

고압의 포화수증기-비응축성 수소기체 혼합기 속에서 분무수적으로의 열전달율 예측

Prediction of Heat Transfer Rates to Spray Water Droplets in a High Pressure Mixture Composed of Saturated Steam and Noncondensable Hydrogen Gas

이 상 균*, 조 중 철**, 조 진 호***
S.K. Lee, J. C. Jo, J. H. Cho

Key Words : Spray water droplet (분무수적), PWR Pressurizer (가압수형 원자로 가압기), Condensation(응축), Noncondensable gas(비응축성 기체), Spray transient (살수과도)

ABSTRACT

Heat and mass transfer rates to spray water droplets for spray transients in a high pressure vessel have been predicted by two different droplet models: the complete mixing model and the non-mixing model. In this process, the ambient fluid surrounding the droplets is a real-gas mixture composed of saturated steam and noncondensable hydrogen gas at high pressure. The physical properties of the mixture are estimated by applying the concept of compressibility factor and using appropriate correlations. A computer program, DROPHMT, to calculate the heat and mass transfer rates for two different droplet models has been developed. As an illustrative application of the computer program to engineering practices, heat and mass transfer rates to spray water droplets for spray transients in a Pressurized Water Reactor (PWR) pressurizer have been calculated, and the typical results have been provided.

기 호 설 명

<p>C_D = 항력계수</p> <p>C_p = 정압비열</p> <p>D = 질량확산율</p> <p>d = 수적의 직경</p> <p>$Eo = Eötvös$ 수 ($=g(\rho_l - \rho_g)d^2/\sigma$)</p>	<p>g = 중력 가속도</p> <p>H = 응축매개변수 ($=C_{pl}(T_i - T_{i_s})/H_{fg}$) 또는 엔탈피</p> <p>$H_{fg}$ = 응축잠열</p> <p>h = 열전달계수</p> <p>M = 분자량</p> <p>m = 질량</p>
---	--

* 한국원자력안전기술원,

** 한양대학교 기계공학과

m_f = 질량전달율
 Nu = Nusselt 수 (= hd/k)
 P = 압력
 Pr = Prandtl 수 (= ν/α)
 q = 열유속
 R' = 항력
 \bar{R} = 일반기체상수
 Re_d = Reynolds 수 (= $\rho_g Wd / \mu_g$)
 R_h = $\rho\mu$ 비 (= $[(\rho\mu)_l / (\rho\mu)_g]^{1/2}$)
 r = 구좌표계의 반경방향
 S = Brokaw 계수
 Sc = Schmidt 수 (= ν/D)
 Sh = Sherwood 수 (= $\beta d/D$)
 T = 온도
 t = 시간
 U = 수평속도성분
 V = 수직속도성분
 \bar{V} = 몰 비체적
 v = 체적
 W = 수적의 속도 (= $(U^2 + V^2)^{1/2}$)
 We = Weber 수 (= $\rho W^2 d / \sigma$)
 W_g = 비응축성 기체의 질량분율
 W_v = 수증기의 질량분율
 x, y = 직교좌표계
 y_i = 물분율
 Z = 압축율계수

그리스 문자

β = 질량전달계수
 η = 수적의 열전달효율 (= $(T_{lm} - T_{lmo}) / (T_\infty - T_{lmo})$)
 θ = 분사각도
 λ = 열전도율
 μ = 점성계수
 ρ = 밀도
 ΣV = 원자확산체적
 σ = 표면장력
 ω = acentric 계수

하첨자

c = 임계점
 cv = 강제대류

f = 응축막
 g = 비응축성기체 또는 기체상
 i = 경계면
 l = 수적
 m = 평균값 또는 혼합기
 r = 수정값
 ref = 기준조건
 s = 수적의 표면
 t = 전체
 v = 수증기
 ∞ = 주위유체
 o = 초기조건

1. 서론

분무수적과 수증기의 직접접촉에 의한 응축 열전달은 가압수형 원자로의 격납용기 살수계통, 가압기 및 증발식복수기, 냉각탑, 공조기기 및 진공냉각설비 등과 같은 일종의 혼합형 열교환기에 다양하게 응용되고 있다. 수증기와 비축성 기체의 혼합기 공간에서 노즐로부터 분사되어 낙하하는 아냉각상태인 수적으로의 응축은 혼합기 공간으로부터 열 및 질량의 제거를 수반하므로 이러한 살수계통의 해석 및 설계를 위하여 수적으로의 응축열전달을 예측하는 것이 중요한 관심의 대상이 된다.

수적으로의 응축으로 인한 열 및 질량전달과 수동력학에 관련된 많은 연구결과들이 문헌¹⁾에 수록되어 있다. 이에 대한 초기의 연구에서는 주로 아냉각상태인 분무수적의 주위유체가 수증기만인 경우를 다루며 또한 수적의 형상은 구형으로 유지되고 수적으로의 열전달은 수적 내부에서의 과도전도에 의하여 지배된다고 가정하였다. Ford와 Lekic²⁾은 표면온도가 수적의 주위에 존재하는 수증기의 포화온도와 동일한 온도로 유지되는 구에서의 과도전도해로부터 얻어지는 수적 성장율의 예측치는 실험치보다 과대 산정된다고 보고하였다. Jacobs과 Cook³⁾은 응축저항을 고려한 이론적인 모델을 개발하여 Ford와 Lekic의 실험결과를 비교적 정확하게 예측하였다. 이러한 연구들을 기초로 하여 Kulic과 Rhodes⁴⁾

는 수증기 속에 포함된 비응축성 기체의 영향을 연구하였으며 비응축성 기체가 존재할지라도 직경이 0.1mm 이상인 수직으로의 응축 열전달은 내부저항이 지배적이라고 보고하였으나, 이들은 비응축성 기체의 존재로 인하여 발생하는 외부저항을 예측하기 위한 신뢰할 만한 방법을 개발하지 못하였다. 주위유체에 포함되어 있는 비응축성 기체의 영향에 대한 연구는 Tanaka⁵⁾와 Ayyaswamy 등^{6~9)}에 의하여 수행되었고, 수직의 직경이 매우 크거나 수직과 주위유체와의 상대속도가 큰 경우를 제외하면 수직내부의 순환은 매우 작게 일어나므로 수직내부의 순환효과를 무시할 수 있다고 보고하였다.

