

## 초소형 촉매 이상 분해 반응기 해석 모델 개발

이 대 훈<sup>†</sup> · 권 세 진<sup>\*</sup>

(2003 년 4 월 2 일 접수, 2003 년 11 월 20 일 심사완료)

### Development of Analysis Model for Down Scaled Two Phase Catalytic Reactor

Dae Hoon Lee and Sejin Kwon

**Key Words :** Catalyst(촉매), Reactor(반응기), Two-phase(이상), Analysis Model(해석 모델), Micro Reactor(마이크로 반응기)

#### Abstract

Analysis model for the two-phase catalytic reactor is presented. With the progress in development of micro thermofluidic devices, needs for understanding of the phenomena in two phase reaction in cm scale has been arisen. To investigate thermal and reactive performance of down scaled two phase reactor simple analysis model that is a kind of lumped flow model is proposed. Analysis model presented is based on the experiment on mm scale model reactor. Target experiment is catalytic decomposition of 70wt% hydrogen peroxide with existence of perovskite  $\text{La}_{0.8}\text{Sr}_{0.2}\text{CoO}_3$  catalyst. It is composed of balance equations of mass and energy. Each phase is considered to be a species for the simplicity. Axial diffusion and transversal distribution of properties are neglected. Two phase catalytic reaction is modeled as successive gasification of liquid lump around catalyst and reaction in gas phase. Heat transfer is modeled by model function of Nu number. Modeled Nu is expressed as  $Nu = Nu_0(1 + a_1(a_2\tilde{T}^{-a_3})\exp(a_4\tilde{T}^{-1})\exp(a_5z))$ . Transfer coefficients are determined by the comparison of experimental results. With the model, heat transfer characteristics are investigated. Also by the mass transfer coefficient, characteristics in mass transfer is investigated. With the result basic understanding on design and analysis of mm scale two-phase reactive device is obtained. Also it can be further applied to micro scale reactive device fabricated by micromachining.

————— 기호설명 —————

$a$  : 표면적대 부피비  
 $c$  : 상수  
 $d_{eq}$  : 대표길이 스케일  
 $E_{act}$  : 활성화 에너지  
 $h$  : 열전달 계수  
 $H_b$  : 잠열  
 $\Delta H_f^0$  : 반응열  
 $D$  : 물질전달 계수  
 $k_i$  : 열전달 계수  
 $R_w$  : 일반기체상수  
 $R_g$  : 반응률

$S$  : 비선형항  
 $T$  : 온도  
 $U$  : 열손실 계수  
 $v$  : 속도  
 $x$  : 질량분율  
 $y$  : 공간좌표  
 $z$  : 반응기 길이방향 좌표  
 $\eta_r$  : 연소효율  
 $\rho$  : 밀도

