

순산소 연소용 축열시스템 내에서의 열 유동 수치해석

강 관 구,¹ 홍 성 국,² 노 동 순,^{*2} 유 흥 선³

¹한국해양과학기술원 선박해양플랜트연구소

²한국에너지기술연구원

³중앙대학교 기계공학부

A NUMERICAL STUDY ON THE HEAT AND FLUID FLOW IN A REGENERATIVE OXY-FUEL COMBUSTION SYSTEM

K. Kang,¹ S.K. Hong,² D.S. Noh^{*2} and H.S. Ryou³

¹Maritime and Ocean Engineering Research Institute, Korea Institute of Ocean Science & Technology.

²Korea Institute of Energy Research

³School of Mechanical Engineering, Chung-Ang Univ.

A pure oxygen combustion technology is crucial in Carbon Capture and Storage (CCS) technology especially in capturing of CO₂, where CCS will reduce 9 GtCO₂ by 2050, which is 19% of the total CO₂ reduction amount. To make pure oxygen combustion feasible, a regenerative system is required to enhance the efficiency of pure oxygen combustion system. However, an existing air combustion technology is not directly applicable due to the absence of nitrogen that occupies the 78% of air. This study, therefore, investigates the heat and fluid flow in a regenerative system for pure oxygen combustion by using commercial CFD software, FLUENT. Our regenerative system is composed of aluminium packed spheres. The effect of the amount of packed spheres in regenerator and the effect of presence or absence of a bypass of exhaust gas are investigated. The more thermal mass in regenerator makes the steady-state time longer and temperature variation between heating and regenerating cycle smaller. In the case of absence of bypass, the regenerator saturates because of enthalpy imbalance between exhaust gas and oxygen. We find that 40% of exhaust gas is to be bypassed to prevent the saturation of regenerator.

Key Words : 축열 연소 시스템(Regenerative combustion system), 축열체(Regenerator), 산업용 로(Industrial furnace), 순산소연소(Pure oxygen combustion), 전산유체역학(CFD)

1. 서 론

지구온난화의 주원인인 CO₂ 배출은 대부분 화석연료의 연소에 기인한다. 현재 경제활동에 필요한 에너지공급은 대부분 화석에너지에 근간을 두고 있고, 이러한 산업구조는 최소한 향후 40-50년간은 지속될 것으로 전망된다. 특히 철강 산업은 2007년 기준, 전 세계 에너지 소비의 2.8%의 비중을 차지하고 [1], 이는 제조업 에너지 소비의 12.1%에 해당한다. 한국과 일본의 경우, 철강 산업은 그 비중이 더욱 높아 제조업 에너지

소비량 중 차지하는 비율은 20% 수준이다. 또한 철강 산업은 전 세계 탄소 배출량의 5.2%를 차지하여, 온실가스 배출 규제에 매우 큰 영향을 받게 되고 철강 산업이 배출할 온실가스량은 철강 소비의 증가와 더불어 지속적으로 증가될 전망이다.

CO₂를 저감하기 위해서 전 세계적으로 많은 노력이 이루어지고 있는데, 이 중 CO₂ 포집 및 저장(CCS; Carbon Capture and Storage) 기술은 현재까지 알려진 기술 중에서 CO₂를 가장 대용량으로 저감시킬 수 있는 대안 기술이다. 몇몇 선진국들이 현재 소규모로 운영 중이고, 대규모 저장을 위한 상용화 기술개발에 박차를 가하고 있다. 순산소 연소는 CCS에서 CO₂ 포집부분에서 매우 유용하게 사용될 수 있는 기술로, CO₂ 포집을 효율적으로 달성하기 위해서는 상용화가 절실하다. 순산소 연소 기술은 화력 발전소뿐만 아니라 제철소에서도 CO₂를

Received: March 11, 2013, Revised: September 30, 2013,

Accepted: September 30, 2013.

* Corresponding author, E-mail: dsnoh@kier.re.kr

DOI <http://dx.doi.org/10.6112/kscfe.2013.18.3.001>

© KSCFE 2013

적절히 포집할 수 있고, 철강 산업은 이미 에너지 절감이 많이 이루어진 산업분야로 CO₂ 저감이 매우 어려운 산업이므로 순산소 연소기술은 CO₂ 저감 방안으로 적절히 활용될 수 있다.

공기를 산화제로 이용하는 통상의 연소시스템에 속달된 사용자의 입장에서는 산소의 고온예열에 따른 안전성 및 산소 제조 비용으로 인하여 순산소 연소에 부담이 있다. 하지만 연료 단가 대비 산소단가가 낮아져서 연료 절감형 축열식 연소 기술을 적용하면 순산소 연소 기술은 경제성을 확보할 수 있다. 축열식 순산소 연소기술은 고온 예열 산소를 고농도 CO₂ 배가스와 일정비율 혼합 사용하여 시스템 운전제어의 신뢰성을 향상시킬 수 있고, 이를 통해 안정성 문제를 불식시킬 수 있다. 하지만 순산소 연소기술의 상용화를 위해서는 추가적인 경제성 및 에너지 효율의 증대는 필수 불가결하다.

