

투과증발 막분리 공정에서 막하부의 공정조건의 중요성

염 충 균

한국화학연구소 화학공정연구센터
(1998년 9월 22일 접수)

Importance of Permeate Pressure on Pervaporative Performance

C. K. Yeom

Chemical Process and Engineering Center, Applied and Engineering Chemistry Division, Korea Research Institute of
Chemical Technology, P.O. Box 107, Yusong, Taejon 305-606, Korea

(Received September, 22, 1998)

1. 서 론

일반적으로 투과증발 막분리 공정에서 막상부 압력은 상압 부근에서 설정되며 막하부 압력은 투과성분의 포화 증기압 보다 낮게 유지하므로써 막을 통한 물질 투과가 일어난다. 이중에 하부압력은 막공정의 추진력과 밀접한 관련이 있다. 즉, 막하부의 조건에 따라 막공정의 추진력이 결정되며 또한 막내부의 상구배 (phase gradient)가 달라진다. 그러므로 막하부의 공정조건은 막의 투과 분리특성을 결정하는 매우 중요한 제어대상이 된다. 많은 연구자들이 막하부 압력에 따른 투과속도 및 선택도 변화에 대한 연구를 진행해왔는데 이들 대부분은 막하부 압력을 투과공정의 추진력과 관련을 지어 투과 분리거동을 설명하였으며 1980년 후반 이후부터 유체역학 관점에서 막하부 압력이 투과특성에 끼치는 영향을 검토하기 시작하였다. Côté와 Lipski [1,2]는 막상부와 유사하게 막하부 막 표면 근처에 경계층이 형성이 되어 투과물의 농도 구배 (Fig. 1(a))가 형성이 됨으로써 물질전달에 저항층 역할을 하며 막하부 압력이 커질수록 경계층이 두꺼워짐을 제시하였다. Bode [3,4]는 작은 막두께와 높은 막하부 압력 조건에서 막하부면 근처에서 투과성분의 화학적 포텐셜의 불연속적 변화 (Fig. 1(b))가 발생함을 실험과 이론적 유도를 통해 관찰하였고 이로부터 막하부면 근처에 경계면 저항 (interfacial resistance)이 존재한다고 결론지었다. 또

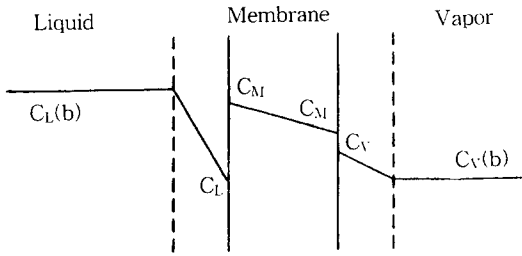
한 캐나다 맥매스터 대학교의 Dickson교수의 연구팀은 상기 두 연구팀들의 주장을 뒷받침할 수 있는 실험적인 결과[5]를 얻었는데, 즉 막 두께가 작아질수록, 혹은 막하부 압력이 커질수록 막 저항에 비해 막하부면 저항이 더 중요해짐을 보고하였다. 이와 같이 막하부 공정, 특히 막하부면 압력은 추진력, 막 내부의 상변화 결정 뿐 아니라 막 하부쪽에서의 물질전달을 결정하는 중요한 인자가 되며 막모듈 및 공정 설계시 이러한 막하부 압력의 영향을 충분히 반영하여야 한다. 본 장에서는 막하부 압력이 막 투과 분리 특성에 끼치는 영향에 대한 이해를 돕고자 발표된 연구 내용을 토대로 하여 투과증발 막분리 공정에서 막하부 압력의 중요성을 간략하게 정리해 보았다.

2. 하부압력에 따른 막내부에 형성되는 투과성분 농도 구배

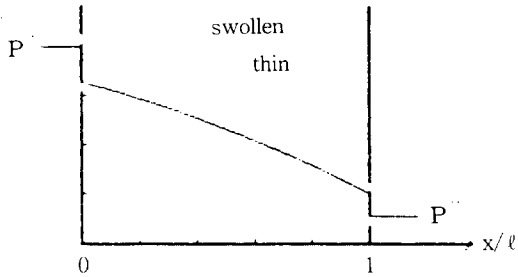
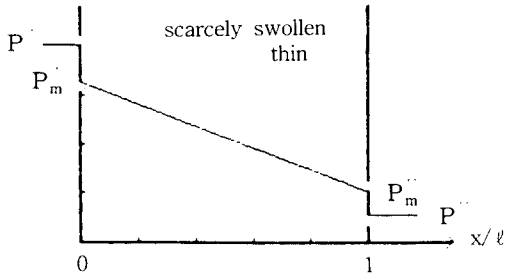
일정한 온도 하에서 일반적인 막공정의 추진력은 막양 측면에서의 투과성분의 화학적 포텐셜차 ($\Delta\mu$)인데 이는 다음과 같이 투과성분의 활성도 (activity)차와 압력차로 표현된다.

