

전산유체역학을 이용한 Fischer-Tropsch 마이크로채널 반응기 반응채널구조에 따른 열적 효과 분석

이용규* · 정익환* · 나종걸* · 박성호* · Krishnadas S. Kshetrimayum* · 한중훈*[†]

*서울대학교 화학생명공학부

08826 서울시 관악구 관악로 1

(2015년 1월 3일 접수, 2015년 2월 5일 수정본 접수, 2015년 3월 3일 채택)

Analysis on Thermal Effects of Process Channel Geometry for Microchannel Fischer-Tropsch Reactor Using Computational Fluid Dynamics

Yongkyu Lee*, Ikhwan Jung*, Jonggeol Na*, Seongho Park*, Krishnadas S. Kshetrimayum* and Chonghun Han*[†]

**School of Chemical and Biological Engineering, Seoul National University, 1 Gwanak-ro., Gwanak-gu, Seoul 08826, Korea
(Received 3 January 2015; Received in revised form 5 February 2015; accepted 3 March 2015)*

요 약

본 연구에서는 전산유체역학(CFD)을 이용하여 마이크로채널 내부의 Fischer-Tropsch(FT) 반응을 모사하였고, 나아가 반응채널의 너비와 높이, 냉각채널과의 거리 그리고 채널 사이 간격을 변수로 두고 채널 내부 온도에 대해 민감도 분석을 수행하였다. 마이크로채널 반응기는 채널 간의 열교환을 고려하기 위한 5개의 반응채널과 냉각채널을 대신한 냉각면으로 이루어져 있으며 채널의 높이와 너비를 포함한 변수들의 길이는 0.5 mm ~ 5.0 mm 범위에서 설정하였다. 반응물로는 H₂와 CO의 혼합기체(H₂/CO molar ratio=2)를 사용하였으며 반응기의 운전 조건은 GHSV=10000 h⁻¹, 압력 20 bar와 온도 483 K(210 °C)이다. 민감도 분석의 결과로 반응채널 내부의 최대 온도는 채널의 높이에 비례하며 너비에 대해서는 특정 길이 이상에서 영향을 받지 않는 것을 확인하였으며 이 중에 냉각채널과의 거리와 채널 사이 간격은 채널 내부 온도에 거의 영향을 미치지 않았다. 따라서 채널 레이아웃에서 반응채널의 높이는 짧을수록(약 2 mm 이하), 너비는 길수록(약 4 mm 이상) 열제거뿐만 아니라 생산량 측면에서 이득을 얻을 수 있었다.

Abstract – In this study, FT reaction in a microchannel was simulated using computational fluid dynamics(CFD), and sensitivity analyses conducted to see effects of channel geometry variables, namely, process channel width, height, gap between process channel and cooling channel, and gap between process channels on the channel temperature profile. Microchannel reactor considered in the study is composed of five reaction channels with height and width ranging from 0.5 mm to 5.0 mm. Cooling surfaces is assumed to be in isothermal condition to account for the heat exchange between the surface and process channels. A gas mixture of H₂ and CO(H₂/CO molar ratio = 2) is used as a reactant and operating conditions are the following: GHSV(gas hourly space velocity) = 10000 h⁻¹, pressure = 20 bar, and temperature = 483 K. From the simulation study, it was confirmed that heat removal in an FT microchannel reactor is affected channel geometry variables. Of the channel geometry variables considered, channel height and width have significant effect on the channel temperature profile. However, gap between cooling surface and process channel, and gap between process channels have little effect. Maximum temperature in the reaction channel was found to be proportional to channel height, and not affected by the width over a particular channel width size. Therefore, microchannels with smaller channel height(about less than 2 mm) and bigger channel width (about more than 4 mm), can be attractive design for better heat removal and higher production.

Key words: Fischer-Tropsch, Computational Fluid Dynamics, Exothermic, Microchannel Geometry, Process Channel, Reactor Internal Temperature

[†]To whom correspondence should be addressed.

E-mail: chhan@snu.ac.kr

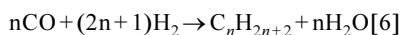
*이 논문은 서울대학교 김화용 교수님의 정년을 기념하여 투고되었습니다.

This is an Open-Access article distributed under the terms of the Creative Commons Attribution Non-Commercial License (<http://creativecommons.org/licenses/by-nc/3.0>) which permits unrestricted non-commercial use, distribution, and reproduction in any medium, provided the original work is properly cited.

1. 서 론

최근에 오일에 대한 수요증가로 인하여 해양 유전개발을 위한 부유식 원유생산 및 저장설비(FPSO)에 대한 관심이 높아지고 있다. 기존 오일 FPSO의 경우에 유전에서 산출되는 수반 가스를 다시 주입하거나 태워 없애버리고 있었지만 강화된 선박 배기가스 환경규제로 인하여 수반가스의 친환경적 처리가 필요하게 되었다. 이러한 문제의 해결책으로 수반가스를 액화시키기 위한 FT 마이크로채널 반응기를 FPSO에 도입하기 위한 연구가 진행되고 있다[1-4].

일산화탄소(CO)와 수소(H₂)의 혼합기체의 중합반응으로부터 긴 사슬의 파라핀 탄화수소를 생성하기 위한 FT 합성 반응은 1920년대와 1930년대에 Franz Fischer와 Hanz Tropsch로부터 개척되었다[5]. FT 합성 반응은 촉매를 사용하여 수소와 일산화탄소로 이루어진 합성가스로부터 액체 연료를 생산하는 반응으로 이 반응을 대표하는 화학식은 다음과 같다.



