{pm}) = K_m \Delta p_m$

Shell side :

입구조건 $u_z(r, L) = u_S$

출구조건 $\left(\frac{\partial u_z}{\partial z}\right)_{z=0} = 0$

분리막 벽면 $u_z(r_o, z) = 0$

$u_r(r_o, z) = K_m(p_{fm} - p_{pm}) = K_m \Delta p_m$

외부표면 $\left(\frac{\partial u_z}{\partial z}\right) = 0, \left(\frac{\partial u_r}{\partial z}\right) = 0$

여기에서 K_m 은 분리막의 증기 투과도를 나타내며[7] 포화 증기압 P_{fm} 과 P_{pm} 은 다음과 같은 Antoine 식으로 구할 수 있다[8].

$$\log_{10} p = A - \frac{B}{C+T} \tag{3}$$

물의 경우 식 (3)에 해당하는 계수는 $A = 8.07131$, $B = 1730.63$, $C = 233.426$ 이다.

2.2.2. 에너지 방정식

DCMD에서 열전달은 Fig. 3에 나타난 바와 같이 lumen side로 유입되는 고온의 원료액에서 shell side로 유입되는 투과액으로 분리막을 통한 전도 및 잠열 등으로 복잡하게 일어난다. 먼저 원료 및 투과액에 대한 정상상태에 대한 열전달 식은 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$\rho C_p \left[u_r \frac{\partial T}{\partial r} + u_z \frac{\partial T}{\partial z} \right] = k \left[\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right] + \lambda \tag{4}$$

여기에서 λ 는 증발 또는 응축 잠열을 나타낸다. 또한 분리막에 대한 열전도도 k_m 은 다음과 같은 식으로 계산하였으며[9]

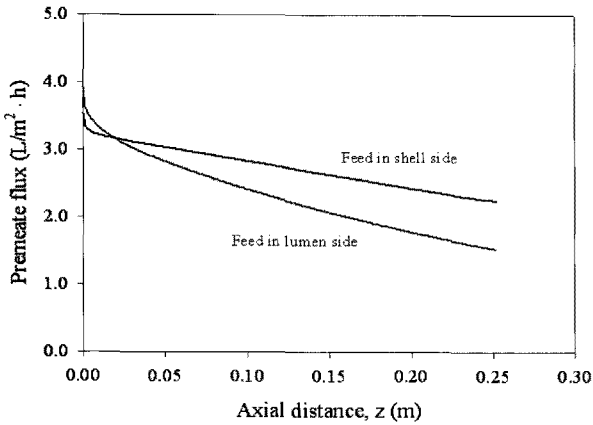


Fig. 8. Permeate flux for different feed inlet in lumen and shell at $T_{fi} = 50^{\circ}\text{C}$, $T_{pi} = 10^{\circ}\text{C}$, $Re_L = 135$ and $Re_s = 45$.

$$k_m = \epsilon k_g + (1 - \epsilon)k_p \quad (5)$$

여기에서 ϵ 은 분리막 기공도를 나타내며 k_g , k_p 는 각각 증기 및 분리막 고분자의 열전도도를 의미한다. 또한 식 (4)를 수치적으로 풀기 위한 경계조건을 요약하면 다음과 같다.

Lumen side :

$$\text{입구조건 } T(r, 0) = T_{fi}$$

$$\text{출구조건 } \left(\frac{\partial T}{\partial z} \right)_{z=L} = 0$$

Shell side :

$$\text{입구조건 } T(r, L) = T_{pi}$$

$$\text{출구조건 } \left(\frac{\partial T}{\partial z} \right)_{z=0} = 0$$

본 연구에서 사용한 여러 가지 변수값을 요약하여 Table 1에 나타내었다. ρ , μ 는 물의 밀도와 점도를 사용하였으며 분리막은 폴리술폰 소재로 공칭크기가 0.2 μm 인 소수성 정밀여과막이다. 또한 증기 투과도 K_m 은 막증류 실험으로 측정된 결과를 사용하였다.

