

〈기술보고〉

이론적 강제대류 CHF 해석 모델의 연구 현황 및 성능 평가

권혁성 · 전태현 · 홍성덕 · 황대현 · 박 철

한국원자력연구소

(1995. 7. 31 접수)

요 약

임계열속을 예측하는 기존의 여러 방법중 임계열속 발생 역학구조에 근거한 이론적 접근 방법은 여러 유동형태(Flow pattern) 별로 연구되고 있으며, 대표적으로 환상유동에서의 LFD(Liquid Film Dryout) 이론, 기포류에서의 BBLD(Bubble Boundary Layer Dryout) 혹은 LNID(Local Nucleation Initiated Dryout) 이론 등이 제시되고 있다. 본 논문에서는 일반적으로 원자로 조건에서 적용될 수 있는 LFD이론과 BBLD 이론에 대하여 대표적인 모델들을 소개하고 특성을 검토하였다. 특히 BBLD 이론중에서 기포군집(Bubble coalescence) 모델과 층류막 드라이아웃(Sublayer dryout) 모델에 대해서는 원형관에서의 임계열속 시험자료를 사용하여 각 모델의 예측 성능 및 특성을 평가하였다. 평가 결과, 기포군집 모형인 Weisman 모델의 예측성능이 가장 우수했으며 아울러 층류막 드라이아웃 모델인 Katto 모델과 Mudawwar 모델은 구성 인자중 기포군속도와 층류막 두께와의 관계가 보다 정확히 모형화되어야 할 것으로 판단된다.

1. 서 론

일반적으로 임계열속(Critical Heat Flux : CHF)은 가열면 표면에서 액체 혹은 액체와 기체의 혼합물에 의해 효율적인 열전달이 이루어지다가 순간적으로 가열면이 기체로 덮여 열전달이 급격히 감소하게 되는 상태에서의 가열면 표면열속으로 정의된다. 원자로심에서 이러한 임계열속 현상은 연료봉 표면온도의 급격한 상승을 초래하고 이로 인해 피복관 파손이 일어날 수 있다. 따라서 임계열속 현상에 대한 명확한 이해 및 예측 방법의 개발은 원자로심의 안전성 확보 차원에서 매우 중요한 과제라 할 수 있다.

최초 임계열속 실험으로 알려진 포화상태 물속에서의 원형관 가열봉에 대한 실험[1] 이후, 임계열속은 60여 년간 수많은 실험 및 이론적 연구가 수행되어 왔으나 아직도 그 현상 규명이 불완전한 상태이다. 이러한 임계열속을 예측하는 방법은 실험자료에 근거한 임계열속 상관식(CHF correlation)[2]이나 임계열속 도표를 이용

하는 실험적 방법과 임계열속의 물리적 현상 해석에 근거한 이론적 해석 방법으로 대별될 수 있다. 실험적 접근 방법은 실험자료의 한계로 인한 적용범위의 제약뿐 아니라, 실험으로 부터 측정되는 변수의 한계 및 실험 상관식 인자 선정의 임의성 등으로 인하여 물리적 의미가 없는 결과를 가져올 위험성이 내재되어 있다. 이에 반하여 임계열속 상태에 대한 미시적 관찰에 근거하여 임계열속 발생의 근본적인 역학구조(fundamental mechanism)를 규명하고자 하는 이론적 접근 방법은 최근에 비교적 연구가 활발히 진행되고 있으나 이상유동장에 대한 현재의 지식이 불완전하므로 지금까지의 이론적 연구는 대부분 현상학적 모델과 실험상수를 결합한 semi-empirical 형태를 취하고 있으며 원형관과 같은 단순한 기하형태에 대하여 부분적으로 성공하고 있다. 그러나 이론적 접근 방법은 임계열속 현상 자체에 대한 보다 근본적인 이해와 포괄적인 예측 가능성을 제시할 수 있다는 점과, 실험 상관식의 형태 및 변수 선정에 대하여 중요한 정보를 제공할 수 있다는 점 등에서

그 가치를 찾을 수 있다. 일반적으로 이론적 접근 방법은 유동형태(Flow pattern)별로 연구되고 있으며, 대표적으로 환상유동에서의 LFD(Liquid Film Dryout) 이론, 기포류에서의 BBLD(Bubble Boundary Layer Dryout) 혹은 LNID(Local Nucleation Initiated Dryout) 이론 등이 제시되고 있다. 이러한 이론적 연구에 대해 Weisman[3]은 유동형태별로 개발된 기존의 이론적 모델들의 특성을 검토한 바 있으나, 같은 CHF 실험 Data군에 대해 각 모델들의 예측성능을 비교하지 않고 단순히 모델들에 대한 소개 차원에 그치고 있어 각 모델의 직접적인 예측 성능의 비교, 검토 및 모델의 문제점에 관한 논의가 이루어지지 않았다. 따라서, 본 논문에서는 일반적으로 원자로 조건에서 적용될 수 있는 LFD이론과 BBLD 이론에 대하여 대표적인 모델들을 소개하고 특성을 검토하였으며, 특히 BBLD이론 중에서 기포군집(Bubble coalescence) 모델과 층류막 드라이아웃(Sublayer dryout) 모델에 대해서는 원형관에서의 임계열속 시험자료 분석에 적용하여 각 모델의 예측 성능 및 특성을 보다 심도있게 분석하였다. 한편, LNID이론은 국부적인 과냉도(Subcooling)가 매우 큰 조건에 적용되는 것으로 본 연구 대상에서 제외하였다.

2. 모델설명

1. 환상유동영역의 드라이아웃 모델

1) 임계열속 기구(CHF mechanism)

건도가 높은 상태에서 임계열속은 주로 환상유동영역(Annular flow regime)에서 발생된다. 환상유동은 가열표면에 얇은 액막(Liquid film)이 덮혀있고 중앙은 액적이 분포한 증기가 자리하고 있다. 이러한 환상유동 영역의 임계열속 기구에 대하여 아래와 같은 여러가지 모델이 제시되었다.

- a) 액막 아래 증기막의 형성(Vapor film formation under the liquid film)
- b) 액적의 질량 전달 제한(Burnout limited by droplet mass transfer rate)
- c) 갑작스런 액막 파열(Sudden disruption of the liquid film)
- d) 액막에 마른부분 발생(Dry patch formation)
- e) 액막 드라이아웃(Liquid film dryout)

이러한 환상유동에서의 세부적 임계열속 발생기구 중에서 e)의 경우는 직접 관찰하거나 가열관 끝에서 흡입 방법(Suction method)으로 액막유동유를 측정하여 실험적으로 설명되나, a)와 c)의 경우는 직접 실험적으로 확인되지 않았다. 그리고, d)의 경우 액막에 발생하는 마른부분은 임계열속 발생의 일차적인 원인으로는 간주하지 않는 경향이 있다. b)는 특정 조건하에서 발생하며 e)의 특수한 경우로 간주할 수 있다. 따라서, 높은 건도의 환상유동영역의 임계열속 기구로서는 가열표면에 있는 액막의 증발에 의해 임계열속이 발생하는 것으로 설명하는 액막 드라이아웃(LFD) 모델이 가장 일반적인 것으로 받아들여지고 있다[4, 5]. 일반적으로 이러한 임계열속 발생조건에서는 열속과 벽면의 과열(Wall superheat)이 낮다.