상첨자

$s$  : 촉매 내의 값

하첨자

$b$  : 채널 내부값  
 $g$  : 기상  
 $l$  : 액상

\* 회원, 한국과학기술원 항공우주공학전공

<sup>†</sup> 책임저자, 회원, 한국과학기술원 정보전자연구소,

E-mail : eternal@kaist.ac.kr

TEL : 042-869-3786 FAX : 042 869 3710

s : 고상 (촉매)  
0 : 초기값

1. 서론

마이크로 시스템 개념의 개발과 함께 한계 극복기술로서의 마이크로 시스템이 가지는 기술적 우수성은 다양한 마이크로 스케일의 열유체 장치들에 대한 개발을 촉발시켰다. 동력장치 및 화학 반응 시스템에 이르는 다양한 장치들이 기존의 기계가공 기술로는 제공할 수 없었던 기술적 수요를 창출해 내고 있다. 특별히 기존의 화학 반응 장치의 경우 반응기가 초소형화 되어지면서 안전성 및 제작성 등 기술상의 어려움이 개선되어 질 수 있는 가능성을 열게 되었다. 특별히 동력 장치로서의 화학 반응장치의 경우 응용 가능한 다양한 개념의 열유체 장치들이 제안되어 지고 개발되어 지고 있다. 대표적인 예로 마이크로 엔진,<sup>(1)</sup> 마이크로 반응기<sup>(2)</sup>, 마이크로 연료전지,<sup>(3)</sup> 마이크로 열 엔진<sup>(4)</sup> 등을 들 수 있다. 마이크로 반응기의 경우 대형의 반응기가 가지고 있는 기술적 과제를 극복할 수 있는 반응기로서의 기능뿐만 아니라 mm 크기에서의 열원으로도 그 가능성을 주목 받게 되었다. 이러한 배경 하에 마이크로 가공 기술을 이용한 다양한 형태의 반응기들이 개발되었거나 개발 중에 있다.<sup>(5,6)</sup> 이처럼 열원으로서의 반응기 뿐만 아니라 극소량의 화학반응을 얻기 위한 반응기의 경우에도 반응기의 열 특성은 반응기의 성능과 특성을 반영하는 중요한 인자가 된다. 특히 반응기 스케일이 작아질수록 단순한 기상의 반응이 아닌 액상 혹은 액상과 기상의 복합적인 반응에 대한 해석의 필요가 발생하게 된다. 이 경우 액상과 기상 간의 열전달 및 형상 축소에 따른 증가한 열손실 등을 고려해야 하므로 실험결과에 바탕한 새로운 열특성 해석 모델의 필요가 발생하게 된다.

기존의 반응기 해석 모델은 1 차원, 2 차원 및 3 차원에 이르기 까지 주로 기상의 화학 반응에 대한 해석 방법들이 그 주를 이루어 왔다.<sup>(7-9)</sup> 이상 유동의 경우 상 변화와 화학반응을 함께 표현할 수 있는 세밀한 모델을 구성하는 것이 어렵기 때문에 주로 단순화된 모델을 이용해야 하는 어려움이 있다. 기상 반응기의 경우 반응 덩어리 모델 (lumped model)로 해석을 하는 방법이 비정상 상태의 점화나 상세한 벽면 온도를 예측하는데는 어려움이 있지만 열 및 물질 전달계수 상관관계를 잘 정의하면 좋은 결과를 얻을 수 있는 것으로 보고되었다.<sup>(10)</sup>

본 연구에서는 상 변화와 촉매 화학 반응을 가

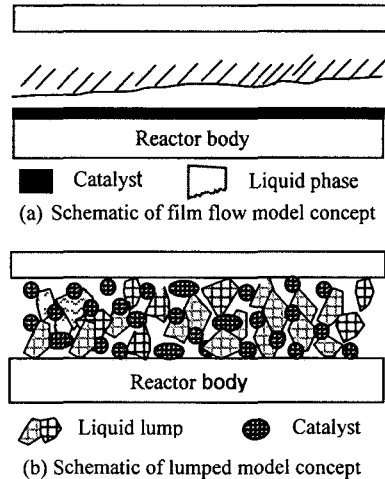


Fig. 1 Schematic on concept of two phase catalytic reactor model approach

지는 반응기 열 및 반응 특성을 해석할 수 있는 단순화된 모델을 제시하고 실험결과와의 비교를 통해 열 및 물질 전달 상관계수를 결정하는 해석을 수행하였다. 이러한 결과를 바탕으로 초소형 이상 촉매 반응기의 설계와 성능 해석을 수행할 수 있도록 하는 데 그 목적을 두었다.

2. 해석 모델

2.1 반응기 모델

반응기를 해석하기 위한 다양한 모델 개념 중 Fig. 1 은 필름 유동 모델 개념과 덩어리 유동 모델 개념을 개략적으로 보여주는 그림이다. 대부분의 기상 반응기의 경우 하니컴이나 모노리스 형태의 격자상 채널을 반응물이 지나가는 형태를 가지기 때문에 촉매 표면에서 화학반응이 일어나고 촉매 표면에서 일어난 반응이 경계층과 같은 거동을 하는 것으로 해석하는 필름유동 개념으로 해석할 수가 있다. 하지만 반응기 전체에 촉매가 분포되어 있고 반응물의 반응기내 액상 기상 분포가 정확히 예측하기가 어려운 경우에는 액상과 기상의 덩어리 형태로 분포되어 있어서 반응기내 횡방향 분포는 고려하지 않고 각 단면의 대표값들의 길이 방향 변화를 해석하는 반응물 덩어리 개념을 적용하는 것이 용이하다. 본 연구에서 전달계수의 모델 값을 구하는 초소형 반응기 실험의 경우 반응기 내에 촉매를 덩어리 유동 모델의 개념과 같이 충전하고 반응물이 흘러가면서 촉매반응에 의해 상이 분리되는 현상을 관찰한 실험이다. 따라서 이의 해석을 위한 모델로 사용하기 위해서는 덩어리 모델이 더 적합한 접근 방법으로 판단되었다.