3. 결과 및 토의

이상의 지배방정식과 경계조건으로 “COMSOL Multiphysics 3.5v” software package를 사용하여 DCMD 수치해석을 실시하였다. Lumen side의 평균유속은 0.05

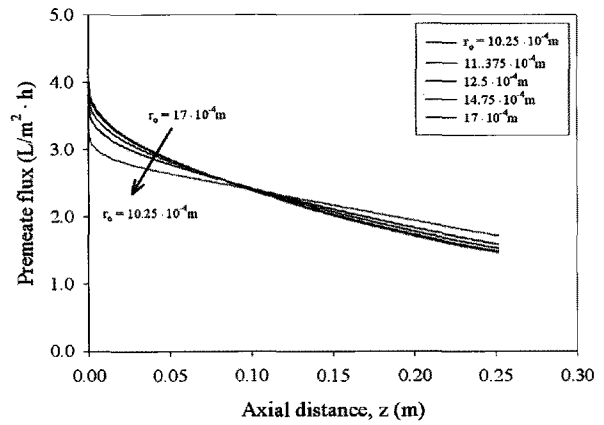


Fig. 9. Permeate flux with respect to shell radius at $T_{fi} = 50^{\circ}\text{C}$, $T_{pi} = 10^{\circ}\text{C}$ and $Re_L = 135$.

m/s ($Re_L = 45$), 유입온도는 50°C 이며, shell side의 평균유속은 0.05 m/s ($Re_s = 45$), 유입온도는 10°C 를 기준으로 계산하였다. 이 경우 계산 결과를 Fig. 4(a), (b) 및 (c)에 나타내었다. Fig. 4(a)는 프로그램의 결과 화면으로 중공사막에 대한 속도 및 온도 contour를 나타낸 것이다. Fig. 4(b)에서 나타난 바와 같이 lumen side의 뜨거운 유체는 50°C 로 유입되어 분리막 표면온도가 약 $21\sim 22^{\circ}\text{C}$ 까지 떨어진다. 이와 반대로 shell side의 찬 유체는 10°C 로 유입되어 분리막 표면온도가 약 $18\sim 19^{\circ}\text{C}$ 까지 증가한다. Lumen side와 shell side의 평균유속이 0.05 m/s이면 lumen side의 단면적이 shell side의 단면적보다 작으므로, 입구에서 들어가는 유량의 양은 shell side가 많다. 따라서 상대적으로 질량유량이 큰 shell side 보다는 lumen side의 온도 변화가 클 것으로 판단된다. Fig. 4(c)는 lumen side와 shell side의 온도차로 인한 순수 투과량을 나타낸 것으로 투과되는 순수한 물의 양은 DCMD 모듈의 입구부에서 약 $3.8 \text{ L/m}^2 \cdot \text{hr}$ 정도로 상당히 높았다. 이는 Fig. 4(b)에서와 같이 분리막 표면온도의 차이가 커서 이로 인해 발생하는 포화증기압의 차가 커지므로 투과량이 높았다. 그러나 분리막의 표면 온도차는 DCMD의 모듈안에서 중공사막의 길이에 따라 점차 감소하게 되어 약 $0.5 \text{ L/m}^2 \cdot \text{hr}$ 정도까지 감소하였다.

3.1. 유입온도에 따른 투과량 변화

Fig. 5(a), (b)는 lumen과 shell의 유입온도에 따른 투과량 변화를 나타낸 것이다. Fig. 5(a)는 lumen에 유입되는 유체의 온도를 $30\sim 50^{\circ}\text{C}$ 로 변화시킬 때 투과율

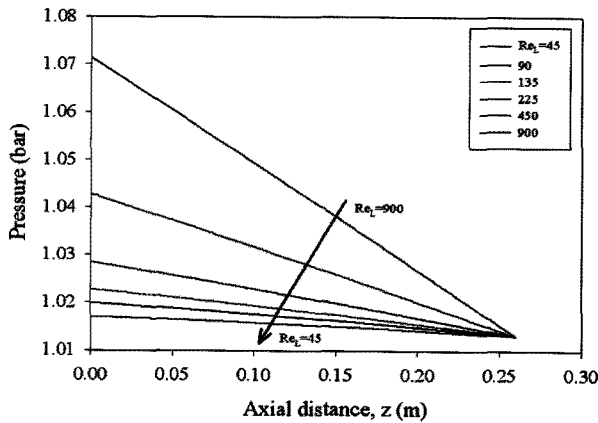


Fig. 10. Pressure in the lumen with respect to feed inlet flow rate (or Re_L) at $T_{fi} = 50^\circ\text{C}$, $T_{pi} = 10^\circ\text{C}$ and $Re_s = 45$.