환상유동시 액막 드라이아웃에 의한 임계열속은 액막 두께와 밀접한 관련이 있는데, 액막 두께는 액막 증발, 액적의 점착(Deposition) 및 이탈(Entrainment) 가정에 의해 결정된다. 이러한 환상유동의 액막 증발 과정은 유동의 수력적 특성과 상류쪽의 열적 상태, 유속, 기포율, 열속 및 가열길이 등의 함수로 표현할 수 있다. LFD 모델은 환상유동에서 액막의 흐름이 증발과 액적 이탈에 의하여 완전히 사라질 때 임계열속이 발생한다는 것이다. 즉, 임계열속 발생조건을 예측하기 위해 환상 액막유동 증발 과정을 모델하여 수식적으로 액막 두께와 액막 유동이 0이 되는 조건을 계산한다. 액막 유동 변화율은 액막유동 시작 위치에서의 경계조건(환상 유동 시작점)과 액적의 점착 및 이탈에 대한 모델만 가정할 수 있다면 계산될 수 있다.

환상류에서의 LFD 모델은 지배방정식을 풀 때 사용하는 액적의 이탈 및 점착 모델과 환상류 시작점에서의 경계조건 등에 따라서 여러가지 모델[4, 6-7, 9-10]들이 제시되어 있다.

2) LFD 모델의 주요가정 및 지배방정식

환상류 지배 방정식을 유도하거나 풀 때 사용되는 주요 가정은 아래와 같다.

- 유동은 정상상태(Steady state)이다.
- 유동 하류에서의 압력구배는 관 중심(Core)과 액막에서 같다.
- 유동 단면상에서 액막은 일정한 두께 δ 를 가지며, 액막-증기의 경계는 벽을 따라 환상유동한다.
- 압력변화에 따른 증기 밀도 변화(Liquid flash-

ing)에 의한 증발은 없다.

- 액막 유동은 액막의 증발, 액적의 점착 및 이탈에 의해 결정된다.
- 임계열속은 환상 액막의 드라이아웃이나 파괴(Disruption)에 의해 발생한다.

정상상태 환상유동에서 액막(lf), 액적(e) 및 증기(g)에 대해 다음과 같은 질량보존 방정식을 세울 수 있다.

$$\frac{dG_g}{dz} = \frac{4}{d} \left(D - E - \frac{q''}{h_{fg}} \right) \quad (1)$$

$$\frac{dG_e}{dz} = \frac{4}{d} \frac{q''}{h_{fg}} \quad (2)$$

$$\frac{dG_e}{dz} = \frac{4}{d} (E - D) \quad (3)$$

여기서, q'' 는 가열 표면열속(kw/m^2)

E 와 D 는 단위면적당 액적 이탈 및 점착율

식(1)~식(3)은 액적 이탈율 E 와 점착율 D 에 대한 적절한 모델과 환상유동이 시작되는 곳에서의 건도와 액적량 등 초기조건을 알면 적분하여 풀 수 있다. 액적의 이탈율 및 점착율은 평형 상태와 실제 액적 밀집도의 함수로 표현된다. LFD 모델은 이렇게 구한 액막유동이 0이 되면 임계열속이 발생하였다고 가정하는 것이다.

3) 각 모델의 비교

현재의 여러 LFD 모델은 각자가 근거한 실험자료들을 적절히 예측하고 있는 것으로 발표되었다[6-9]. 그러나 환상류 시작 위치와 경계조건, 액적의 이탈 및 점착에 대한 모델 등 각 LFD 모델은 약간씩 차이가 있으며 이에 따라 각 모델은 CHF 예측값의 큰 차이를 보이기도 한다.

여기서는 LFD 모델 중 Whalley, Levy 및 Saito의 사용 모델의 차이, 그들의 적용범위들을 비교하였다. 각 모델에 사용된 원형관 실험자료의 범위는 표 1과 같으며, 이들 모델의 원형관 드라이아웃에 사용된 모델과 초기조건의 차이는 표 2에 나타난 바와 같다. 한편, Katto는 특정조건에서 몇 개의 다른 모델을 비교하였으며, 추가로 자신의 임계 액막두께 이론을 LFD 모델에 적용하였다[10-11].

4) 액막증발 모델의 주요 관심 분야

LFD 모델에 사용하고 있는 모델 및 구성 상관식에 의견의 일치를 보이지 않는 여러분야가 있는데 좀 더 조

표 1. 각 LFD 모델의 검증에 사용된 원형관 CHF 실험자료

모 델	변 수 범 위	비 고
Whalley 모델	$D=1.27\text{cm}$ $P=70\text{bar}$ $G=578-5424\text{kg}/\text{m}^2/\text{s}$	
Levy 모델	$D=1.26\text{cm}$ $P=68.9\text{bar}$ $G=393-5181\text{kg}/\text{m}^2/\text{s}$	Uniform Heat Flux Biasi 상관식과 비교
Saito 모델	$D=1.26\text{cm}$ $P=68.9\text{bar}$ $G=393-5181\text{kg}/\text{m}^2/\text{s}$ $T_{in}=10.7\sim 35.8^\circ\text{C}$ $D=1.27\text{cm}$ $P=69\text{bar}$ $G=720-2000\text{kg}/\text{m}^2/\text{s}$ $T_{in}=16.2\sim 25.7^\circ\text{C}$	Uniform Heat Flux Nonuniform Heat Flux

사가 필요한 주요 분야는 아래와 같다.

- 환상류 시작점(Onset of annular flow)
- 기포-건도 관계(Void-Quality calculation)
- 환상류 시작점에서의 액적 이탈량(Entrainment fraction at the onset of annular flow)
- 점착계수(Deposition coefficient)
- 액적 이탈 및 점착 모델
- 구성 관계식에 의한 LFD 모델의 적용 한계

2. 기포류 영역 DNB 형태 모델

기체상이 분산된 작은 기포들의 형태로 연속적인 액상내에 확대칭으로 분포한 유동형태이지만 임계열속은 가열면에 형성된 기포층이 액상이 가열면에 접촉하는 것을 방해하여 발생하는 것으로 이해되고 있다. 이 때의 임계열속 형태를 DNB 형태 임계열속이라 하며, 이론적 모델은 경계층 박리 모델, 기포군집 모델, 층류막 드라이아웃 모델 등이 제시되고 있다. 일반적으로 임계열속 현상은 발생지점에서의 열수력적 국부현상으로 정의되는데 경계층박리 모델[12-14]의 경우 임계열속에 미치는 수력적 영향만을 강조하고 질량 및 열전달 영향을 상대적으로 최소화하여 해석한 방법론으로 전체적인 임계열속 현상을 설명하기에는 부족한 것으로 평가되어왔다. 따라서 본 연구에서는 기포군집 모델과 층류막 드라이아웃 모델을 중심으로 각 모델의 특성 및 예측 성능을 비교 평가하였다.