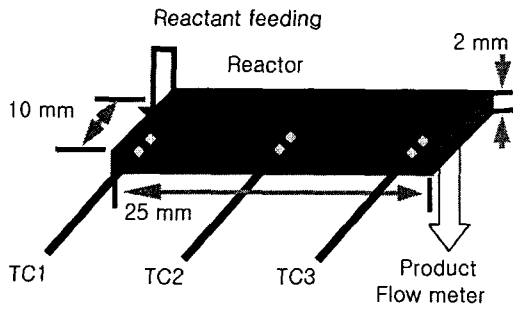


Fig. 2 Schematic of target reactor geometry and diagnostics

### 2.2 모델 검증 실험

본 해석 모델의 검증이 되는 실험 결과는 AI 블록을 가공해 만든 25×10×2mm 크기의 반응기에 페롭스카이트(Perovskite)  $\text{La}_{0.8}\text{Sr}_{0.2}\text{CoO}_3$  1.5g 을 충전시키고 과산화 수소의 촉매 분해 반응을 관찰한 실험으로 선정하였다.<sup>(11)</sup>

페롭스카이트는 거대자기 저항 특성과 높은 전기 전도성 및 촉매 특성으로 인해 최근 주목을 받고 있는 물질이다. 실험에 사용된  $\text{La}_{0.8}\text{Sr}_{0.2}\text{CoO}_3$  는 La 의 일부를 Sr 으로 도핑한 구조로  $\text{LaCoO}_3$  는 산소를 포함하는 산화 환원 반응에 좋은 촉매로 알려져 있다. 실험은 70wt%의 농도를 가지는 과산화 수소를 반응기 입력부에 미량 펌프를 통해 공급하고 출력부에서 나오는 액상 혹은 기상의 생성물을 측정하는 것으로 이루어 졌다. 모델의 전달 계수 결정을 위해 온도 분포를 사용하는 데 이를 위한 3 지점의 열전대가 반응기 입력부, 중앙, 출력부에 설치되어 촉매 반응시의 반응기내 온도 분포를 기록한다. Fig. 2 는 반응기 형상과 측정위치에 대한 개략도를 보여준다.

### 2.3 가정과 모델식 수립

모델의 목적이 되는 촉매 존재하의 이상 화학 반응 유동은 앞서 기술한 바와 같이 매우 복잡한 현상이다. 본 연구에서는 단순한 해석 모델을 구성하기 위하여 아래와 같은 가정들을 정하였다.

- 1) 액상과 기상을 각각 하나의 화학 종으로 간주한다.
- 2) 길이방향의 기상의 확산은 무시한다.
- 3) 모델의 해석 대상은 정상상태 반응시의 반응기 내부이다.
- 4) 액상의 물성 값은 물, 기상의 물성 값은 수증기의 값으로 대체하였다.
- 5) 균일화학반응 (homogeneous reaction)은 무시한다.
- 6) 이상 유동 반응은 촉매 주변의 액상 반응물이

기화되고 이렇게 기화된 반응물이 반응을 일으키는 것으로 본다.

7) 기상으로 존재하다가 액상이 된 생성물은 액상으로 간주한다.

8) 전달계수는 온도와 반응기 길이방향 거리의 함수이다.

9) 정상상태로 반응하는 동안 벽면의 온도는 일정하게 유지된다.

이상의 가정들을 토대로 기상과 액상 각각에 대한 에너지 및 질량 평형식(balance equation)을 수립하였다. 각각의 평형식은 아래와 같다.

