

<학술논문>

DOI:10.3795/KSME-B.2008.32.2.125

병렬 미세관에서의 기포성장 및 역류현상에 관한 수치적 연구

이 우 림* · 손 기 현†

(2007년 9월 7일 접수, 2007년 11월 26일 심사완료)

Numerical Study of Bubble Growth and Reversible Flow in Parallel Microchannels

Woorim Lee and Gihun Son

Key Words: Bubble Growth(기포성장), Level Set Method(Level Set 방법), Parallel Microchannel (병렬 미세관), Reversible Flow(역류)

Abstract

The bubble dynamics and heat transfer associated with nucleate boiling in parallel microchannels is studied numerically by solving the equations governing conservation of mass, momentum and energy in the liquid and vapor phases. The liquid-vapor interface is tracked by a level set method which is modified to include the effects of phase change at the interface and contact angle at the wall. Also, the reversible flow observed during flow boiling in parallel microchannels has been investigated. Based on the numerical results, the effects of contact angle, wall superheat and the number of channels on the bubble growth and reversible flow are quantified.

기호설명

c_p : 비열
 g : 중력 가속도
 H : 미세관의 높이
 h_{fg} : 증발 잠열
 k : 열전도율
 L : 미세관의 길이
 n_s : 고체 경계면에서 법선방향 단위벡터
 p : 압력
 q : 열유속
 q_{micro} : 마이크로 액체층에서의 열유속
 T : 온도

ΔT : 가열벽면의 과열도, $T_w - T_{sat}$
 t : 시간
 \mathbf{u} : 속도벡터, (u, v, w)
 u_{in} : 관 입구에서의 유속
 \mathbf{u}_{int} : 상경계면의 속도벡터
 \dot{V}_q : 상변화에 의한 체적 생성량
 W : 미세관의 폭
 x, y, z : Cartesian 좌표계

그리스문자

α_l : 기체/액체영역을 구분하는 계단함수
 α_f : 고체/유체영역을 구분하는 계단함수
 β : 열팽창계수
 Δ : 격자 간격
 κ : 상경계면의 곡률
 μ : 점성계수
 ρ : 밀도

† 책임저자, 회원, 서강대학교 기계공학과
 E-mail : gihun@sogang.ac.kr
 TEL : (02)705-8641 FAX : (02)712-0799
 * 서강대학교 대학원 기계공학과

- σ : 표면장력계수
 τ : 반복 계산 단계
 ϕ : 액체-기체 상경계면으로부터 거리함수
 ψ : 고체-유체 상경계면으로부터 거리함수
 φ : 기포면-벽면의 접촉각

하첨자

- int : 상경계면
 l, v : 액상, 기상
 sat, w : 포화상태, 벽면

1. 서 론

핵비등은 기포의 생성을 동반하는 액체-기체 상변화 과정으로 매우 효율적인 열전달 형태이다. 특히 미세관에서의 비등은 차세대 초소형 전자장치에서의 효과적인 냉각 장치로 큰 주목을 받고 있다. 비등 열전달량을 예측하기 위한 모델을 개발하거나 고효율의 냉각장치를 설계하기 위해서는 열전달에 직접 영향을 주는 기포거동 및 연관된 유동특성에 대한 이해가 필수적이며, 이에 대한 많은 연구가 수행되고 있다.

Peles 등,⁽¹⁾ Jiang 등,⁽²⁾ Lee 등⁽³⁾은 현미경과 고속 디지털 카메라를 이용한 가시화 실험을 통해 단일 미세관에서의 기포 발생 및 성장에 대한 연구를 수행하였다. 또한, 실제 열교환기의 설계와 관련하여 다수의 병렬 미세관에서의 기포거동에 대한 연구가 활발하게 진행되고 있다. 단일 미세관과 비교할 때 병렬 미세관의 비등에서 발견되는 두드러진 특징은 채널 간의 유량분포의 불균일성과 관련된 문제이다.

Balasubramanian과 Kandlikar⁽⁴⁾은 높이가 폭이 $0.207 \times 0.99 \text{mm}^2$ 단면을 가지는 6개의 병렬 미세관에서의 비등실험을 통하여 국부적으로 평균유동에 반대방향으로 기포가 성장하는 역류가 발생하는 것을 관찰하고 기포의 성장 속도와 압력 변화에 대해서 알아보았다. 또한 Hetsroni 등⁽⁵⁾은 병렬로 연결된 각각의 채널에서 액체와 기포가 교대로 나타나는 현상을 관찰하였고 열전달량이 증가함에 따라서 이러한 현상이 점점 커진다고 주장하였다. Li 등⁽⁶⁾은 병렬 미세관에서 낮은 유속일 경우에 역류가 관찰되는 것을 확인 하였다. 이때 열전달량이 증가하지만 기포의 성장 속도는