변화를 나타낸 것이다. 순수 투과량은 입구에서 $3.8 \sim 1.0 \text{ L/m}^2 \cdot \text{hr}$ 까지 변화폭이 크게 나타나며, 출구에서의 변화량은 $0.5 \sim 0.2 \text{ L/m}^2 \cdot \text{hr}$ 정도로 비교적 작다. 이는 입구에서 발생하는 온도차이가 투과량에 미치는 영향이 크게 나타나는 것을 나타내고, 식 (3)에서와 같이 포화증기압은 로그형태로 증가하게 된다. 그렇기 때문에 상대적으로 같은 온도차를 갖더라도 낮은 온도보다 높은 온도의 온도차가 투과량이 많이 나타난다. Fig. 5(b)는 shell에 유입되는 유체의 온도를 $10 \sim 30^\circ\text{C}$ 로 변화시킬 때 투과율 변화를 나타낸 것이다. 순수 투과량은 입구부분에서 $3.8 \sim 2.5 \text{ L/m}^2 \cdot \text{hr}$ 까지 변화하지만 중공사막의 길이가 약 0.1 m 이후에는 비슷한 투과량을 나타낸다. Shell 부분에 온도 변화는 lumen과는 달리 투과량에 큰 영향을 미치지 않음을 알 수 있다.

3.2. 유속에 따른 투과량 변화

Fig. 6(a), (b)는 lumen과 shell 유속에 따른 투과량 변화를 나타낸 것이다. Fig. 6(a)는 lumen의 유속을 $0.05 \sim 1 \text{ m/s}$ ($Re_L = 45 \sim 900$)까지 변화하였을 때, 순수 투과량을 나타낸 것이다. 입구 부분에서는 약 $3.8 \text{ L/m}^2 \cdot \text{hr}$ 의 투과량으로 유속에 관하여 영향이 거의 없지만, 출구부분에서는 $3.3 \sim 0.5 \text{ L/m}^2 \cdot \text{hr}$ 의 투과량으로 유속에 따라 투과량의 차이가 크다. 이는 모듈 내에 전달되는 모든 heat flux는 같으며, 유속이 증가하면 상대적으로 lumen side의 ΔT 가 감소하고 포화증기압 차이가 증가하여 투과량이 증가하게 된다.

Fig. 6(b)는 shell side의 유속을 $0.0125 \sim 0.1 \text{ m/s}$ ($Re_s = 11.25 \sim 90$)까지 변화하였을 때, 투과량을 나타낸 것

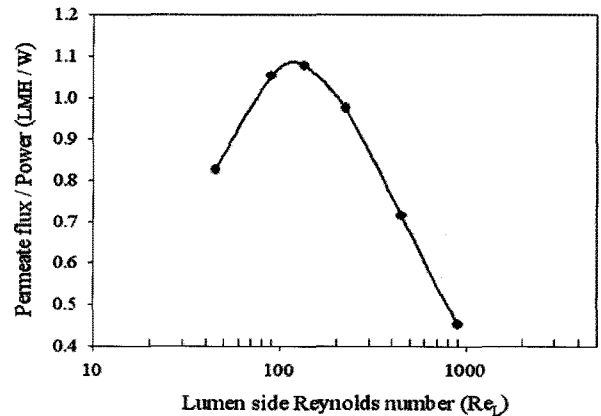


Fig. 11. Permeate flux per unit power consumption with respect to feed inlet flow rate (or Re_L) in lumen at $T_{fi} = 50^\circ\text{C}$, $T_{pi} = 10^\circ\text{C}$ and $Re_s = 45$.

이다. Shell의 유속변화는 Fig. 5(b)에서와 같이 투과량에 크게 영향을 미치지 않는다. 입구 부분에서는 투과량이 약 $3.8 \sim 3.0 \text{ L/m}^2 \cdot \text{hr}$ 이며 출구부분에서는 $1.0 \sim 0.5 \text{ L/m}^2 \cdot \text{hr}$ 이었다. 이는 투과량에 직접적인 영향을 주는 요인으로 lumen side의 분리막 표면온도가 지배적임을 알 수 있다. Shell의 유속이 증가하면 상대적인 lumen side의 온도가 감소하고 분리막 표면의 온도차가 비슷해져 투과량 변화가 적게 나타난다. 또한 shell의 유속이 일정량(0.05 m/s) 이상 증가하여도 투과량이 크게 변화하지 않는다.