일반적으로 수증기와 비응축성 기체의 혼합 기공장에서 수직으로의 열 및 질량전달율을 정확하게 예측하기 위하여 수직내부의 온도분포를 구하는 것이 우선적으로 이루어져야 하며, 이를 위하여 수직이 진구형을 유지하며 수직의 진동 및 vortex shedding 과 같은 유동불안정이 일어나지 않는다는 가정에 기초를 둔 수직의 해석모델로는 수직내부가 균일한 온도로 유지되어 lumped 계로 간주하는 완전혼합모델과 강체구로 간주하는 비혼합모델이 가능하다. 물리적으로도 쉽게 추천할 수 있듯이 수직의 진동과 내부순환효과로 인하여 수증기로부터 수직으로의 실제 열전달효율은 완전혼합모델과 비혼합모델의 경우들에 대한 값들 사이의 값을 가질 것이며 수직의 동특성도 두 모델에 의한 예측과는 다를 수 있을 것이다. 그러나 두 해석모델에 의한 수직의 체적평균온도의 계산결과들은 각각 상계치와 하계치로 얻어지므로 가압기의 살수과도시 안전성 평가와 같은 문제들에 대해서는 보수성을 고려하여 두가지 결과 중에서 어느 하나를 선택적으로 적용할 수 있다. 이러한 수직모델들에 대한 열 및 질량전달율의 계산은 문제의 비선형성으로 인하여 주로 수치해석적인 방법들로써 이루어져 오고 있다. Tanaka⁵⁾는 가압수형 정수로의 냉각재 상실사고시 직납용기 살수계통 작동으로 분사되는 수직으로의 열전달율을 완전혼합모델과 비혼

합모델을 사용하여 계산하였으며, 비혼합모델의 수직에 대하여 수직내부의 온도분포를 유한차분법으로 구하고 대류열전달계수에 대한 경향식을 사용하였다. Ayyaswamy 등^{6~9)}은 수직운동에 대한 Reynolds 수가 500 이하인 영역에서 관성효과와 정수력학적 압력변동에 의한 수직변형이 무시될 수 있는 직경 0.6mm 이하의 수직($Bo < 0.3$, $We < 0.5$)에 대해서만 수직 주위의 외부유동과 수직의 내부유동을 이론적으로 모형화하여 해석하였다. 이와 같은 연구들은 원자로 격납용기의 살수계통에 관련된 것들이며, 연구대상도 수직 주위유체의 압력변동 범위가 대체적으로 저압인 1-3 기압으로서 포화수증기를 이상 기체로 간주하고, 비응축성기체는 공기인 경우만이 고려되었다.

본 연구에서는 Tanaka⁵⁾의 해석방법을 기초로 하여 고압에서의 영향을 고려하였고, Linn¹⁰⁾ 등이 제안한 응축에 의한 질량변화의 효과를 수직의 운동방정식에 포함하였다. 고압으로 유지되는 가압기내에서 완전혼합모델과 비혼합모델을 사용하여 수직으로의 열 및 질량전달율을 계산할 수 있는 전산 프로그램 DROPHMT를 개발하였으며, 수직 주위의 혼합기를 구성하는 고압의 포화수증기와 수소는 이상기체들로 취급될 수 없으므로 압축율 계수의 개념을 도입함으로써 실제기체를 이상기체와 연관시워 실제기체의 거동을 고려하고, 혼합기에 대한 물성치들은 유효한 실험결과들과 경험 관계식들을 사용하여 구하였다. 그리고 실제 문제의 해석예로서 가압기내에서 살수과도시의 대표적인 계산결과를 제시하고 수직의 크기, 주위유체에 포함되어 있는 비응축성 기체인 수소의 존재 및 수직의 초기상태 변화에 따른 분부수직으로의 열 및 질량전달율에 미치는 영향을 아울러 검토하였다.

2. 이론해석

본 연구에서 사용한 해석 모형의 개략도는 Fig.1과 같다. 그림에서와 같이 온도가 초기에 T_{limo} 인 수직이 수직 방향에 대하여 θ_0 의

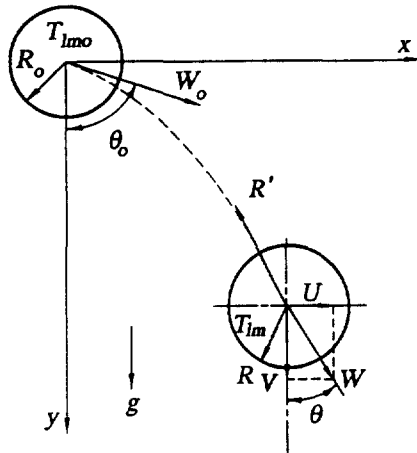


Fig.1 Schematic of a spray droplet model.

각도를 가지고 초기속도 W_0 로 노즐로부터 분사되며 주위유체는 포화온도가 T_∞ 인 수증기와 비응축성 기체와의 혼합기로 되어 있으며, 수적의 평균온도는 T_{lm} 이고 표면온도는 T_{ls} 이다. 이론적 해석을 가능하게 하기 위하여 수적은 항상 진구형을 유지하고, 유동불안정에 의한 진동이나 혼합기와의 복사열전달에 의한 효과는 무시될 수 있는 것으로 가정한다.

2.1 수적의 운동

항력, 중력 및 질량변화를 고려한 수적의 운동방정식은 다음과 같다.¹⁰⁾

$$m \frac{dU}{dt} + U \frac{dm}{dt} = -R' \sin \theta \dots\dots\dots (1)$$

$$m \frac{dV}{dt} + V \frac{dm}{dt} = mg \frac{(\rho_l - \rho_g)}{\rho_l} - R' \cos \theta \dots\dots\dots (2)$$

여기서 항력 R' 은 다음과 같다.

$$R' = C_D \pi R^2 \frac{\rho_g W^2}{2} \dots\dots\dots (3)$$

식(3)과 U, V 및 W 사이의 관계식을 이용하여 식(1)과 (2)를 수정하면 다음과 같다.

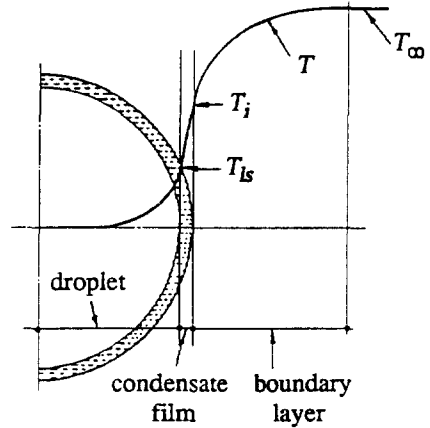


Fig.2 Calculation model of film condensation of a droplet.

$$\frac{dU}{dt} = -C_D A \rho_g \frac{WU}{2m} - \frac{U}{m} \frac{dm}{dt} \dots\dots\dots (4)$$

$$\frac{dV}{dt} = g \frac{(\rho_l - \rho_g)}{\rho_l} - C_D A \rho_g \frac{WV}{2m} - \frac{V}{m} \frac{dm}{dt} \dots\dots\dots (5)$$

식(4)와 (5)로부터 수적의 궤적을 구할 수 있으며 항력계수 C_D 는 강체구에 대한 값¹¹⁾을 사용한다.