증가하지 않는 것을 발견하고 그 원인으로 두 개의 관이 서로 영향 주는 것을 꼽았다. Chang과 Pan⁽⁷⁾은 $0.0763 \times 0.0994 \text{mm}^2$ 의 단면적을 가지는 15개의 병렬 미세관에 대한 실험을 통하여 유량 분포의 불균일성 또는 역류로 인해 기포가 입구 헤더까지 성장하는 현상을 관찰하였다. Kandlikar 등⁽⁸⁾은 $0.197 \times 1.054 \text{mm}^2$ 인 미세관에서 기포의 모습을 가시화하였고 유동의 불균일성을 줄이기 위해서 관 입구에 추가적인 압력 저항을 설치하고 채널의 바닥면에 구멍을 뚫어 기포의 역류를 줄이는 방안을 제시하였다.

이와 같은 연구에도 불구하고 마이크로 스케일 측정 기술의 한계로 인해 병렬 미세관에서의 기포성장, 유동, 열전달 특성에 대한 이해가 미흡한 실정이다. 최근에는 비등현상을 규명하는 방법으로 실험적인 방법 대신 2상유동을 지배하는 질량, 운동량과 에너지 보존의 방정식을 직접 수치적으로 해석하는 방법이 시도되고 있다. Takata 등⁽⁹⁾은 VOF(Volume of Fluid) 방법을 이용하여 기포의 성장과 이탈 과정을 해석하였다. VOF 방법에서 상경계면은 이동하는 격자대신에 차분화된 검사체적에서 액상이 차지하는 체적의 비로 정의된 함수에 의해 결정되었다. Son⁽¹⁰⁾은 LS(Level Set) 방법⁽¹¹⁾을 이용하고 상변화와 기포-고체의 접점근처에 형성되는 마이크로 액체층(liquid micro-layer)에서의 증발효과를 고려하여 기포의 성장과 이탈과정을 해석하였다. LS 함수는 상경계면으로부터의 거리로 정의되는 미분이 연속적인 함수이며, 계단함수를 사용하는 VOF 방법보다 상경계면의 곡률을 정확하게 계산할 수 있기 때문에 마이크로 스케일 2상유동에서 중요한 표면장력의 효과를 정확하게 고려할 수 있다는 장점이 있다. Seo와 Son⁽¹²⁾은 LS 방법을 이용하여 미세관에서 기포거동과 열전달에 대해서 해석하였다. 관의 크기, 접촉각, 과열도와 기포생성 대기시간의 변화를 통해서 기포거동과 열전달에 미치는 영향을 고찰하였다. 이와 유사한 연구가 Mukherjee와 Kandlikar⁽¹³⁾에 의해서도 이루어졌으나, 다수의 병렬 채널에 대한 수치해석적인 연구는 아직까지 보고되어 있지 않다.

본 연구에서는 상변화와 접촉각 효과를 고려한 LS 방법을 이용하여 병렬 채널 내에서 비등현상을 해석하고자 한다. 그리고 접촉각, 과열도, 채널의 개수의 변화가 기포성장, 역류 및 열전달에

미치는 영향을 규명하고자 한다.

2. 수치 해석

2.1 지배방정식

본 연구에서는 단일 미세관에서의 비등현상의 해석을 위해 제시된 Seo와 Son⁽¹²⁾의 수치기법을 사용하였다. Fig. 1은 2개의 병렬 미세관에서의 기포성장 해석에 사용된 계산영역을 나타낸다. 기포면은 기상에서 음의 값, 액상에서 양의 값을 가지는 상경계면으로부터 거리로 정의된 LS 함수 (ϕ)에 의해 추적되었다. 기상/액상 영역 모두에 적용될 수 있는 에너지, 운동량 및 질량 보존식과 LS함수를 지배하는 방정식은 다음과 같이 표현된다.⁽¹²⁾

$$\rho c_p \frac{DT}{Dt} = \nabla \cdot k \nabla T \quad \text{if } \alpha_l > 0 \quad (1)$$

$$T = T_{sat} \quad \text{if } \alpha_l = 0$$

$$\rho \frac{D\mathbf{u}}{Dt} = -\nabla p + \nabla \cdot \mu \nabla \mathbf{u} + \mathbf{f} \quad (2)$$

$$\nabla \cdot \mathbf{u} = \dot{V}_q \quad (3)$$

$$\frac{\partial \phi}{\partial t} + \mathbf{u}_{int} \cdot \nabla \phi = 0 \quad (4)$$

위의 식에서 α_l , 상경계면의 곡률(κ), 물성치 등은 다음과 같이 계산된다.