3.3. 향류, 병류에 따른 투과량 변화

Fig. 7(a), (b), (c)는 lumen과 shell의 흐름을 향류 및 병류 형태로 유지함에 따라서 발생하는 투과량 및 분리막 표면의 온도변화를 나타낸 것이다. Lumen의 유속을 0.15 m/s ($Re_L = 135$), 유입온도를 50°C , shell의 유속을 0.05 m/s ($Re_s = 45$), 유입온도를 10°C 로 고정시킨 후 shell의 흐름을 향류에서 병류로 변화시켰다. Fig. 7(a)에서 보면 향류보다 병류 흐름의 경우 중공사막 모듈 입구 부분에서의 투과량이 더 많았다. Fig. 7(b), (c)는 각각 향류와 병류흐름에 대한 분리막 표면의 온도변화를 나타낸 것이다. 향류의 경우는 Fig. 7(b)에서와 같이 중공사막 모듈 전반에 걸쳐 온도차가 일정한 반면에 병류는 Fig. 7(c)와 같이 중공사막 모듈의 입구부분에서 온도차가 크지만 출구부분으로 갈수록 온도차가 지속적으로 감소하였다. 따라서 중공사막 모듈의 입구부분에서는 병류의 투과량이 크지만 중공사막의 길이가 약 0.06 m 이후부터는 향류의 투과량이 더 크게 나타났다.

향류 및 병류의 평균 투과량은 각각 2.28, 2.18 L/m² · hr로 향류의 경우가 약 5% 높게 나타났다.

$$W_p = \frac{\Delta p}{\rho} \cdot \dot{m} \quad (6)$$

3.4. 원료액 공급 지점에 따른 투과량 변화

Fig. 8은 lumen에 원료액, shell에 투과액을 공급할 때의 투과량과 이와는 반대로 lumen에 투과액, shell에 원료액을 공급할 때의 투과량을 비교한 그림이다. 유입 속도 및 온도는 lumen side 0.15 m/s, 10°C 그리고 shell side 0.05 m/s, 50°C로 공급되는 용액에 관계없이 일정하게 유지하였다. Lumen side로 원료용액을 공급할 경우 입구에서의 투과유속은 높았으나 z값이 증가할수록 투과유속이 감소하여 0.02 m 이후부터는 shell side로 원료용액을 공급한 경우보다 낮게 나타났다. 원료액을 lumen 및 shell side로 공급한 경우 각각의 평균 투과량은 2.28 및 2.72 L/m² · hr로서 shell side로 원료액을 공급할 경우에 약 20% 정도 증가함을 알 수 있다. 이는 액체의 유입속도는 같지만 lumen side 보다 shell side의 단면적이 넓어 공급 유량이 증가하므로 에너지 수지에 의하면 원료액 온도가 상대적으로 적게 감소하기 때문이다. 따라서 shell 부분 유체가 고온으로 유지되어 결국 높은 포화 증기압이 유지되기 때문에 투과량이 증가하게 된다.

3.5. Shell side 외경에 따른 투과량 변화

Fig. 9는 shell 외경을 10.25~17 × 10⁻⁴ m로 변화시켰을 때 투과량 변화를 나타낸 것이다. Shell 외경이 10.25 × 10⁻⁴ m인 경우, 입구부분에서는 투과량이 약 3.2 L/m² · hr이며 출구부분에서는 1.7 L/m² · hr이었다. 그러나 shell 외경이 17.00 × 10⁻⁴ m로 증가하여도 투과량은 입구부분에서 약 4.1 L/m² · hr, 출구부분에서 1.4 L/m² · hr로서 외경 변화에 따라서 투과량은 크게 변화하지 않았다. 그러나 shell side 외경의 크기가 커지면 중공사막의 충전밀도가 감소하여 모듈의 단위부피당 총 생산량은 감소하게 된다.

