

# 바이오매스 급속열분해 반응기내 열전달 특성

최 항 석\*<sup>1</sup>

## HEAT TRANSFER CHARACTERISTICS IN A FAST PYROLYSIS REACTOR FOR BIOMASS

Hang Seok Choi\*<sup>1</sup>

*The characteristics of flow and heat transfer in a bubbling fluidized bed are investigated by means of computational fluid dynamics (CFD). To simulate two-phase flow for the gas and solid flows, Eulerian-Eulerian approach is applied. Attention is paid for a heat transfer from the wall to fluidized bed by bubbling motion of the flow. From the result, it is confirmed that heat transfer is promoted by chaotic bubbling motion of the flow by enhancement of mixing among solid particles. In particular, the vortical flow motion around gas bubble plays an important role for the mixing and consequent heat transfer. Discussion is made for the time and space averaged Nusselt number which shows peculiar characteristics corresponding to different flow regimes.*

**Key Words** : 반응기(Reactor), 열전달(Heat Transfer), 유동층(Fluidized Bed), 이상유동(Two-phase Flow), 혼합(Mixing)

### 1. 서 론

유동층 (fluidized bed) 기술은 다상(multiphase)간의 혼합, 열전달 및 화학 반응율을 증가시키기 위하여 다양하게 개발되어 왔다[1]. 특히, 기계화학 플랜트 공정 중 화합물간의 반응율을 높이기 위한 유동층 반응기가 산업 현장에서 널리 사용되고 있으며, 고체연료를 이용하는 연소로 또는 보일러에도 사용되고 있다. 이러한 유동층 반응기는 고체상으로 구성된 유동매체에 가스상 또는 액체상의 유체를 불어넣어 유동매체인 고체 입자들을 유동시키는 기술이다. 특히, 유동층 반응기는 가스상과 고체상의 유동간의 활발한 상호작용으로 비교적 높은 열전달율을 나타낸다. 따라서, 유동층 반응기 내의 열전달에 관한 연구는 유동층 보일러에 대해서도 많이 다루어져 왔다. 특히, 유동층내에 열전달관을 삽입하여 유동매체의 유동에 의한 열전달 특성을 살펴보는 실험적인 연구가 중점적으로 이루어져 왔다[1-4]. 반면 유동층 반응기의 열전달 특성에 관하여 전산유체역학(Computational Fluid Dynamics)을 이용

한 수치해석적 연구는 실험적 연구에 비해 드물게 이루어졌고, 유동층내 원형관 주위의 평균 열전달율에 관한 연구가 주로 이루어졌다[5,6]. 따라서, 기체상과 고체상간의 대류에 의한 열전달에 대하여, 기체상의 유동이 고체상을 통과해 가면서 일어나는 일련의 전달현상에 대하여 구체적으로 살펴본 경우는 매우 드물다.

본 연구는 유동층 반응기를 이용하여 바이오매스(biomass)를 급속열분해(fast pyrolysis)하는 반응로에서, 전산유체역학을 이용하여 반응기내의 열전달 특성에 관한 연구를 수행하였다. 참고로 급속열분해 기술은 반응기 외부에서 전달된 열을 유동화(fluidization)되고 있는 유동매체를 통하여 대상 시료에 급속히 전달하는 기술이며, 이러한 경우 기체상 및 고체상의 유동형태가 시료로의 대류열전달에 많은 영향을 미친다. 참고로 유동층 열분해 반응기의 경우, 버너나 전기로를 이용하여 유동층 반응기의 벽면을 가열하여 간접적으로 유동층 내부를 가열해 주는 방법이 널리 사용된다. 따라서 본 연구에서는 이러한 경우를 대상으로, 외부에서 유동층 반응기의 벽면으로 열이 가해졌을 경우, 기체상 및 고체상의 유동에 의해 열이 어떻게 전달되어 가는지를 살펴보았다. 유동층내 기체상과 고체상의 해석을 위하여 Eulerian-Eulerian 방법을 사용하였으며, 유동층의 운전조건 변화에 따른 유동영역(flow regime)에 따라 유동층 반응기내의 열전달 특성이 어떻게 변하는지 살펴보았다.

접수일: 2009년 10월 9일, 수정일: 2009년 12월 15일,

게재확정일: 2009년 12월 18일.

1 정회원, 한국기계연구원, 그린환경에너지기계연구본부

\* E-mail: hschoi@kimm.re.kr

## 2. 계산 방법

### 2.1 지배방정식

기체상과 고체상의 이상유동에 대한 지배방정식으로 아래와 같이 Wachem et al.[7]이 정리한 Eulerian-Eulerian방법을 사용하였다.

- 연속방정식

$$\frac{\partial}{\partial t}(\epsilon_g \rho_g) + \nabla \cdot (\epsilon_g \rho_g \mathbf{v}_g) = 0 \quad (1)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\epsilon_{sj} \rho_{sj}) + \nabla \cdot (\epsilon_{sj} \rho_{sj} \mathbf{v}_{sj}) = 0 \quad (2)$$

여기서, "g" 와 "sj"는 각각 기체상과 여러 종류의 고체상이 존재할 경우 j번째의 고체상을 의미하며,  $\epsilon$ 은 기체상 또는 고체상의 체적분율(volume fraction)을 나타낸다. 참고로 본 계산에서는 유동매체인 하나의 고체상만 존재한다.