이 반응은 발열반응($\Delta H_R = -165 \text{ kJ/mol}_{\text{CO}}$)이며 부산물 중에 가장 선택도가 높은 것은 메탄이다[7,8]. 또한 촉매 불활성과 속도가 온도에 민감하므로 높은 수득률을 얻기 위해서는 촉매층의 온도를 조절 해주어야 한다[6,9]. FT 반응에는 일반적으로 철 촉매와 코발트 촉매를 사용하는데 이 중 코발트 촉매를 사용할 때는 철 촉매를 사용할 때보다 낮은 온도에서 반응을 시킨다. 이때 반응은 보통 473 K와 523 K 사이 온도에서 일어난다[8,10]. 또한 FT 반응으로 인하여 발생하는 열을 제거하는 것도 중요한데 기존의 FT 반응기로 사용되는 고정층 반응기나 슬러리 반응기는 부피가 크기 때문에 반응기 중심부에서 발생하는 열제거 등의 문제로 인하여 생산성에 한계가 있다. 최근 각광받고 있는 마이크로채널 FT 반응기는 열제거 측면에서 기존 FT 반응기보다 뛰어난 성능을 가지고 있기 때문에 단위 반응기 부피당 높은 생산량을 달성할 수 있다[11-13]. 마이크로채널은 채널의 크기가 작기 때문에 열 전달과 물질 전달 효과가 뛰어나서 발열 반응으로 인해서 발생하는 열을 제거해주기에 적합하다고 알려져 있다[12]. 이를 달성하기 위해 마이크로채널에 적용시킬 수 있는 촉매에 대한 안전성 및 성능향상 연구와 채널구조분석에 대한 연구가 병행하게 진행되고 있다. 주로 채널구조 분석측면에서 보면 Almeida *et al.*는 microchannels block, micromonoliths, monoliths, foams 순서대로 C₅₊의 선택도가 낮음을 밝혔으며 Deshmukh *et al.*는 각각의 다른 길이와 반응 채널 개수를 가진 마이크로채널 반응기들의 CO 전환율과 선택도에서 성능이 비슷함을 밝혔다[7,14] 하지만 이들은 주로 실험을 통해서 연구를 진행하였기 때문에 구조변수에 따른 민감한 정량적인 분석하기 어려운 단점이 있다. 이를 극복하기 위해 수학적모델 및 CFD를 도입하여 구조에 따른 분석을 할 수 있지만 주로 마이크로채널 분야는 열교환기를 대상으로 진행되고 있다[15-18]. FT 반응이 일어나는 마이크로채널 반응기에 대한 모사도 있지만 대부분의 경우에 반응식을 사용하지 않고 발열 반응을 간단한 함수로 만들어서 모사한다. 이 경우에는 주로 반응 채널의 구조와 상관없이 발열량이 고정되어 있기 때문에 냉각 채널을 중점적으로 다룬다[19]. 본 연구에서는 반응속도식을 기반으로 반응이 일어나는 마이크로채널의 구조가 열제거에 어떤 영향을 미치는지를 CFD를 이용하여 분석하였다. 발열반응을 간단한 함수로 모사할 때와 달리 반응속도식을 기반으로 모사할 때 반응기 내부 물질들의 속도 분포를 3D로

과악할 수 있으며 이로 인한 국소 물질들의 체류시간 차이 및 온도 상승으로 인한 발열가속화 등을 고려할 수 있다. 그러므로 현실을 더 잘 반영할 수 있으며 미세구조의 변화에 따른 영향을 파악하기에 적합하다. FT 반응이 일어나는 반응기에서 반응 채널의 높이(H), 너비(W), 반응 채널 간의 거리(S) 및 반응 채널과 냉각면과의 거리(L)를 변화시켜서 이러한 변수들이 반응기 내부의 온도와 반응기 성능에 미치는 영향을 분석하였다. 아울러, 반응기 설계시 우선적으로 고려해야 할 변수를 제시하였다.

2. 마이크로 반응기 모델링 및 분석 방법

2-1. 마이크로 반응기 모델링

마이크로 반응기 모델은 다른 채널에게 받는 영향을 고려하기 위하여 반응 채널 5개를 일렬로 배열하고 가운데 반응 채널의 결과 값을 측정하였다. 또한 반응 채널과 관련된 변수에 대한 분석을 하기 위해서 냉각채널을 등온상태의 냉각면으로 가정하였으며 냉각면의 온도는 채널내부의 온도를 일정하게 유지해주기 위하여 반응 채널로 들어가는 합성가스의 온도와 동일하게 하였다.

본 연구에서는 민감도 분석을 할 때 가장 간단한 구조를 기본 모델로 하고 변수들의 길이를 늘려가면서 모사를 하였는데 이 때 사용한 기본 모델의 재질은 stainless steel($\rho_{\text{steel}}=8,030 \text{ kg/m}^3$, $C_{p,\text{steel}}=502.48 \text{ J/kg}\cdot\text{K}$, $k_{\text{steel}}=16.27 \text{ W/m}\cdot\text{K}$)이며 크기는 가로 11 mm, 세로 3 mm, 길이 20 mm이며 반응 채널의 높이(H), 너비(W), 채널간 거리(S)와 채널과 냉각면 사이 간격(L)을 모두 1 mm로 하였다(Fig. 1).