2.2 수적에서의 막응축 열전달

수적에서의 응축 열전달에 대한 계산모형은 Fig.2에 나타낸 바와 같다. 수적으로 전달되는 총괄열유속 q 는 주위유체의 온도 T_∞ 와 수적의 표면온도 T_{ls} 의 온도차의 향으로서 다음과 같이 표시될 수 있다.

$$q = h_t (T_\infty - T_{ls}) \dots\dots\dots (6)$$

여기서 h_t 는 전체 열평형에 기초를 둔 피상적인 열전달계수이다. 식(6)으로 표시되는 총괄열유속 q 는 수증기의 응축 잠열 및 수적과 주위유체 사이의 강제 대류열전달량의 합이다. 또한 이러한 총괄열유속 q 는 주위유체와 수적의 경계면에서의 온도 및 수적표면온도의 차로 표시되는 막응축 열전달량과 같으

므로 다음과 같은 관계로 표시된다.

$$q = m_f H_{fg} + h_{cv}(T_\infty - T_i) \dots\dots\dots (7)$$

$$= h_f(T_i - T_{ls}) \dots\dots\dots (8)$$

식(6)~(8)의 관계로부터 총괄열전달계수 h_t 는 다음과 같다.

$$h_t = \frac{h_f \left\{ \frac{m_f H_{fg}}{(T_\infty - T_i)} + h_{cv} \right\}}{h_f + \frac{m_f H_{fg}}{(T_\infty - T_i)} + h_{cv}} \dots\dots\dots (9)$$

수적의 질량유속 m_f 는 다음 관계식으로 표시된다.

$$m_f = \rho_v \beta(W_{gi} - W_{g\infty}) \dots\dots\dots (10)$$

질량 전달계수 β 는 비응축기체를 포함하고 있는 주위유체가 평판위를 강제 유동하는 경우의 응축열전달에 대한 Fujii¹²⁾ 등의 연구 결과를 수정한 다음식으로부터 구한다.

$$\begin{aligned} Sh = (2 + 0.60 Re_d^{1/2} Sc^{1/3}) \\ \times \left[1.39 \times \left(1 + \frac{W_{g\infty}}{W_{gi}} \right)^{-0.48} \left(\frac{W_{gi}}{W_{g\infty}} \right)^{0.52} W_{gi}^{-1} \right] \end{aligned} \dots\dots\dots (11)$$

식(9)에 나타나는 강제대류열전달계수 h_{cv} 는 Rantz와 Marshall¹³⁾이 제안한 다음식으로부터 구한다.

$$Nu = 2 + 0.60 Re_d^{1/2} Pr_g^{1/3} \dots\dots\dots (12)$$

식(9)에 표시된 구에 대한 막응축 열전달계수 h_f 값은 다음과 같은 Tanaka⁵⁾의 관계식으로부터 얻어졌다.

$$Nu = 0.986 \left[1 + \frac{Pr_l}{R_h H} \right]^{1/3} Re_d^{1/2} \dots\dots (13)$$

여기서 $R_h = [(\rho\mu)_l / (\rho\mu)_g]^{1/2}$ 이고 $H =$

$C_{pl}(T_i - T_{ls}) / H_{fg}$ 이다.

주위유체와 수적 사이의 경계면에서 수증기 분압과 전압력과의 관계는 압축율계수를 고려하면 다음과 같다.

$$\frac{P_{vi}}{P_i} = \frac{(1 - W_{gi})}{1 - W_{gi} \left[1 - \frac{Z_g M_v}{Z_v M_g} \right]} \dots\dots\dots (14)$$

식(14)에서 수증기의 분압 P_{vi} 에 대응하는 수증기의 포화온도가 경계면에서의 온도 T_i 가 된다.

이상의 식들에서 사용된 유체의 물성치들은 다음과 같이 정의되는 기준온도들하에서 결정되었다.¹⁴⁾

$$T_{ref} = T_{ls} + 0.31(T_i - T_{ls}) \dots\dots\dots (15)$$

$$T_{oref} = T_i + 0.31(T_\infty - T_i) \dots\dots\dots (16)$$

2.3 수적의 성장과 온도분포

2.3.1 수적의 성장

수적의 성장율은 수적표면에서 수증기의 응축에 기인하므로 다음의 질량 평형식으로 표시된다.

$$\frac{\rho_l}{3} \frac{d}{dt} (R^3) = m_f R^2 \dots\dots\dots (17)$$

2.3.2 수적의 온도분포

(1) 완전혼합모델

완전혼합모델은 수적이 순간적으로 완전하게 혼합되어 수적 내부의 온도가 균일하게 유지되는 lumped 계로 간주한 경우이므로 다음과 같은 열평형식으로 표시된다.

$$\frac{\rho_l C_{pl}}{3} \frac{d}{dt} (R^3 T_{lm}) = R^2 q \dots\dots\dots (18)$$

식(18)에 대한 초기조건은

$$T_{lm} = T_{tmo} \dots\dots\dots (19)$$

이다.

(2) 비혼합모델

비혼합모델은 수적 내부의 순환운동이 무시되어 열이 전도에 의해서만 전달되는 경우이므로 수적 내부의 과도 온도분포에 대한 지배방정식은 다음과 같이 표시된다.

$$\rho_l C_{pl} \frac{\partial T_l}{\partial t} = \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(\lambda_l r^2 \frac{\partial T_l}{\partial r} \right) \dots\dots (20)$$

식(20)에 대한 초기 조건은

$$T_l = T_{lmo} \dots\dots\dots (21)$$

이며, 경계 조건은

$$\left. \frac{\partial T_l}{\partial r} \right|_{r=0} = 0 \dots\dots\dots (22)$$

$$\lambda_l \left. \frac{\partial T_l}{\partial r} \right|_{r=R} = q \dots\dots\dots (23)$$

이다.

