

암모니아-물 흡수식 시스템에서 단열정류기의 물질 전달

Mass transfer in adiabatic rectifier of ammonia-water absorption system

김 병 주*
B. J. Kim

Key words: Adiabatic rectification process (단열 정류과정), Falling film (유하액막), Heat and mass transfer (열 및 물질전달), Rectification efficiency (정류효율)

ABSTRACT

Falling film rectification involves simultaneous heat and mass transfer between vapor and liquid interface. In the present work, the adiabatic rectification process of ammonia-water vapor on the vertical plate was investigated. The continuity, momentum, energy and diffusion equations for the solution film and vapor mixture were formulated in integral forms and solved numerically. The model could predict the film thickness, the pressure gradient, and the mass transfer rate. The effects of Reynolds number and ammonia concentration of solution and vapor mixture, rectifier length, and the enhancement of mass transfer in each phases were investigated. The stripping of water in vapor mixture occurred near the entrance of ammonia solution, which imposed the proper size of an adiabatic rectifier. Rectifier efficiency increased as film Reynolds number increased and as vapor mixture Reynolds number decreased. The improvement of rectifier efficiency was significant with the enhancement of mass transfer in falling film.

기호설명

<p>A : 열전달 면적 [m^2] C : 암모니아성분의 질량농도 D : 물질확산계수 [m^2/s] e : 내부에너지 [J/kg] g : 중력가속도 [m/s^2] H : 수직평판 사이 간격 [m] h : 대류열전달계수 [W/m^2K] i : 엔탈피 [J/kg] k : 열전도계수 [W/mK] K : 물질전달계수 [m/s] L : 흡수열 [J/kg]</p>	<p>\dot{m} : 질량 유량 [kg/s] P : 압력 [Pa] q : 열전달률 [W] Re : 레이놀즈수 T : 온도 [$^{\circ}C$] t : 시간 [s] u : 속도 [m/s] x : 유동방향축 y : 유동방향에 수직인 축 z : 암모니아성분의 질량분율</p>
---	--

그리스문자

Γ : 단위 폭당 액막유량 [kg/ms]
δ : 수용액막 두께 [m]

- Δ : 농도경계층 두께 [m]
- μ : 점성계수 [Ns/m^2]
- ρ : 밀도 [kg/m^3]
- τ : 전단력 [N]

상첨자

- ' : 단위길이당
- " : 단위면적당

하첨자

- b* : 체적 평균
- e* : 출구 상태
- eq* : 열역학적 평형
- f* : 유하액막
- g* : 혼합 냉매 증기
- i* : 입구 상태
- o* : 기준 조건
- s* : 액체-증기의 계면
- w* : 벽

1. 서론

쾌적한 주거 공간 및 환경의 추구와 함께 에너지 절약의 측면에서 흡수식 냉·난방기에 대한 사회적 관심이 고조되고 있다. 흡수식 냉·난방기는 물이나 암모니아와 같은 환경 친화적인 냉매를 사용하여 CFC 냉매에 의한 오존층 파괴를 방지할 수 있으므로 환경보호의 측면에서도 유리하다.

암모니아-물 흡수식 시스템의 냉방성능을 증가시키기 위하여 재생기에서 생산된 암모니아-물 혼합증기의 암모니아 성분 농도를 높이는 것이 필수적이며 재생기와 응축기 사이에 정류기가 설치되어 있다. 정류과정은 낮은 온도의 수용액을 이용한 내부 열회수 과정으로 운전할 수 있으며 냉각수에 의한 냉각과정으로 유도되기도 한다. 정류과정을 위하여 유하액막형이나 충전탑(packed tower)의 정류기가 사용된다.

암모니아-물 혼합냉매의 단열 정류과정으로 충전탑에서의 물질전달 특성에 대한 연구는 극히 부족하다. Tsujimori 등^(1,2)은 디슨(dixon)형과 맥마헌(McMahon)형의 충전제를 이용한 실험적 연구에서 증기의 질량유량과 충전제의 형상이 물질

전달계수에 미치는 영향을 연구하였으며 반실험적 모델과 비교하였다.