표 2. 각 LFD 모델의 사용 초기조건, 액적의 정착 및 이탈 모형 비교

	Whalley 모델	Levy 모델	Saito 모델
환상류 시작 및 초기 조건	<ul style="list-style-type: none"> · 건도 = 1% · $G_{if} = 0.01 G (1 - X)$ 	<ul style="list-style-type: none"> · 건도 = Quality at $A_g = 0.8$ 	<ul style="list-style-type: none"> · 건도 = 5% for $P > 34.5 \text{ Bar}$ $G > 500 \text{ kg/m}^2/\text{s}$ · $\alpha_g = \frac{1.0}{1 + (X_f/X_g)^{0.4} (\rho_g/\rho_f)^{0.65} (\mu_f/\mu_g)^{0.13}}$ · 여기서, $X_g = \frac{W_g}{W_g + W_f}$, $X_g = 1 - X_f$ · $\frac{U_d}{U_g} = 0.9$ · $\alpha_d = (1 - A_g) F_s$
Deposition Coefficient, k_d	<ul style="list-style-type: none"> · $k_d = 87 \left(\frac{\mu_f^2}{D \rho_f} \right)^{0.5} \sqrt{\frac{\tau_i}{\rho_{eff}}}$ 	<ul style="list-style-type: none"> · $k_d = 87 \left(\frac{\mu_f^2}{D \rho_f} \right)^{0.5} \sqrt{\frac{\tau_i}{\rho_{eff}}}$ 	<ul style="list-style-type: none"> · $k_d = 1.698e^{-2}$ $- 2.117 \times 10^{-4} (C_H) + 2.886 \times 10^{-4} (C_H)^2$ $- 2.192 \times 10^{-8} (C_H)^3 + 7.778 \times 10^{-11} (C_H)^4$ $- 1.027 \times 10^{-13} (C_H)^5$
Deposition, D	<ul style="list-style-type: none"> · $D = k_d \cdot C$ $C = \frac{\rho_g}{\left\{ \frac{X_{eq}}{1 - X_{eq}} (G_{if}/G) - \frac{\rho_g}{\rho_f} \right\}}$ 	<ul style="list-style-type: none"> · $D = k_d \cdot C$ $C = \frac{\rho_g}{\left\{ \frac{X_{eq}}{1 - X_{eq}} (G_{if}/G) - \frac{\rho_g}{\rho_f} \right\}}$ 	<ul style="list-style-type: none"> · $D = k_d \cdot C_H$ where, $C_H = \frac{W_d}{W_g/\rho_g + W_d/\rho_d}$
Entrainment, E	<ul style="list-style-type: none"> · $E = k_d \cdot C_E$ $C_E = \rho_g / \left\{ \frac{X_{eq}}{1 - X_{eq}} (G_{if}/G) - \frac{\rho_g}{\rho_f} \right\}$ 	<ul style="list-style-type: none"> · $E = k_d \cdot C_E$ $X_{eq} = 1 - \frac{G_{if}}{G} \left (1 - \sqrt{1/\beta}) \right$, $m^+ \rho_g > 30$ $X_{eq} = 1 - \frac{G_{if}}{G} \left (1 - \sqrt{1/\beta}) \right$, $m^+ \rho_g < 30$ $\beta = 1 + \left\{ \frac{2}{0.4 X_{eq}^2} \frac{\sigma \rho_f}{d G_{if}^2} \left[(\rho_f/\rho_g)^{1/\beta} - 1 \right] \right\}^{0.5}$ $\beta = 1 + \sqrt{2(\beta - 1)}$ 	<ul style="list-style-type: none"> · $E = -2.695 \times 10^{-3}$ $- 1.104 \times 10^{-4} (S) + 4.444 \times 10^{-3} (S)^2$ $+ 1.241 \times 10^{-3} (S)^3 - 3.775 \times 10^{-3} (S)^4$ $+ 4.077 \times 10^{-3} (S)^5 - 1.510 \times 10^{-3} (S)^6$ where, $S = \frac{\tau d}{\sigma}$

2.1. 벽면내 기포군집 모델(Bubble coalescence model)

1) 임계열속 기구(CHF mechanism)

Weisman과 그의 동료들[15-18]은 국부건도가 낮은 과냉상태인 경우, 임계열속 발생 현상은 벽면 기포층과 과냉상태 액상간의 질량전달율이 결정적인 역할을 하는 국부 현상으로 설명하였다. 즉 임계열속 발생 직전에 가열면 근처에 기포들이 군집하여 기포군(Vapor blanket)을 형성하며 이때 가열면 부근의 난류유동은 난류에디가 기포군에 비해 작기 때문에 기포군을 가열면으로부터 수로중양부분으로 이동시키지 못하므로 기포층이 유지되고 따라서 과냉상태 액상의 기포층 내부로의 전달량은 제한을 받게 된다. 한편, 임계열속의 발생은 이와 같은 상태에서 기포층 내부의 기공률이 어떤 임계값(임계기공률)을 넘었을 때 발생한다고 가정하였다.

2) 주요 가정 및 지배방정식

- 임계열속 발생시 기포층내 임계기공률은 0.82이다.
- 가열면 부근 영역에서는 난류에디의 크기가 기포군에 비해 작기 때문에 층류 유동과 유사하다.
- 기포층내 전도는 일정 상수로서 평균값을 사용한다.
- 기포층의 두께는 관직경에 비하여 매우 작다.

a) 기포층내 액상의 질량 보존 방정식

$$\dot{q}_{DNB} / (h_{fg} G) = (x_2 - x_1) \frac{(h_f - h_{id})}{(h_l - h_{id})} \quad (4)$$

여기서 엔탈피 비 $(h_f - h_{id}) / (h_l - h_{id})$ 는 증기를 발생시키는 데 기여하는 열속비이다.

b) 과냉영역 부분과 기포층 사이의 난류전달량

$$G = \Psi i_b G \quad (5)$$

여기서 i_b 는 기포층과 과냉상태 유로 영역간 경계면에서의 난류강도로서 단상유동일 때의 난류강도에 이상유동 증대인자 $[1 + a(\rho_l \rho_g) / \rho_g]$ 를 곱하여 계산하였다.

$$i_b = 0.462(k')^{0.6} (Re)^{-0.1} \left(\frac{D_p}{D} \right)^{0.6} \left(1 + \frac{a(\rho_l - \rho_g)}{\rho_g} \right) \quad (6)$$

c) 유효속도 변동량

경계면에서의 속도변동은 정규분포한다고 가정하고, 가열벽에 이르는 유효속도변동량 ψ 를 아래 식과 같이 계산하였다.

$$\psi = \frac{1}{\sqrt{2\pi}} \exp \left[-\frac{1}{2} \left(\frac{v_{11}}{\sigma_v} \right)^2 \right] - \left[\frac{v_{11}}{2\sigma_v} \right] \operatorname{erfc} \left[\frac{v_{11}}{\sqrt{2}\sigma_v} \right] \quad (7)$$

한편, Chang and Lee[19]는 과냉영역 부분과 기포층 사이의 난류전달량 G 대신에 운동량 보존 방정식을 이용하여 임계열속을 해석하였다.

2.2. 층류막 드라이아웃 모델

1) 주요 가정

- 기포군의 형태는 변형된 원통형 모습을 하고 있으며, 각각의 이웃한 기포군의 영향으로 원주 방향으로의 성장은 제한을 받는다. 따라서, 기포군의 등가 직경(Equivalent diameter)은 기포이탈지름(Bubble departure diameter)과 동일한 것으로 가정한다.
- 기포군의 길이는 Helmholtz instability에 임한 임계파동길이(Critical wave length)로 결정된다.
- 난류 유동장내 기포군의 속도는 Mudawwar 모델[20-21]과 Celata 모델[22]의 경우 국부 액상 속도와 이에 대한 상대속도의 단순 중첩으로 구하며, Katto 모델[23-26]의 경우는 벽으로부터 일정거리만큼 떨어진 위치에서 액상 속도의 일정비로 결정하였다.