- 운동량 방정식

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\epsilon_g \rho_g \mathbf{v}_g) + \nabla \cdot (\epsilon_g \rho_g \mathbf{v}_g \mathbf{v}_g) &= -\epsilon_g \nabla P_g \\ &+ \nabla \cdot \boldsymbol{\tau}_g + \sum_{j=1}^n F_{gsj}(\mathbf{v}_{sj} - \mathbf{v}_g) + \epsilon_g \rho_g \mathbf{g} \end{aligned} \quad (3)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\epsilon_{sj} \rho_{sj} \mathbf{v}_{sj}) + \nabla \cdot (\epsilon_{sj} \rho_{sj} \mathbf{v}_{sj} \mathbf{v}_{sj}) &= -\epsilon_{sj} \nabla P_g \\ &+ \nabla \cdot \mathbf{S}_{sj} - F_{gsj}(\mathbf{v}_{sj} - \mathbf{v}_g) \\ &+ \sum_{k=1}^n F_{sksj}(\mathbf{v}_{sk} - \mathbf{v}_{sj}) + \epsilon_{sj} \rho_{sj} \mathbf{g} \end{aligned} \quad (4)$$

여기서  $\mathbf{v}$ 는 속도벡터를 나타내며,  $\boldsymbol{\tau}_g$ 와  $\mathbf{S}_{sj}$ 는 각각 기체상의 응력텐서(stress tensor) 및 고체상의 응력텐서를 나타낸다.  $F_{gsi}$ 와  $F_{sjk}$ 는 각각 기체상과 고체상간의 상호작용하는 힘(interface force)과 고체상간에 작용하는 힘에 대한 항력 계수(interphase drag coefficient)이다.

- 에너지 방정식

$$\begin{aligned} \epsilon_g \rho_g C_{Pg} \left( \frac{\partial T_g}{\partial t} + \mathbf{v}_g \cdot \nabla T_g \right) &= -\nabla \cdot \mathbf{q}_g \\ &+ \sum_{j=1}^n \gamma_{gsj} (T_{sj} - T_g) \end{aligned} \quad (5)$$

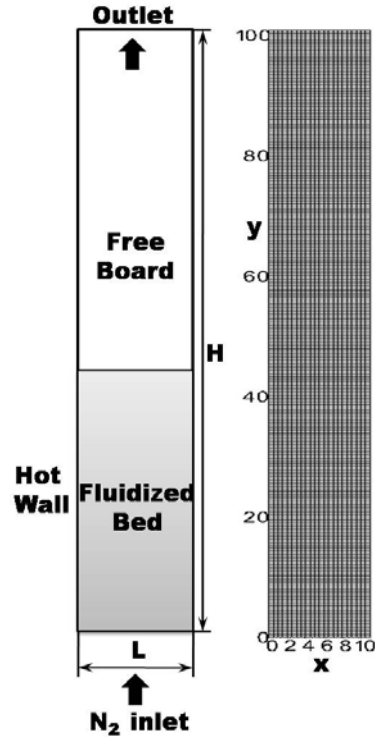


Fig. 1 Computational domain and grid structure

$$\begin{aligned} \epsilon_{sj} \rho_{sj} C_{Psj} \left( \frac{\partial T_{sj}}{\partial t} + \mathbf{v}_{sj} \cdot \nabla T_{sj} \right) &= -\nabla \cdot \mathbf{q}_{sj} \\ &- \gamma_{gsj} (T_{sj} - T_g) \end{aligned} \quad (6)$$

여기서 T는 각 상의 온도를 나타내며,  $\mathbf{q}$ 는 기체상 또는 고체상의 전도에 의한 열유속(heat flux)을 나타낸다.  $\gamma_{gsj}$ 는 기체상과 고체상간의 열전달 계수이다.

### 2.2 계산조건

앞 절의 지배방정식 (1-6)을 차분화하기 위하여 유한체적법(Finite Volume Method)이 사용되었다. 시간에 대한 차분화를 위하여 1차 implicit Euler법이 사용되었으며, 공간에 대해서는 2차 Superbee법이 사용되었다. 이러한 계산을 위하여 본 연구에서는 다상유동 솔버(solver)인 MFIX코드를 일부 수정하여 사용하였으며, 지배방정식의 차분화에 대한 자세한 사항은 다음의 참고문헌[8]에 잘 나타나 있다. Fig. 1은 본 연구에서 사용된 유동층 반응기의 계산영역 및 격자구조를 나타낸다. 그림에서 보듯이 질소가 급속열분해(fast pyrolysis) 반응기 아래쪽의 입구를 통해 주입되어 유동매체인 모래를 유동화시키며, 유동층을 통과한 질소가스가 유동매체가 없는 프리보드(free