유하액막에 의한 혼합증기의 열 및 물질전달특성에 대한 실험 및 이론적 연구는 응축과정이나 흡수과정에 대하여 그 응용범위 만큼이나 다양하게 발표되었다. Stephan⁽³⁾은 다성분 혼합증기의 응축 및 정류과정에 대하여 해석하였으며 Bannwart와 Bontemps⁽⁴⁾는 가스상 모델을 개발하고 액막의 두께에 대한 물질전달의 영향을 연구하였다. Aman과 Panchal⁽⁵⁾은 암모니아-물 흡수과정에 대한 반 실험적 모델을 제시하였으며 Kim⁽⁶⁾은 암모니아-물 혼합증기의 유하액막에 의한 흡수과정을 수치적으로 해석하였다. 그러나 이러한 대부분의 연구는 흡수과정이나 다성분 혼합증기의 응축과정에 대한 연구내용으로써 정류과정에 대한 정량적이고 체계적인 연구내용은 드물다.

암모니아-물 흡수식 시스템의 경우 충전탑을 이용한 단열 정류과정이 사용되나 본 연구에서는 단열 정류과정 중 유하액막과 혼합증기의 상태변화 및 물질전달특성의 해석을 위하여 기하학적으로 단순한 수직평판형 정류기를 채택하였다. 암모니아 수용액막과 혼합증기의 유량, 온도, 농도 그리고 각 상의 전달특성등의 조건이 단열 정류과정에 미치는 영향을 적분해법으로 해석하였다.

2. 해석모델 및 지배방정식

Fig. 1은 수직평판형 단열정류기에서 유하액막의 형성과 좌표계를 보여주고 있다. 암모니아-물 수용액은 수직관벽을 따라 액막을 형성하며 그 주위를 암모니아-물의 2성분 혼합증기가 직교류로 상향유동한다. 암모니아-수증기는 액막의 계면에서 응축되며 액막내에서 각 성분의 농도구배로 인하여 확산된다.

본 해석에서 사용된 가정들은 다음과 같다.

- (1) 암모니아 수용액과 암모니아-물 혼합증기의 열, 물리적 상태량은 일정하다.
- (2) 액막-증기 계면은 열역학적 평형상태이다.
- (3) 유하액막은 층류 유동의 평활액막(smooth film)이다.
- (4) 암모니아-물 혼합증기 유동의 경우 속도, 온도 그리고 농도분포는 균일하다.
- (5) 액막의 속도와 온도분포는 완전히 발달되

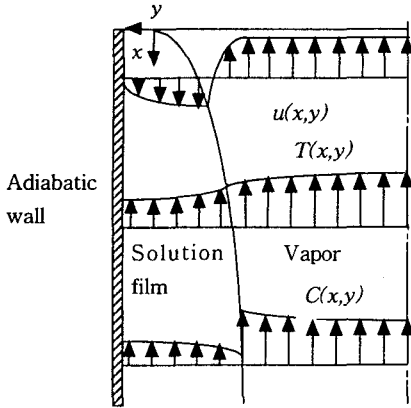


Fig. 1 Schematic picture of a falling film in a adiabatic plate rectifier.

어 있으나 농도분포는 발달중이다.

(6) 두상 사이에는 미끄럼이 없다.

(7) 열확산이나 확산유동 열효과는 무시한다.

(5)의 경우 유하액막의 두께가 작고 벽면에서의 운동량 및 열전달률이 상대적으로 크므로 그 속도와 온도는 완전히 발달된 것으로 가정하였으나 수용액의 물질확산계수가 열확산계수나 운동량확산계수에 비하여 아주 작으므로 농도경계층은 발달중인 것으로 가정하였다.