3.6. 에너지 소비

Lumen에 원료용액 공급속도를 증가시키면 Fig. 6(a)에서와 같이 투과량은 증가하지만 반면에 z축을 따라서 압력변화가 크게 나타남을 알 수 있다(Fig. 10). 압력강하에 따른 에너지 소비량은 식 (6)과 같이 계산할 수 있다.

여기에서 W_p 는 소요 동력, Δp 는 압력강하, \dot{m} 는 질량유량을 나타낸다. Fig. 6(a)에 나타나 있는 순수 투과량(J)과 식 (6)으로부터 계산한 소요 동력(W) 그리고 단위 소요 에너지에 대한 투과량(J/W)를 계산하여 Fig. 11에 나타내었다. Reynolds 수 또는 유속이 증가함에 따라서 에너지에 대한 투과량 또는 에너지 효율은 증가하지만 유속이 0.15 m/s ($Re_L = 135$)에서 가장 최고점에 도달한 후 급격히 떨어짐을 알 수 있다.

4. 결 론

소수성 중공사형 분리막을 이용한 직접접촉식 막증류(DCMD) 공정에 대하여 원료용액 및 투과용액의 온도, 유속 그리고 향류 또는 병류 운전방식, lumen 및 shell 유체의 선정 등에 따른 투과유속을 수치적으로 계산하였으며 그 결과를 요약하면 다음과 같다.

1) Lumen으로 공급되는 원료용액(고온)이 30~50°C 일 때 막증류 투과량은 입구에서 1.0~3.8 L/m² · hr 까지 증가하였으나 출구에서의 투과량은 0.2~0.52 L/m² · hr 정도로 매우 낮았다. 하지만 shell side 투과유체 온도의 영향은 상대적으로 낮았다.

2) Lumen 원료용액의 유속을 0.05~1m/s 까지 변화하였을 때, 순수 투과량은 입구에서 약 3.8 L/m² · hr로 공급 유량에 따라서 거의 변하지 않지만 출구에서는 3.3~0.5 L/m² · hr로 공급 유량에 따라서 크게 감소하였다.

3) 향류와 병류 운전방식에서는 투과량이 5% 범위에서 비슷하였으나 고온의 원료액을 lumen에서 shell side로 공급 위치를 변경하면 동일 조건에서 투과율이 약 20% 정도 증가하였다.

4) 대부분의 압력 손실이 발생하는 lumen side에 대하여 유량변화에 따른 투과유속 증가와 압력손실을 고려하여 최적화된 결과, 평균유속이 0.15 m/s ($Re_L = 135$)일 때 가장 효율적임을 확인하였다.

참 고 문 헌

1. K. Y. Chung, "Membrane distillation of the aqueous glucose solution", *Membrane Journal*, **10(4)**, 230

- (2000).
2. K. Y. Chung and J. P. Kim, "Energy saving membrane technology", A-Jin Press Co., Korea (2010).
 3. Y. M. Yang, K. J. Kim, and S. J. Moon, "A study on desalination using direct contact membrane distillation", *Membrane Journal*, **16(4)**, 214 (2006).
 4. H. W. Cho and W. C. Shin, "The prospect of membrane distillation", *Membrane Journal*, **7(2)**, 57 (1997).
 5. A. M. Bertasa, G. Besana, A. Ghielmi, and V. Arcella, "Fluoropolymers in membrane applications", *Membrane Journal*, **17(2)**, 118 (2007).
 6. S. Bouguecha, R. Chouikh, and M. Dhahbi, "Numerical study of the coupled heat and mass transfer in membrane distillation", *Desalination*, **152**, 245 (2002).
 7. V. A. Bui, L. T. T. Vu, and M. H. Nguyen, "Modelling the simultaneous heat and mass transfer of direct contact membrane distillation in hollow fibre modules", *J. Membr. Sci.*, **353**, 85 (2010).
 8. J. M. Smith, H. C. Van Ness, and M. M. Abbott, "Chemical engineering thermodynamics", sixth edition, McGraw Hill, New York (2002).
 9. T. C. Chen, C. D. Ho, and H. M. Yeh, "Theoretical modeling and experimental analysis of direct contact membrane distillation", *J. Membr. Sci.*, **330**, 279 (2009).