2) 임계열속 기구(CHF Mechanism)

완전확립 비등시 가열면 부근에는 발생된 기포들의 합체(Coalescence)로 인한 기포군(Vapor blanket)이 형성되며, 이들 기포군 밑에는 층류막(Liquid sublayer)이 존재하고 있음이 실험적으로 규명된 바 있다[27-30]. 층류막과 기포군의 계면에서는 Helmholtz instability에 의한 층류막의 드라이아웃이 시작되며 Mudawwar는 이 때, 벽으로부터 전달되는 열유속이 기포 경계층(Bubbly layer) 및 아냉유로영역(Subcooled core region)으로부터 유입되는 유체의 엔탈피보다 클 때 CHF를 유발하는 것으로 간주하였다. 한편 Katto와 Celata는 가열면 부근의 기포군이 가열면 통과시 주어진 경과시간(Passage time)에 기포군 밑의 층류막 드라이아웃에 의해 임계열속이 발생하는 것으로 생각하였다.

3) 지배방정식

각 모델의 지배방정식 및 내재된 경험상수와 CHF를 예측하는 방법론상의 상호 비교를 위하여 관련 방정식

표 3. 총류마 드라이아웃 모델의 주요 지배 방정식

	Mudawwar 모델	Katto 모델	Celata 모델
에너지 보존 방정식	$\dot{q}_{DNB} = G_m \delta_m a_1 [h_{fg} + (h_l - h_m)] / L_m$	$\dot{q}_{DNB} = \delta_m \rho_L H_{fg} / z$	$\dot{q}_{DNB} = \delta_m \rho_L H_{fg} / z$
기포군 길이	$L_m = 2 \pi \sigma (\rho_l + \rho_g) / (\rho_l \rho_g U_b^2)$	$L_m = 2 \pi \sigma (\rho_l + \rho_g) / (\rho_l \rho_g U_b^2)$	$L_m = 2 \pi \sigma (\rho_l + \rho_g) / (\rho_l \rho_g U_b^2)$
기포군 속도	$U_b = \left(\frac{2 L_m g \Delta p}{\rho C_D} \right)^{0.5} + 0.758 Re^{-0.1} \frac{G}{\rho_l}$ $\left[\frac{0.15 Re^{-0.1} G (\delta_m + \frac{D_b}{2})}{\ln \left(\frac{\mu_l}{\mu_l} \right)} - 0.61 \right]$	$U_b = k U_L$ $k = \frac{242[1 + K_1(0.355 - a)](1 + K_2(0.1 - a))}{[(0.0197 + (\rho_g/\rho_l)^{0.33})[1 + 90.3(\rho_g/\rho_l)^{0.33}]] Re^{0.8}}$	$U_b = \left(\frac{2 L_m g \Delta p}{\rho C_D} \right)^{0.5} + 0.758 Re^{-0.1} \frac{G}{\rho_l}$ $\left[\frac{0.15 Re^{-0.1} G (\delta_m + \frac{D_b}{2})}{\ln \left(\frac{\mu_l}{\mu_l} \right)} - 0.61 \right]$
총류마 두께	$\delta_m = \frac{0.421 a_2 Re^{(a_1 - 0.1)} G \rho_l h_{fg} D_b}{\left[\dot{q}_{DNB} - a_1 h_{fg} (T_{sat} - T_l) \right]^2}$ $\cdot \left(\frac{1 + \delta_m}{\delta_m + D_b} \right) \left(\frac{\Delta p g L_m}{\rho_l C_D} \right)^{0.5}$	$\left(\frac{\delta_m \rho_L}{\sigma} \right) \left(\frac{\rho_L h_{fg}}{\dot{q}_{DNB}} \right)^2 = \pi \left(\frac{0.684}{2} \right)^2 \left(\frac{\rho_L}{\rho_l} \right) \left(\frac{1 + \rho_L}{\rho_l} \right)$	$\delta_m = y^* - D_b$
총류마으로 유입되는 액상 질량 유속	$G_m = \rho_l U_b$	N/A	N/A
기포군 경과시간	N/A	$\tau = \frac{L_m}{U_b}$	$\tau = \frac{L_m}{U_b}$
경험상수	a_1, a_2, a_3 (3개)	k (1개)	N/A

을 표 3에 정리하였다. 각 모델의 임계열속을 구하는 방법론상의 차이점은 층류막 두께 δ_m 과 기포균속도 U_b 를 계산하는데 있다. 즉 Mudawwar는 층류막 두께를 구하기 위하여 기포군 표면에 작용하는 반경방향 힘(Lateral force)의 보존식을 이용하였으며, 기포균속도 U_b 는 국부 액상 속도와 이에 대한 상대속도의 단순 중첩으로 구하였다. 한편 Katto는 층류막 두께 δ_m 은 수조비등(Pool boiling)시 층류막 두께 계산에 사용된 Katto[31]의 식을 이용하였으며, 기포균속도 U_b 는 액상 속도의 일정비로 결정하였다. Lin 등[32]은 위의 기술된 Mudawwar 방법론에 사용된 단상유동 상태량 대신 균질이상유동(Homogeneous two phase flow) 상태량으로 대체하고, 기포군 밑의 층류막으로 유입되는 액상의 엔탈피를 포화 엔탈피로 가정한 개선된 모델을 제시한 바 있다. 한편, Celata는 기포균속도 U_b 를 구하는 과정은 Mudawwar의 방법론을 그대로 적용하였으며, 층류막 두께 δ_m 을 구하기 위해 기포군 표면의 온도를 포화 온도로 가정하고 가열면 벽으로부터 반경방향의 온도분포를 Martinelli의[33] 관내 난류유동시 온도장으로 간주하여 액상의 온도가 포화온도가 되는 과열층(Superheated layer) 두께를 구한 후 기포 이탈직경을 빼줌으로써 층류막 두께를 구하였다.

2.3. Galloway and Mudawar 모델[34-35]

1) 임계열속 기구

가열면의 표면에 생기는 파동형태의 기포막이 벽면으로부터 이탈할 때 CHF가 발생한다고 가정하였다. 가열면 근처에 밀집되는 기포들이 합해져서 생긴 파동형태의 기포막은 액상 유동장과 같이 흐르면서 발생하는 instability에 의해 나타나며, 파동길이는 Helmholtz instability 이론으로부터 결정된다. 이러한 파동형태의 기포막은 파동의 골 부분에서 가열면과 접촉하게 되는데, 가열면에 수직인 방향으로 momentum을 가지고 기화하는 기체의 힘은 파동의 곡면에 의한 표면장력과 균형을 이루게 된다. 임계열유속에 도달하면 기화하는 기체의 힘에 의하여 가열면과 접촉하고 있던 부분이 가열면으로부터 이탈하게 되며, 이러한 현상이 CHF를 유발하게 된다.

2) 주요 가정 및 지배 방정식

이 모델은 기본적으로 파동의 길이를 결정하는 Helmholtz instability model, 이상 유동장의 속도를 계속

하기 위한 Separated flow model, 파동과 가열면간의 접촉면(접수면)에서의 열유속을 결정하기 위한 Surface energy balance model 그리고 접촉면이 가열면으로부터 이탈하는데 필요한 열유속을 계산하기 위한 Lift-off heat flux model과 같은 4가지 모델에 근거를 두고 있다. 이들 모델에 사용된 주요 가정들은 아래와 같다.

-Helmholtz instability model ; 비압축성, 비점성 유동을 가정한 고전적인 불안정성 이론을 그대로 적용하였다. 여기서 표면장력의 영향을 고려하였고, 이로부터 파동의 경계면에 작용하는 기포막과 액상 유동간의 압력차에 의한 힘과 표면장력 간의 균형을 고려하여 아래와 같은 수식을 유도하였다.

$$k \rho_g (U_g - c)^2 \coth(kh_g) + k \rho_l (c - U_l)^2 \coth(kh_l) = -g(\rho_l - \rho_g) + \sigma k^2 \quad (8)$$

여기서, k 는 wave number($=2\pi/\lambda$)이다.