유하액막에 대한 연속방정식, 운동량, 에너지, 그리고 물요소에 대한 질량보존식의 적분형은 다음과 같다.

$$\frac{\partial}{\partial t} \int \rho_f dA_f + \frac{\partial}{\partial z} \int \rho_f u_f dA_f = \dot{m}' \quad (1)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} \int \rho_f u_f dA_f - u_s \frac{\partial}{\partial t} \int \rho_f dA_f \\ + \frac{\partial}{\partial z} \int \rho_f u_f^2 dA_f - u_s \frac{\partial}{\partial z} \int \rho_f u_f dA_f \end{aligned} \quad (2)$$

$$= -\left(\frac{\partial p}{\partial z} - \rho_f\right) \int dA_f + \tau_w' - \tau_s'$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} \int \rho_f e_f dA_f - e_{fs} \frac{\partial}{\partial t} \int \rho_f dA_f \\ + \frac{\partial}{\partial z} \int \rho_f u_f i_f dA_f - i_{fs} \frac{\partial}{\partial z} \int \rho_f u_f dA_f \end{aligned} \quad (3)$$

$$= -q_w' + q_{fs}'$$

$$\frac{\partial}{\partial t} \int \rho_f C_f dA_f + \frac{\partial}{\partial z} \int \rho_f u_f C_f dA_f = \dot{m}' z \quad (4)$$

여기서 \dot{m}' 은 계면에서의 물질전달률, q 는 열전달률, τ 는 전단력, e 는 내부에너지, i 는 엔탈피,

그리고 C 는 암모니아의 질량농도이다. 하첨자 f 와 s 는 액막과 액체-증기의 계면을 의미하며 fs 는 액체-증기의 계면에서 액체측을 의미한다. z 는 계면에서의 물질전달률 중 암모니아 성분의 질량분율로써 다음과 같이 정의되었다.

$$z(x) = \frac{\dot{m}'_{NH_3}}{\dot{m}'_{NH_3} + \dot{m}'_{H_2O}} \quad (5)$$

암모니아-수증기 혼합물에 대한 지배방정식도 수용액막의 경우와 유사하게 다음과 같이 유도된다.

$$\frac{\partial}{\partial t} \int \rho_g dA_g + \frac{\partial}{\partial z} \int \rho_g u_g dA_g = -\dot{m}' \quad (6)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} \int \rho_g u_g dA_g - u_s \frac{\partial}{\partial t} \int \rho_g dA_g \\ + \frac{\partial}{\partial z} \int \rho_g u_g^2 dA_g - u_s \frac{\partial}{\partial z} \int \rho_g u_g dA_g \end{aligned} \quad (7)$$

$$= -\left(\frac{\partial p}{\partial z} - \rho_g\right) \int dA_g + \tau_s'$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} \int \rho_g e_g dA_g - e_{gs} \frac{\partial}{\partial t} \int \rho_g dA_g \\ + \frac{\partial}{\partial z} \int \rho_g u_g i_g dA_g - i_{gs} \frac{\partial}{\partial z} \int \rho_g u_g dA_g \end{aligned} \quad (8)$$

$$= -q_{gs}'$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} \int \rho_g C_g dA_g + \frac{\partial}{\partial z} \int \rho_g u_g C_g dA_g \end{aligned} \quad (9)$$

$$= -\dot{m}' z$$

하첨자 g 는 증기를, gs 는 액막-증기의 계면에서 증기측을 의미한다.

액막과 증기유동에 대하여 속도, 온도 그리고 농도의 분포가 주어지면 위의 식에 의해 물질, 운동량, 그리고 열전달률에 대한 해석이 가능하하다.

유하액막에서 속도, 온도 그리고 농도에 대한 경계 조건은 다음과 같다.

$$u_f(x, 0) = u_s(x) \quad (10)$$

$$u_f(x, \delta_f) = 0 \quad (11)$$

$$\mu_f \frac{\partial u_f(x, 0)}{\partial y} = \tau_s'' \quad (12)$$

$$T_f(x, 0) = T_s(x) \quad (13)$$

$$\frac{\partial T(x, \delta_f)}{\partial y} = 0 \quad (14)$$

$$-k_f \frac{\partial T_f(x, 0)}{\partial y} = \dot{m}'' L + q_{gs}'' \quad (15)$$

$$C_f(x, 0) = C_{fs}(x) \quad (16)$$

$$C_f(x, \Delta_f) = C_{fi} \quad (17)$$

$$\frac{\partial C_f(x, \Delta_f)}{\partial y} = 0 \quad (18)$$

여기서 δ_f 와 L 은 액막두께와 흡수열이며, Δ_f 는 액막의 암모니아 농도경계층 두께이다. 하첨자 i 는 정류기 입구에서 수용액의 상태를 의미한다. τ_s'' , q_{gs}'' , \dot{m}'' 는 계면 전단응력, 증기측 계면 열전달률, 그리고 계면 물질전달 유속으로 다음과 같이 계산된다.