FT 반응의 반응속도식은 촉매에 따라서 다양하기 때문에 연소반응이나 수성가스 이동 반응과 같이 일반화 되어있지 않다. 하지만 코발트 촉매에서의 FT 반응에 대한 반응 메커니즘은 철 촉매에서의 반응보다 비교적 간단하면서 잘 알려져 있기 때문에 반응조건이 비슷하다면 반응속도식은 크게 다르지 않다[20].

본 연구에서는 마이크로채널 반응기에서의 FT 반응을 모사하기 때문에 반응속도식으로 마이크로채널 개발 업체인 미국의 Velocys®에서 FT 반응에 사용한 촉매의 실험 값으로부터 도출한 식(Table 1, 2)을 이용하였다[21].

반응기에 합성가스가 유입되면서 일어나는 반응과 열 전달을 동시에 계산하기 위해서 유체 영역과 고체 영역에서의 질량, 운동량,

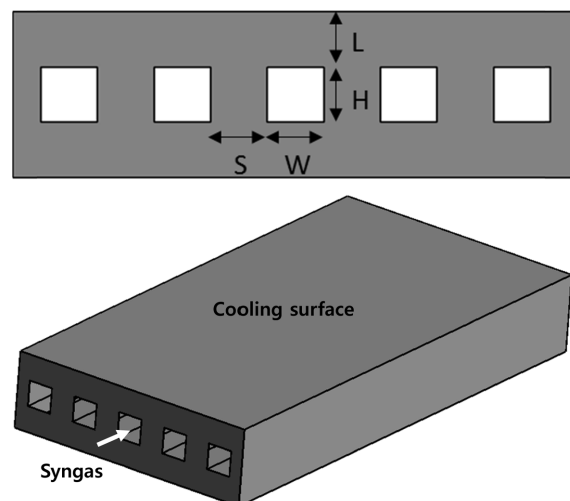


Fig. 1. Base model structure.

Table 1. Fischer-Tropsch reaction and kinetics

ID	Reactions	Rate expressions
1	$3\text{H}_2 + \text{CO} \rightarrow \text{H}_2\text{O} + \text{CH}_4$	$R_{\text{CH}_4} = k_1 \exp(-E_1/RT)C_{\text{H}_2}$
2	$5\text{H}_2 + 2\text{CO} \rightarrow 2\text{H}_2\text{O} + \text{C}_2\text{H}_6$	$R_{\text{C}_2\text{H}_6} = k_2 \exp(-E_2/RT)C_{\text{H}_2}$
3	$7\text{H}_2 + 3\text{CO} \rightarrow 3\text{H}_2\text{O} + \text{C}_3\text{H}_8$	$R_{\text{C}_3\text{H}_8} = k_3 \exp(-E_3/RT)C_{\text{H}_2}$
4	$9\text{H}_2 + 4\text{CO} \rightarrow 4\text{H}_2\text{O} + \text{C}_4\text{H}_{10}$	$R_{\text{C}_4\text{H}_{10}} = k_4 \exp(-E_4/RT)C_{\text{H}_2}$
5	$\text{H}_2\text{O} + \text{CO} \leftrightarrow 2\text{H}_2\text{O} + \text{C}_2\text{H}_6$	$R_{\text{CO}_2} = k_5 \exp(-E_5/RT)C_{\text{CO}}C_{\text{H}_2\text{O}}$
6	$29\text{H}_2 + 14\text{CO} \rightarrow 14\text{H}_2\text{O} + \text{C}_{14}\text{H}_{30}$	$R_{\text{FT}} = k_6 \exp(-E_6/RT)C_{\text{H}_2}C_{\text{CO}}$

Table 2. Parameters in rate expressions

Reaction	k_i (rates in kmol/kgcat·s)	E_i (J/kmol)
1	2.509×10^9	1.30×10^8
2	3.469×10^7	1.25×10^8
3	1.480×10^7	1.20×10^8
4	1.264×10^7	1.20×10^8
5	2.470×10^7	1.20×10^8
6	3.165×10^4	8.0×10^7

Table 3. Governing equation of reactor model

Fluid phase & Solid phase	
Mass conservation equation	$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{v}) = 0$
Momentum conservation equation	$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \vec{v}) + \nabla \cdot (\rho \vec{v} \vec{v}) = -\nabla p + \nabla \cdot (\vec{\tau})$ $\vec{\tau} = \mu[(\nabla \vec{v} + \nabla \vec{v}^T) - \frac{2}{3} \nabla \cdot \vec{v} \mathbf{I}]$
Energy conservation equation	$\frac{\partial}{\partial t}(\rho E) + \nabla \cdot (\vec{v}(\rho E + p))$ $= \nabla \cdot (k_{eff} \nabla T - \sum_j h_j \vec{J}_j + (\vec{\tau}_{eff} \cdot \vec{v}))$

에너지 보존식이 필요하다. 이때 반응은 유체 영역에서만 일어나며 유체는 비압축성이며 이상적인 상태를 가진다고 가정한다. 모델링에 사용된 질량, 운동량, 에너지 보존식은 Table 3에 있으며 유체의 운동량 보존식은 확산과 대류현상을 포함한 Navier-Stokes 방정식을 사용하였다. 여기서 증류기속도와 반응 채널에서 일어나는 마찰의 효과는 무시하였다.

본 연구에서는 마이크로채널 반응기의 모사를 위해서 Intel® Core™ i5-4670 CPU 3.40GHz 프로세서에서 ANSYS® Fluent 15.0 프로그램을 사용하였다.