-Separated flow model ; 계면(interface)에서 상변화로 인한 운동량 전달을 무시하고 기체 및 혼합체(mixture)에 대한 일차원 운동량 보존식을 유도한 후, 기체의 압력손실이 혼합체의 압력손실과 같다는 가정하에서 각 상의 속도 및 기포막의 평균 두께를 계산한다. 이 때 계면 마찰계수 f_i 는 실험을 통하여 0.5로 결정하였는데 이는 Levy 모델등($f_i=0.2 \sim 0.4$)에 비하여 큰 값이다.

$$\tau_i = 0.5 \rho_g f_i (U_g - U_l)^2 \quad (9)$$

-Surface energy balance model ; 가열면에서 열전달은 접수면에서만 이루어지며 기포막으로 덮힌 부분에서는 열유속이 없다고 가정하였다. 이로부터 평균열유속과 접수면에서의 국부열 유속간의 상관관계는 가열길이 내에 존재하는 접수면의 갯수에 의해 결정된다. 이 때 접수면간의 거리(λ)는 Helmholtz instability wavelength의 두 배로 가정하였으며, 접수면의 길이는 $\frac{1}{4}\lambda$ 로 고려하였다.

-Lift-off heat flux ; 파동형태의 기포막에 의해 접수면에서 가열면 쪽으로 가해지는 표면장력과 가열면으로부터 기화되는 기체속도에 의한 운동량이 서로 균형을 이루다가, 열유속이 증가하면 기체의 운동량에 의해 접수면은 가열면으로부터 이탈하게 되는데 이 때의 열유속을 lift-off heat flux라 하며, 이는

$$q_i' = \rho_g h_{fg} (1 + C_p \Delta T_{sub}/h_{fg}) [(P_l - P_g)/\rho_g]^{0.5} \quad (10)$$

로 표현된다. 이 조건에서의 평균 열유속이 CHF이며, CHF와 q_c 의 관계는 surface energy balance model로부터 계산된다.

3. DNB 형태 모델의 성능 평가

앞절에서 기술한 4가지 DNB type 모델중 Galloway and Mudawwar 모델과 Celata 모델은 CHF 실험자료로부터 구해지는 실험상수를 전혀 사용하지 않는 완전한 이론적 접근에 의한 모델이라는 점에서 앞에서 기술된 여러가지 이론적 모델들과 구분된다. 그러나 Galloway and Mudawwar 모델은 매우 제한된 실험자료에 대해서만 평가되어 있어 타당성 검증이 불충분하며, 매우 복잡한 모델들이 사용되기 때문에 실제 작용상의 어려움이 남아 있다. 또한 Celata 모델은 유속과 입구과냉도가 매우 큰 경우($1000 \leq G \leq 90000 \text{ kg/m}^2/\text{s}$, $25 \leq T^{\text{sub}} \leq 255 \text{ K}$)에 적용되는 모델로서 다른 모델들과 적용 범위에 다소 차이가 있다. 따라서, 본 연구에서는 Weisman, Mudawwar 및 Katto 모델을 중심으로 CHF 예측성능을 평가해 보았다.

1. CHF Data 범위

성능평가에 사용된 Tube CHF Data 범위는 표 4에 도시된 바와 같다. 이는 McQuillan과 Whalley[36]의 수직 상향 2상 유동양식 선도에 근거하여 전도가 0.2이하인 기포류와 분산기포류(Dispersed bubbly flow)에 해당되는 Data를 참고문헌[37]으로부터 선별한 것으로 총 Data수는 1219개이다.

2. 모델 성능 평가

1) P/M 분포 및 표준편차

3가지 모델을 각각 전산화하여 표 4에 제시된 측정 CHF Data에 대하여 각 모델별로 나타낸 계산 결과를 AECL Lookup Table과 함께 도시한 결과는 그림 1과 같다. 그림에서 보는 바와 같이 각 모델들의 성능평가 기준인 CHF 예측치와 측정치의 비를 나타내는 P/M 평균은 약 1.01~1.09의 분포를, 또한 (P/M) 표준편차 8.1%~33.3%의 예측성능을 나타내고 있음을 알 수 있다. 각 모델별 구성인자에 따른 예측성능을 파악하기 위하여 그림 2의 (a)는 여러 구성인자별 (P/M) 분포중

표 4. 모델 평가에 사용된 Tube Data 범위

Data 인자	범 위
Tube 직경 (m)	0.00114~0.0375
Tube 길이 (m)	0.035~2
압 력 (bar)	21~196
질량유속 ($\text{kg/m}^2/\text{s}$)	340~7485
입구 과냉도 (kJ/kg)	49~1659
출 구 건 도	-0.493~0.08

주어진 압력에서 질량유속에 따른 (P/M) 분포를 나타낸 것이며, (b)는 그 중 입구 과냉도가 비교적 큰 ($\Delta h_{\text{sub}}=1000 \text{ kJ/kg}$) 입구조건에 대한 (P/M) 분포를 나타낸 것이다. 그림 3의 (a)는 주어진 압력에서 국부 건도 변화에 따른 (P/M) 변화를 도시한 것이며, (b)는 앞의 경우와 마찬가지로 입구 과냉도가 1000 kJ/kg 일 때, 국부 건도에 대한 (P/M) 분포를 나타낸 것이다. 그림에 나타난 바와 같이 저유량인 경우 Katto 모델과 Mudawwar 모델은 측정치로부터 편차가 심했으며 특히 저유량이며 입구 과냉도가 큰 경우는 3 모델 모두 CHF 값을 낮게 예측하고 있음을 알 수 있다. 또한 국부 건도가 큰 경우, 그림 3에 나타난 바와 같이 CHF 예측 성능이 크게 저하됨을 알 수 있으며 특히 국부건도가 크고 입구 과냉도가 큰 경우는 그 정도가 더욱 심하게 나타나고 있음을 알 수 있다. 이러한 각 모델별 예측성능의 저하는 각 모델에 사용된 이상유동 관련 모형식의 적용 한계 및 각 모델의 고유 적용 영역에 기인하는 것으로 판단된다. 즉 국부건도가 0에 가까와 질수록 각 모델을 구성하고 있는 여러 관련식중 열전달 모델, 관련 경험상수 결정시 사용된 Data 특성 및 기포층 속도 표현에 관련된 각 모델의 내재된 오차로 간주된다.

2) 수렴성

각 모델별 수렴된 CHF Data 갯수는 Weisman 모델이 가장 많았으며 반대로 Mudawwar 모델과 Katto 모델은 상대적으로 수렴된 Data수가 적었다. 이는 표 3에서 보는 바와 같이 총류막 두께 δ 와 구하고자 하는 CHF값이 상호 비선형적으로 couple 되어있기 때문에 반복계산을 통해 해를 구하는 과정에서 야기되는 문제로, Katto 모델의 경우는 기포율(Void fraction)이 7보다 큰 경우 모델 자체의 적용 한계에 위배된 경우이며, Mudawwar 모델의 경우는 반복계산 과정에서 총류막 두께 δ 가 음수로 계산되는 경우가 많았다.