$$\tau_s'' = \frac{1}{2} f_s \rho_g (u_{gb} - u_s)^2 \quad (19)$$

$$q_{gs}'' = h_g(T_{gb} - T_s) \quad (20)$$

$$\dot{m}'' = \frac{K_g(C_{gb} - C_{gs})}{z - C_{gs}} \quad (21)$$

f 는 국소마찰계수이며 하첨자 b 는 체적평균치, 그리고 h_g 와 K_g 는 증기상의 열전달계수와 물질전달 계수로써 운동량, 열 및 물질전달 사이의 Chilton-Colburn 상사성⁽⁷⁾에 의하여 계산된다.

위의 경계조건에 따라 유하액막의 속도, 온도 그리고 농도의 분포는 다음과 같이 가정할 수 있다.

$$u_f(x, y) = u_s \left(1 - \frac{y^2}{\delta_f^2}\right) + \frac{\tau_s''}{\mu_f} \left(y - \frac{y^2}{\delta_f}\right) \quad (22)$$

$$T_f(x, y) = T_s - \frac{\dot{m}'' L + q_{gs}''}{k_f} \left(y - \frac{y^2}{2\delta_f}\right) \quad (23)$$

$$C_f(x, y) = C_{fs} \left(1 - \frac{2y}{\Delta_f} + \frac{y^2}{\delta_f^2}\right) + C_{fi} \left(\frac{2y}{\Delta_f} + \frac{y^2}{\delta_f^2}\right) \quad (24)$$

증기유통의 경우, 속도, 온도 및 농도에 대하여 균일 프러그 분포(uniform plug distribution)로 가정하였으며 식(6)-(9)에 국소 체적평균치가 사

용되었다.

액막-증기 계면에서 수용액과 혼합증기의 농도는 가정 (2)에 의해 열역학적 평형상태이므로 상태관계식으로 부터 다음과 같이 주어진다.

$$C_{fs} = C_{f,eq}(T_s, p) \quad (25)$$

$$C_{gs} = C_{g,eq}(T_s, p) \quad (26)$$

계면에서 암모니아성분의 물질전달유속은 대류 전달과 확산전달의 합으로써 그 연속조건은 다음과 같이 주어진다.

$$C_{fs} \dot{m}'' + K_{f,p} (C_{fs} - C_{fi}) = C_{gs} \dot{m}'' + K_{g,p} (C_{gb} - C_{gs}) \quad (27)$$

액막의 경우 물질전달률은 가정된 농도분포로부터 다음과 같이 계산된다.

$$K_f = \frac{2\rho_f D_f}{\Delta_f} \quad (28)$$

여기서 D 는 물질확산계수이다.

3. 해법

수직평판상의 암모니아-수증기의 정류과정의 해석에서 미지수는 δ_f , Δ_f , u_s , u_{gb} , T_s , T_{gb} , C_{fs} , C_{gs} , C_{gb} , \dot{m}'' , z , 및 p 로써 12개이다. 식 (1)-(9) 그리고 식 (25), (26), (27)을 시간에 대한 전향차분법과 방향에 대한 후향 차분법을 사용하여 이산화시켜 유한 차분법으로 해석하여 그 해를 구할 수 있다. 유하액막으로 흡수되는 수증기의 질량 유속은 식 (27)을 만족해야 하고, 동시에 계면에서 온도와 농도는 식(25)와 (26)의 평형상태의 요구조건을 만족해야 한다. 이는 Newton method에 의해 반복법으로 구할 수 있다.

암모니아수용액과 암모니아-수증기의 열역학적 상태량은 Ziegler와 Trepp⁽⁸⁾의 연구결과를 사용하였으며 물리적 상태량은 Macriss 등⁽⁹⁾의 제안을 수용하였다.