2.4 혼합기의 물성치

실재 기체의 거동은 다음과 같이 표시되는 압축율계수 Z 를 도입함으로써 이상기체와 연관지워질 수 있다.

$$Z = \frac{P \bar{V}}{R T} \dots\dots\dots (24)$$

이러한 압축율계수는 다음과 같은 수정온도 T_r 과 수정압력 P_r 의 함수로서 주어진다.

$$Z = F(T_r, P_r) \dots\dots\dots (25)$$

여기서 $T_r = T/T_c$, $P_r = P/P_c$ 이다. 식(25)의 함수 $F(T_r, P_r)$ 를 결정하는 방법에 대해서는 많은 연구들이 수행되어 있으며, 그 중에서 가장 유용한 방법은 acentric 계수 ω 를 사용하는 방법으로서 이 때의 압축율계수는 다음과 같이 표시된다.

$$Z = Z^{(0)}(T_r, P_r) + \omega Z^{(1)}(T_r, P_r) \dots (26)$$

여기서 $Z^{(0)}$ 함수는 구형분자에 적용되고, $Z^{(1)}$ 함수는 구성분자로부터의 편차함수이다. 식(26)에 사용된 $Z^{(0)}$ 와 $Z^{(1)}$ 함수에 대한 연구들이 많이 수행되었으며, 본 연구에서는 Lee와 Kesler¹⁵⁾가 제시한 값들을 사용하였다. 가압기내에 존재하는 비응축성기체와 포화상태인 수증기의 혼합기에 대하여 다음과 같은 수정 Prausnitz와 Gunn의 법칙¹⁶⁾에 의하여 가상임계치들(pseudocritical values)을 계산하였다.

$$T_{cm} = \sum_i y_i T_{ci} \dots\dots\dots (27)$$

$$\bar{V}_{cm} = \sum_i y_i \bar{V}_{ci} \dots\dots\dots (28)$$

$$Z_{cm} = \sum_i y_i Z_{ci} \dots\dots\dots (29)$$

$$P_{cm} = \frac{Z_{cm} \bar{R} T_{cm}}{\bar{V}_{cm}} \dots\dots\dots (30)$$

$$\rho_{cm} = \frac{M_m}{V_{cm}} \dots\dots\dots (31)$$

여기서 혼합기의 분자량 M_m 과 acentric 계수 ω_m 은 각각 다음과 같이 주어진다.

$$M_m = \sum_i y_i M_i \dots\dots\dots (32)$$

$$\omega_m = \sum_i y_i \omega_i \dots\dots\dots (33)$$

2.4.1 밀도

혼합기의 밀도 ρ_m 과 수정밀도 ρ_{rm} 은 다음과 같이 표시된다.

$$\rho_m = \frac{1}{v_m} = \frac{M_m}{V_m} \dots\dots\dots (34)$$

$$\rho_{rm} = \frac{\rho_m}{\rho_{cm}} = \frac{\bar{V}_{cm}}{V_m} \dots\dots\dots (35)$$

2.4.2 열전도율

저압에서 혼합기의 열전도율 λ_m° 는 다음과 같은 Brokaw¹⁷⁾의 관계식으로부터 구할 수 있다.

$$\lambda_m^\circ = S \lambda_{mL}^\circ + (1-S) \lambda_{mR}^\circ \dots\dots\dots (36)$$

여기서,

$$\lambda_{mL}^\circ = \sum_i y_i \lambda_i^\circ \dots\dots\dots (37)$$

$$\frac{1}{\lambda_{mR}^\circ} = \sum_i \frac{y_i}{\lambda_i^\circ} \dots\dots\dots (38)$$

이며, Brokaw계수 S를 Table 1에 나타내어 놓았다.

Table 1 Variation of the Brokaw Factor S with composition of light component.

Mole fraction light component	Factor S for eq. (36)	Mole fraction light component	Factor S for eq. (36)
0	0.32	0.6	0.50
0.1	0.34	0.7	0.55
0.2	0.37	0.8	0.61
0.3	0.39	0.9	0.69
0.4	0.42	0.95	0.74
0.5	0.46	1.0	0.84

압력이 증가함에 따라 모든 기체의 열전도율은 증가하는 경향이 있고 압력의 효과를 나타내는 대부분의 관계식들은 Vargaftik¹⁸⁾이 제안한 다음식에 기초를 두고 있다.

$$\lambda_m - \lambda_m^\circ = f(\rho_{rm}) \dots\dots\dots (39)$$

식(39)에서 고압에서의 열전도율 λ_m 과 저압에서의 열전도율 λ_m° 의 차이는 수정밀도의 함수로써 주어지며, 식(39)에서 우변의 함수 $f(\rho_{rm})$ 은 Stiel과 Thodos¹⁹⁾가 제안한 다음 식들로써 표시된다.

$$f(\rho_{rm}) \Gamma_m Z_{cm}^5 = (14.0 \times 10^{-8}) (e^{0.535 \rho_{rm}} - 1) \rho_{rm} < 0.5 \dots\dots\dots (40)$$

$$f(\rho_{rm}) \Gamma_m Z_{cm}^5 = (13.1 \times 10^{-8}) (e^{0.67 \rho_{rm}} - 1.069) 0.5 < \rho_{rm} < 2.0 \dots\dots\dots (41)$$

$$f(\rho_{rm}) \Gamma_m Z_{cm}^5 = (2.976 \times 10^{-8}) (e^{1.155 \rho_{rm}} + 2.016) 2.0 < \rho_{rm} < 2.8 \dots\dots\dots (42)$$

여기서 Γ_m 은 다음과 같이 주어진다.

$$\Gamma_m = \frac{T_{cm}^{1/6} M_{cm}^{1/2}}{\rho_{cm}^{2/3}} \dots\dots\dots (43)$$

2.4.3 정압비열

혼합기의 정압비열을 구하기 위하여 먼저 몰정압비열(molar specific heat at constant pressure)을 다음식으로부터 구한다.

$$C_{pm}^\circ = \sum_i y_i C_{pi}^\circ \dots\dots\dots (44)$$

식(44)는 이상기체에 대하여 적용될 수 있으며, 실제기체의 정압비열은 동일한 온도와 조성하에서 이상기체 상태에서의 몰정압비열과 다음과 같은 관계를 갖는다.

$$C_{pm} = C_{pm}^\circ + \Delta C_{pm} \dots\dots\dots (45)$$

여기서 ΔC_{pm} 은 정압하에서 실제기체와 이상기체간의 잉여열용량(residual heat capacity)이다. 혼합기의 잉여열용량 ΔC_{pm} 은 다음 식(46)으로부터 구하여지며, $\Delta C_{pm}^{(0)}$ 와 $\Delta C_{pm}^{(1)}$ 의 값들은 Lee-Kesler의 방법¹⁵⁾을 사용함으로써 얻어진다.

$$\Delta C_{pm} = \Delta C_{pm}^{(0)}(T_r, P_r) + \omega \Delta C_{pm}^{(1)}(T_r, P_r) \dots\dots\dots (46)$$

2.4.4 점성계수

저압에서의 혼합기의 점성계수 μ_m° 는 Wilke²⁰⁾의 방법에 의하여 계산되어지며 다음과 같이 표시된다.