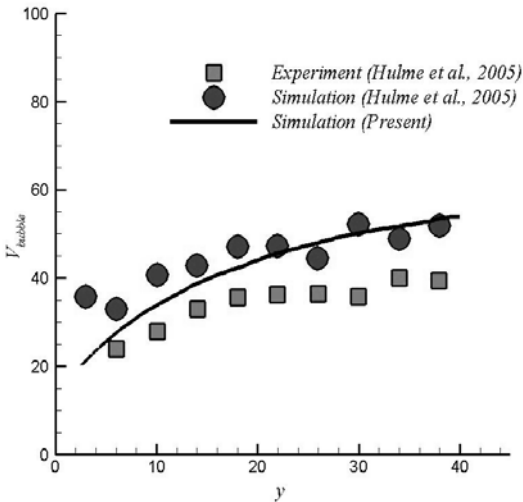


Fig. 2 Comparison of bubble rising velocity distribution.

board)를 거쳐 출구로 배출된다. 이때, 반응기의 유동층 (fluidized bed)부분의 왼쪽 벽이 일정한 온도조건으로 가열되며, 유동층의 유동특성에 따라 유동층 반응기내로 열이 전달된다. 참고로 벽면에서 전달된 열이 기포의 유동에 의해 퍼져 나가는 현상을 명확히 관찰하기 위하여 한쪽 벽면만 가열하였다.

본 연구의 유동층반응기는 열전달이 없는 Hulme et al.[9]의 반응기 형상과 실험조건을 따랐으며, Hulme et al.[9]의 계산과 같이 2차원 계산영역에 대하여 수치해석을 수행하였다. 참고로 Hulme et al.[9]가 언급한 것과 같이, 원통형 기포 유동층 반응기의 경우는 2차원 계산만으로도 적절한 예측을 할 수 있어, 실제 유동층 반응기의 설계 시, 2차원 계산이 계산 비용절감을 위하여 많이 사용되고 있다. 또한 본 계산은 기포 유동층 영역의 유동장만 계산한 Hulme et al.[9]와는 다르게 유동장 내 열전달에 대하여 유동영역을 변화시켜 가면서 계산하였다. 본 계산에서 사용된 반응기의 형상, 계산영역 및 계산조건은 아래의 Table 1에서 보여준다. 본 연구에서는 유동층 반응기의 유동영역(flow regime)에 따른 열전달 특성을 살펴보기 위해, 질소의 주입속도를 달리하여 계산을 수행하였다. 따라서, case1, case2 및 case3에 대하여 각각 계산을 수행하였으며, 각각의 경우 반응기내 유동이 기포유동(bubbling fluidization), 최소유동(minimum fluidization) 및 슬러그유동(slugging fluidization)의 유동 양상을 나타낸다.

또한 본 계산에서는 최소유동을 위한 체적분율(voidage of minimum fluidization)을 0.42로 설정하였으며, 고체입자에 대한 복원계수(coefficient of restitution) 및 내부마찰각(angle of internal friction)은 각각 0.9 및 30°로 주어졌다. 본 계산에서

는 유동층 반응기에서 많이 사용되는 모래를 고체입자로 선정하였고, 모래입자의 평균직경이 200 μm로 주어졌으며, 이는 Geldart B입자[1]로 구별되어진다. 여기서 모래의 밀도는 2.5 g/cm<sup>3</sup>으로 주어졌다. 특히, 본 계산에서는 기체상과 고체상간 운동량전달의 계산을 위하여 Syamlal과 O'Brien[10]의 항력 (drag)모델을 사용하였으며, 온도차에 의한 부력의 영향을 최소화하기 위하여, 최대온도와 최소온도의 온도차가 10℃로 주어졌다.

### 3. 계산 결과

본 계산에 앞서 기체상과 고체상간의 이상유동에 대한 수치해석 코드 및 계산 조건의 검증을 위하여 Hulme et al.[9]의 기포유동층 실험에 대해 계산하여, Fig. 2에서 그의 실험 및 계산 결과와 비교하였다. Fig. 2는 유동층 반응기내에서 발생한 기포의 평균 속도를 유동층 반응기의 높이에 대하여 나타낸 그림으로써, 기포가 상승할수록 속도가 증가함을 알 수 있다. 그림에서 본 계산의 경우 Hulme et al.[9]의 실험값보다는 조금 큰 값을 가지고, 계산값과는 조금 작거나 비슷한 값을 가지나, 경향은 거의 유사함을 알 수 있다. 따라서, 기포유동층의 열전달 특성을 살펴보는 본 계산의 목적에 크게 벗어나

Table 1 Calculation conditions

Computational Domain (2-Dimensional)	
Length(L)	10 cm
Height(H)	100 cm
Grid Allocation	20 x 300
Boundary Conditions for Case1	
N <sub>2</sub> Inlet	Dirichlet (V <sub>inlet</sub> =18.6 cm/s, T <sub>inlet</sub> =300K)
Outlet	Neumann
Left Wall	No-slip, T <sub>wall</sub> =310K
Right Wall	No-slip, T <sub>wall</sub> =300K
Boundary Conditions for Case2	
N <sub>2</sub> Inlet	Dirichlet (V <sub>inlet</sub> =9.3 cm/s, T <sub>inlet</sub> =300K)
Outlet	Neumann
Left Wall	No-slip, T <sub>wall</sub> =310K
Right Wall	No-slip, T <sub>wall</sub> =300K
Boundary Conditions for Case3	
N <sub>2</sub> Inlet	Dirichlet (V <sub>inlet</sub> =37.2 cm/s, T <sub>inlet</sub> =300K)
Outlet	Neumann
Left Wall	No-slip, T <sub>wall</sub> =310K
Right Wall	No-slip, T <sub>wall</sub> =300K