수치계산을 위하여 정류기 입구에서의 각 변수에 대한 경계조건이 주어져야 한다. 액막의 경우

계산영역의 입구에서 그 두께는 Nusselt 이론⁽¹⁰⁾에서 계산되는 유하액막의 두께를 사용하였으며 액막의 속도는 질량유량으로부터 환산하였다. 정류기 입구에서 액막내 암모니아 성분의 농도경계층 두께는 액막두께에 비하여 무시할 수 있을 정도의 작은 값으로 가정하였다. 암모니아-수증기의 유동조건 및 열적조건은 실제 단일정류기의 운전조건으로부터 결정하였다.

4. 계산 결과 및 고찰

Table 1은 본 연구에 사용된 수직평판형 단일정류기의 기준 운전조건을 보여주고 있다. 암모니아 수용액은 수직평판에 액막을 형성하여 자중에 의해 흘러내리고 혼합증기는 정류기하부에서 공급되어 대향류로 유동한다. 유하액막과 혼합증기의 레이놀즈수는 다음과 같이 정의된다.

$$Re_f = \frac{4\Gamma}{\mu_s} \quad (29)$$

$$Re_g = \frac{2\rho_g u_{gb}(H-2\delta_f)}{\mu_g} \quad (30)$$

여기서 Γ 는 평판 단위 폭당의 수용액 질량유량이며 H 는 평판사이의 간격이다.

Fig. 2는 단일 정류과정중 유하액막과 대향류로 유동하는 혼합증기, 그리고 계면의 온도변화를 보여주고 있다. 유하액막과 혼합증기의 온도 및 농도차에 따라 각상은 증발이나 응축과정을 겪게된다. 유하액막의 온도가 혼합증기의 열역학적 평형온도보다 낮을 경우 혼합증기의 암모니아 및 물성분은 액막의 계면온도에 따라 상대적인 질량분율로 계면에 응축된다. 유하액막의 경우 혼합증기의 온도가 수용액의 열역학적 평형온도보다 높을 경우 저비등점성분의 증발과정이 발생할 것이다. 이 때 계면의 온도가 높을수록 혼합증기중의 고비등점성분인 물성분이 상대적으로 많이 응축되어 분류(stripping)과정이 발생한다. 또한 증기와 계면사이에 온도차가 존재하므로 증기로부터 액막으로 현열열전달이 발생한다. 결국 유하액막의 온도는 평판입구로부터 길이방향으로 큰 온도구배로 증가하나 반대로 혼합증기는상향 유동하면서 그 온도는 감소한다. 증기/액막 계면의 온도는 특히 평판입구에서 액막체적의 온도보

Table 1 Conditions for the analysis of mass transfer in plate - type adiabatic rectifier

Parameters	Base-line values
Plate Gap (mm)	5.0
Rectifier length (m)	0.2
System pressure (bar)	20.0
Solution inlet concentration (%)	35.0
Solution temperature (°C)	123.8
Solution Reynolds number	100
Vapor inlet concentration (%)	80.0
Vapor inlet temperature (°C)	150.8
Vapor Reynolds number	1000

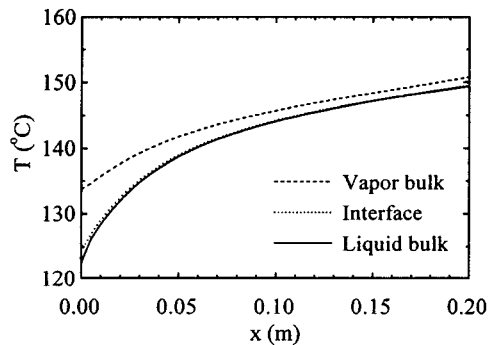


Fig. 2 Variation of local temperature along the rectifier.

다 약간 높으나 그 차이는 매우 작음을 알 수 있다.