2-2. 분석 방법

우선 위에서 언급한 기본 모델에서 변수들인 반응 채널의 높이(H), 너비(W), 반응 채널 간의 거리(S) 및 반응 채널과 냉각면과의 거리(L)에서 3개의 변수를 1 mm로 고정하고 한 개의 변수를 1 mm부터 5 mm까지 0.5 mm씩 늘리면서 그 때의 반응 채널에서의 가장 높은 온도를 측정한다. 이것을 4개의 변수에 대해서 반복함으로써 반응 채널에서 어떤 변수가 반응기 내부의 열제거에 큰 영향을 미치는지 알 수 있다.

다음으로 반응 채널의 H와 W를 0.5~5 mm 사이에서 변화시키면서 반응 채널 내부에서 가장 높은 온도를 측정하였다. 여기서 얻은 결과로부터는 반응 채널의 H와 W가 반응 채널 내부의 열제거에 미치는 영향의 차이와 경향성을 알 수 있다.

Table 4. Reactor operation condition

Operation condition	Steady state
Operation pressure	20 bar
Syngas H ₂ /CO molar ratio	2
GHSV	10000 hr ⁻¹ (at STP)
Syngas inlet flow temperature	483 K (210 °C)
Coolant surface temperature	483 K (210 °C)
Catalyst packing	1060 kg/m ³
Effective thermal conductivity (Process channel)	0.3 W/m·K [22]

3. 결과 및 고찰

3-1. 반응기 변수가 온도 증가에 미치는 영향

Fig. 2를 보면 H, W가 L, S에 비해서 온도에 대한 영향력이 크다. 그 이유는 H, W는 반응채널의 크기에 직접적으로 영향을 미치므로 길이가 길어지면 유효전도도가 0.3 W/m·K인 채널 내부에서 발열반응으로 인해서 발생하는 열을 제거해줄기가 어려워지기 때문이다. 반면에 L, S의 경우 stainless steel의 열전도도가 채널내부 유효 열전도에 비해 약 50배 크기 때문에 열전달 저항을 무시할 수 있는 수준이므로 증가해도 열제거를 충분히 해줄 수 있다.

L과 S는 마이크로채널 분위기에서 FT 반응열제거에 크게 영향을 미치지 않으므로 설계를 할 때 주로 고려해야 할 변수는 H, W임을 알 수 있다. Fig. 2에서 채널 내부의 최대 온도는 H 길이의 증가에 비례하여 증가하는 반면에 W에 대해서는 어느 순간부터 일정해지는 것을 볼 수 있다. 이러한 현상은 H가 커질수록 반응채널의 중심과 냉각면과의 거리가 멀어지기 때문에 발생한다. H의 길이가 증가하면서 반응채널의 표면적이 증가하지만 냉각면과 가까운 반응채널의 윗면과 아랫면의 넓이는 변하지 않기 때문에 열제거 효과는 거의 증가하지 않는다. 하지만 H의 길이 증가로 인한 반응채널 부피가 커져서 채널에서 발생하는 열이 H에 비례하여 증가하므로 H와 채널 내부의 온도는 비례하는 형태로 나타난다. W는 아무리 커져도 반응채널 중심과 냉각면과의 거리에 영향을 미치지 않기 때문에 어느 순간부터 온도 증가에 영향을 미치지 않는다. W의 길이가 증가하는 그대로 냉각면과 가까운 반응채널의 윗면과 아랫면의 넓이의 증가로 이

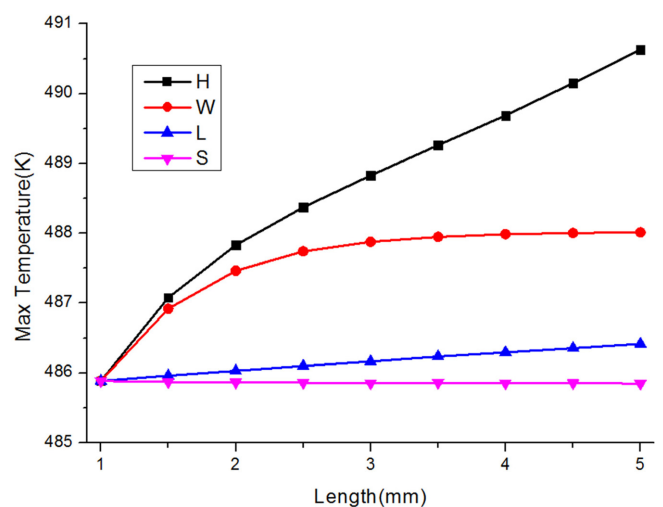


Fig. 2. Internal maximum temperature of process channel by each variable value.

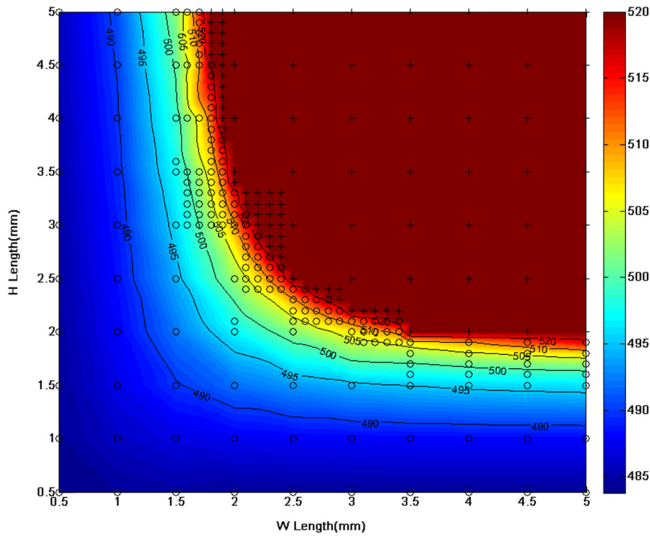


Fig. 3. Distribution of internal maximum temperature of process channel with various W and H (○: data point, +: runaway point).