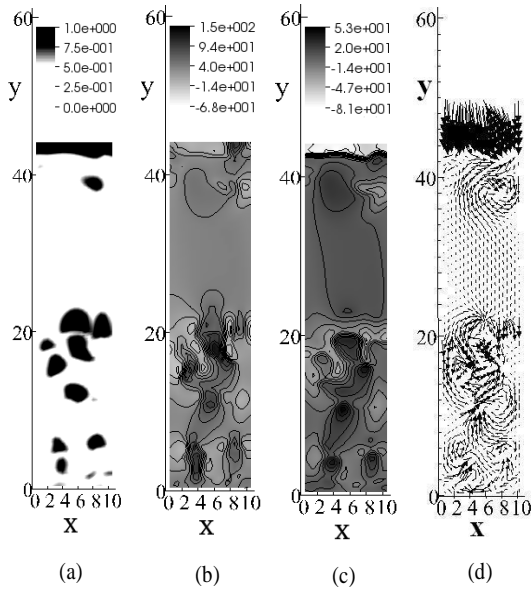


Fig. 3 Gas and solid flow characteristics for case 1: (a) gas volume fraction; (b) gas streamwise velocity; (c) solid streamwise velocity; (d) solid velocity vector map

지는 않는다고 할 수 있다. 참고로 Hulme et al.[9]의 결과에서 나타난 바와 같이, 계산값과 실험값의 차이는 실험시 불규칙하게 생성되는 기포의 체적 및 기포의 평균속도를 정확하게 측정하기가 어렵고, Hulme et al.[9]가 설명한바와 같이 실험의 경우, 유동매체로 쓰인 고체입자들의 크기가 일정하지 않고, 또한 형상이 구형 형상을 가지지 않아 추가적인 항력이 발생할 수 있어 계산값과 차이를 보인다.

Fig. 3은 유동층 반응기내 어느 한순간에 대해 기체의 체적분율과 유동방향 속도분포 그리고 고체입자의 유동방향 속도분포 및 속도벡터를 나타낸다. Fig. 3(a)의 체적분율 분포에서 보듯이, 유동층의 입구에 질소를 주입함으로써, 고체상의 사이에 작은 기포들이 생성되며, 이러한 기포가 상승하면서 서로 중첩되거나 또는 고체상 사이를 흐르는 기체의 유입으로 좀 더 큰 기포를 생성하게 된다. 이는 시간 및 x방향에 대해 평균한 평균 기포 지름( $D_{bubble}$ )을 계산한 Fig. 4에서 확인할 수 있다. 그림에서 보듯이 입구에서 출구쪽으로 갈수록 점차적으로 평균 기포 지름은 증가하게 된다. 이렇게 생성된 거대 기포는 더욱 빠른 속도로 상승하게 되나, 반면 기포 주위의 유동은 Fig 3(b)와 같이 기포를 중심으로 형성된 와류에 의하여 유동방향으로 음의 속도분포를 나타낸다. 이러한 와류는 기포의 상승에 따라 고체상간의 혼합 및 이로 인한 열전달을 촉진하게 되며, 기포주위에 발생한 가스상 또는 고체상의 와류는 Fig. 3(d)의 고체상의 속도 벡터에서도 확인할 수

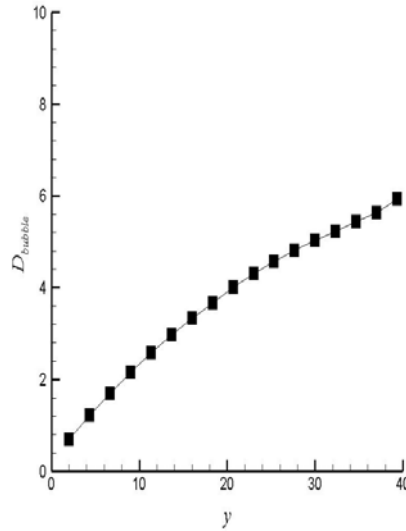


Fig. 4 Time and space averaged bubble diameter along the streamwise direction

있다. Fig. 3(c)에서 유동매체인 고체입자의 속도분포는 기체의 속도분포와 매우 유사한 분포를 나타내며, 따라서 기포의 유동에 의해 고체입자의 혼합이 크게 좌우되며, 또한 열전달도 크게 영향을 받는다.