Fig. 3은 수직평판의 길이 방향으로 액막과 혼합증기의 체적 및 계면농도의 변화를 보여주고 있다. 수직평판의 길이방향으로 계면온도가 급격히 증가하므로 열역학적 평형상태인 액막의 계면농도는 감소하고 혼합증기는 유동방향으로 그 계면농도가 증가한다. 결국 유하액막의 체적농도는 감소하며 혼합증기의 체적 농도는 그 유동방향으로 증가하여 정류 과정이 수행되고 있음을 알 수 있다. 유하액막의 경우 농도구배는 거의 선형적이거나 혼합증기는 비선형적 특성을 보여주고 있으며 특히 유하액막의 입구 영역에 그 구배가 큼을 알 수 있다. 이는 Fig. 2에서 제시된 바와 같이 유하액막과 혼합증기사이의 높은 온도차에 기인한 것이다.

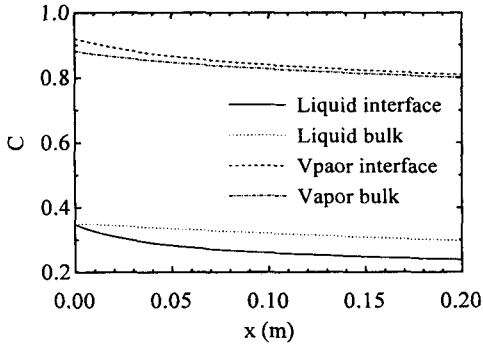


Fig. 3 Variation of local concentration of ammonia along the rectifier.

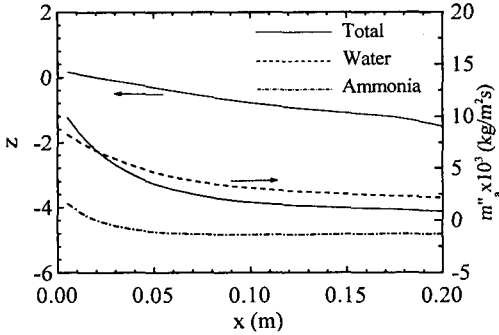


Fig. 4 Variation of local mass flux and the fraction of ammonia component.

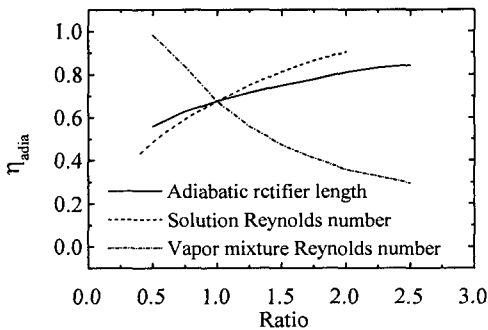


Fig. 5 Effects of rectifier length and Reynolds number of solution and vapor mixture on adiabatic rectifier efficiency.

정류과정중 유하액막과 혼합증기의 국소 물질 전달률과 암모니아 성분의 질량분율에 대한 변화가 Fig. 4에 주어졌다. 물질전달은 암모니아성

분과 물성분으로 구성되며 이중 물성분은 수직평판의 전 구간을 통하여 혼합증기로부터 유하액막으로 응축되는 것을 알 수 있다. 그러나 물성분은 수직평판의 대부분 영역에서 유하액막으로부터 증발에 의하여 혼합증기로 전달되나 유하액막의 온도가 가장 낮고 암모니아 성분의 농도차가 가장 큰 입구영역 가까이에서 혼합증기로부터 유하액막으로 응축되고 있다. 결국 물질전달률중 암모니아 성분의 질량분율은 수직평판의 대부분 영역에서 음의 값을 가지므로 정류과정이 활발히 진행됨을 알 수 있다. 유하액막으로부터 암모니아 성분의 증발율은 수직평판의 하류에서 거의 일정하나 입구 가까이에서 크게 감소하여 전달방향이 바뀌는 특성을 보여주고 있으며 상대적으로 혼합증기는 수직평판의 상부에서 아주 높은 정류율을 보여주고 있다. 결국 단열 정류과정은 혼합증기중 고비등점 성분인 물성분의 유하액막에 대한 응축과정에 의해 지배되며 가장 큰 온도차가 존재하는 수직평판의 상부영역이 중요한 정류영역을 알 수 있다.