질량분율 평형식 (mass fraction balance equation)  
기상

$$\rho_g v_g \left( \frac{dx_g}{dz} \right) = -\rho_g v_g \left( \frac{dx_l}{dz} \right) - D_{gs} a_{gs} (x_g - x_g^s) \quad (1)$$

액상

$$\rho_l v_l \left( \frac{dx_l}{dz} \right) = -D_{lg} a_{lg} x_l \quad (2)$$

고상 (catalytic reaction)

$$D_{gs} a_{gs} (x_g - x_g^s) = c_1 \exp \left( -\frac{E_{act}}{R_u T_g} \right) \rho_s \cdot x_g^2 \quad (3)$$

기상의 질량분율 평형식은 기상으로 전환된 액상과 반응에 참여하여 사라진 기상과의 균형으로부터 구하였고 액상의 질량은 기상으로 변화하는 양으로 변화량을 구하였다. 촉매 내에서 일어나는 화학 반응은 아레니우스(Ahrenius)식으로 표현한다.

에너지 평형식 (energy balance equation)  
기상

$$\rho_g v_g c_{pg} \left( \frac{dT_g}{dz} \right) = -h_{gl} a_{gl} (T_g - T_l) + \eta_r \Delta H_r^0 R_g \rho_g - U_{wg} (T_g - T_w) \quad (4)$$

$$R_g = c_1 \exp \left( -\frac{E_{act}}{R_u T_g} \right) \rho_s \cdot x_g^2 \quad (4)$$

액상

$$\rho_l v_l c_{pl} \left( \frac{dT_l}{dz} \right) = -h_{lg} a_{lg} (T_l - T_g) + \rho_l v_l \left( \frac{dx_l}{dz} \right) H_b - U_{sl} (T_l - T_w) \quad (5)$$

기상의 에너지 평형식은 상대적으로 저온인 액상과의 열교환, 열손실을 의미하는 저온 상태 반응기와의 열교환 그리고 촉매 반응으로 인한 열생성으로 구성된다. 액상의 에너지 평형식은 기상과의 열교환, 액상에서 기상으로 변화할 때 발생하는 잠열의 사용 그리고 열손실에 해당하는 반응기와의 열교환으로 구성된다.

이상의 지배방정식으로부터 각 상의 온도와 질량 분율을 변수로 하는 4 개의 상미분 방정식계를 구성할 수 있게 된다. 각 변수를 중심으로 식 (1)-(5)를 재구성하여 얻어지는 계는 아래와 같은 형태를 가진다.

$$\nabla \begin{pmatrix} x_g \\ x_l \\ T_g \\ T_l \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 0 & a_{12} & 0 & 0 \\ 0 & a_{22} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & a_{33} & a_{34} \\ 0 & a_{42} & a_{43} & a_{44} \end{pmatrix} \begin{pmatrix} x_g \\ x_l \\ T_g \\ T_l \end{pmatrix} + \begin{pmatrix} S_1 \\ S_2 \\ S_3 \\ S_4 \end{pmatrix} \quad (6)$$

얻어진 방정식계는 4 차의 Runge-Kutta 알고리즘을 이용해서 해를 구한다. 25mm 의 반응기 길이는 100 개의 격자로 나뉘어져서 계산이 수행되었다.

### 2.4 전달계수 결정

덩어리 유동 모델을 수립하려면 평형 방정식에서 물질 및 열 전달 항을 모델링을 해야 한다. 이 과정은 적절한 전달계수를 정하는 것을 통해서 수행된다. 전달계수는 반응기의 길이 스케일을 따라 단면적상의 대표 값을 표현할 수 있는 값이어야 한다. 방정식의 특성상 각각의 방정식이 강하게 결합되어 있고 (coupled) 각 방정식이 수렴조건과 해가 계수의 변화에 매우 민감하기 때문에 적절한 선정이 요구된다.