$$\frac{D}{Dt} = \frac{\partial}{\partial t} + \mathbf{u} \cdot \nabla$$

$$\dot{V}_q = \frac{k \nabla T \cdot \nabla \rho}{\rho^2 h_{fg}} + \left(\frac{1}{\rho_v} - \frac{1}{\rho_l} \right) \frac{q_{micro}}{h_{fg}}$$

$$\mathbf{f} = \rho \mathbf{g} - \sigma \kappa \nabla \alpha_l + \nabla \cdot \mu (\nabla \mathbf{u})^T$$

$$\alpha_l = \max \left[0, \min \left[1, \frac{1}{2} + \frac{\phi}{3\Delta} + \frac{\sin(2\pi\phi/3\Delta)}{2\pi} \right] \right]$$

$$\kappa = \nabla \cdot \frac{\nabla \phi}{|\nabla \phi|}$$

$$\rho = \rho_v + (\rho_l - \rho_v) \alpha_l$$

$$\mu = \mu_v + (\mu_l - \mu_v) \alpha_l$$

$$k = k_l / \alpha_l$$

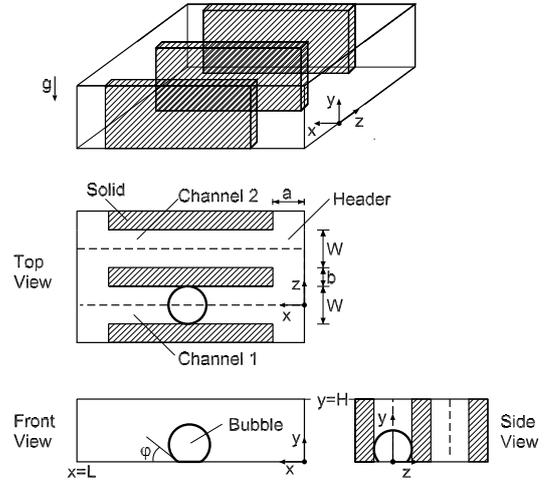


Fig. 1 Computational domain

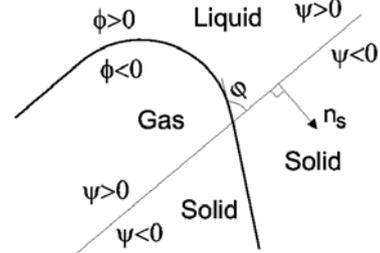


Fig. 2 Extension of LS function into a solid region

식 (3)에서 \dot{V}_q 는 상변화로 인한 체적증가량이고, q_{micro} 는 기포면-벽면의 접촉선(contact line) 근처에 형성되는 마이크로 액체층으로부터 기포로 전달되는 열유속이며, 그 계산과정은 선행 연구⁽¹²⁾에서 서술되었다. 식 (4)에서 \mathbf{u}_{int} 는 상경계면의 속도로 에너지 균형을 나타내는 식 (5)에 의해서 결정된다.

$$\mathbf{u}_{int} = \mathbf{u} + k \nabla T / \rho h_{fg} \quad (5)$$

상경계면을 포함하는 각 격자점에서의 LS 함수는 식 (5)를 계산영역 전체로 확장하여 정의된 속도에 의해 이루어진다. 계산 영역 내부에 포함된 채널 간의 격벽을 고려하기 위해, Fig. 2에 표시된 것처럼 고체영역에서 음의 값, 유체영역에서 양의 값을 가지는 고체-유체 상경계면으로부터 거리함수로 정의된 LS 함수 ψ 와 액상-기상을 구분하는 함수 α_l 와 유사한 계단함수 α_f 를 도입하였다. 유체영역에서 정의된 식 (2)-(4)는 다음과

같이 고체를 포함하는 전체영역으로 확장될 수 있다.⁽¹⁴⁾

$$\rho\alpha_f \frac{D\mathbf{u}}{Dt} = -\alpha_f \nabla p \quad (6)$$

$$+ \nabla \cdot \frac{\mu}{\alpha_f} \nabla \mathbf{u} + \alpha \mathbf{f} \quad \text{if } \alpha_f > 0$$

$$\mathbf{u} = 0 \quad \text{if } \alpha_f = 0$$

$$\nabla \cdot \alpha_f \mathbf{u} = \alpha_f \dot{V}_q \quad (7)$$

$$\frac{\partial \phi}{\partial t} + \alpha_f \mathbf{u}_{int} \cdot \nabla \phi = 0 \quad (8)$$

여기서, μ/α_f 는 일종의 유효점성계수이며 고체경계면($\psi=0$)이 격자점과 일치하지 않을 때 점성응력을 효과적으로 계산하기 위해 도입되었다. 액체-기체 상경계면($\phi=0$)은 식 (8)에 의해 결정되지만, α_l 와 κ 를 정확하게 계산하기 위해서는 LS 함수를 거리함수($|\nabla \phi|=1$)가 되도록 식 (9)를 사용하여 보정하였다.⁽¹¹⁾

$$\frac{\partial \phi}{\partial \tau} = \frac{\phi_0}{\sqrt{\phi_0 + \Delta^2}} (1 - |\nabla \phi|) \quad (9)$$