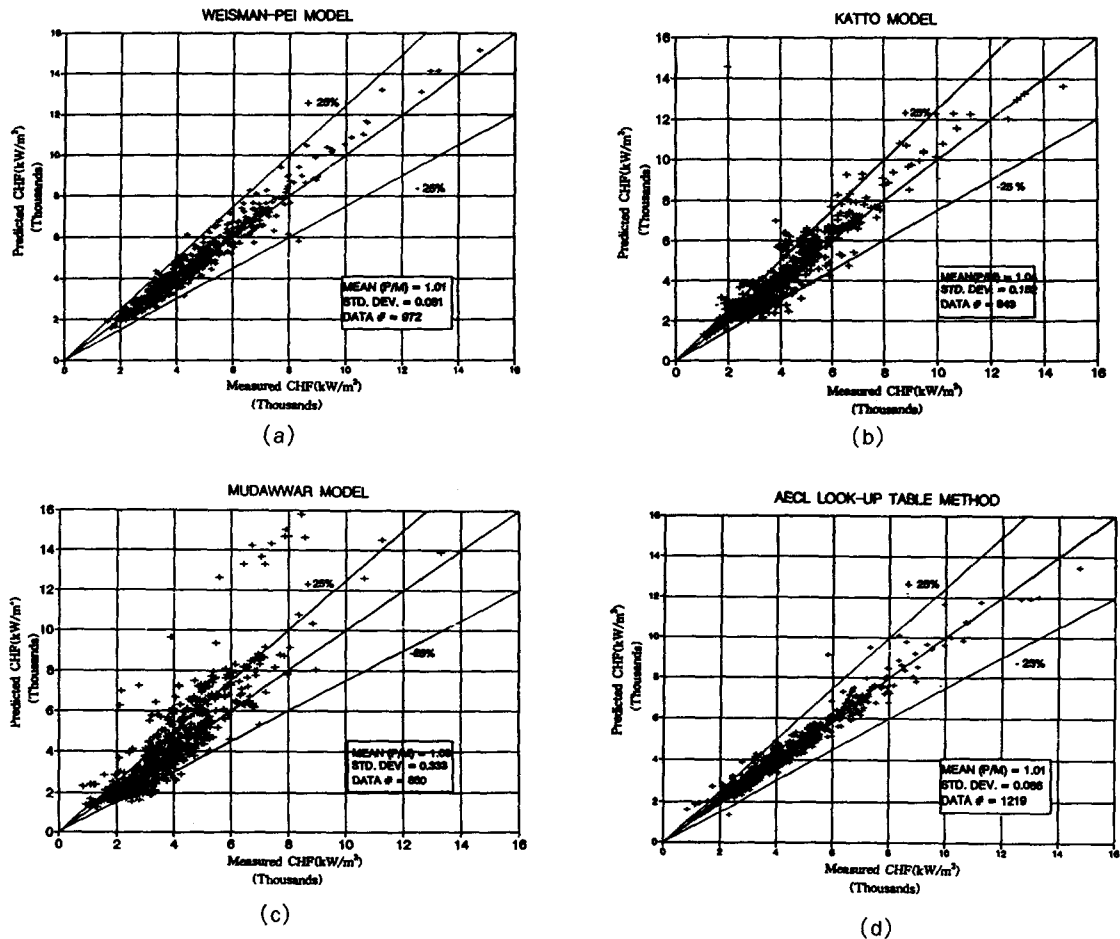


그림 1. 측정 CHF 자료에 대한 각 모델의 예측 성능

3. 층류막 드라이아웃 모델의 상호 특성 비교

같은 이론적 배경인 층류막 드라이아웃 현상에 근거한 Mudawwar 모델과 Katto 모델의 경우, 주어진 동일한 조건에서 계산된 각 모델 구성인자의 정량적인 값들의 상대비교는 표 5에 나타난 바와 같다.

층류막 드라이아웃 모델에서 임계열속을 결정하는 가장 중요한 변수는 기포균속도 U_B 와 층류막 두께 δ , 그리고 기포균길이 L_m 이다. 이들 각각에 대하여 정확한 이론적 모형이 알려져 있지 않기 때문에 임계열속 시험 자료로부터 경험상수들이 도입되었는데, Katto 모델의 경우는 U_B 에, Mudawwar 모델의 경우에는 δ 에 이들 경험상수들이 사용되었다. 그 결과 이들 각 변수에 대하여 위의 2가지 층류막 드라이아웃 모델이 예측하는 각

인자들의 값은 표 5에서 보는 바와 같이 큰 차이를 보이고 있는데, 이는 실제 임계열속 현상에 대하여 층류막 드라이아웃 모델이 고려하지 못한 인자들이 종합적으로 경험상수로서 표현되기 때문이다.

1) 기포균속도 U_B

표 5에서 보는 바와 같이 여러 구성인자중 특히 기포균속도 U_B 값 크기의 예측 정도가 상호 커다란 차이를 보이고 있음을 알 수 있다. Katto 모델의 경우는 기포균의 속도가 액상의 속도보다 매우 느리게 계산되고 있는 반면, Mudawwar 모델에서는 액상의 속도와 거의 유사하거나 약간 큰 값으로 계산되고 있음을 알 수 있다. 이는 앞에서 서술한 바와 같이 각 모델의 기포균속도 모델의 근본적 차이에 기인한다. 현상학적으로 볼