$$\Delta\mu_i = RT \Delta(\ln a_i) + V_i \Delta P \quad (1)$$

투과증발 막공정에서 하부압력에 따라 활성도차와 압력



(a)



(b)

Fig. 1. Concentration and equivalent vapor pressure profiles of permeant across membranes : (a) concentration profiles in the membrane and boundary layers developed in feed and permeate, (b) equivalent vapor pressure (EPP) profiles in different membranes; P' = EPP at the upstream-side surface of the membrane, P'' = EPP at the permeate-side surface of the membrane, x/l = relative distance in membrane.

차 크기가 결정이 된다. Fig. 2는 하부압력에 따른 막내부에 형성된 투과성분의 농도분포를 도식적으로 나타낸 것인데 상부쪽 막표면에서의 농도는 하부압력에 관계 없이 공급액과 평형농도로 항상 일정하다. 반면에 하부압력이

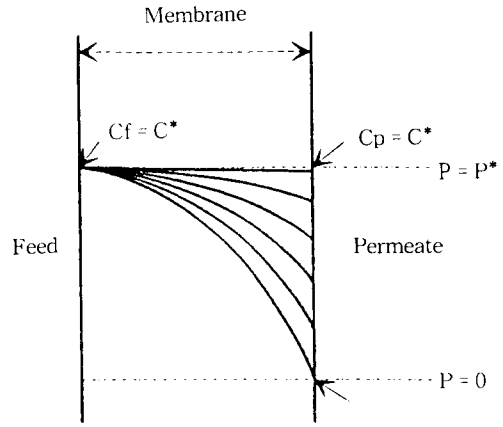


Fig. 2. permeant concentration profiles developed in membrane with permeate pressure; C^* = permeant concentration in equilibrium with feed, P^* = saturated vapor pressure.

완전 진공일 경우 하부쪽 막표면에서의 농도는 zero가 되며 막내부에 그림과 같은 농도 구배가 형성된다. 하부압력이 증가하게 되면 막표면에서 투과성분의 증발 혹은 탈착속도가 느려지게 되어 막표면은 투과성분으로 적셔지게 되어 농도는 따라서 증가하게 된다. 그 결과 막내부의 농도 구배는 점점 작아지다가 하부압력이 투과성분의 포화증기압과 같거나 클 경우 농도 구배는 없어진다. 활성도와 농도와의 관계는 Flory-Huggins 열역학식으로 혹은 간단하게는 다음 아래 식으로 표현할 수 있으므로 농도차의 변화는 활성도차 변화로 간주하여도 무방하다.

$$a_i = \gamma_i C_i \quad (\gamma_i = \text{투과성분의 활성계수}) \quad (2)$$

막상부면에서는 공급액과 평형관계를 형성하므로 $(a_i)_F = 1$ 의 관계가 성립한다. 그러므로 막 양쪽면의 활성도차 ($\Delta \ln a_i$)는

$$\Delta(\ln a_i) = \ln(a_i)_F - \ln(a_i)_P = -\ln(a_i)_P \quad (3)$$

$(a_i)_F$, $(a_i)_P$ 는 각각 막상부면, 하부면에서의 투과성분 i 의 활성도이다. 막 하부면에서의 투과성분의 활성도, $(a_i)_P$ 는 다음과 같이 유도할 수 있는데 [5, 6]

$$\ln(a_i)_P = \frac{J}{RTK_d} + \ln \frac{P_P}{P^*} + \frac{V_F}{RT}(P^* - P_P) \quad (4)$$

J 는 투과속도, K_d 탈착계수, T 온도, P_F , P_P 는 각각 상

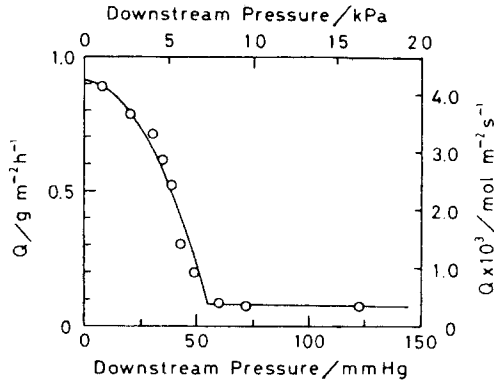


Fig. 3. Effect of permeate pressure on pervaporation of pure 2-propanol through polydimethylsiloxane membrane at 23 °C [10].