여기서, ϕ_0 은 식 (8)의 해이며, τ 는 식 (9)의 우변이 상경계면 주위에서 0이 될 때까지 계산하는 반복단계를 의미한다. 식 (8)은 유체영역($\alpha_f=1$)에서 정의되는 LS함수에 적용되는 식이며, 상경계면의 곡률을 효과적으로 계산하기 위해서는 LS 함수를 고체영역으로 확장할 필요가 있다. Fig. 2에 나타난 바와 같이 접촉각(φ)과 고체영역으로 향하는 단위벡터(\mathbf{n}_s)를 도입하면, 접촉각 조건은 $\mathbf{n}_s \cdot \nabla \phi / |\nabla \phi| = \cos \varphi$ 로 표현된다. 고체영역에서 접촉각 조건을 만족하는 LS 함수는 식 (10)로 결정할 수 있다.

$$\frac{\partial \phi}{\partial \tau} = \cos \varphi - \mathbf{n}_s \cdot \nabla \phi \quad \text{if } \psi \leq 0 \quad (10)$$

2.2 경계조건

Fig. 1에 나타난 계산영역의 경계조건은 다음과 같다.

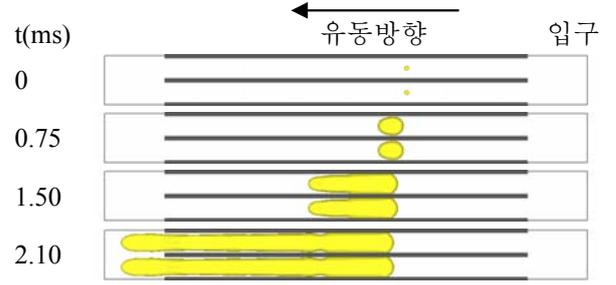


Fig. 3 Bubble growth with bubble nucleation in both channels



Fig. 4 Bubble growth with bubble nucleation in one of the parallel channels

· 입구 ($x=0$):

$$u = u_{in}, v = w = 0, T = T_{sat}, \frac{\partial \phi}{\partial x} = 0 \quad (11)$$

· 출구 ($x=L$):

$$\frac{\partial u}{\partial x} = \frac{\partial v}{\partial x} = \frac{\partial w}{\partial x} = \frac{\partial T}{\partial x} = \frac{\partial \phi}{\partial x} = 0 \quad (12)$$

· 채널의 밑면 ($y=0$):

$$u = v = w = 0, T = T_w, \frac{\partial \phi}{\partial y} = -\cos \varphi \quad (13)$$

· 채널의 윗면 ($y=H$):

$$u = v = w = \frac{\partial T}{\partial y} = 0, \frac{\partial \phi}{\partial y} = \cos \varphi \quad (14)$$

· 채널의 대칭면 ($z=0, W+b$):

$$\frac{\partial u}{\partial z} = \frac{\partial v}{\partial z} = w = \frac{\partial T}{\partial z} = \frac{\partial \phi}{\partial z} = 0 \quad (15)$$

3. 계산결과 및 검토

본 연구에서는 대기압 포화상태의 물의 물성치와 $u_{in} = 0.1m/sec$ 를 사용하였다. 입구 속도는 Balasubramanian과 Kandlikar⁽⁴⁾의 실험 논문을 참조하였다. 계산 영역은 Fig. 1과 같으며, 채널의 높이(H)가 0.2mm, 폭(W)이 0.4mm, 길이는 10mm,

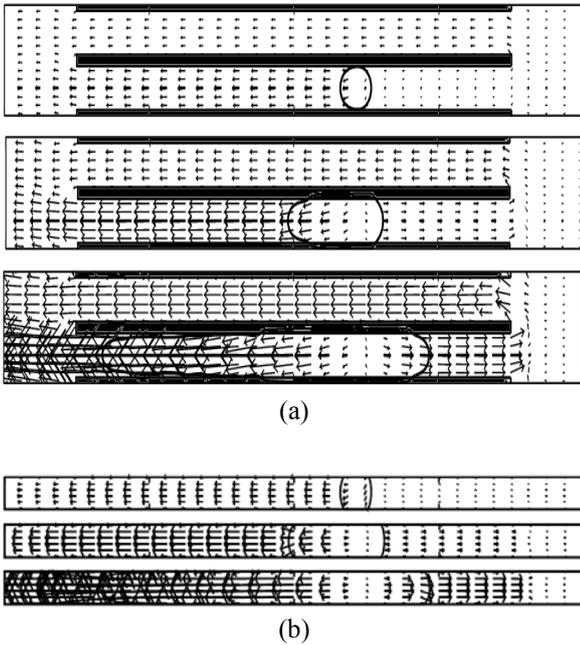


Fig. 5 Velocity fields in the cross section of (a) $y=0.1\text{mm}$ and (b) $z=0\text{mm}$