암모니아-물 혼합증기가 암모니아 수용액에 의해 단열정류과정을 겪을 때 도달할 수 있는 최대 농도는 정류기에 공급되는 암모니아 수용액과 평형상태에 존재하는 혼합증기의 열역학적 평형농도이다. 그러므로 단열정류과정의 효율은 다음과 같이 정의될 수 있다.

$$\eta_{adia} = \frac{C_{gb,i} - C_{gb,e}}{C_{gs,i} - C_{gb,e}} \quad (31)$$

Table 1에 주어진 기준조건에 대하여 수직평판의 길이, 수용액과 혼합증기의 레이놀즈수를 변화시켰을 때 정류기의 단열정류효율은 Fig. 5와 같이 변화하였다. 여기서 비(ratio)는 해석 대상값과 기준값의 비이다. 단열정류기의 길이가 증가할수록 기본적으로 단열 정류효율은 증가한다. 그러나 그 증가율은 감소하여 일정 크기이상에서 거의 균일한 값을 보여주고 있다. 이는 Fig. 4에서 제시되었듯이 대부분의 분류과정이 유하액막의 입구부근에서 발생하기 때문이다. 암모니아-물 혼합증기의 레이놀즈수가 증가하면 혼합증기로부터 계면으로의 열 및 물질전달계수가 증가하여 열전달 및 물질전달률은 향상된다. 그러나 증기의 질량이 크므로 상대적으로 단열정류효율은

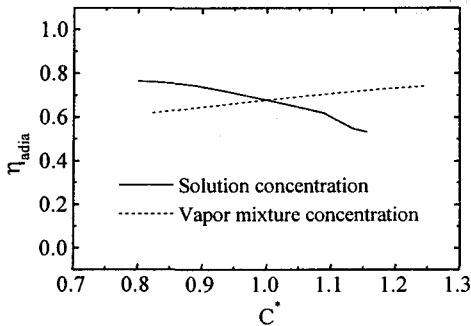


Fig. 6 Effects of solution and vapor concentration on adiabatic rectifier efficiency.

감소하여 특히 저유량영역에서 혼합증기 질량유량의 영향이 크게 존재한다. 혼합증기로부터 분류되어 유하액막에 물성분이 응축됨에 따라 유하액막의 암모니아 농도는 감소하고 물성분의 농도는 증가하므로 단열정류기 하류에서의 혼합증기로부터 물성분의 분류특성은 감소한다. 이는 수용액막의 레이놀즈수를 증가시키므로써 그 단열정류효율을 증가시킬 수 있다. 수용액막의 레이놀즈수가 증가함에 따라 단열정류효율이 지속적으로 증가함을 알 수 있다.

단열정류기에 공급되는 수용액이나 혼합증기의 암모니아 질량농도가 단열정류효율에 미치는 영향이 Fig. 6에 주어져 있다. 무차원 농도 C^* 는 다음과 같이 기준농도차에 대한 비로써 정의되었다

$$C^* = \frac{C_{gb,i} - C_{fb,i}}{(C_{gb,i} - C_{fb,i})_0} \quad (32)$$

단열정류기 입구에서 수용액의 농도가 증가하면 무차원 농도 C^* 는 감소한다. 수용액의 농도 증가시 평형상태의 유하액막의 온도는 감소하고 혼합증기와의 농도차가 감소하므로 기준조건에 대하여 물성분의 농도차는 증가한다. 그러므로 단열정류효율은 증가하나 액막 계면의 농도가 급속히 감소하고 증기가 도달할 수 있는 최대농도는 수용액의 평형상태에 의해 결정되므로 단열정류효율의 증가율은 둔화되는 비선형적인 특성을 보여주고 있다. 혼합증기의 경우 암모니아 농도가 증가하면 무차원농도차는 증가하고 혼합증기의 평형상태 온도도 감소한다. Fig. 2에서 설명되었

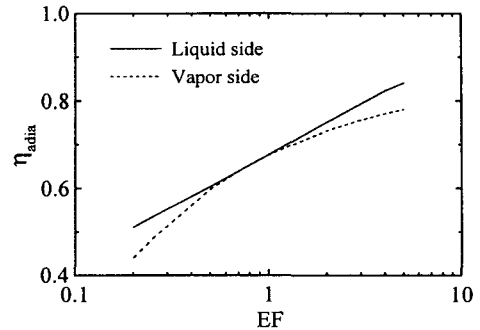


Fig. 7 Effects of enhancement in transfer coefficient of solution and vapor on adiabatic rectifier efficiency.