반응기 벽면과 내부의 열전달 특성은 아래 식 (7),(8) 과 같이 각각 표현될 수 있다.<sup>(10)</sup>

$$Nu_w = \frac{hd_{eq}}{k_{t,w}} = \frac{d_{eq}}{(\bar{T}_w - T_b)} \left. \frac{\partial \bar{T}}{\partial y} \right|_w \quad (7)$$

$$Nu_b = \frac{hd_{eq}}{k_{t,b}} = Nu_w \left( \frac{\bar{T}_w}{T_b} \right)^{0.75} \quad (8)$$

기존의 반응기의 경우 열전달 계수가 온도의 함수로 표현되었지만 목표로 하는 초소형 반응기의 경우 높은 열 손실 특성으로 인해 반응기 길이 방향의 스케일이 열손실에 영향을 미치는 것을 모델에 반영하여야 한다 즉 높은 온도 구배와 이에 의한 열손실이 Nu 의 표현식에 포함되어야 한다. 이러한 상황을 고려해서 본 모델에서는 개선된 Nu 모델을 제시하였다. 제안된 Nu 모델은 아래 식 (9)와 같다. Grigull and Tratz<sup>(12)</sup>에 의해 제시된 모델은 반응기 길이 방향의 변화만을 고려하도록 되어 있지만 제안된 모델은 높은 온도 구배와 매우 짧은 반응기 길이 스케일 효과를 고려하도록

온도 형향과 스케일형향의 곱으로 표현되었다.

$$Nu = Nu_0(1 + c_2(c_3 \tilde{T}^{-a_3}) \exp(c_4 \tilde{T}^{-1}) \exp(c_5 z)) \quad (9)$$

$$\tilde{T} = \frac{T - T_{273}}{T_{273}}$$

열손실과 상간의 열전달은 모두 대류항의 형태로 모델링 하였다. 열전달 계수 값은 기존의 유사한 채널 형태의 반응기 실험 결과들에서 보고된 Nu 를 기반으로 각 상간의 열전달 계수 h 값을 초기값으로 설정하고 실험결과에서 얻어진 온도 분포로부터 이 값들을 보정하여 결정하였다. 열손실 계수는 다른 초기 온도 조건에 대한 실험결과와 비교로부터 유사한 실험에서의 벽면 열전달 계수 값에서 얻어진 열전달 계수를 조정하여 실험결과를 예측하는 보정을 통해 결정하였다. 기본적으로 실험에서 얻어진 값은 액상의 온도를 대표하는 값으로 간주하고 이에 해당하는 기상의 온도 분포를 구하였다. 모든 식들은 강하게 연결(couple) 되어 있어서 계수 값의 조정 및 수렴은 제한된 실험 결과값 부근에서만 가능하다.

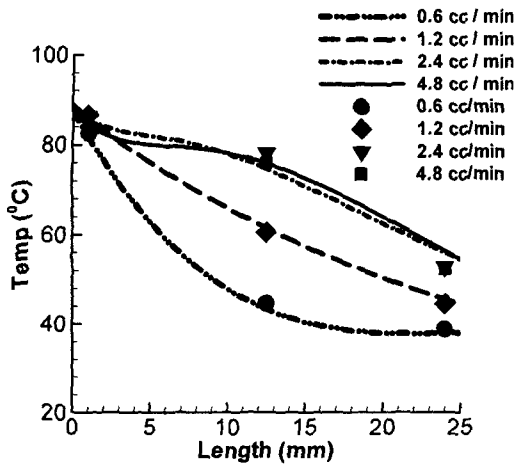
## 3. 결과

### 3.1 온도 분포와 열전달

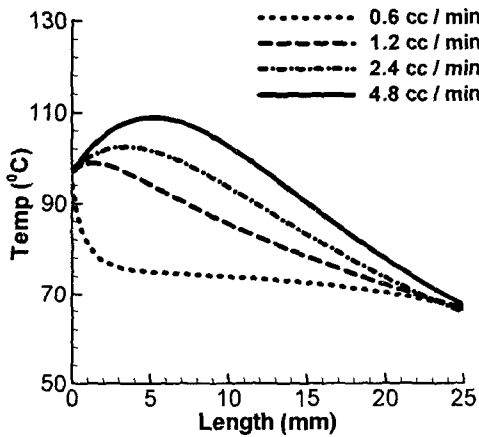
과산화 수소를 0.15cc/min 에서 19.2cc/min 까지 유량을 변화 시키면서 수행한 실험에서 반응기내 온도분포가 정상상태로 간주될 수 있는 유량 영역은 초기 온도 305K 일 때 0.6cc/min 에서 4.8cc/min 정도의 값을 가지는 것으로 확인되었다. 이 유량 범위에 대해 얻어진 실험결과를 예측 할 수 있도록 열전달 계수를 조정하여 실험결과와 모델에 의한 한 온도 분포를 비교하였다. 실험결과로 얻어진 온도를 액상의 온도로 간주하고 액상과 기상에 대해 구해진 결과가 Fig. 3 에 제시되어 있다.