채널 사이에 설치된 벽의 두께(b)는 0.1mm , 벽과 입구 간의 거리 또는 헤드의 길이(a)는 1.25mm 이다. 계산과정은 두 단계로 이루어졌는데 기포가 없는 단상의 액체에 열을 가한 후 정상상태에 도달할 때까지 계산을 수행한 후 얻어진 유동장과 온도장을 기포성장을 포함한 비등에 대한 계산의 초기조건으로 사용하였다. 초기의 기포는 입구에서 대략 $1/3L$ 지점에 위치하였다. 기포의 초기 위치가 채널의 입구에서 멀어지는 경우, 유체의 평균온도가 상대적으로 높기 때문에 기포의 성장과 역류의 정도는 다소 커질 수 있지만 그 경향은 크게 다르지 않을 것으로 예상된다.

병렬관에서의 기포생성은 모든 관에서 동시에 일어날 수도 있지만 일반적으로 각 관마다 시차를 두고 일어난다. 그러므로 두 개의 병렬관이라 하더라도 기포성장 형태는 기포생성의 시차에 따라 매우 다양할 수 있다. 본 연구에서는 극한적인 두 경우인 각 관에 기포가 동시에 발생하여 기포성장이 관과 관에 대해 대칭적으로 일어나는 경우와 기포생성의 시차가 커서 기포성장이 한 관에서만 이루어지고 계산시간 동안 다른 관에서는 일어나지 않아서 기포거동이 관과 관에 대해 비대칭인 경우에 대하여 해석하였다. Fig. 3은 접촉각이 40° 인 경우 두 관에 기포가 대칭적으로 발생했을 때 기포의 거동을 나타낸다. 각 관의

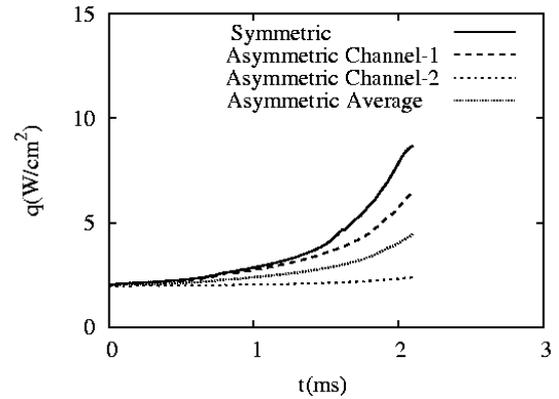


Fig. 6 Area-averaged heat flux at $\Delta T=5K$ and $\phi=40^\circ$

기포는 유동방향으로 일관되게 성장하는 모습을 보여준다. 이 경우 기포의 성장은 단일 관에서의 기포성장 형태와 다르지 않으며 기포의 후단(또는 채널 입구 부분의 기포면)은 유동의 속도와 거의 같게 움직인다. Fig. 4는 두 관 중 하나의 관에 기포가 생성되어 기포성장이 비대칭하게 일어나는 경우이다. 기포의 성장은 주로 유동방향으로 이루어지지만 기포의 후단부는 유동의 반대방향으로 성장하며, 그 양이 시간에 따라 커져가는 것을 볼 수 있다. 역류가 일어날 때 관 내부에서 유체의 속도 변화는 Fig. 5와 같다. Fig. 5(a)는 y 방향 단면에 대해서 나타낸 것이고, Fig. 5(b)는 z 방향 단면을 나타내었다. 초기에는 두 관 모두에서 평균 유동과 같은 방향으로 유동이 흐르지만 어느 정도 시간이 흐르면 기포가 발생된 관의 입구 부분에서 유체가 원래 흐름에 반대 방향으로 진행하며, 이러한 역방향 유속이 상당한 크기까지 증가한다. 이러한 역류는 Fig. 5(b)에서 보는 바와 같이 채널입구에 가까운 기포의 후단에서 채널의 상부 및 하부 전체에서 일어나는 것을 볼 수 있다.

Fig. 6은 병렬관에서 기포성장이 관 모두에서 일어나는 대칭적인 경우와 관 하나에서만 일어나는 비대칭적인 경우에 대해 가열면적으로 평균한 열전달량을 비교한 것이다. 그림에서 기포성장이 대칭인 경우에는 두 관에서 열전달이 동일하기 때문에 하나의 선으로 나타냈고 기포성장이 비대칭인 경우에는 각각의 관에서 열전달량과 그 평균을 나타내었다. 두 관에 대한 평균 열전달량을 비교해보면 기포성장이 대칭일 때에 비해서 기포성장이 비대칭인 경우의 최대 열전달량이