$$\mu_m^\circ = \sum_i \frac{y_i \mu_i^\circ}{\sum_j y_j \phi_{ij}} \dots\dots\dots (47)$$

여기서,

$$\phi_{ij} = \frac{\{1 + (\mu_i^0/\mu_j^0)^{1/2} (M_j/M_i)^{1/4}\}^2}{\{8(1 + M_i/M_j)\}^{1/2}} \dots (48)$$

$$\phi_{ji} = \frac{\mu_j^0}{\mu_i^0} \frac{M_i}{M_j} \phi_{ij} \dots \dots \dots (49)$$

고압에서의 혼합기의 점성계수는 Dean 과 Stie²¹⁾이 제안한 다음 식으로부터 구하여진다.

$$(\mu_m - \mu_m^0) \xi_m = 1.08 \{ \exp(1.439 \rho_{rm}) - \exp(-1.111 \rho_{rm}^{1.858}) \} \dots \dots \dots (50)$$

여기서 ξ_m 은 다음과 같다.

$$\xi_m = \frac{T_{cm}^{1/6}}{M_m^{1/2} P_{cm}^{2/3}} \dots \dots \dots (51)$$

2.4.5 질량 확산율

혼합기에 대한 질량확산율(mass diffusivity)은 원자 확산체적(atomic diffusion volume)항을 포함한 다음의 Fuller²²⁾등의 관계식으로부터 계산된다.

$$D^0 = \frac{1.013 \times 10^{-7} T^{1.75} \{(M_i + M_j)/M_i M_j\}^{1/2}}{P \{ (\sum V)^{1/3} + (\sum V_j)^{1/3} \}^2} \dots \dots \dots (52)$$

식(52)은 저압에서 유효하므로 고압에서의 질량확산율은 Dawson²³⁾등이 제안한 다음 관계식으로 계산한다.

$$\frac{D \rho_m}{(D \rho_m)^0} = 1 + 0.053423 \rho_{rm} - 0.030182 \rho_{rm}^2 - 0.029725 \rho_{rm}^3 \dots \dots \dots (53)$$

3. 수치계산

본 연구에서 가압기내 분무수적으로 의 열 및 질량전달을 예측하기 위하여 수행한 수치계산의 순서는 다음과 같다.

(1) 경계면에서 비응축성 기체인 수소의 질량분율 W_{gi} 를 가정한다.

(2) 식(4)로부터 가정된 W_{gi} 에 대한 경계면에서의 포화수증기의 분압 P_{vi} 를 계산하고, 이에 대응하는 수증기의 포화온도 T_i 를 구한다.

(3) 식(15)와 (16)으로 기준온도 T_{ref}, T_{oref} 를 각각 구하고, 이를 이용하여 응축하는 유체와 주위유체의 물성치들을 계산한다.

(4) 식(10)~(13)을 이용하여 질량유속 m_f , 강제대류 열전달계수 h_{cv} 및 응축 열전달계수 h_f 를 구한다.

(5) 식(7)과 (8)로 표시되는 수적에 전달되는 열량 q 를 각각 계산하고, 이 두 값의 차가 10^{-3} kW/m^2 이하이면 다음 단계 (6)으로 넘어가고 그렇지 않으면 새로운 W_{gi} 를 가정하여 (2)로 되돌아 가서 반복 계산한다. 이때의 반복 계산은 secant method를 사용하였으며 3~8번의 반복 계산으로 수렴치를 얻을 수 있었다.

(6) 위의 과정에서 얻어진 질량유속 m_f 를 사용하여 식(17)로부터 수적의 반경변화를 계산한다.

(7) 수적의 온도분포는 완전 혼합모델인 경우에는 식(18)과 (19)를 Runge-Kutta method로 수치해석한다. 또한, 비혼합모델인 경우에는 식(20)으로 표시되는 지배방정식과 이에 대한 초기 및 경계 조건식 (21)~(23)을 수치해석하며, 이 때의 수치해석은 제어체적방식에 의한 차분법으로 계산하였고, 시간의 변화는 fully implicit scheme을 사용하였다. 수적의 중심과 표면에서의 경계조건은 반제어체적을 사용하여 에너지 평형을 적용하였고 이 결과로 나타난 차분방정식들은 TDMA (Tri Diagonal Matrix Algorithm)을 이용하여 해를 구하였다.²⁴⁾ 본 연구에서는 수적의 반경방향의 적정 격자수와 시간 증분에 관한 사전조사를 통하여 수적에서 반경 방향의 격자수는 101개로 결정하였고 시간의 증분은 10^{-5} 초로써 계산하였다.

(8) 수적의 운동은 식(4)와 (5)를 Runge-Kutta method를 사용하여 해석하고, 이로부터 수적의 속도변화와 비행궤적을 계산한다.

(9) 다음 시간 구간에 대하여 (1)~(8)의 계산과정을 되풀이 하여 계산을 수행한다.

(10) 수적의 표면온도가 주위유체의 온도와 동일하게 되어 수적으로의 열전달이 일어나지 않으면 계산을 완료한다.

이상의 계산에서 분무수적이 노즐로부터 분사되어 응축으로 인하여 주위유체와 열평형상태에 도달하는 과정에 대한 열 및 질량전달율이 구해진다.

4. 계산 결과 및 고찰

본 연구를 통하여 수행된 가압기내 분무수적의 열 및 질량전달에 관한 해석으로부터 수적의 열 및 질량전달율을 계산하기 위하여 개발한 전산 프로그램 DROPHMT를 이용하여 완전혼합 수적모델과 비혼합 수적모델에 대하여 얻어진 대표적인 결과들을 제시하고 그 결과들이 가지는 물리적인 의미를 검토하였다. 수적으로의 열 및 질량전달율에 대한 계산은 주위유체속에 비응축성기체인 수소가 포함되어 있는 가압기내의 실제조건들에 대하여 수행되었다.

전산 프로그램 DROPHMT로써 가압기 살수 과도시 분무수적으로의 열 및 질량전달율을 계산하기 위하여 사용된 입력값들은 Table 2에 나타나 있다.