Fig. 5-8은 기포와 기체상의 온도분포를 서로 인접한 시간에 대해 나타낸 그림으로 기포는 검은 실선으로, 온도는 회색의 명암으로 나타내었다. 또한 Fig. 5-8은 유동층 반응기의 대표적인 유동영역인 기포유동(bubbling flow), 최소유동화(minimum fluidization)와 슬러그유동(slugging flow)을 나타내며, Table 1에서 나타낸바와 같이 각각 case1, case2와 case3로 표시하였다. 우선, 유동층 반응기의 유동영역 중 기포유동영역인 case1에 대하여 Fig. 5와 Fig. 6에서 살펴보았다. Fig. 5(a)의 검은 동그라미 부근에서 알 수 있듯이, 기포유동층의 입구 근처인 유동의 상류에서는 입구 근처에서 생성된 작은 기포가 상승하면서 벽면으로부터 전달된 고온의 영역을 통과하게 되고, 이때 Fig. 5(b)와 같이 기포의 상승과 이에 따른 주위 기체상 및 고체상의 와류에 의하여 고온영역이 기포의 오른쪽 부근으로 대류되어 유동층의 중간부분으로 열이 전달된다. 이렇게 전달된 열은 Fig. 5(c)에서 보듯이 기포 주위의 와류에 의해 기포의 아래쪽으로 퍼져나간다. 유동 상류에서는 이렇게 벽면에서 전달된 열이 기포의 움직임에 의하여 반응기 내로 퍼져나감을 알 수 있다. 반면 Fig. 6에서 보듯이 유동층의 끝 부근인 하류부에서는 기포들의 중첩으로 생성된 거대 기포가 고온의 벽면과 접촉함에 따라 벽면의 열이 기포주위의 와류에 의해 기포 상부 표면에서 기포 내부로 열이 전달되어 기포내 기체가 가열된다. 이렇게 가열된 기포가 상