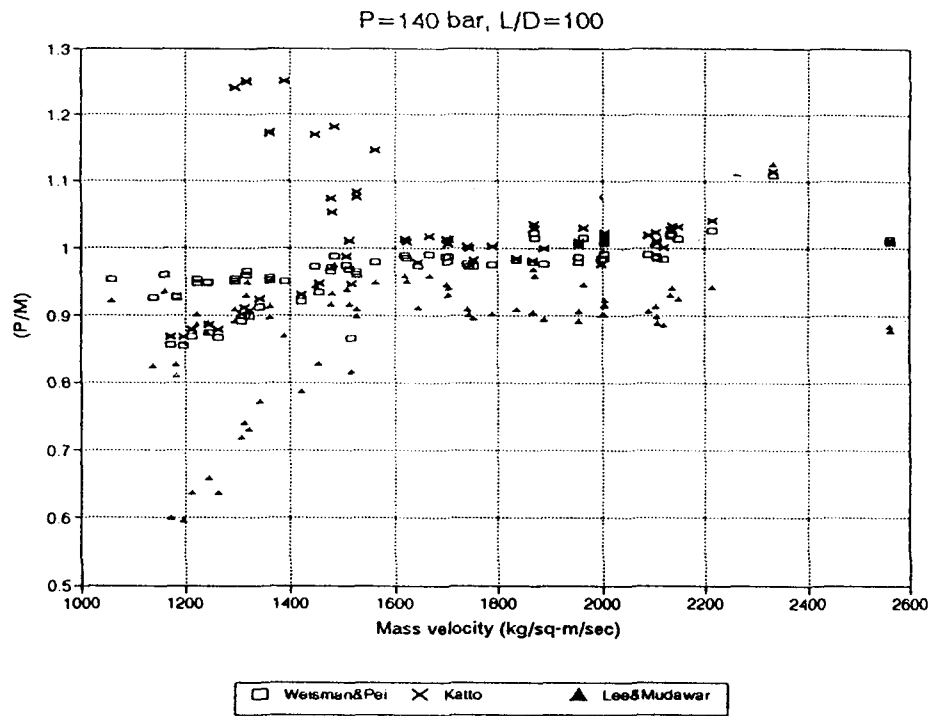


그림 2. 질량유속에 따른 (P/M) 분포

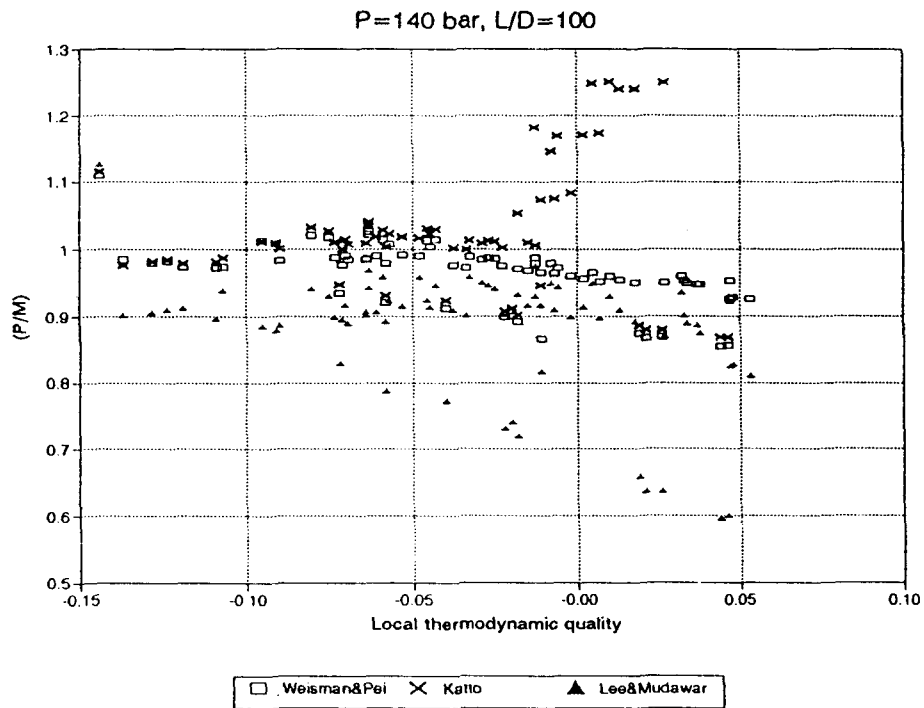


그림 3. 건도 변화에 따른 (P/M) 변화

때, Katto 모델은 기포군의 움직임이 가열면에 의해 크게 제약을 받는 것으로서 기포군을 생성하는 기포통로(Vapor stem)가 기포군을 벽면에 고착시키는 역할을 하는 것으로 해야만 설명이 가능하며, Mudawwar 모델과 같이 기포군이 벽면과 연결되어 있지 않고 액상과 같이 유동하는 것으로 해석한다면 기포군의 속도는 최소한 액상속도보다 같거나 큰 것이 현상적으로 타당한 것으로 판단된다.

2) 층류막 두께 δ

층류막 드라이아웃 모델에서는 기포군의 속도 및 층류막두께가 증가할수록 임계열속이 커지게 된다. 따라서 임의의 임계열속 조건에서 모델 특성에 따라 기포군의 속도가 크게 예측되었다면 층류막의 두께는 상대적으로 작은 값을 예측하도록 모델링되어야 한다. 표 5에서 보는 바와 같이 Katto 모델은 Mudawwar 모델에 비하여 기포군의 속도를 매우 작게 예측하므로, 층류막의 두께는 상대적으로 약 100배 이상 크게 예측하고 있다. 이러한 문제는 U_B 혹은 δ 에 대한 정확한 모형이 제시되어야 해결될 수 있으며, 이러한 이유로 인하여 기존의 층류막 드라이아웃 모델은 Semi-empirical 모델로 규정하는 것이 타당하다. 한편 층류막두께의 정확한 비교를 위해서는 주어진 조건에서의 실험자료로부터 정량적인 평가를 통하여 이루어져야 하지만 기존의 층류막두께 측정자료는 대기압 부근에서 수조비등(Pool boiling)시 측정된 자료가 대부분이기 때문에 정확한 비교 평가 작업은 불가능하다. 참고로 Kumada[38]의 실험에 의하면 수조비등시 층류막두께는 압력에 따라 변화하는 것으로 평가되었으며, 아울러 주어진 압력에 따라 층류막을 형성하는 기포의 형상이나 mechanism이 상이하게 나타나는 것으로 설명하였다.

3) 기포군길이 L_m

기포군길이 L_m 의 계산 차이는 식 (9)에 나타난 바와 같이 기포군속도의 함수이므로 각 모델로 부터 계산되

는 기포군속도의 정확한 예측이 선결되어야 한다.

4. 결 론

임계열속 발생 역학구조에 근거한 이론적 접근 방법은 유동형태(Flow pattern)별로 이루어지고 있으며, 대표적으로 환상유동에서의 LFD(Liquid Film Dryout)이론, 기포류에서의 BBLD(Bubble Boundary Layer Dryout) 혹은 LNID(Local Nucleation Initiated Dryout)이론 등이 알려져 있다. 본 연구에서는 일반적으로 원자로 조건에서 적용될 수 있는 LFD이론과 BBLD 이론에 대하여 대표적인 모델들을 소개하고 특성을 검토하였다. BBLD 이론중에서 기포군집(Bubble coalescence) 모델과 층류막 드라이아웃(Sublayer dryout) 모델에 대해서는 원형관에서의 임계열속 시험자료에 적용하여 각 모델의 예측 성능 및 특성을 분석하였다. 분석 결과, Weisman 모델의 예측능이 가장 우수했으며 아울러 층류막 드라이아웃 모델인 Katto 모델과 Mudawwar 모델은 구성인자중 기포군 속도 U_B 와 층류막 두께 δ 와의 관계가 보다 정확히 모형화되어야 할 것으로 판단된다.

기호설명

- C_p : 비열
- D : 단위면적당 액적 점착율 또는 튜브직경(m)
- D_b : 평균기포 직경(m)
- E : 단위면적당 액적 이탈율
- f : 마찰계수
- G : 질량유속($\text{kg/m}^2/\text{s}$)
- G' : 난류 전달량
- h : 단위 질량당 엔탈피(kJ/kg)
- h_{te} : 열전달계수
- i_b : 난류강도
- k_d : 점착율계수
- L_m : 기포군 길이(m)
- P : 압력(Pa)
- q'' : 가열표면열속(kW/m^2)
- q''_l : Lift-off heat flux
- Re : 레이놀드 수
- T : 온도($^{\circ}\text{C}$)
- ΔT_{sub} : 과냉도

표 5. Sublayer Dryout Model의 평가 결과 비교

변 수	Katto 모델	Mudawwar 모델
U_B (m/s)	$8.38 \times 10^{-3} - 1.1413$	$0.344 - 6.568$
δ (m)	$1.55 \times 10^{-5} - 1.06 \times 10^{-3}$	$9.96 \times 10^{-8} - 6.72 \times 10^{-5}$
L_m (m)	$6.61 \times 10^{-4} - 1.050 \times 10^{-1}$	$4.3 \times 10^{-5} - 6.48 \times 10^{-3}$
f	$1.018 \times 10^{-2} - 2.333 \times 10^{-2}$	$2.34 \times 10^{-3} - 5.673 \times 10^{-3}$
D_b (m)	N/A	$5.03 \times 10^{-6} - 3.34 \times 10^{-5}$

U : 속도 (m/s)
 v_{II} : 기포생성에 의한 반경방향 속도 (m/s)
 y^* : 과열층 두께
 Z : 유동방향 길이 (m)

그리스 문자

δ : 층류막 두께
 λ : 점수면간 거리
 μ : 점성계수
 ρ : 밀도 (kg/m³)
 σ : 표면장력 (N/m)
 σ_v' : 표준편차
 τ : 기포군 경과 시간 (sec)