어지므로 열제거 효과는 W가 커질수록 증가한다. 따라서 W가 길어지면서 증가한 채널 내부의 열과 상쇄되어 W가 증가해도 채널 내부의 온도는 거의 일정하다. 다만 Fig. 2에서 W가 1~3 mm 구간에서 W가 커질수록 채널 내부 온도가 증가하는 이유는 W가 짧은 구간에서는 채널 옆면으로도 열이 제거되는데 W가 길어질수록 채널의 중심부와 옆면의 거리가 멀어져서 옆면의 열제거 효과가 줄어들기 때문이다. 3 mm 이상부터는 옆면의 열제거 효과가 거의 무시되기 때문에 내부 온도의 증가에 영향을 미치지 않는다.

3-2. 채널의 높이(H)와 너비(W)에 따른 열적 효과 분석

반응채널의 H와 W에 따른 반응채널 내부의 최대온도 변화를 분석하기 위해서 0.5 mm에서 5 mm 사이에 H와 W의 길이를 분포시킨 후에 각각의 경우에 대하여 모사를 하였다. Fig. 3은 그 모사를 통해서 얻은 데이터에서 반응채널의 H와 W에 따른 최대온도 값들을 나타낸 것이다. 십자모양(+) 기호가 나타내는 값들은 수렴에 실패한 데이터 값들로 발산이 일어난 이유는 반응채널의 열 제어 실패(runaway)에 의한 것이다. 원모양(○) 기호가 나타내는 값들은 정상적으로 수렴이 된 데이터들이다. 이 데이터들로부터 채널의 H와 W에 따른 온도 분포를 구할 수 있었다.

채널의 H와 W 중에 한 개만 길어질 때 보다 동시에 길어질 때 채널 내부의 최대온도의 증가속도가 빨라지는 경향을 보였다. 반응 채널에서 발생한 열은 주변의 전도도가 높은 구조물(stainless steel)을 통하여 빠져나가는데 채널의 H와 W가 동시에 커지면 반응채널 중심부에서 인접한 구조물까지의 거리가 멀어지므로 열을 제거하기가 어려워진다. 따라서 H와 W 중에 적어도 한 개의 길이는 짧게 만들어 주어야 반응채널 중심부에서 발생하는 열을 효율적으로 제거할 수 있다.

Fig. 4는 Fig. 3의 5개 데이터에서 반응채널의 열 유량을 나타낸 그림으로 (a), (b), (c)는 반응채널의 W는 2 mm이고 H가 각각 2 mm, 3 mm, 4 mm으로 H가 길어질수록 반응채널의 윗면과 아랫면으로 제거되는 열보다 옆면으로 제거되는 열이 많아지는 것을 볼 수 있다. (d), (e)는 H가 2 mm이고 W가 3 mm, 4 mm인 경우로 (a), (d), (e)로부터 W가 더 길 때 반응채널 옆면보다 윗면과 아랫면으로 제거되는 열이 더 많은 것을 알 수 있다. 이러한 현상은 채널에서 발생하는 열은 채널의 중심부에서 가깝게 위치한 열전도도가 큰 구조물로 제거되기 때문에 발생한다.