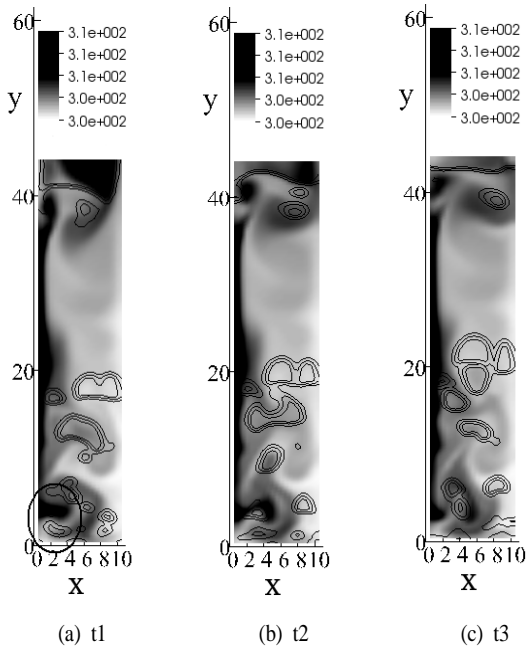


Fig. 5 Contours of gas volume fraction and gas temperature for case1

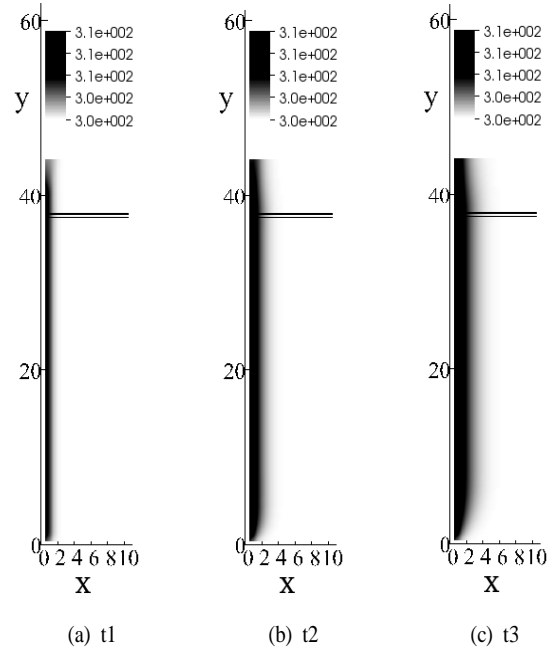


Fig. 7 Contours of gas volume fraction and gas temperature for case2

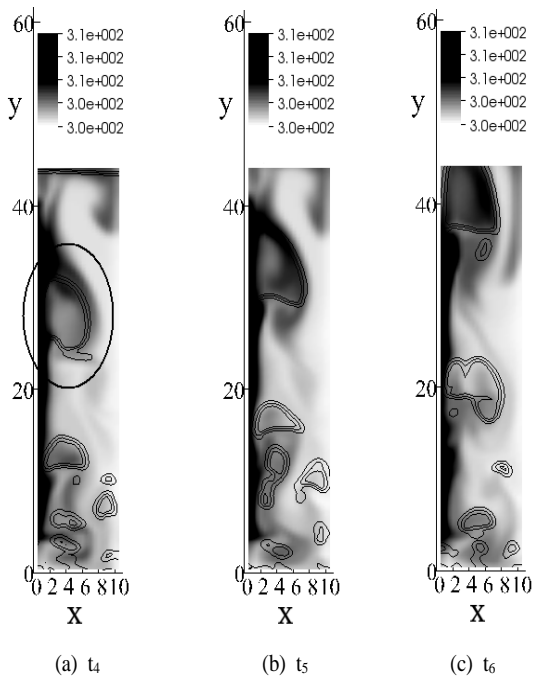


Fig. 6 Contours of gas volume fraction and gas temperature for case1

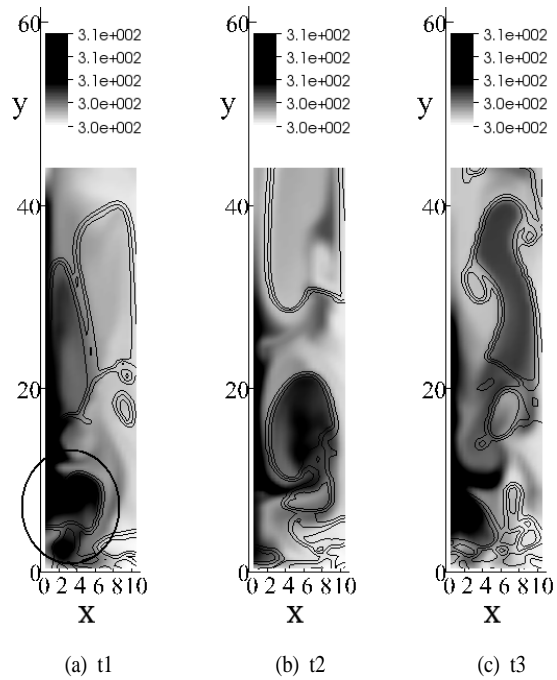


Fig. 8 Contours of gas volume fraction and gas temperature for case3

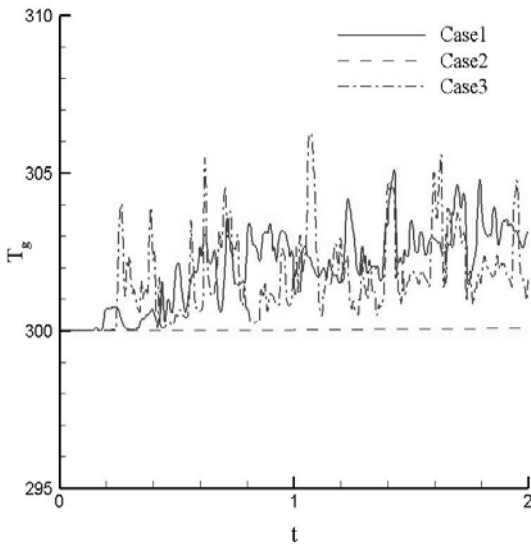


Fig. 9 Comparison of gas temperature distribution at  $x/L=0.425, y/L=0.283$

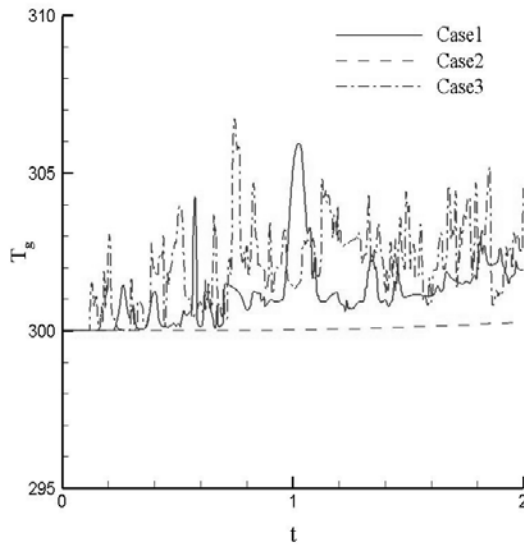


Fig. 11 Comparison of gas temperature distribution at  $x/L=0.425, y/L=3.28$

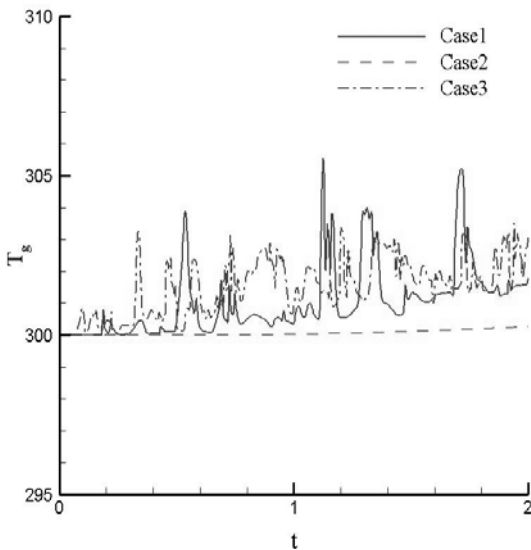


Fig. 10 Comparison of gas temperature distribution at  $x/L=0.425, y/L=1.62$

승할수록 고온의 기포로부터 주위에 열이 전달됨을 알 수 있다.

Fig. 7은 case2인 최소유동화조건에 대한 그림으로, 최소유동화 조건이란 반응기내 기포가 생성되기 바로 직전의 유동

상태를 형성하는 질소의 특정 유량조건을 의미한다.