부 및 하부압력, 그리고 V_F 는 공급액의 몰부피이다. 만약 하부압력이 매우 작을 경우 탈착속도가 커지고 탈착계수가 커져서 식 (4)의 오른쪽 첫 번째 항은 무시되므로 결과적인 활성화차는 하부압력과 다음과 같은 관계식으로 표현될 수 있다.

$$\Delta(\ln a_i) = \ln \frac{P^*}{P_P} + \frac{V_F}{RT} (P_F - P^*) \quad (5)$$

식 (2)-(5)로부터 하부압력이 증가할수록 활성화차 혹은 농도차가 감소하고 막하부면의 투과물의 농도는 증가함을 알 수가 있다. 즉 윗 식들을 사용하여 Fig. 2에서 하부압력 변화에 따른 막내부의 농도 구배의 변화를 설명할 수 있다. 하부압력 크기에 따라 Fig. 3과 같이 투과거동이 달라지는데 이는 다음과 같이 요약된다 [7].

• $0 \leq P_P < P^*$ (포화증기압) :

이 경우 식 (1)에서 활성화차가 압력차보다 훨씬 커 추진력은 주로 활성화차가 된다. 하부압력이 커짐에 따라 막양쪽면에서의 투과성분의 농도차 즉 활성화차가 감소하게되며 따라서 추진력 감소에 따른 투과속도도 감소하게 된다. 이러한 현상은 하부압력이 증가할수록 현저해지며 탈착속도가 감소하게 된다. 하부압력이 포화증기압에 가까워지면서 활성화차의 크기는 작아지기 때문에 식 (1)에서 압력차의 기여도가 상대적으로 커진다. 그리하여 하부압력이 낮을 경우 투과거동이 상부압력 변화에 민감하지 않으나 포화증기압에 가까워지면서 상부압력 변화에 따라 투과거동이 영향을 받는다. 하부압력이 포화증기압 보다 낮기 때문에 막하부면에서 증기상의 투과물이 탈착된다.

• $P_P \geq P^*$:

막양쪽 면의 농도차가 거의 없기 때문에 활성화차가 무시되며 따라서 압력차가 추진력이 되면서 액상의 투과물이 막하부면으로 발생되는데 일종의 역삼투압 공정이 된다. 이 경우 압력차는 1기압 미만으로서 이는 매우 작은 추진력이므로 투과속도는 거의 무시할 정도로 작다.

3. 하부압력에 따른 막내부의 상구배의 변화

공정중에 고분자막에 형성된 투과성분의 농도 구배로 인하여 두께방향으로 비등방성 팽윤 (anisotropic swelling) 이 일어난다. 이것이 두께방향으로 막의 구조 및 상변화를 야기시켜 투과특성에 영향을 끼친다. 즉, 비등방성 팽윤에 의해 야기된 막 구조 및 상변화가 하부압력 크기에 따라 그 변화정도가 달라진다.

• 고무상 고분자막 (Rubbery membrane)

상부쪽 막표면은 용해된 액체분자들에 의해 가장 많이 팽윤된 구조를 지니고 있으며 하부쪽 막표면으로 갈수록 덜 팽윤된 치밀한 구조를 보이나 막체로는 두께 방향으로 상변화 없이 고무상으로 존재한다. 하부압력이 커질수록 막하부면의 구조가 덜 치밀해져 두께 방향에 따른 구조의 변화가 덜 일어나며 하부압력에 관계 없이 항상 고무상으로 존재한다.

• 유리질상 고분자막 (Glassy membrane) [6]

유리질상의 고분자에 흡수된 액체가 가소제 역할을 하여 고분자의 유리전이온도 (T_g)를 떨어뜨린다. 흡수된 액체의 양이 증가하면 유리질상의 고분자의 T_g 가 감소하여 실험온도 보다 작아질 때 유리질상에서 고무상으로 상변화된다. 투과증발공정에서 상부쪽 막표면이 공급액과 평형 팽윤에 의해 막은 고무상으로 존재하며 반면에 하부쪽 막표면은 완전히 다른 상태이므로 유리질상으로 존재한다. 그리하여 Fig. 4에서 묘사된 바와 같이 막내부에 투과 성분 농도에 따라 고무상에서 유리질상까지 상구배가 일어나며 실험온도와 동일한 T_g 를 갖는 위치의 농도, 즉 유리전이농도 (C_g)가 존재한다. 또한 고분자의 modulus는 고분자의 유동성과 밀접한 관계가 있는데 modulus가 클수록 유동성이 작아진다. 그리하여 유리질상 층에서 확산속도가 가장 작아 투과속도를 결정한다. 또한 유리질상 층은 실험 time scale에 비해 relaxation 시간이 매우 길며 반면에 고무상 층은 relaxation이 매우 급격히 일어나 항상 평형상태로 존재한다. 전이층에서는 실험 time scale 내에서 서서히 relaxation이 일어나 조업시간에 따른 투과속도 감소를 야기시키기도 하는데, 이는 전이층의 구조가