Table 2 Input data for calculation

Mixture conditions in pressurizer	pressure (bar)	153
	mass fraction of hydrogen	0.001, 0.005, 0.01
Initial conditions of spray droplets	temperature (°C)	0, 40, 110, 260
	velocity (m/s)	1.5, 3.0, 6.0
	diameter (mm)	0.1, 0.5, 1.0, 5.0
	spray angle (°)	60

Fig. 3 ~ 6에서는 포화수증기와 비응축성기체인 수소로 구성된 주위혼합기로부터 분무수적으로의 열전달 효과를 구체적으로 조사하기 위하여 분무수적의 열전달율 η 를 주위혼합기와 수적의 초기온도와의 차에 대한 수적

의 체적평균온도 증가량의 비로써 다음과 같이 정의한다.

$$\eta = \frac{T_{lm} - T_{lmo}}{T_{\infty} - T_{lmo}} \dots\dots\dots (54)$$

여기서 수적의 체적평균온도 T_{lm} 은 다음과 같이 표시된다.

$$T_{lm} = \frac{1}{V} \int T_l dv \dots\dots\dots (55)$$

Fig. 3은 수적의 초기크기의 변화에 따른 수적의 열전달효율의 과도응답을 완전혼합모델과 비혼합모델에 대하여 나타낸 것이다. 수적의 초기크기가 작을 수록 수적의 온도상승율은 크며 수적이 주위혼합기와 열적평형에 도달하는 시간이 짧아진다. 이는 수적의 직경 증가에 따라 전체체적에 대한 열전달에 관련되는 표면적의 비가 감소하여 내부 열전도저항의 효과가 커지기 때문인 것으로 유출된다. 수적의 초기크기가 작을 수록 중력과 항력이 평형을 이루는 종속속도(terminal velocity)가 증가하므로 수적이 열적 평형에 도달하는 동안의 비행거리는 증가한다. 완전혼합모델과 비혼합모델 사이의 차는 수적의 초기 크기에 비례하여 증가함을 알 수 있다. 이는 수적 내부와 외부의 열전달 저항 및 수적의 성장율이 서로 상이하기 때문이다.

Fig. 4는 수적의 초기분사속도의 변화에 대

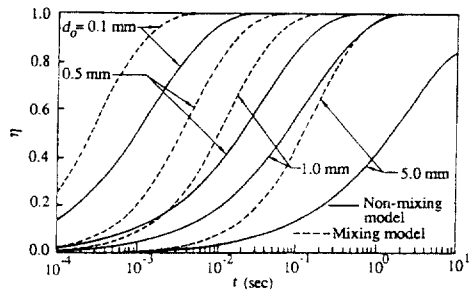


Fig.3 The effect of initial droplet size on the heat transfer efficiency. $P_{\infty} = 153 \text{ bar}$, $T_{lmo} = 40^{\circ}\text{C}$, $W_0 = 3 \text{ m/s}$, $W_{g\infty} = 0.005$, $\theta_0 = 60^{\circ}$

하여 시간변화에 따른 열전달 효율을 나타낸 것이다. 수적의 초기속도가 커질 수록 수적 주위에서 강제대류 유동이 활발하게 일어나므로 열전달효율의 상승율이 증가하며, 두 모델에 의한 해석 결과의 차이도 커짐을 알 수 있

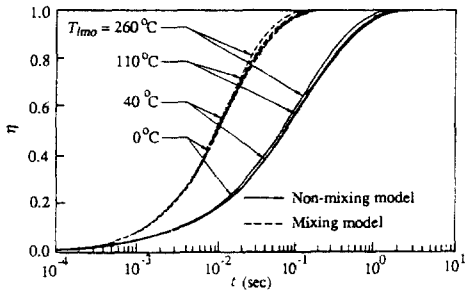


Fig.4 The effect of initial injection velocity on the heat transfer efficiency. $P_{\infty}=153 \text{ bar}$, $T_{im0}=40^{\circ}\text{C}$, $d_o=1.0 \text{ mm}$, $W_{g\infty}=0.005$, $\theta_o=60^{\circ}$

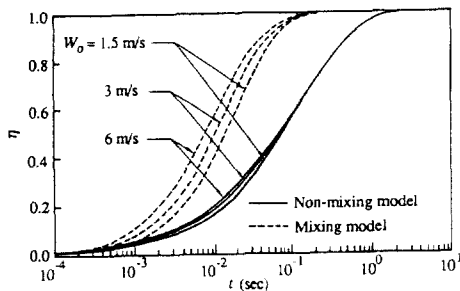


Fig.5 The effect of initial droplet temperature on the heat transfer efficiency. $P_{\infty}=153 \text{ bar}$, $d_o=1.0 \text{ mm}$, $W_o=3 \text{ m/s}$, $W_{g\infty}=0.005$, $\theta_o=60^{\circ}$

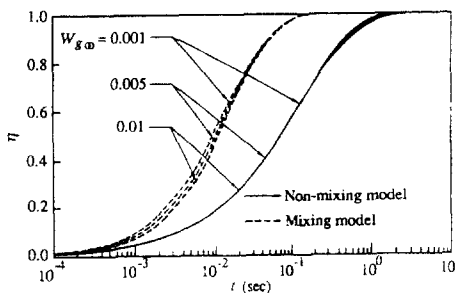


Fig.6 The effect of noncondensable gas on the heat transfer efficiency. $P_{\infty}=153 \text{ bar}$, $T_{im0}=40^{\circ}\text{C}$, $d_o=1.0 \text{ mm}$, $W_o=3 \text{ m/s}$, $\theta_o=60^{\circ}$

다. 초기속도가 클 수록 일정한 크기를 가지는 가압기내에서는 수적이 주위혼합기 공간을 비행하는 시간이 감소된다. Tanaka⁵⁾도 한정된 크기의 용기내에서 수적의 초기속도의 증가가 열전달효율의 증가 보다 비행시간의 감소에 더욱 큰 영향을 미치므로 초기속도의 증가는 분무수적에 의한 열제거에 유리하지 않다고 보고한 바 있다.

Fig.5는 분무수적의 초기온도변화에 따른 수적의 열전달효율의 과도응답을 나타낸 것으로 분무수적의 초기온도가 높을 수록 수적이 주위혼합기와 열적 평형을 이루는 데 필요한 온도 상승분을 감소시키므로 분무수적이 주위유체와 열적 평형에 도달하는 시간이 짧아짐을 알 수 있다.

Fig.6은 주위혼합기 속에 존재하는 비응축성 기체인 수소의 질량분율 변화에 따른 수적의 열전달효율의 과도응답을 나타낸 것이다. 비응축성 기체의 질량분율이 증가할 수록 수적표면의 응축열전달저항이 증가하고 또한 주위혼합기의 온도가 낮아지므로 수적의 온도 상승율이 감소함을 알 수 있다. Fig.6에서 비응축성 기체인 수소의 질량분율이 수적의 열전달효율에 미치는 영향이 거의 없음을 알 수 있는데, 이는 고압인 경우에는 저압인 경우와는 반대로 응축열전달 보다 대류열전달이 지배적이라는 의미로 해석된다.