Fig. 7은 최소유동화조건인 case2에 대하여, 기체의 체적분율과 기체의 온도분포를 나타낸 그림이다. 그림에서 보듯이 최소유동화조건에서는 기포의 생성이 없기 때문에 Fig. 5나 Fig. 6에서 나타난 검은 실선의 분포가 없다. 이러한 최소유동화의 경우에는 시간의 경과에 따라 열이 거의 전도에 의해 벽면에 수직으로 전달되며, 앞의 기포유동층에 비해 열전달이 현저히 감소됨을 알 수 있다. 따라서 벽면의 열이 반응기의 중앙까지도 미치지 못하고 가열벽면 근처에 국한됨을 알 수 있다. Fig. 8은 case3의 슬러그유동에 대한 열전달 특성을 나타내는 그림으로, Fig. 8(a)의 검은 동그라미는 어느 순간 슬러그 기포가 처음 생성되는 지점을 나타낸다. 그림에서 보듯이 유동층 상류의 입구 부근에서는 기포가 생성되는 과정에서 고온의 벽면으로부터 열을 전달받아 기포내의 기체 전체가 가열되고, 이렇게 가열된 기포가 상승하면서 주위의 작은 기포나 고체 사이를 흐르는 기체를 흡수하여 거대한 슬러그를 형성하게 된다. 이렇게 형성된 고온의 슬러그의 상승과 이의 후류에 의하여 슬러그가 통과하는 국부영역 및 주위의 기체 및 고체입자에 열이 전달되는 열전달 특성을 타나낸다. 특히, 거대한 슬러그가 빠른 속도로 상승하면서 유동층의 끝단에서 붕괴되어, 유동층의 교란이 더욱 심화되며 이에 따른 열전달이 촉진된다.

Fig. 9-11은 일정 시간 동안 유동층의 하단, 중단 및 상단의 세부분에서 기체의 온도를 샘플링(sampling)하여 시간에 따

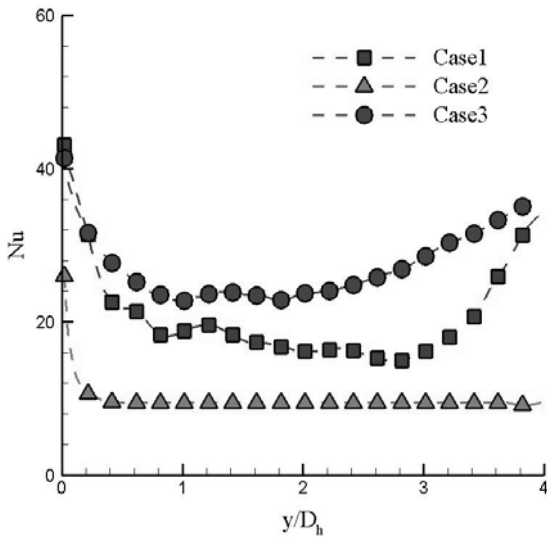


Fig. 12 Comparison of time averaged wall Nusselt number distribution for the three different cases

른 기체의 온도분포를 각각의 case에 대하여 비교하여 나타낸 그림이다. Fig. 9의 유동층 하류의 경우, 기포가 샘플링 위치를 통과함에 따라 변하는 온도 진폭(amplitude)의 국소(local) 최대값은 case3의 경우가 크나, 순간적인 온도 변동(fluctuation)의 주기는 기포유동인 case1의 경우가 짧아, case1의 경우가 유동층내 이상유동의 교란이 제일 활발히 일어남을 알 수 있다. 이 경우 벽면으로 부터의 열전달율이 제일 클 것이라 예측된다. 반면 유동층의 중단 및 상부로 갈수록, 슬러그 유동층인 case3의 경우가 온도 변동의 주기가 가장 짧아지고 있어, 유동의 교란에 의해 촉진된 벽면으로 부터의 열전달이 가장 증대됨을 예측 할 수 있다. 그러나 최소유동화(최소유동화)의 경우, 기포에 의한 고체 혼합 및 이에 따른 열전달의 촉진 없기 때문에, Fig. 9-11에서 나타난 바와 같이 유동층 중앙부(x/L=0.425)에서의 온도는 거의 일정하게 유지된다. 따라서 위의 그림들에서 가열된 벽면으로 부터의 열전달은 case3, case1 및 case2의 순으로 증대될 것이라 예측되며, 이러한 열전달 특성은 Fig. 12에서 확인할 수 있다.

Fig. 12는 유동층 반응기의 가열되고 있는 왼쪽 벽면에서의 Nusselt수 분포를 나타내는 그림으로, 기포의 발생이 무질서하게(random) 일어나는 준정상상태(quasi-steady state)의 일정 시간동안 시간 평균한 값을 나타낸다. 또한 가열 벽면의

Nusselt수는 
$$Nu = \frac{\dot{q}D_h}{\kappa_f(T_{wall} - T_{bulk})}$$
의 식에 의해 계산되었으며, 여기서  $\dot{q}$ 는 벽면을 통과하는 열유속(heat flux),  $D_h$ 는 수

력직경(hydraulic diameter), 그리고  $\kappa_f$ 는 유체의 열전도계수(thermal conductivity)를 나타낸다. 그림에서 보듯이 기포가 발생하는 경우는 전반적으로 차가운 질소가 주입되는 유동층 입구에서 열전달이 제일 크게 일어나며, 유동 방향으로 갈수록 Nusselt수가 감소하다가, 기포의 유속이 증가함에 따라 Nusselt수가 다시 증가하며, 유동층의 끝단 부근에서는 기포의 붕괴에 따른 유동층의 교란으로 열전달이 더욱 촉진되어 Nusselt수가 더욱 증가하게 된다. 반면 기포의 생성이 없는 최소유동조건(최소유동화)의 경우는 유동층의 입구 부근에서 약간 Nusselt수가 증가하나, 유동방향의 위쪽으로 갈수록 거의 변화가 없다. Fig. 9에서 예측할 수 있듯이, 유동층 입구 부근에서는 기포유동 조건인 case1의 Nusselt수가 다른 경우에 비해 약간 큰 값을 가짐을 알 수 있다. 그러나 앞의 결과들로부터 알 수 있듯이 유동입구를 제외한 전반적 영역에서 슬러그유동층의 경우가 벽면으로 부터의 열전달이 제일 활발함을 알 수 있고, 따라서 Nusselt수도 가장 큰 값을 갖는다.