Fig. 3(a)에서 심볼은 실험에서 얻은 온도 값이고 선은 모델에서 구한 온도 분포 값이다. 유량 0.6cc/min 일 때 입력부 부근에서만 반응이 발생하다가 유량이 늘어나면서 반응기 전체 영역으로 반응대가 확장되어 가는 경향을 확인할 수 있다.

실험 결과를 이용한 온도 피팅으로부터 열전달 특성이 구해진다. 주어진 조건에서 반응기내 각 위치에 따른 온도 분포를 알고 있으면 식 (9)를 이용해 반응기내 Nu 분포값을 구할 수가 있다. 액상과 반응기 간의 열전달 즉 반응기 길이방향의 열손실 특성을 나타내는 Nu 의 분포는 Fig. 4 (a)와 같은 특성을 보여준다. 유량이 증가할수록 활발해지는 반응과 함께 증가한 반응기 내의 온도로 인해 열전달량이 증가한다. 또한 상대적으로 전반부



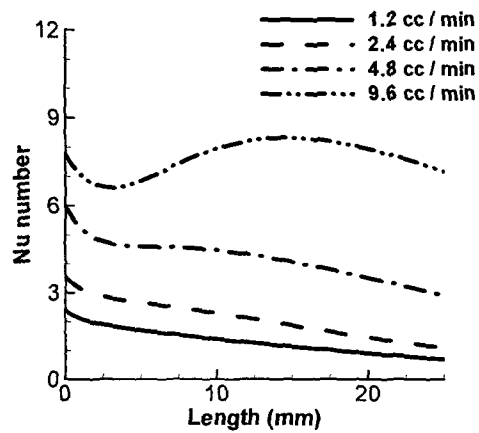
(a) Temperature profile of liquid phase within reactor



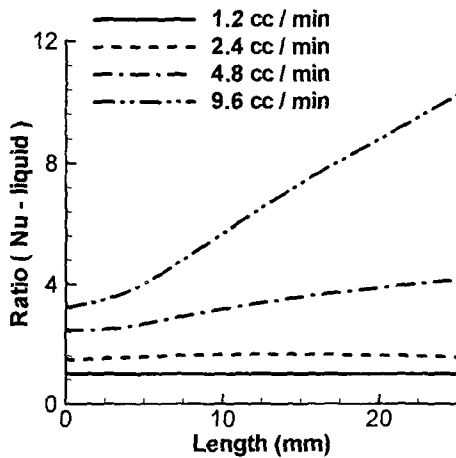
(b) Temperature profile of gas phase within reactor

Fig. 3 Temperature profile of each flow rate condition in initial temperature of 305K condition

의 활발한 화학 반응이 유량증가에 따라 후방으로 이동되면서 반응기 후반부의 열손실량이 증가하게 되는 것을 알 수 있다. 이러한 경향은 1.2 cc/min의 유량조건으로 다른 유량 조건을 정규화 하여 비교해 보면 명확히 드러나게 된다. 각 유량 조건 간의 반응기 길이방향 Nu 분포는 Fig. 4 (b)와 같다. 기상과 액상간의 열전달 특성에 대해 알아보았다. 평형 방정식에서 각 상간의 열전달 특성은 열손실 특성과 함께 반응성에 큰 영향을 미친다. Fig. 5는 반응기 길이 방향에 따른 액상과 기상의 열전달 계수 분포를 구한 결과이다. 유량 증가에 따른 액상과 기상 간의 열전달량의 증가를 보여준다. 특히 열전달 계수가 가장 높은 영역이 조금씩 후방으로 이동되는 것은 유량의 증가와 함께 활발한 반응대가 넓어지면서 생성물의 양이 많아지는 것을