축열연소시스템(Regenerative Combustion System)은 연료-공기(또는 산소) 노즐부와 연소기를 공업로에 2대를 1조로 하여 장착하고, 주기적으로 연소/배기과정을 절환 시키면서 피열물을 가열하는 기술이다. 좀 더 자세히 설명하면, 재생과정(Regenerating Process)에 해당하는 버너는 예열된 축열체를 이용하여 상온의 공기를 고온으로 만든 후 화염을 생산하고, 반면 축열과정(Heating Process)에 해당하는 버너는 배가스를 유입하면서 축열물의 온도를 상승시킨다. 절환 후 이전 사이클에서 축열과정이었던 버너는 재생과정의 역할을 하게 되고, 반면 재생과정의 역할이었던 버너는 축열과정의 역할을 하게 된다. 이러한 축열/재생과정을 반복하는 시스템을 축열연소시스템이라 한다. 축열시스템의 장점은 크게 아래와 같이 2가지로 나누어진다.

- (1) 에너지 효율 상승: 고온의 배가스 현열을 직접적인 열교환을 통해서 연소용 공기의 예열로 회수하고, 고온 공기에 의한 연소를 통해 연소 화염의 고온화 및 연소로 내 분위기 온도의 고온화와 배가스 현열의 최대 85%까지 회수가 가능하다[2].
- (2) 로내 온도분포의 균일화: 주기적인 절환운전으로 인한 로내 난류 혼합의 증가가 로내의 온도 균일화가 가능하다[3].

이러한 축열연소 시스템은 이미 상용화되어 연소로의 고성능화 및 고효율 화에 크게 기여하고 있다. 하지만 기존 공기를 사용하는 축열연소시스템을 순산소 축열 연소 시스템에 직접 적용시키는 데는 배가스 온도 및 축열/재생 열량이 확연히 틀려서 여러 문제점이 존재한다. 공기 연소용 축열기의 경우, 배가스와 공기의 대부분을 질소가 차지하게 되고, 따라서 축열과정 시 축적되는 열량과 재생과정 시 공기의 온도를 상승시키는 데 필요한 열량이 비슷하다. 단순 이론계산에서 유도된 축열/재생과정 열량비는 1:1.2 정도이나 20% 정도의 열

손실을 고려하면 축열/재생과정의 열량비는 1:1 정도가 되기 때문이다[3-7]. 순산소 연소 전용 축열시스템의 경우 불활성기체 질소가 부재하여 축열과정에서의 축열열량이 재생과정에서 산소의 온도를 올리는데 필요한 재생열량보다 1.5배 이상 커서 축열체의 열 수급 불균형으로 장기 운전시 축열/재생기능 저하의 우려가 있다. 따라서 순산소 연소 축열시스템에서 축열체의 포화를 방지하기 위해서 배가스의 일부를 Bypass시켜 다른 용도로 사용해야 한다.

순산소 연소용 축열시스템을 안정적으로 운행하기 위해서는 축열/재생과정 간에 에너지 균형을 맞추어야 하고 이를 위해서는 배가스의 Bypass는 반드시 필요하다. 이에 본 연구에서는 배가스의 Bypass가 순산소 연소용 축열연소시스템의 열 유동장에 미치는 영향을 알아보았다. 또한 축열물의 장입량의 영향을 알아보고자 축열물 장입량을 바꿔 가며 수치해석을 수행하였다. 마지막으로 순산소 축열연소시스템의 효율 측면에서 중요한 노즐 부위에서 산소와 연료의 혼합성능에 대해서 알아보았다.

2. 지배방정식 및 수치해석 방법

2.1 지배방정식

구형 축열물(packed sphere)를 축열체로 가지는 순산소연소용 축열시스템 내에서의 열 유동장을 FLUENT Ver. 13[8]을 사용하여 수치해석 하였다. 구형 축열체를 통과하는 유체의 속도변화 및 압력변화를 해석하기 위해 1차원 Ergun 방정식[9]을 사용하였다. 축열체 내에서의 온도장을 해석하기 위해서 기존의 에너지 방정식을 수정하여 지배방정식으로 사용하였다. 축열체 이외의 부분에는 널리 알려진 Navier-Stokes 방정식, 에너지 방정식을 사용한다. 난류 모델로는 Realizable k-ε 모델[10]을 사용하였다. 축열체 내에서 열유동장을 해석하기 위해서 사용한 방정식들에 대해서 아래와 같이 설명하고자 한다.