또한 Fig. 3에서 채널 H가 최대온도에 미치는 영향이 W가 미치는

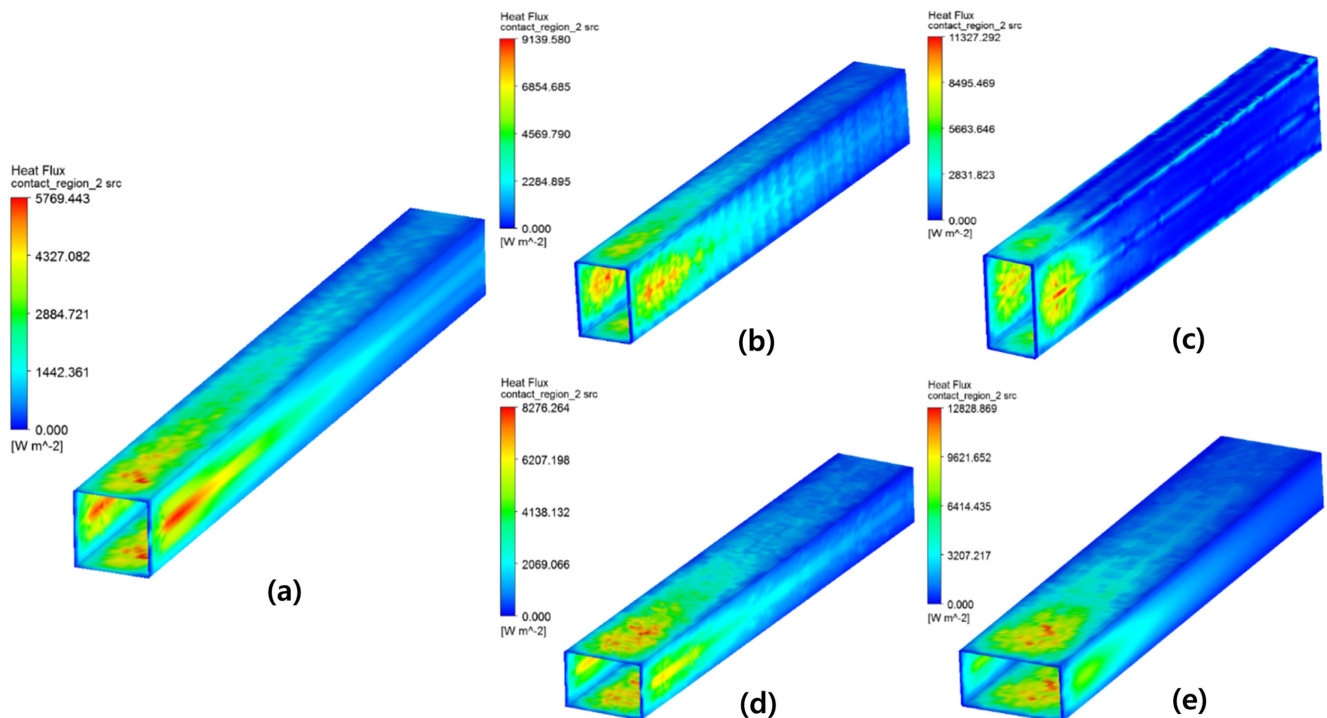


Fig. 4. Results of heat flux(W/m²) simulations for five reactors different in width(W) and height(H) (a) H = 2 mm, W = 2 mm (b) H = 3 mm, W = 2 mm (c) H = 4 mm, W = 2 mm (d) H = 2 mm, W = 3 mm, (e) H = 2 mm, W = 4 mm.

영향보다 더 크다는 것을 확인할 수 있다. 오류가 나지 않은 영역에서 W 가 증가할 때는 온도가 거의 변하지 않는 것을 확인할 수 있는 반면에 H 가 증가할 때는 온도가 점점 증가하는 것을 확인할 수 있다. 이것은 반응기에서 W 가 길고 H 가 짧을 때 효율적으로 열제거를 하면서 채널의 크기를 넓혀서 생산량을 늘릴 수 있다는 것을 의미한다. 예를 들어, Fig. 3에서 W, H 가 (3.5, 1.5), (1.5, 3.5)일 때는 채널내부 온도가 각각 495 K, 498 K 정도로 3 K가량 차이가 나며 (4.5, 1.5), (1.5, 4.5)에서는 496 K, 501 K로 5 K 차이가 난다. 다른 영역에서도 W 와 H 의 길이가 바뀌었을 때 W 가 짧아야 더 온도가 낮다. 따라서 W 가 짧을 때는 채널의 크기를 더 넓힐 수 있는 여유를 가지게 되며 이 경우에도 W 를 늘려서 채널의 크기를 늘리는 것이 좋다.

이러한 효과를 구체적으로 보기 위해서 Fig. 3에서 W 를 일정한 수로 고정하고 H 에 따른 최대온도를 그래프로 나타낸 것이 Fig. 5, H 를 일정한 수로 고정하고 W 에 따른 최대온도를 그래프로 나타낸 것이 Fig. 6이다. 이 그래프들에서도 채널의 H 가 W 보다 온도에 영향을 더 많이 미친다는 것을 확인할 수 있다. 예를 들어, FT 반응기를 483~503 K 사이에서 일어나도록 설계를 한다면 Fig. 5, Fig. 6와 같이 가능한 영역을 설정해줬을 경우에 H 를 고정시키고(1.7 mm 이내) W 를 늘릴 때 영역에서 벗어나지 않는 반면에 W 를 고정시키고 H 를 늘릴 경우 어느 순간 영역에서 벗어나기 때문에 채널의 크기를 늘리기 어렵다.

W 를 고정시키고 H 를 늘릴 경우에 온도가 빠르게 증가하는 원인은 Fig. 2의 경우와 마찬가지로 H 가 늘어나도 냉각면에서 가까운 반응 채널의 윗면과 아랫면의 면적은 그대로 유지되기 때문이다. 예를 들어, 483~503 K 사이 영역에서 Fig. 5에서 W 가 1.7 mm일 때는 H 가 3.5 mm보다 길어지면 영역에서 벗어나지만 Fig. 6에서 H 가 1.7 mm일 때 W 가 5.0 mm가 되어도 영역에서 벗어나지 않는다. 마찬가지로 W 가 1.6 mm일 때 H 가 4.2 mm 정도 이상으로 길어지면 영역에서 벗어난다.

Fig. 5와 Fig. 6를 비교해보면 Fig. 2와 같은 이유로 H 가 증가할 때는 온도가 비례하여 증가하는 경향이 있는 반면에 W 가 증가할 때는 특정한 길이를 넘어가는 순간부터 온도가 거의 증가하지 않는다. 이 특정한 길이는 고정된 H 에 따라서 달라지는데 H 가 높아질수록 그 길이가 길어지는 경향을 보인다. Fig. 6에서 H 가 0.5 mm일 때는 1.5 mm

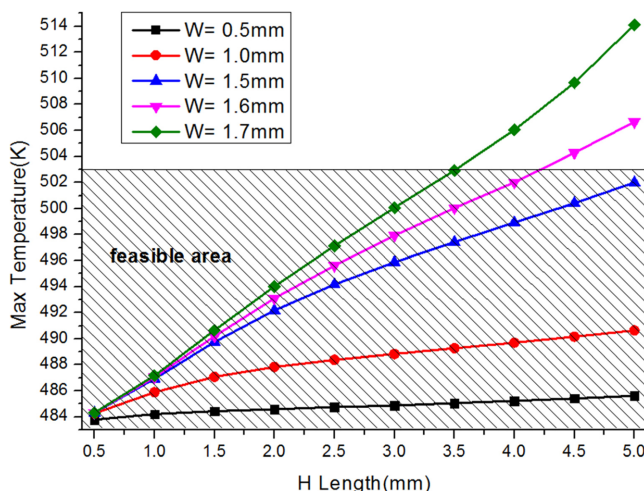


Fig. 5. Maximum temperature inside the process channel with various length of H (Feasible area: 483 K - 503 K).