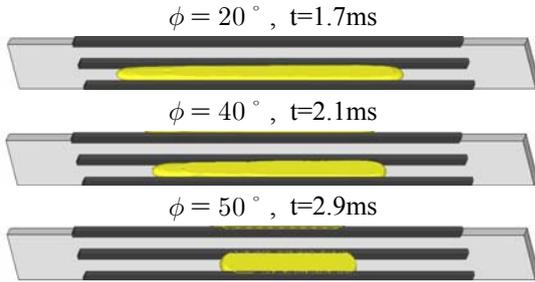


Fig. 7 The effect of contact angle on bubble growth

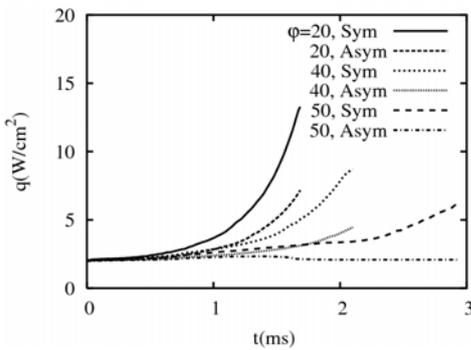


Fig. 8 The effect of contact angle on heat flux at $\Delta T = 5K$

49%, 시간에 평균한 열전달량은 28% 감소하는 것을 볼 수 있다. 기포가 발생한 관(Fig. 6에서 Channel 1)에 대해 열전달량을 비교하면 기포성장이 비대칭인 경우에 최대 열전달량이 25%, 시간 평균한 열전달량은 13% 감소하였다. 이는 기포성장과 연관된 열전달량이 역류의 유무에 의해 상당히 영향을 받는다는 것을 의미한다. 기포성장이 하나의 관에서만 발생하는 경우에 열전달량이 더 작은 이유는 기포성장이 유동방향으로 이루어지는 것에 비해 일부분이지만 기포성장이 상대적으로 유체의 온도가 낮은 입구 측으로 일어남에 따라 기포성장이 느리게 진행되기 때문이다.

Fig. 7에는 접촉각에 따른 기포성장의 형태를 비교하였다. Seo와 Son⁽¹²⁾의 연구의 결과에서 보는 것처럼 접촉각이 작을수록 열전달이 커지는 것을 알 수 있다. 또한 접촉각이 작아짐에 따라서 평균 유동의 역방향으로 성장한 기포의 양이 커지는 것을 볼 수 있다. 접촉각이 병렬관에서의 비등열전달에 미치는 영향은 Fig. 8과 같다. 기포가 발생하는 관에 대한 열전달량을 비교해 보면 불균일한 기포생성 시 균일한 기포생성 때보다 접촉각이 20°, 30°, 40°로 증가함에 따라 열

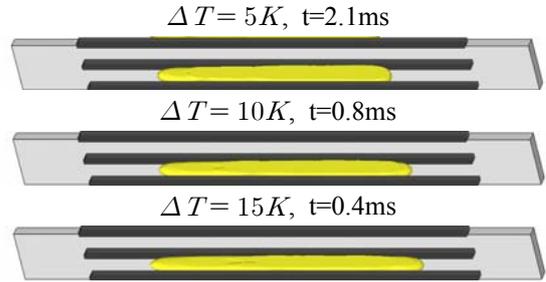


Fig. 9 The Effect of superheat on bubble growth

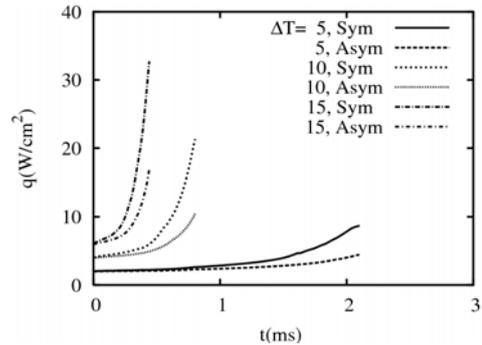


Fig. 10 The Effect of superheat on heat flux at $\phi = 40^\circ$

전달량이 5%, 10%, 13% 감소하였으며, 접촉각이 50°로 증가한 경우에는 열전달량이 30%로 크게 감소하였다. 접촉각이 45° 이하인 경우에 비해 50°일 때 열전달량이 크게 감소한 이유는 50°인 경우에 기포의 성장형태가 기포의 성장속도에 따라 상당히 달라질 수 있기 때문이다. 역류의 효과에 의해 성장속도가 작을 경우에는 Seo와 Son⁽¹²⁾의 연구에서 관찰한 바와 같이 기포가 관의 단면을 가득 채워 상경계면이 기포의 앞과 뒤에서만 형성되어 열전달량의 증가가 일어나지 않지만, 기포생성이 두 관 모두에서 일어나서 성장속도가 빨라지는 경우에는 기포가 관의 단면을 채우지 않고 성장하여 상경계면이 차지하는 면적이 증가하고 이로 인해 열전달량이 시간에 따라 증가하는 경향을 나타낸다. Fig. 8에서 두 관의 평균 열전달량을 비교하면 기포성장이 두 관에서 동시에 일어나는 대칭적인 경우에 비해 한 관에서만 일어나는 비대칭인 기포성장의 경우 평균 열전달량은 접촉각이 20°일 경우에 29%, 30°일 때 29%, 40°일 때 28%, 50°에서는 33% 줄어들었다.