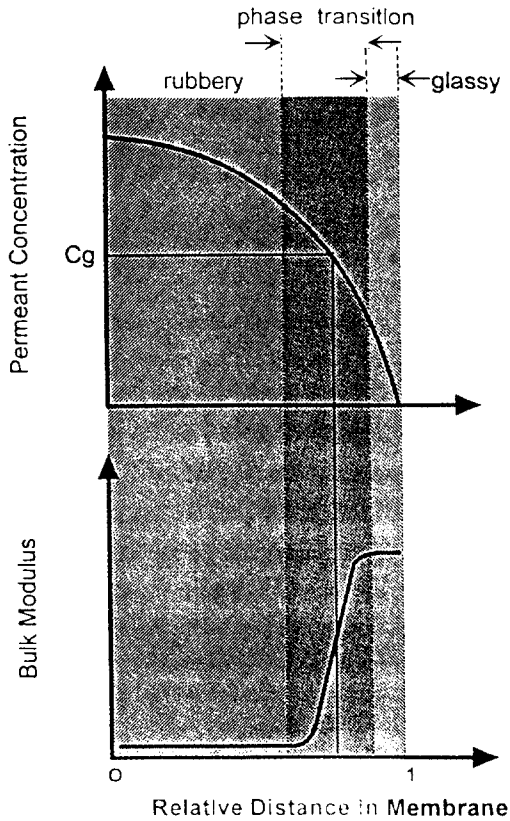


Fig. 4. Schematic profiles of permeant concentration and bulk modulus in glassy membrane during pervaporation: C_g = glass transition concentration.

relaxation에 의해 치밀해져 modulus를 증가시켜 전이층이 상부쪽으로 이동하여 유리질 층이 증가했기 때문으로 해석될 수 있다. 하부압력이 증가할 경우 막하부면에 투과물 농도가 증가하여 유리질 층의 유동성이 증가하게 되어 전이층이 하부면쪽으로 이동함으로써 유리질 층이 감소되고 따라서 전반적인 막의 유동성은 증가한다 (Fig. 5).

4. 하부압력에 따른 탈착저항 [5,6]

일반적으로 투과증발 공정에서 막하부면에서의 탈착저항을 무시해 왔으며 실제로 실험실에서 사용하는 조건인 막의 두께가 크거나 하부압력이 매우 작을 경우 탈착저항이 매우 작아 무시할 수 있다. 그러나 투과증발 공정을 상업적 규모로 조절할 경우 즉 막 두께가 충분히 작거나 하부압력이 클 경우 막하부면에서의 탈착속도가 작아지고

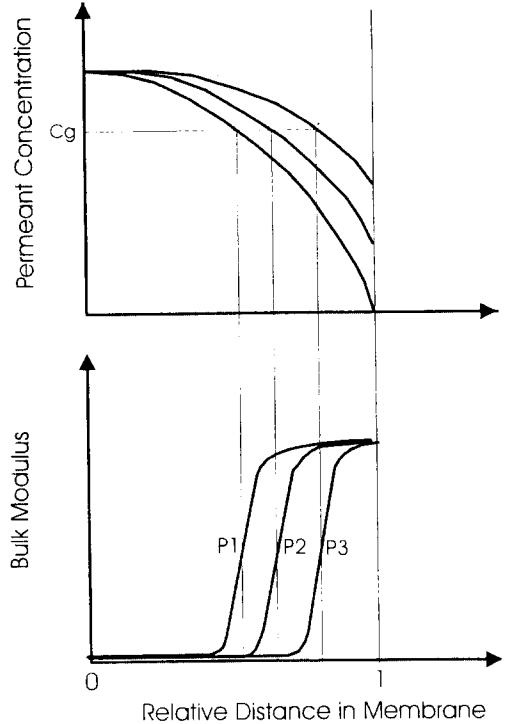


Fig. 5. Visualization of profiles of permeant concentration and bulk modulus in glassy membrane at different permeate pressure during pervaporation: C_g = glass transition concentration at permeate pressure ($P_1 > P_2 > P_3$).

이 경우 탈착저항이 무시할 수 없을 정도로 중요해진다.