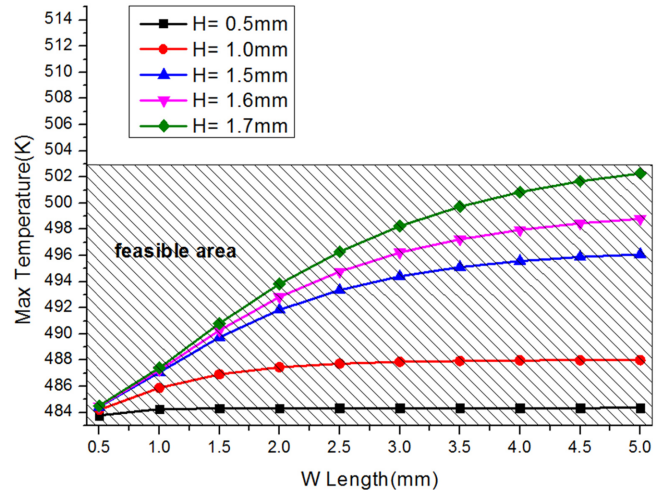


Fig. 6. Maximum temperature inside the process channel with various length of W (Feasible area: 483 K - 503 K).

부터, H 가 1.0 mm일 때는 2.5 mm부터, H 가 1.5 mm일 때는 4.5 mm 정도부터 반응채널 내부의 최대온도가 변하지 않는다. H 에 따라 그 길이가 다른 이유는 채널의 H 가 길수록 채널 윗면과 아랫면이 열을 제거 효과가 줄어들면서 채널 옆면의 열제거 효과가 커지기 때문이다. 옆면의 열제거 효과가 클수록 그 효과를 무시할 수 있는 W 의 길이가 길어지기 때문에 H 가 길어지면 최대온도가 변하지 않는 영역의 W 의 길이가 길어진다. 따라서 마이크로채널에서 발생하는 열을 효율적으로 제거하면서 채널의 크기를 넓혀서 생산량을 늘리고 싶을 때 H 는 최대한 짧게 고정시키고 W 를 늘리는 방향으로 설계를 해야 한다.

4. 결 론

FT 발열반응이 일어나는 마이크로채널 반응기의 반응 채널의 구조에 영향을 미칠 수 있는 변수인 채널의 높이(H), 너비(W), 채널간의 간격(S), 채널과 냉각면(L)과의 간격이 채널 내부의 최대온도에 어떤 영향을 미치는지 CFD를 이용하여 민감도 분석을 수행하였다. 온도에 영향을 많이 미치는 변수를 확인하기 위한 첫 번째 민감도 분석에서는 H, W 에 비해서 S, L 이 채널 내부의 온도에 미치는 영향이 매우 작은 것을 알 수 있었다. H 와 W 에 대해서만 시행한 두 번째 민감도 분석에서는 H, W 두 변수 중에서 H 가 W 보다 채널 내부의 온도에 큰 영향을 미치며 채널 내부의 온도는 H 의 길이에 대해서는 비례하여 증가하는 경향이 있으며 W 에 대해서는 길이가 짧을 때는 채널 내부의 온도가 증가하다가 특정한 길이를 넘어가는 순간부터 채널 내부의 온도에 영향을 거의 미치지 않는다는 것을 확인하였다.

위 분석에서 얻은 결과로부터 열제거가 잘되는 마이크로반응기의 반응채널의 설계 방법을 제안할 수 있다. 반응채널 사이의 간격과 반응채널과 냉각채널 사이의 거리는 열제거에 거의 영향을 미치지 않으므로 반응기의 구조강도 및 distributor의 분산능력을 고려하여 너비(W)를 최대한 길게 설계하며 높이(H)는 짧게 설계하는 것이 열제거와 생산량 측면에 있어서 효율적이다.

본 연구에서 얻은 분석을 통해서 얻은 결과들을 FT 반응뿐만 아니라 열제거가 필수적인 다른 발열반응 혹은 열을 공급해주어야 하는

흡열반응과 관련된 마이크로 채널 반응기의 설계에 적용할 수 있을 것으로 기대한다.

감 사

본 연구는 국토해양부 LNG플랜트 사업단, 산업통상자원부 에너지연구개발연구센터 및 산업통상자원부 한국에너지기술평가원(KETEP)의 지원을 받아 수행한 연구과제입니다.