하첨자

b : 기포
 e : 액적
 f : 액체
 g : 증기
 I : 상경계면
 in : 입구
 lf : 액막
 sc : 과냉

참고문헌

1. S. Nukiyama, "The Maximum and Minimum Values of the Heat Transmitted from Metal to Boiling Water under Atmospheric Pressure", *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 9, pp1419~ (1966)
2. L.S. Tong, "Boiling Crisis and Critical Heat Flux", U. S. AEC (1972)
3. Joel Weisman, "Current Status of Theoretically Based Approaches to the Prediction of the Critical Heat Flux in Flow Boiling", *Nucl. Tech.*, Vol. 99, pp1~21 (1992)
4. Hewitt G.G., "Critical Heat Flux in Flow Boiling", *Proc. 6th Int. Conf. Heat Transfer*, Tronto, Vol. 6 (1978)
5. G. Hetsroni, *Handbook of Multiphase Systems*, Chap. 6.4, McGraw-Hill Co (1982)
6. Whalley, P.B., *Boiling, Condensation, and Gas-Liquid Flow*, Clarendon Press, Oxford (1987)
7. Levy, S., "Prediction of Critical Heat Flux in Vertical Pipe Flow" *Nucl. Eng. Des.*, Vol. 24 [4], pp15~19 (1977)
8. Collier J.G., *Convective Boiling and Condensation*, 2nd ed., McGraw-Hill, London (1981)
9. T. Saito, "Multi-Fluid modeling of Annular Two-Phase Flow", *Nucl. Eng. Des.*, Vol. 50, pp225~271 (1978)
10. Katto, Y., "Prediction of CHF for Annular Flow in Tubes Taking into Account the Critical Liquid Film Thickness Concept", *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 27, No. 6, pp833~891 (1984)
11. Katto, Y., "An Analytical Investigation on CHF of Flow Boiling in Uniformly Heated Vertical Tubes with Special Reference to Governing Dimensionless Groups", *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 25, No. 9 (1982)
12. S.S. Kutadeldaze and A.I. Leont'ev, "Some Applications of the Asymptotic Theory of the Turbulent Boundary Layer", *Proc. Third Int. Heat Transfer Conference*, Vol. III, pp9.1~9.6, Chicago, Illinois, August 7~12 (1966)
13. L.S. Tong, "Boundary Layer Analysis of the Flow Boiling Crisis", *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 11, pp1208~1215 (1968)
14. W.T. Hancox and W.B. Nicoll, "On the Dependence of the Flow Boiling Heat Transfer Crisis on Local Near-Wall Conditions", *ASME Paper 73-HT-38* (1973)
15. J. Weisman and B.S. Pei, "Prediction of CHF in Flow Boiling at Low Qualities", *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 26, pp1463~1477 (1983)
16. J. Weisman and S.H. Ying, "Theoretically Based CHF Prediction at Low Qualities and

- Intermediate Flows", *Trans. ANS*, Vol. 45, pp832~833 (1983)
17. S.H. Ying and J. Weisman, "Prediction of the CHF in Flow Boiling at Intermediate Qualities", *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 29, No. 11, pp1639~1648 (1986)
 18. J. Weisman and Shahab Ileslamlou, "A Phenomenological Model for Prediction of Critical Heat Flux under Highly Subcooled Conditions", *Fusion Tech*, Vol. 13, pp654~659 (1988)
 19. S.H. Chang and K.W. Lee, "A Critical Heat Flux Model Based on Mass, Energy and Momentum Balance for Upflow Boiling at Low Qualities", *Nucl. Eng. Des.*, Vol. 113, pp35~50 (1989)
 20. C.H. Lee and Mudawwar, "A Mechanistic Critical Heat Flux Model for Subcooled Flow Boiling Based on Local Bulk Flow Conditions", *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 14, No. 6, pp711~728 (1988)
 21. Wen-Shan Lin, Bau-Shei Pei, Chien-Hsiung Lee and I.A. Mudawwar, "A Theoretical Critical Heat Flux Model for Rod Bundles under Pressurized Water Reactor Conditions", *Nucl. Tech.*, Vol. 85, pp213~226 (1989)
 22. G.P. Celata, M. Cumo, A. Mariani, M. Simoncini and G. Zummo, "Rationalization of Existing Mechanistic Models for the Prediction of Water Subcooled Flow Boiling Critical Heat Flux", *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 37 Suppl.1, pp347~360 (1994)
 23. Y. Haramura and Y. Katto, "A New Hydrodynamic Model of Critical Heat Flux, Applicable Widely to Both Pool and Forced Convection Boiling on Submerged Bodies in Saturated Liquids", *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 26, No. 3, pp389~399 (1983)
 24. Y. Katto, "A Physical Approach to Critical Heat Flux of Subcooled Flow Boiling in Round Tubes", *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 33, No. 4, pp611~620 (1990)
 25. Y. Katto, "Prediction of Critical Heat Flux of Subcooled Flow Boiling in Round Tubes", *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 33, No. 9, pp1921~1928 (1990)
 26. Y. Katto, "A Prediction Model of Subcooled Water Flow Boiling CHF for Pressure in the Range 0.1~20 MPa", *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 35, No. 11, pp3021~3028 (1992)
 27. L.S. Tong, L.E. Effering and A.A. Bishop, "A Photographic Study of Subcooled Boiling Flow and DNB of Freon-113 in a Vertical Channel", *ASME Paper 66-WA/HT-39* (1966)
 28. M.P. Fiori and A.E. Bergles, "Model of Critical Heat Flux in Subcooled Two-Phase Water Flows", *Proc. 6th Int. Heat Transfer Conf.*, Vol. 1, pp381~385 (1978)
 29. S.B. van der Molen and F.W.B.M. Galjee, "The Boiling Mechanism during Burnout Phenomena in Subcooled Two-Phase Water Flows", *Proc. 6th Int. Heat Transfer Conf.*, Vol. 1, pp381~385 (1978)
 30. R. Hino and T. Ueda, "Studies on Heat Transfer and Flow Characteristics in Subcooled Flow Boiling-Part 2. Flow Characteristics", *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 11, pp283~298 (1985)
 31. Y. Katto and S. Yokoya, "Principal Mechanism of Boiling Crisis in Pool Boiling", *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 11, pp903~1002 (1968)
 32. Wen-Shan Lin, Chien-Hsiung Lee and Bau-Shei Pei, "An Improved Theoretical Critical Heat Flux Model for Low-Quality Flow", *Nucl. Tech.*, Vol. 88, pp294~306 (1989)
 33. R.C. Martinelli, "Heat Transfer to Molten Metals", *J. of Heat Transfer*, Vol. 69, pp947~951 (1947)
 34. J.E. Galloway and I. Mudawwar, "CHF Mechanism in Flow Boiling from a Short Heated Wall-I. Examination of Near-Wall Conditions with Aid of Photomicrography and High-Speed Video Imaging", *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 36, pp2511~2526 (1993)

35. J.E. Galloway and I. Mudawwar, "CHF Mechanism in Flow Boiling from a Short Heated Wall- II. Theoretical CHF Model", *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 36, pp2527~2540 (1993)
36. K.W. McQuillan and P.B. Whalley, "Flow Patterns in Vertical Two-Phase Flow", *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 11 No. 2, pp161~175 (1985)
37. 한국과학기술원, "한국형 ECCS 평가 모델 확립을 위한 통계적 분석 방법 개발, 개별 모델 평가 및 열수력 데이터뱅크의 구축", KINS/GR-011 (1990)
38. T. Kumada and H. Sakashita, "Pool Boiling Heat Transfer- II. Thickness of Liquid Macrolayer Formed Beneath Vapor Masses", *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 38 No. 6, pp979~987 (1995)