Fig. 9와 10은 과열도에 따른 기포성장 형태와 열전달량의 변화를 나타낸다. 과열도가 커질수록

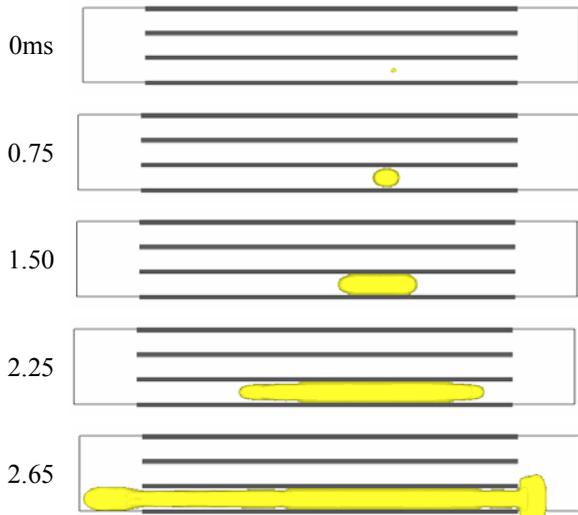


Fig. 11 Bubble growth in 3 parallel channels

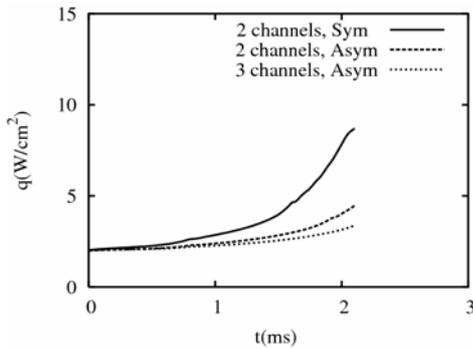


Fig. 12 Effect of the number of channels on the heat flux

기포 중 유동반대 방향으로 성장하는 기포의 양이 증가하는 것을 볼 수 있다. 두개의 관에서 평균한 열전달량을 기포성장이 대칭인 경우에 대비하면 비대칭인 경우에 5K일 때 28%, 10K일 때 29%, 15K일 때 31%가 감소하였다. 기포성장이 일어난 관만 비교하면 역류가 발생한 경우에 열전달량은 5K에서 13%, 10K에서 13%, 15K에서 15%가 감소하였다. 그러므로 기포성장의 비대칭으로 인한 열전달량의 감소는 과열도에 크게 영향을 받지 않음을 알 수 있다.

Fig. 11에는 관의 개수를 세 개로 늘렸을 때 기포 형상을 나타내었다. 기포생성이 세 개의 관 중 하나의 관에서만 일어나는 경우에 역류의 강도가 더욱 커짐을 관찰할 수 있다. $t=2.65ms$ 에서 보는 바와 같이 기포의 일부가 병렬관의 입구 헤더까지 성장할 만큼 역류가 심하게 일어나는데, 이러한 결과는 Chang과 Pan⁽¹⁴⁾의 실험에서 관찰한



Fig. 13 Effect of resistance block on bubble growth

것과 매우 유사한 현상이다. Fig. 12는 채널 개수에 따른 열전달량의 변화를 나타낸 것이다. 기포생성이 모든 관에서 동시에 일어나는 경우 평균 열유속은 관의 수에 상관없이 일정하다. 기포성장이 모든 관에서 일어나는 대칭적인 경우에 대비하여 하나의 관에서만 일어나는 비대칭인 경우의 평균 열전달량은 2개의 병렬관에서 28%, 3개의 병렬관에서 34%가 감소하였다. 기포성장이 일어나는 관의 열전달량을 비교하면 2개의 병렬관의 경우 13%, 3개의 병렬관의 경우 16% 감소하였다. 이는 역류의 효과가 클수록 비등 열전달량이 감소함을 의미한다.

이상에서 보는 바와 같이 역류의 발생은 열전달 저하의 원인이 된다. 본 연구에서는 역류를 감소시키는 방법으로 Kandlikar 등⁽⁸⁾이 제시한 것처럼 관의 입구에 유동저항을 설치하는 방안에 대해 해석을 수행하였다. 관에 비해 단면적이 1/8이고 길이가 0.5mm인 유동저항을 관 입구에 설치하였다. 이 경우에 대한 해석 결과는 Fig. 13과 같다. Fig. 4와 비교하면 역류가 현저히 줄어들었으며, 기포의 성장도 훨씬 빨리 진행됨을 볼 수 있다.