Nomenclatures

H	: Height of process channel [mm]
I	: Unit tensor
\vec{J}_j	: Diffusion flux of species j [mol/m ² ·s]
L	: Gap between cooling surface and process channel [mm]
S	: Gap between process channels [mm]
W	: Width of process channel [mm]
\vec{v}	: Fluid velocity in the reactor [m/s]
h_j	: Heat transfer coefficient of species j [W/m ² ·K]
k_{eff}	: Effective conductivity [W/m·K]
μ	: Viscosity [kg/m·s]
ρ	: Fluid density in the reactor [kg/m ³]
τ_{eff}	: Viscous dissipation [m ² /s ³]

References

- Kim, H.-J., Choi, D.-K., Ahn, S.-I., Kwon, H. and Lim, H.-W., "Gtl Fpso-an Alternative Solution to Offshore Stranded Gas," *Ratio*, **1**, H₂O(2014).
- Sousa-Aguiar, E. F., Noronha, F. B. and Faro Jr, A., "The Main Catalytic Challenges in Gtl (gas-to-liquids) Processes," *Catalysis Science & Technology*, **1**, 698(2011).
- Van Loenhout, A., Van Zeelenberg, L., Roth, G., van Sheehan, E. and Jannasch, N., "Commercialization of Stranded Gas with a Combined Oil and Gtl Fpso," *Offshore Technology Conference*, Offshore Technology Conference(2006).
- Wilhelm, D., Simbeck, D., Karp, A. and Dickenson, R., "Syngas Production for Gas-to-liquids Applications: Technologies, Issues and Outlook," *Fuel Process. Technol.*, **71**, 139(2001).
- Franz, F. and Hans, T., "Process for the Production of Paraffin-hydrocarbons with More Than one Carbon Atom," Google Patents (1930).
- Iglesia, E., "Design, Synthesis, and Use of Cobalt-based Fischer-tropsch Synthesis Catalysts," *Appl. Catal. A: Gen.*, **161**, 59(1997).
- Almeida, L., Echave, F., Sanz, O., Centeno, M., Arzamendi, G., Gandia, L., Sousa-Aguiar, E., Odriozola, J. and Montes, M., "Fischer-tropsch Synthesis in Microchannels," *Chem. Eng. J.*, **167**, 536(2011).
- Knochen, J., Güttel, R., Knobloch, C. and Turek, T., "Fischer-tropsch Synthesis in Milli-structured Fixed-bed Reactors: Experimental Study and Scale-up Considerations," *Chem. Eng. Process: Process Intensification*, **49**, 958(2010).
- Gumuslu, G. and Avci, A. K., "Parametric Analysis of Fischer-tropsch Synthesis in a Catalytic Microchannel Reactor," *AIChE J.*, **58**, 227(2012).
- Keyser, M. J., Everson, R. C. and Espinoza, R. L., "Fischer-tropsch Kinetic Studies with Cobalt-manganese Oxide Catalysts," *Ind. Eng. Chem. Res.*, **39**, 48(2000).
- Davis, B. H., "Fischer-tropsch Synthesis: Overview of Reactor Development and Future Potentialities," *Top. Catal.*, **32**, 143(2005).
- LeViness, S., Tonkovich, A., Jarosch, K., Fitzgerald, S., Yang, B. and McDaniel, J., "Improved Fischer-tropsch Economics Enabled by Microchannel Technology," *White Paper generated by Velocys*(2011).
- Vosloo, A. C., "Fischer-tropsch: A Futuristic View," *Fuel Process. Technol.*, **71**, 149(2001).
- Deshmukh, S. R., Tonkovich, A. L. Y., Jarosch, K. T., Schrader, L., Fitzgerald, S. P., Kilanowski, D. R., Lerou, J. J. and Mazanec, T. J., "Scale-up of Microchannel Reactors for Fischer-tropsch Synthesis," *Ind. Eng. Chem. Res.*, **49**, 10883(2010).
- Hasan, M. I., Rageb, A., Yaghoubi, M. and Homayoni, H., "Influence of Channel Geometry on the Performance of a Counter Flow Microchannel Heat Exchanger," *Int. J. Therm. Sci.*, **48**, 1607(2009).
- Guo, Z.-Y. and Li, Z.-X., "Size Effect on Microscale Single-phase Flow and Heat Transfer," *Int. J. Therm. Sci.*, **46**, 149 (2003).
- Peng, X. and Peterson, G., "The Effect of Thermofluid and Geometrical Parameters on Convection of Liquids Through Rectangular Microchannels," *Int. J. Therm. Sci.*, **38**, 755(1995).
- Na, J., Jung, I., Kshetrimayum, K. S., Park, S., Park, C. and Han, C., "Computational Fluid Dynamics Study of Channel Geometric Effect for Fischer-tropsch Microchannel Reactor," *Korean Chem. Eng. Res.*, **52**, 826(2014).
- Arzamendi, G., Diéguez, P., Montes, M., Odriozola, J., Falabella Sousa-Aguiar, E. and Gandía, L., "Computational Fluid Dynamics Study of Heat Transfer in a Microchannel Reactor for Low-temperature Fischer-tropsch Synthesis," *Chem. Eng. J.*, **160**, 915(2010).
- Van Der Laan, G. P. and Beenackers, A., "Kinetics and Selectivity of the Fischer-tropsch Synthesis: A Literature Review," *Catalysis Reviews*, **41**, 255(1999).
- Tonkovich, A. L., Yuschak, T., Neagle, P. W., Marco, J. L., Marco, J. D., Marchiando, M. A., Keyes, L. W., Deshmukh, S. and Luzenski, R. J., "Laminated, Leak-resistant Chemical Processors; Methods of Making, and Methods of Operating," Google Patents(2012).
- Zhu, X., Lu, X., Liu, X., Hildebrandt, D. and Glasser, D., "Heat Transfer Study with and Without Fischer-tropsch Reaction in a Fixed Bed Reactor with tio₂, sio₂, and Sic Supported Cobalt Catalysts," *Chem. Eng. J.*, **247**, 75(2014).