이상에서 알 수 있는 바와 같이 포화수증기와 수소의 혼합기 공간내에서 수적을 lumped 계로 간주하는 완전혼합모델이 강제구로 간주하는 비혼합모델 보다 수적이 주위유체와 열적 평형에 도달하는 시간이 짧음을 알 수 있는데 이는 모든 유사 연구결과들과 합치되는 결과로서 완전혼합모델은 수적 내부에 열전도저항이 없으며 비혼합모델은 수적 내부의 열전도저항을 고려하였기 때문이다.

Fig.7은 분무수적의 초기 크기변화에 따른 수적의 표면온도변화를 나타낸 것이고, Fig.8은 주위 혼합기 속에 존재하는 비응축성기체의 질량분율변화에 따른 수적의 표면온도변화를 나타낸 것이다. Fig.7과 8에서 나타난 바와 같이 비혼합모델인 경우에 대한 수적의 표면온도가 완전혼합모델인 경우에 대한

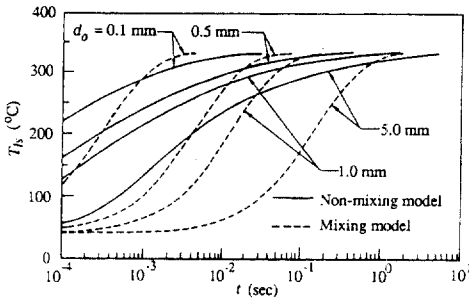


Fig. 7 The effect of initial droplet size on the droplet surface temperature.
 $P_{\infty}=153 \text{ bar}$, $T_{lmo}=40^{\circ}\text{C}$, $d_o=1.0 \text{ mm}$,
 $W_o=3 \text{ m/s}$, $\theta_o=60^{\circ}$

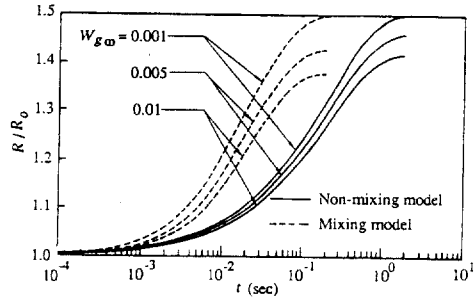


Fig. 10 The effect of noncondensable gas on the dimensionless radius of droplet.
 $P_{\infty}=153 \text{ bar}$, $T_{lmo}=40^{\circ}\text{C}$, $d_o=1.0 \text{ mm}$,
 $W_o=3 \text{ m/s}$, $\theta_o=60^{\circ}$

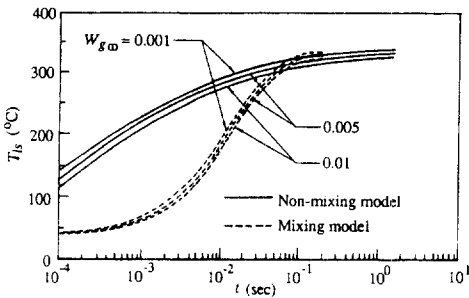


Fig. 8 The effect of noncondensable gas on the droplet surface temperature.
 $P_{\infty}=153 \text{ bar}$, $T_{lmo}=40^{\circ}\text{C}$, $d_o=1.0 \text{ mm}$,
 $W_o=3 \text{ m/s}$, $\theta_o=60^{\circ}$

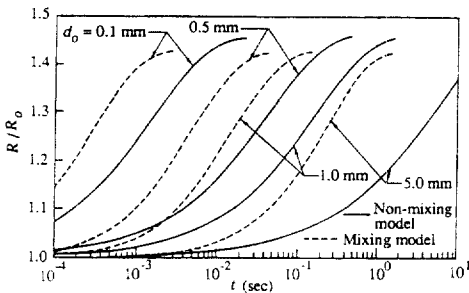


Fig. 9 The effect of initial droplet size on the dimensionless radius of droplet.
 $P_{\infty}=153 \text{ bar}$, $T_{lmo}=40^{\circ}\text{C}$, $W_o=3 \text{ m/s}$,
 $W_{g\infty}=0.005$, $\theta_o=60^{\circ}$

수적의 표면온도 보다 높으므로 주위 혼합기와 수적표면 사이의 온도차가 작기 때문에 열전달율이 감소하게 된다. 따라서 앞에서 제시한 결과들로부터 확인된 바 있듯이 완전혼합모델인 경우가 비혼합모델인 경우 보다 열적 평형에 도달하는 시간이 짧음을 알 수 있다. 또한 수적의 크기가 클 수록 수적 내부의 열전도저항이 증가하여 수적으로의 열전달율이 감소하게 되어 수적의 표면온도가 낮음을 알 수 있다.

Fig. 9는 분무수적의 초기크기의 변화에 따른 수적반경의 과도증가율이고, Fig. 10은 비응축성기체의 질량분율변화에 따른 수적반경의 과도증가율로서 수적으로의 질량전달율에 대한 계산결과들을 나타낸 것이다. Fig. 9와 10으로부터 알 수 있듯이 완전혼합모델의 경우는 수적내부의 전도열저항이 없으므로 열전달율과 마찬가지로 질량전달율이 비혼합모델의 경우에 비하여 매우 높아서 짧은 시간내에 주위유체와 열적 평형상태에 도달하여 질량전달이 종료되며, 열적평형에 도달한 수적의 성장율은 초기크기에 관계없이 거의 일정하였다. 이는 수적의 초기크기가 클 수록 열전달율은 작으나 열적평형에 도달하는 데 필요한 비행시간의 증가로 인하여 열적평형에 도달하는 시점까지 수적으로 전달되는 총열량은 수적의 크기와는 거의 무관하게 일정한 것

으로 생각된다. 비응축성기체의 질량분율이 증가할 수록 반경증가율은 무시될 수 없을 정도로 크게 저하되므로 분무수적으로 열 및 질량전달율의 계산시에 비응축성 기체를 고려하지 않으면 열전달 계산결과들은 과대평가 될 것이다.

5. 결 론

고압의 포화 수증기와 비응축성 기체로 구성된 실제기체 혼합기로 채워진 공간으로 분사되는 수적을 lumped 계로 가정한 완전혼합모델과 강체로 가정한 비혼합모델들에 대한 수적으로 열 및 질량전달율의 과도응답을 계산할 수 있는 Fortran 프로그램 DROPHMT를 개발하였다. 그리고 동 프로그램의 공학실무에 대한 적용으로서 포화수증기와 비응축성인 수소기체의 혼합기로 채워져 있는 가압수형 원자로의 가압기에서 살수과도시에 분무수적으로 열 및 질량전달율을 완전혼합모델과 비혼합모델에 대하여 계산하였으며, 본 계산 결과는 가압기의 각종 살수과도시에 가압기 내부의 압력 및 수위변동의 예측 및 가압기 벽면에 발생하는 열응력의 계산 등에 있어서 유용한 자료가 될 수 있을 것이다. 대표적인 결과들로서 수적의 초기크기, 초기속도, 초기온도 및 수소의 질량분율의 변화에 따른 수적으로 열전달효율의 과도응답들과 수적의 초기크기 및 수소의 질량분율의 변화에 따른 수적의 표면온도 및 반경증가의 과도응답들이 제시되었으며, 그에 대한 검토결과를 요약하면 다음과 같다.