(a) Nu distribution along reactor length



(b) Nu normalized by that of 1.2 cc/min condition

Fig. 4 Nu distribution that reflects heat loss characteristics. Liquid phase, initial temperature of 355K

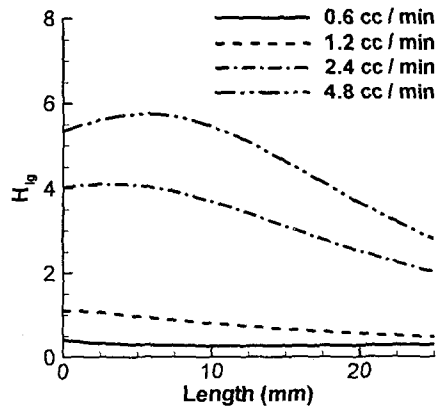


Fig. 5 Distribution of heat transfer coefficient between liquid and gas phase along reactor length

의미한다.

3.2 물질전달

액상의 과산화 수소 반응물이 반응기에 공급되었을 때 얻어지는 가능한 생성물은 액상 혹은 기상의 과산화 수소와 물, 기상의 산소이다. 본 모델을 통한 반응기내의 물질 전달 특성에 대해 해석에서는 액상에서 기상으로 변화되는 양과 반응에 참여하는 기상의 양에 대한 반응기내 분포를 구하였다. 반응기 초기온도 355K 반응물 유량 4.8cc/min 일 때의 각 상의 분포는 Fig. 6 과 같다.

본 모델에서는 촉매반응을 액상의 기상으로의 변화와 연속된 기상의 화학 반응으로 모델링 하였는데 Fig. 6 의 결과를 통해 액상에서 기상으로의 변화는 반응기 전체에 걸쳐 비교적 균일하게

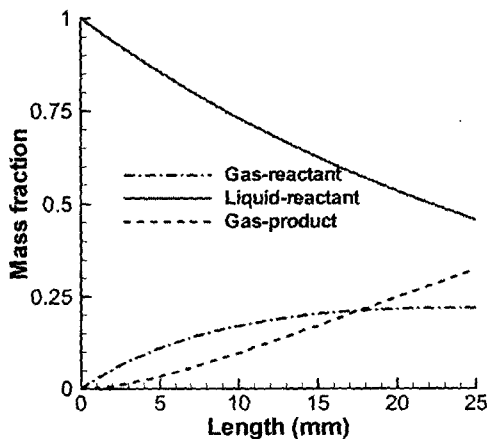


Fig. 6 Mass fraction distribution of liquid and gas phase along reactor that shows reactivity of the reactor, initial temperature of 355K and flow rate of 4.8cc/min

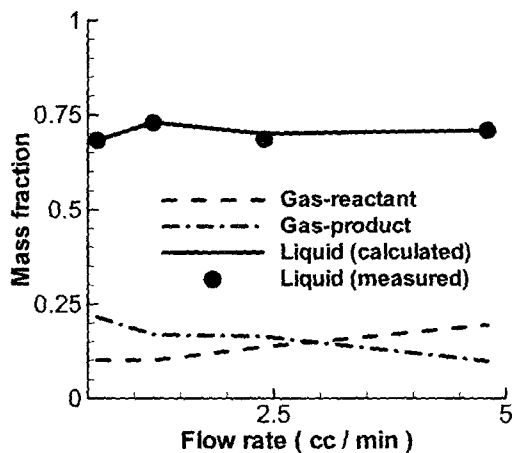


Fig. 7 Product comparison in each reactant flow rate condition, initial temperature 305K

발생하지만 기상이 된 반응물의 화학반응은 반응기 전반부에 집중되어져 있는 것을 알 수 있다. 이 결과로부터 반응기의 열 특성에서 반응기 후반부의 열손실이 상대적 큰 원인을 알 수 있다. 반응기 후반부에서는 전반부에 비해 화학반응이 덜 활발해져서 반응에 의한 열 생성은 줄어들지만 액상의 기상으로의 변화에 의한 잠열손실이 상대적으로 증가하면서 반응열의 상당부분을 잠식하기 때문이다. Fig. 7 에는 각 유량 조건에 따른 반응기 출력부의 질량 분율의 분포를 보여준다. 유량 조건 변화에 따른 액상에서 기상으로의 전달량의 차이와 반응물의 변화를 보여준다. 전반적으로 정상상태가 유지되는 범위에서 유량의 증가는 반응기내 고온 영역의 확장 및 반응물의 증가를 만들어 내는 것으로 확인되었다.