듯이 혼합증기중의 물성분의 응축 물질전달률이 증가하여 단열 정류효율은 선형적으로 증가함을 알 수 있다.

식 (21), (22), (27), 그리고 (28)에 주어진 수용액과 혼합증기의 열 및 물질전달계수는 유로의 기하학적 수정이나 내부 혼합등에 의하여 항상시킬 수 있다. 열 및 물질전달계수의 향상에 의한 정류효율의 변화가 기준값에 대한 비인 고양계수 (EF, enhancement factor)의 함수로 Fig. 7에 주어져 있다. 유하액막의 전달과정에서 주된 전달저항은 유하액막에 존재하므로 유하액막의 전달특성이 증가하면 단열 정류효율은 급격히 증가한다. 혼합증기의 고양계수도 단열 정류효율을 증가시키나 그 증가는 유하액막의 경우에 비하여 상대적으로 낮으며 이는 특히 높은 전달계수영역에서 확연히 나타나고 있다.

4. 결론

본 연구에서는 수직평판형 유하액막식 단열정류기의 물질전달 과정을 일차원 적분형 모델로 해석하였다. 수용액과 혼합증기의 질량유량, 농도, 그리고 전달특성등이 단열정류효율에 미치는 영향을 연구하였으며 그 결론은 다음과 같다.

(1) 단열정류기의 경우 대부분의 분류과정은 수용액의 입구영역 부근에서 발생하므로 단열정류기의 길이는 적절히 선택되어야 한다.

(2) 효율적인 정류과정을 위하여 수용액의 질량유량을 높게, 혼합증기의 질량유량을 낮게 유

지하여야 한다.

(3) 정류효율은 혼합증기보다 수용액막의 전달 특성에 크게 의존한다.

참고문헌

1. Tsujimori, A., Ozaki, E., and Nakao, K., 1997, Performance analysis of rectifier in NH₃-H₂O absorption heat pump - Characteristic of packed tower-type rectifier, Trans. JSRAE, Vol. 14, No. 1, pp. 19-25.
2. Tsujimori, A., Ozaki, E., and Nakao, K., 1997, Performance analysis of rectifier in NH₃-H₂O absorption heat pump (Characteristic of enriching section of rectifier), Trans. JSRAE, Vol. 14, No. 1, pp. 255-263.
3. Stephan, S., 1981, Heat transfer with condensation in multicomponent mixtures, in Heat Exchangers - Thermal-hydraulic Fundamentals and Designs, Edited by Kakac, S., Bergles, A.E., and Mayinger, G., Kluwer Academic Publishers.
4. Bannwart, A. C., and Bontemps, A., 1990, Condensation of a vapor with incondensables : an improved gas phase film model accounting for the effect of mass transfer on film thickness, Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 33, No. 7, pp. 1465-1474.
5. Aman, B. and Panchal, C.B., 1993, Absorption analysis of ammonia in an aqueous solution, Proceedings of 28th IECEC, Vol. 1, pp. 873-878.
6. Kim, B.J., 1998, Heat and mass transfer in a falling film absorber of ammonia-water absorption systems, Heat Transfer Engineering, Vol. 19, No. 3, pp. 53-63.
7. Chilton, T.H., and Colburn, A.P., 1934, Mass transfer(absorption) coefficient, prediction from data on heat transfer and fluid friction, Ind. Eng. Chem., Vol. 26, p. 1183-1187.
8. Ziegler, B. and Trepp, C.H., 1984, Equation of state for ammonia-water mixtures, Int. J. Refrigeration, Vol. 7, No. 2, pp. 101-106.
9. Macriss, R.A., Eakin, B.E., Ellington, R.T., and Huebler, J., 1964, Physical and thermodynamic properties of ammonia-water mixtures, Research Bulletin, No.34, Institute of Gas Technology, Chicago, Ill.
10. Nusselt, W., 1916, Die oberflächen kondensation des wasserdampfes, Zeitschr. Ver. Deutsch. Ing., Vol. 60, pp. 541 and 569.