(1) 수적의 초기크기에 따른 수적으로 열 및 질량전달율의 변화는 현저하며 직경이 클수록 열전달효율 및 반경증가율이 낮아진다.

(2) 수적의 초기속도가 클수록 과도시간 중의 열전달효율은 높으나 고압하에서 운동하는 수적에 미치는 큰 항력으로 인하여 종속도에 도달하는 시간이 매우 빠르기 때문에 수적이 주위혼합기와 열적평형에 도달하는 데 걸리는 시간에 큰 변화가 없다.

(3) 수적의 초기온도가 클수록 과도응답이

빠르나 그 정도는 미소하다. 따라서 낮은 초기온도를 갖는 수적이 혼합기로부터의 열제거에 효과적이다.

(4) 수소의 질량분율이 증가할 수록 과도시간 중의 열전달효율이 낮으나 반경증가율은 전체 과도시간 범위에 걸쳐서 점진적으로 분화되므로 열적평형에 도달하는 데 걸리는 시간에는 큰 영향을 미치지 않는다.

(5) 수적의 초기크기와 수소의 질량분율의 변화에 따른 표면온도의 응답의 계산결과로부터 완전혼합모델과 비혼합모델의 특성들이 비교되며 쉽게 물리적 의미를 파악할 수 있게 해준다.

참 고 문 헌

1. Clift, R., Grace, J.R., and Weber, M.E., 1978, *Bubbles, Drops, and Particles*, Academic Press, New York.
2. Ford, J.D., and Lekic, A., 1973, "Rate of Growth of Drops during Condensation", *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 16, pp. 61-64.
3. Jacobs, H.R., and Cook, D.S., 1978, "Direct Contact Condensation on a Non-circulating Drop", *Proceedings of the 6th International Heat Transfer Conference*, Vol. 3, pp. 389-393.
4. Kulic, E., and Rhodes, E., 1978, "Heat Transfer Rates to a Moving Droplets in Air/Steam Mixtures", *Proceedings of the 6th International Heat Transfer Conference*, Vol. 1, pp. 469-474.
5. Tanaka, M., 1980, "Heat Transfer of a Spray Droplet in a Nuclear Reactor Containment", *Nucl. Technol.*, Vol. 47, pp. 268-281.
6. Chung, J.N., and Ayyaswamy, P.S., 1981, "Laminar Condensation Heat and Mass Transfer of a Moving Drop", *AIChE Journal*, Vol. 27, pp. 327-377.
7. Sundararajan, T., and Ayyaswamy, P.S.,

- 1985, "Numerical Evaluation of Heat and Mass Transfer to a Moving Liquid Drop Experiencing Condensation", *Numerical Heat Transfer*, Vol. 8, pp. 689-706.
8. Huang, L.T., and Ayyaswamy, P.S., 1987, "Heat Transfer of a nuclear Reactor Containment Spray Drop", *Nuclear Engineering and Design*, Vol. 101, pp. 137-148.
 9. Huang, L.T., and Ayyaswamy, P.S., 1987, "Heat and Mass Transfer Associated with a Spray Drop Experiencing Condensation: A Fully Transient Analysis", *Int. J. of Heat Mass Transfer*, Vol. 30, No. 5, pp. 881-891.
 10. Linn, J.D.M., Maskell, S.J., and Patrick, M.A., 1988, "A Note on Heat and Mass Transfer to a Spray Droplet", *Nucl. Technol.*, Vol. 81, pp. 122-125.
 11. Sabersky, R.H., et al., 1971, *Fluid Flow*, 2nd ed., The Macmillan Company, New York, p. 169.
 12. Fujii, T., Mihara, K., and Katoh, Y., 1978, "Forced Convection Condensation in the Presence of Noncondensables and Superheating (2nd Report, Proposals of New Expression and a Simple Calculation Method)", *Trans. JSME*, Vol. 44, No. 385, pp. 3154-3159.
 13. Rantz, W.E., and Marshall, W.R., 1952, "Evaporation from Drops", *Chem. Eng.*, Vol. 48, pp. 141-173.
 14. Sparrow, E.M., Minkowycz, U.J., and Saddy, M., 1967, "Forced Convection Condensation in the Presence of Noncondensables and Interfacial Resistance", *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 10, pp. 1829-1845.
 15. Lee, B.I., and Kesler, M.G., 1975, "A Generalized Thermodynamic Correlation Based on Three-Parameter Corresponding States", *AIChE J.*, Vol. 21, No. 3, pp. 510-527.
 16. Reid, R.D., Prausnitz, J.M., and Sherwood, T.K., 1977, *The Properties of Gases and Liquids*, 3rd ed., McGraw-Hill Book Company, New York.
 17. Brokaw, R.S., 1955, "Estimating Thermal Conductivities for Nonpolar Gas Mixtures", *Ind. Eng. Chem.*, Vol. 47, No. 11, pp. 2398-2400.
 18. Vargaftik, N.B., 1951, "Thermal Conductivities of Compressed Gases and Steam at High Pressure", *Izv. Vses. Teplotekh. Inst., Moscow Energetics Institute*.
 19. Stiel, L.I., and Thodos, G., 1964, "The Thermal Conductivity of Nonpolar Substances in the Dense Gaseous and Liquid Regions", *AIChE J.*, Vol. 10, No. 1, pp. 26-30.
 20. Wilke, C.R., 1950, *J. Chem. Phys.*, Vol. 18, p. 517.
 21. Dean, D.E., and Stiel, L.I., 1965, "The Viscosity of Nonpolar Gas Mixture at Moderate and High Pressure", *AIChE J.*, Vol. 11, No. 3, pp. 526- 532.
 22. Fuller, E.N., Schettler, P.D., and Giddings, J.C., 1966, *Ind. Eng. Chem.*, Vol. 58, No. 5, P. 18.
 23. Dawson, R., Khoury, F., and Kobayashi, R., 1970, "Self-Diffusion Measurements in Methane by Pulsed Nuclear Magnetic Resonance", *AIChE J.*, Vol. 16, No. 5, pp. 725-729.
 24. Patankar, S.V., 1980, *Numerical Heat Transfer and Fluid Flow*, Hemisphere, Washington D.C., pp. 41- 59.