4. 결론

미세한 촉매 반응기를 개발하기 위한 기초 연구단계로 mm 스케일의 이상유동 반응기에 대한 해석 모델을 제안하고 실험결과와의 비교를 통해 검증하였다. 제안된 모델은 촉매 존재하의 이상화학 반응 유동을 단순화 시켜 반응기의 열 및 물질 전달 특성을 해석하는 모델로서 액상과 기상 각각에 대한 열 및 물질전달 평형 방정식으로 구성된다. 각 상을 하나의 화학 종으로 간주하고 물성의 횡방향 분포를 무시하면 반응기 길이 방향의 온도와 상간의 열전달과 열손실을 알 수 있고 액상과 기상의 반응기내 분포를 예측하는 결과를 얻을 수 있다. 이러한 결과를 통해 추후 마이크로 머시닝을 통해 mm 스케일 혹은 그 이하의 크기를 가지는 화학반응기 및 열유체 장치 제작 시 설계 및 성능 해석을 위한 도구로 사용될 수 있을 것으로 판단된다.

참고문헌

- (1) Dae Hoon Lee, Dae Eun Park, Joon Bo Yoon, Sejin Kwon and Euisik Yoon, 2002, "Fabrication and Test of a MEMS Combustor and Reciprocating Device," *Journal of Micromechanics and Microengineering*, Vol. 12, No. 1, pp. 26~34.
- (2) Srinivasan, R., Firebaugh, S. L., Hsing, I. M., Ryley, J., Harold, M. P., Jensen, K. F. and Schmidt, M. A., 1997, "Chemical Performance and High Temperature Characterization of Micromachined Chemical Reactors," *Transducers 97. International Conference on Solid State Sensors and Actuators* 1C3.01.
- (3) Sukhan Lee and Yonggyo Seo, 2002, "The Status of Micro Fuel Cell Research in Korea," *Proceeding of*

- Power MEMS 2002, International Workshop on Power MEMS*, Tsukuba, Japan, pp. 10~13.
- (4) Richards, C. D., Bahr, D. F. and Richards, R. F., 2002, "A Micro Heat Engine for MEMS Power," *ASME IMECE 2002-39385*.
- (5) Jenifer Brakel, 2001, "Microreactors : An Invention of the Future," *Chemical Reaction Engineering Weekly News*, April 9, Univ. Michigan.
- (6) <http://dcwww.epfl.ch/icp/ICP-3/ICP3-Research.html>
- (7) Heibel, A. K., Heiszwolf, J. J., Kaptejin, F. and Miolijn, J. A., 2001, "Influence of Channel Geometry on Hydrodynamics and Mass Transfer in the Monolith Film Flow Reactor," *Catalysis Today* 69, pp. 153~163.
- (8) Cimino, S., Benedetto, A. D., Pirone, R. and Russo, G., 2001, "Transient Behaviour of Perovskite-based Monolithic Reactors in the Catalytic Combustion of Methane," *Catalysis Today*, 69, pp. 95~103.
- (9) Taguchi, H., Yoshioka H. and Nagao, M., 1994, "Synthesis of Perovskite-type LaCoO<sub>3</sub> Using Poly(acrylic acid)," *J. Material science letters* 13, pp. 891~892.
- (10) Groppi, G, Belloli, E., Tronconi, E. and Forzatti, P., 1995, "A Comparison of Lumped and Distributed Models of Monolith Catalytic Combustors," *Chemical Engineering Science*, Vol. 50, No. 17, pp. 2705~2715.
- (11) Lee, D. H., 2003, *Measurement and Analysis of Thermochemical Process for Micro Power Generation*, Ph.D Dissertation, KAIST.
- (12) Grigull, U. and Tratz, H., 1965, "Thermischeer Einlauf in Ausgebildeter Laminarer Rohrströmung," *Int. J. Heat Mass Transfer* 8, pp. 669~678.