이러한 탈착저항의 중요성은 단일성분 투과시스템을 채택하여 평가할 수 있다. 단일성분 투과시스템은 농도 분극현상이나 흡수와 확산 단계에서 발생할 수 있는 투과성분간의 coupling현상을 배제할 수 있으므로 투과거동을 단순화시킬 수 있다. 또한 투과의 추진력으로서 농도 구배 혹은 활성화도 구배보다는 화학적 포텐셜을 채택하는 것이 제한적이고 특이한 경우들을 배제할 수 있기 때문에 모델식을 좀더 일반화시킬 수 있다. 그리하여 단일 성분 투과시스템에 대한 투과성분의 포텐셜 분포를 Fig. 6와 같이 단순화시킬 수 있다. 이 시스템의 총괄 공정에서 투과속도는 다음과 같이 표현된다.

$$J = K_t (\mu_F - \mu_P) \tag{6}$$

K_t 는 총괄 투과계수이며 μ_F, μ_P 는 각각 공급액 및 막하부에서의 투과성분의 화학적 포텐셜이다. 막상부면에 녹

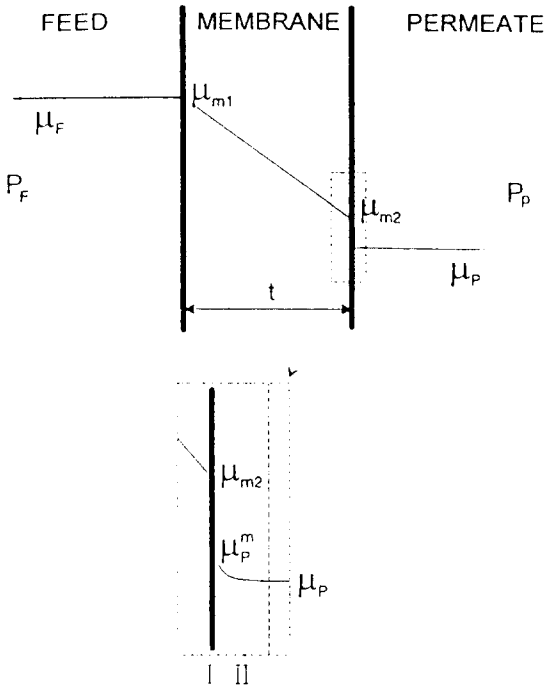


Fig. 6. Chemical potential profile across a system in the permeation of a single component.

아 있는 투과성분은 공급액과 평형상태이므로 이들간의 화학적 포텐셜은 같다: $\mu_F = \mu_{m1}$. 투과성분에 의해 팽윤이 작게되는 막을 통한 투과성분의 포텐셜의 구배는 직선으로 표현될 수 있으므로 이 경우 투과속도는 다음과 같은 식으로 표현될 수 있다.

$$J = \frac{L_\mu}{t} (\mu_{m1} - \mu_{m2}) \quad (7)$$

여기서 t 는 막의 두께이며 μ_{m1} , μ_{m2} 는 각각 막상부면, 하부면에서의 투과성분의 화학적 포텐셜이고, L_μ 는 투과 계수로 phenomenological 계수이다. 지금까지 발표된 연구 결과에 의하면 Fig. 6에 묘사된 바와 같이 막하부면 부근에 다음 두 부분에서 탈착저항이 발생하는 것으로 요약이 된다:

- a. zone I : 막하부표면 [3,4]
- b. zone II : 막하부면 부근의 경계층 [1,2]

Zone I는 투과성분 분자들이 붙어 있는 막의 최외각층을 말하며 투과성분 분자들이 확산할 때 이 층은 일종의 저항층으로 역할을 하는데 막의 두께가 작아져 순투과속도 (net flux)가 증가하여 막표면에서 발생하는 교환 투과

속도 (exchange flux)와 비교할 정도 이상이 됐을 경우에 이 층에서의 저항은 현저해진다. Zone II은 막하부면 표면에 형성된 일종의 투과성분의 막으로 이루어진 경계층이며 이 층안에서 물질은 오직 확산에 의해서 이동한다고 전제한다. 이 층의 두께는 하부압력에 의해 결정되는데 하부압력이 클수록 층의 두께가 증가하여 물질전달 저항이 증가하게 된다. 탈착단계에서 이들 층의 총괄 물질전달 계수를 탈착계수 (K_d)라 칭하고 이들 층을 통과하는 투과속도는 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$J = K_d (\mu_{m2} - \mu_P) \quad (8)$$

상기 식들에 포함되어 있는 이들 계수들과 하부압력과 관계될 얻기 위해서 각 단계에서의 투과성분의 화학적 포텐셜을 열역학특성의 식으로 표현하여야 하는데 각 단계별 이들의 열역학 관련 식들은 다음과 같다.