4. 결론

본 연구에서는 상변화와 접촉각 효과를 고려한 Level Set 방법을 이용하여 병렬 미세관에서의 비등에 연관된 기포거동과 유동특성 특히 역류현상이 열전달에 미치는 영향에 대한 해석을 수행하였다. 접촉각, 과열도와 채널의 개수를 변화시켜 수치해석한 결과로부터 아래와 같은 결론을 얻었다.

2개의 병렬 미세관에서 기포가 각 관에서 동시

에 발생하는 경우 기포성장은 관과 관에 대해 대칭적으로 일어나며 기포의 성장은 평균 유동방향으로만 이루어진다. 하지만 기포의 생성이 각 관에서 동시에 일어나지 않으면 기포의 성장은 평균유동 방향뿐만 아니라 관의 입구 쪽으로도 일어나며, 이로 인해 역류가 발생하고 열전달의 저하가 일어난다.

역류로 인한 열전달의 감소는 2개의 병렬관에 서 전체 평균값으로는 28%, 기포성장이 진행된 관만 비교하면 13%까지 감소할 수 있다.

접촉각이 작아질수록 과열도가 커질수록 역류의 강도가 커지는 경향이 있다. 하지만 평균 열전달량을 비교하면 접촉각과 과열도의 변화는 역류로 인한 열전달량의 감소에 큰 영향을 주지 않음을 볼 수 있었다.

채널의 개수가 증가할수록 역류의 강도는 증가하며, 3개의 병렬관에서는 평균 열전달량이 34%까지 감소하였다.

후 기

본 연구는 한국과학재단 지정 마이크로 열시스템 연구센터의 지원에 의해 수행되었습니다.

참고문헌

- (1) Peles, Y. P., Yarin, L. P. and Hetsroni, G., 2001, "Steady and Unsteady Flow in a Heated Capillary," *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 27, pp. 577~598.
- (2) Jiang, L., Wong, M. and Zohr, Y., 2001, "Forced Convection Boiling in a Microchannel Heat Sink," *J. Microelectromech. Syst.*, Vol. 10, pp. 80~87.
- (3) Lee, M., Wong, Y. Y., Wong, M. and Zohar, Y., 2003, "Size and Shape Effects on Two-Phase Flow Patterns in Microchannel Forced Convection," *J. Micromech. Microeng.*, Vol. 13, pp. 155~164.
- (4) Balasubramanian, P. and Kandlikar, S. G., 2005, "Experimental Study of Flow Patterns Pressure Drop, and Flow Instabilities in Parallel Rectangular Minichannels," *Heat Transfer Engineering*, Vol. 26, pp. 20~27.
- (5) Hetsroni, G., Mosyak, A., Segal, Z. and Ziskind, G., 2002, "A Uniform Temperature Heat Sink for Cooling of Electronic Devices," *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 45, pp. 3275~3286.
- (6) Li, H. Y., Tseng, F. G. and Pan, C., 2004, "Bubble Dynamics in Microchannels. Part II: Two Parallel Microchannels," *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 47, pp. 5591~5601.
- (7) Chang, K. H. and Pan, C., 2007, "Two-phase Flow Instability for Boiling in a Microchannel Heat Sink," *Int. J. Heat and Mass*, Vol. 50, pp. 2078~2088.
- (8) Kandlikar, S. G., Kuan, W. K., Willistein, D. A. and Borrelli, J., 2006, "Stabilization for Flow Boiling in Microchannels Using Pressure Drop Elements and Fabricated Nucleation Sites," *J. Heat Transfer*, Vol. 128, pp. 389~396.
- (9) Takata, Y., Shirakawa, H., Kuroki, T. and Ito, T., 1998, "Numerical Analysis of Single Bubble Departure from a Heated Surface," *Proc. 11th Int. Heat Transfer Conf.*, Vol. 4, pp. 355~360.
- (10) Son, G., 2001, "Numerical Simulation of Bubble Motion During Nucleate Boiling," *Trans. KSME (B)*, Vol. 25, No. 3, pp. 389~396.
- (11) Sussman, M., Smereka, P. and Osher, S., 1994, "A Level Set Approach for Computing Solutions to Incompressible Two-Phase Flow," *J. Comput. Phys.*, Vol. 114, pp. 146~159.
- (12) Seo, K. and Son, G., 2004, "Numerical Study of Bubble Growth in a Microchannel," *Trans. of the KSME (B)*, Vol. 28 No.8, pp. 996~1003.
- (13) Mukherjee, A. and Kandlikar, S. G., 2005, "Numerical Simulation of the Growth of a Vapor Bubble During Flow Boiling of Water in a Microchannel," *Microfluidics and Nanofluidics*, Vol. 1, pp. 137~145.
- (14) Suh, Y. and Son, G., 2006 "Numerical Study on Bubble growth and Droplet Ejection in a Bubble Inkjet Printer," *Trans. KSME (B)*, Vol. 30, No. 11, pp. 1107~1116.