#### 4. 결론

본 연구에서는 바이오매스(biomass)를 급속열분해(fast pyrolysis)를 하는 유동층 반응기내 기체와 고체간의 이상유동에 대하여 전산유체역학을 이용한 수치해석을 수행하였다. 급속열분해 기술은 무산소 분위기에서, 반응기 외부에서 유입된 열을 유동화(fluidization)되고 있는 유동매체를 통하여 대상 시료에 급속히 전달하는 기술이며, 이러한 경우 기체상 및 고체상의 유동형태가 대류열전달에 많은 영향을 미친다. 따라서 본 연구에서는 이러한 경우를 대상으로, 외부에서 유동층 반응기의 벽면으로 열이 가해졌을 경우 기체상 및 고체상의 유동에 의해 어떻게 열이 전달되어 가는지를 살펴보았다. 유동층내 기체상과 고체상의 해석을 위하여 Wachem et al.[7]이 제시한 Eulerian-Eulerian방법을 사용하였으며, 유동층의 유동영역(flow regime)에 따라 유동층 반응기내의 열전달 특성이 어떻게 변하는지 살펴보았다. 기포유동층의 경우 유동층의 하단에서는 기포의 상승과 이에 따른 주위 와유동에 의하여 고온영역이 유동층의 중앙부근으로 대류 되어 벽면에서 전달된 열이 반응기내로 퍼져나감을 알 수 있다. 또한 유동층의 하류 근방에서는 기포들의 증첩으로 생성된 거대 기포가 고온의 벽면과 접촉함에 따라 벽면의 열이 기포주위의 와유동에 의해 기포 상부 표면에서 기포 내부로 열이 전달되어 기포내 기체가 가열된다. 이렇게 가열된 기포가 상승할수록 고온의 기포로부터 주위에 열이 전달됨을 알 수 있다. 이러한 거대 기포의 특성은 슬러그유동에서 더욱 잘 나타나고, 세 가지의 유동영역 중, 슬러그유동에 의해 유동층의 교란이 가장 심하게 일어난다. 결과적으로 고온의 벽면으로 부터의 열전달을

나타내는 Nusselt수가 슬러그유동에서 가장 크게 나타난다. 이상의 결과에서, 유동층내 기포유동 및 이에 따른 와류동에 의한 열전달 증대 효과와 유동층 반응기의 운전조건에 따른 유동영역 변화에 대한 열전달 특성을 파악 하였다.

### 참고문헌

- [1] 1991, Kunii, D. and Levenspiel, O., *Fluidization Engineering*, Butterworth-Heinemann, Newton.
- [2] 1995, Pence, D.V. et al., "Deterministic Chaotic Behavior of Heat Transfer in Gas Fluidized Beds," *J. Heat Transfer*, Vol.177, pp.465-472.
- [3] 2006, Friedman, J. et al., "Heat Transfer to Small Horizontal Cylinders Immersed in a Fluidized Bed," *Trans. ASME, J. Heat Transfer*, Vol.128, pp.984-989.
- [4] 2007, Natale, F.D. et al., "Surface to Bed Heat Transfer in Fluidized Beds: Effect of Surface Shape," *Powder Technology*, Vol.174, pp.75-81.
- [5] 1999, Schmidt, A. and Renz, U., "Eulerian Computation of Heat Transfer in Fluidized Beds," *Chemical Engineering Science*, Vol.54, pp.5515-5522.
- [6] 2000, Schmidt, A. and Renz, U., "Numerical Prediction of Heat Transfer in Fluidized Beds by a Kinetic Theory of Granular Flows," *Int. J. Therm. Sci.*, Vol.39, pp.871-885.
- [7] 2001, Wachem, B.G.M. et al., "Comparative Analysis of CFD Models of Dense Gas-Solid Systems," *AIChE Journal*, Vol.47, pp.1035-1051.
- [8] 1993, Syamlal, M. et al., "MFIX Documentation Theory Guide," *Technical Note*, DOE/METC-94/1004, NTIS/DE94000087, U.S. Department of Energy, Office of Fossil Energy, Morgantown Energy Technology Center Morgantown, WV, National Technical Information Service, Springfield, VA.
- [9] 2005, Hulme, I. et al., "CFD Modeling and Validation of Bubble Properties for a Bubbling Fluidized Bed," *Ind. Eng. Chem. Res.*, Vol.44, pp.4254-4266.
- [10] 1988, Syamlal, M. and O'Brien, T.J., "Simulation of Granular Layer Inversion in Liquid Fluidized Beds," *Int. J. Multiphase Flow*, Vol.14, pp.473-481.