- 압력 P_F 하에 있는 공급액과 막상부면에 녹아 있는 투과성분:

농도분극도 없고 이들 두 부분에 존재하는 투과성분들은 서로 평형상태로 존재하므로 몰부피 V_F 가 일정하고 $\mu_F = \mu_{m1}$, $a_F = a_{m1} = 1$

$$\begin{aligned} \mu_F &= \mu_o + RT \ln a_F + \int_{P^*}^{P_F} V_F dP \\ &= \mu_o + V_F (P_F - P^*) \\ &= \mu_{m1} \end{aligned} \quad (9)$$

- 막하부면에 녹아있는 투과성분:

막내부에서의 압력은 P_p 로 일정하다고 가정

$$\mu_{m2} = \mu_o + RT \ln a_{m2} + \int_{P^*}^{P_p} V_F dP \quad (10)$$

- 막하부에 존재하는 투과성분 ($P_p < P^*$):

하부압력이 작기 때문에 투과성분을 이상기체로 간주

$$\begin{aligned} \mu_P &= \mu_o + \int_{P^*}^{P_p} V_P dP \\ &= \mu_o + \int_{P^*}^{P_p} \frac{RT}{P} dP \\ &= \mu_o + RT \ln \left(\frac{P_p}{P^*} \right) \end{aligned} \quad (11)$$

μ_o , P^* 은 각각 포화상태의 투과성분의 화학적 포텐셜과 증기압이다. 식 (6)-(11)로부터 다음 식을 얻을 수 있다.

$$\frac{RT \ln \frac{P_p}{P^*} + V_F (P_F - P^*)}{J} = \frac{t}{L_\mu} + \frac{1}{K_d} \quad (12)$$

일정한 하부압력, 온도 하에서 행해진 단일 성분 투과 실험에서 얻은 투과속도와 윗 식으로 부터 각 계수 L_u , K_d 를 결정할 수 있다. 식 (12)를 정리하면 다음과 같은 식이 얻어진다.

$$J t \left(1 + \frac{L_u/t}{K_d} \right) = L_u RT \ln \frac{P^*}{P_F} + V_F L_u (P_F - P^*) \quad (13)$$

윗 식 왼쪽 괄호의 두 번째항 $(L_u/t)/K_d$ 은 막투과와 탈착시 투과계수비를 나타낸다. 탈착저항을 무시하는 일반적인 투과증발 공정에서는 탈착계수가 매우 크므로 식 (13) 왼쪽 괄호의 크기는 1이 되고 단순히 하부압력과 온도에 의해 투과속도 혹은 투과도 (Jt)가 결정된다. 그러나 탈착저항을 무시할 수 없을 경우 괄호항의 크기는 막 두께와 하부압력에 의해 결정된다. 일정한 온도, 하부압력하에서 막두께가 작아질수록 왼쪽 괄호항 즉 투과계수비의 크기가 커지는 반면에 오른쪽의 항들의 크기는 일정하다. 이 경우 괄호항이 증가한 만큼 투과도가 감소하여야 하며 이는 결국 투과속도의 감소를 야기시킨다. 또한 하부압력이 증가할 경우 막하부면 위에 경계층 두께가 커져 탈착저항이 증가하게 되고 따라서 탈착계수가 감소해 투과계수비 $(L_u/t)/K_d$ 가 증가하여 투과속도 감소분 초래하게 된다. 결과적으로 식 (13)은 막하부면의 공정조건에 따른 투과특성 변화를 잘 묘사할 수 있는 식이다.

Fig. 7은 폴리에사이미드 (PEI)막을 통한 순수물 투과 실험에서 구한 하부압력에 따른 막내부의 투과계수와 탈착계수 변화를 나타낸 것이다. 하부압력이 증가할수록 탈착계수가 감소함을 보이고 있는데 이는 탈착저항이 증가함을 보여주고 있다. 반면에 막의 투과계수는 하부압력에 따라 약간 증가함을 보이나 탈착계수 감소만큼 현저하지는 않다. 이는 Fig. 5에서 논의된 바 하부압력이 증가할수록 막하부면의 투과성분의 농도가 증가하여 막의 유효성이 증가하였기 때문이나 투과성분에 대한 막의 친화도가 작은 막을 사용할 경우 하부압력에 따른 투과계수는 일정해진다. Fig. 8은 PEI막을 통한 순수물 투과시 여러 하부압력하에서 두께에 따른 막투과계수와 탈착계수의 비를 도식한 것이다. 막의 두께가 두껍거나 혹은 하부압력이 작을수록 탈착계수가 매우 커 계수의 비는 거의 zero가 되며 이 경우 막저항에 비해 탈착저항을 무시할 수 있다. 그러나 막 두께가 작거나 하부압력이 클 경우 탈착계수가 작아져서 계수의 비는 증가하게 되어 막저항에 대한 탈착저항은 중요해진다. 실제로 2.666 KPa의 하부압력하에서 1 μ m두께의 PEI 막을 통한 순수물 투과시 막저항 보다 탈착저항이 더 크다. 이들 그림들로부터 탈착저항이 상업적 규모의 조업에서 존재하며 이것이 막 두께와 하부압력에 의해 영향을 받는다는 것을

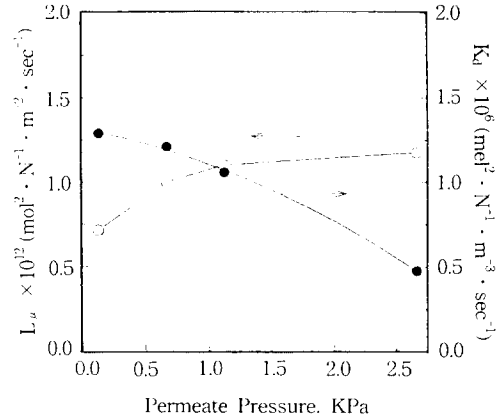


Fig. 7. Determined coefficients L_u and K_d with permeate pressure for water permeation through PEI at 70 °C.

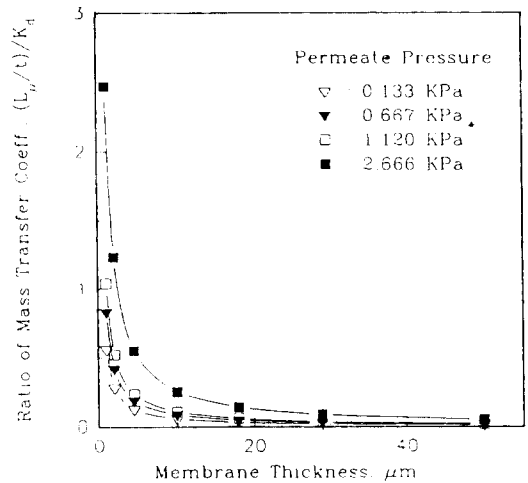


Fig. 8. Ratio of diffusion to desorption mass transfer coefficients against membrane thickness at different permeate pressures for water permeation.

잘 알 수가 있다.

Fig. 9은 여러 하부압력하에서 PEI 막두께에 따른 막하부면에서의 물의 농도 변화를 도식한 것이다. 막두께가 작을수록, 또한 하부압력이 클수록 물의 농도가 커지는데 이는 막하부면에서 물의 탈착속도가 작아지고 탈착저항이 커졌기 때문이다. 이 경우 막 뿐아니라 탈착이 분리 투과에 큰 영향을 끼칠 수가 있다.

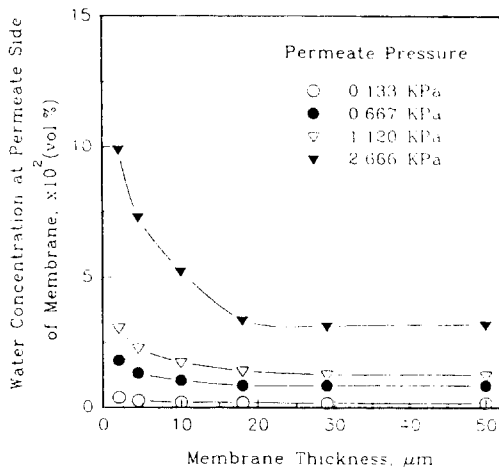


Fig. 9. Water concentration at the permeant side interface of PEI membrane with membrane thickness at different permeate pressures.

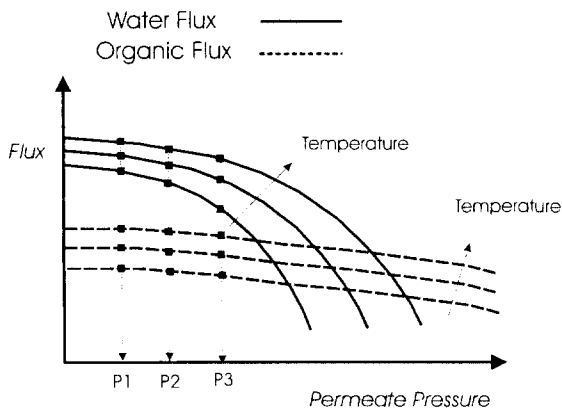


Fig. 10. Schematic representation of component flux profiles with permeate pressure at different operating temperatures.

5. 하부압력에 따른 선택도 변화

하부압력이 증가함에 따라 추진력 감소에 따른 각 투과성분의 투과속도가 감소하게 되는데 각 투과성분의 감소하는 정도에 따라 선택도가 증가 또는 감소하게 된다. 일반적으로 친수성 고분자막을 통한 유기물 탈수시 하부압력이 커짐에 따라 물에 대한 선택도가 감소하고 소수성 막을 통한 유기물 수용액 투과시 하부압력이 커짐에 따라 유기물에 대한 선택도가 증가한다. 즉 빨리 통과하는 성분이 비휘발성 물질일 경우 압력에 따른 선택도는 감소하

고 선택적으로 투과하는 성분이 휘발성분일 경우 압력에 따른 선택도는 증가한다[8,9]. 하부압력의 증가시 막하부면에서의 투과성분의 증발이 늦어지고 결과적으로 탈착저항이 커져 투과성분 농도는 증가하게 되는데, 이 경우 휘발성이 강한 투과성분이 더 빨리 증발하게 된다. 하부압력에 따른 선택도 변화를 설명하기 위해서 하부압력에 따른 각 투과성분의 투과속도를 도식적으로 Fig. 10에 나타내었다. 포화증기압이 매우 큰 휘발성 유기성분은 하부압력 변화에 따른 투과속도 변화가 크지 않으나 포화증기압이 낮은 물은 하부압력에 따라 투과속도 변화가 심하다. 즉 하부압력이 증가함에 따라 휘발성 유기성분의 투과속도의 감소는 매우 작으나 물에 대한 투과속도 감소는 현저하여 유기성분에 대한 선택도가 높아짐을 알 수가 있다. 이로부터 낮은 하부압력에서는 낮은 포화증기압의 성분의 선택적 투과에 유리하고 높은 하부압력에서는 휘발성 성분의 선택적 투과에 유리함을 알 수가 있다.

5. 결론

이상과 같이 투과증발 막분리 공정에서 막하부 조건이 막 투과분리특성에 끼치는 영향을 살펴보았는데 특히 하부압력은 막성능을 결정하는데 매우 중요한 인자임을 알 수 있었다. 이는 공정의 추진력과 직접적인 관련이 있기 때문에 투과속도는 물론 선택도에 결정적인 영향을 미치는 인자가 된다. 하부압력의 영향을 요약하면, 하부압력이 증가시

- 막하부면에서 투과성분의 증발, 탈착속도가 느려져 탈착저항이 증가한다.
- 막하부면에서 투과성분 농도가 증가한다.
- 막내부의 상구배 변화를 야기시킨다.
- 투과성분간의 상대휘발도가 분리도에 영향을 준다. 즉, 휘발성이 큰 성분이 빨리 증발한다.

그리하여 투과속도는 감소하게 되며 선택도는 어느 성분이 선택적으로 투과되는가에 따라 달라지는데 휘발성이 작은 성분이 선택적으로 투과되면 하부압력에 따라 선택도가 감소하고 반면에 휘발성이 큰 성분이 선택적으로 투과될 때 선택도는 증가한다. 이와 같이 막 투과성능을 향상시키기 위해서 막재료 개발에 못지 않게 막하부 조건 제어가 필요함을 본 장을 통해서 알 수 있으며 막모듈 및 공정 설계시 이러한 막하부 공정조건에 영향을 충분히 반영시킴으로써 주어진 막투과 특성을 최대화시킬 수 있다.

참고 문헌

1. P. Côté and C. Lipski, Proceedings of the third Inter-

- national Conference on Pervaporation Processes in the Chemical Industry, Nancy, France, September 19-22, 1998, p. 449.
2. P. Côté and C. Lipski, Proceedings of the 4th International Conference on Pervaporation Processes in the Chemical Industry, Ft. Lauderdale, Florida, December 3-7, 1989, p. 304.
 3. E. Bore, Proceedings of the 4th International Conference on Pervaporation Processes in the Chemical Industry, Ft. Lauderdale, Florida, December 3-7, 1989, p. 103.
 4. E. Bode, M. Busse and K. Ruthenberg, *J. Memb. Sci.*, **77**, 69 (1993).
 5. J. M. Dickson, M. A. Brook, C. K. Yeom, J. Jiang, H. K. Gupta, K. Rilling, and B. J. Trushinski, "Development of Novel Pervaporation Membrane for the Removal of Trace Organic from Water", Final Report to ICST (The Institute for Chemical Science and Technology), Toronto in Canada, Feb. 20, 1994.
 6. C. K. Yeom and K. H. Lee, *J. Appl. Polym. Sci.*, **63**, 221 (1997).
 7. C. K. Yeom, "The Principle of Pervaporation Membrane Process", the 4th Symposium on Pervaporation and Its Application by The Membrane Society of Korea, March, 1996, pp. 7~24.
 8. J. Neel, P. Aptel and R. Clement, *Desalination*, **53**, 297 (1985).
 9. C. K. Yeom, J. M. Dickson and M. A. Brook, *K. J. Chem. Eng.*, **13**(5), 482 (1996).
 10. M. Yoshikawa, T. Matsuura, and D. Cooney, Proceedings of the 4th International Conference on Pervaporation Processes in the Chemical Industry, Ft. Lauderdale, Florida, December 3-7, 1989, p. 406.