2.1.1 운동량 방정식

구형 축열체가 장입된 축열체는 다공성 물질로 가정할 수 있다. 이러한 다공성 물질 내에서의 유동장을 해석하기 위해서 아래와 같은 Ergun 방정식[9]을 사용하여 해석할 수 있다.

$$\frac{dP}{L} = -\frac{A\mu(1-\epsilon)^2 u}{\epsilon^3 D_p^2} - \frac{B\rho(1-\epsilon)u^2}{\epsilon^3 D_p} \quad (1)$$

여기서 A , B 는 상수이고 ϵ 는 다공도(porosity), D_p 는 구형 축열물의 직경을 나타낸다. 본 연구에서는 상수 값으로 $A = 150$, $B = 1.75$ 을 적용하였다. 축열체에서의 다공도 ϵ 는 다음

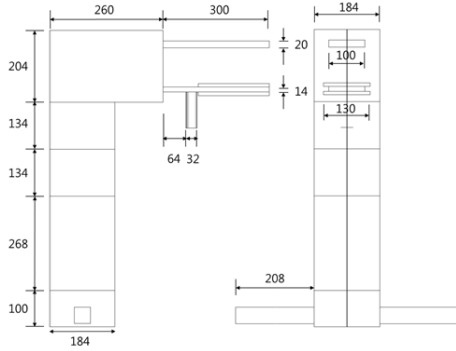


Fig. 1 A drawing of regenerative system (Units are millimeters)

과 같이 결정하였다.

$$\epsilon = \frac{1}{(D/D_p)^2} + 0.375 \quad (2)$$

여기서 D는 축열체를 담고 있는 실린더의 직경을 나타내며 $D/D_p \geq 2.033$ 인 경우에 대한 적용 가능하다. 본 연구에서 사용된 직경 5 mm 구형 축열체, 수력 직경이 184 mm 축열체 케이스의 경우 식 (2)로부터 0.376의 다공도를 얻을 수 있다. Permeability는 식 (1)로부터 아래와 같이 계산된다.

$$\alpha = \frac{D_p^2}{150} \frac{\epsilon^3}{(1-\epsilon)^2} = 2.27 \times 10^{-8} m^2 \quad (3)$$

2.1.2 다공성 물질 내에서의 에너지 방정식

일반적인 에너지 방정식에서 전도에 의한 열유속항과 비정상항을 수정하여 다공성물질 내에서의 에너지 전달을 고려할 수 있게 하였다. 전도 열유속은 유효 전도도를 적용하였고, 비정상항은 다공성 물질 영역에서 고체의 열관성을 고려하였다. 구체적인 에너지 방정식은 아래와 같다

$$\frac{\partial}{\partial t}(\epsilon \rho_f E_f + (1-\epsilon)\rho_s E_s) + \nabla \cdot (\vec{u}(\rho_f E_f + p)) = \nabla \cdot k_{eff} \nabla T \quad (4)$$

여기서 E_f 는 총유체에너지, E_s 는 총고체에너지, k_{eff} 는 유효열전도도다. 유효열전도도는 유체의 열전도도와 고체의 열전도도의 체적평균으로 계산되고 구체적인 수식은 다음과 같다.

$$k_{eff} = \epsilon k_f + (1-\epsilon)k_s \quad (5)$$

여기서 k_f 와 k_s 는 각각 유체와 고체의 열전도도이다.

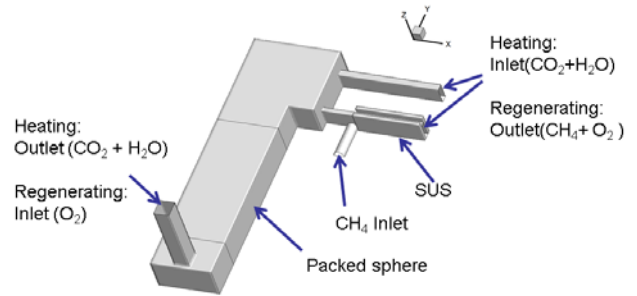


Fig. 2 Schematic diagram of regenerative system with explanation

2.2 축열시스템 개요 및 수치해석 방법

본 연구에서는 실제 산업 현장에서 쓰일 수 있는 상용스케일의 축열시스템에 대해서 축열/재생 전환과정의 반복을 통하여 축열시스템이 정상상태에 도달하는 과정을 해석한다. 연구에서 사용된 실제 스케일의 축열시스템 전체의 도면은 Fig. 1에 나타났다. Fig. 1의 우측그림에서처럼, 축열시스템은 좌우로 대칭을 이루므로 전단 면에 대칭조건(Symmetric condition)을 적용하여 전체 도메인의 절반에 대해서만 계산을 수행하였다.

Fig. 2는 본 연구에서 사용한 축열시스템의 구조를 축열/절환과정에 대해서 보여준다. 재생과정에서 산소는 그림 좌측 하단의 입구로 유입되고 구형 알루미늄 옥사이드로 충전된 축열체를 지난 후, 그림 우측 상단의 노즐로 배출된다. 연료인 CH₄의 입구는 노즐 하단에서 유입된다. 노즐은 상단과 하단으로 나뉘어져 있는데, 상단 부분으로는 산소만 배출되고, 하단부분으로는 연료와 산소가 혼합되어 연소로로 유입된다. 이렇게 연료와 산소를 예혼합하여 로에서 연소시킬 경우, 효율을 증대시킬 수 있다. 이러한 예혼합 효율을 높이기 위해서는 일정 수준 이상으로 온도를 상승시켜야 하므로, 노즐의 하단 부분에는 열효율을 극대화시키기 위해서 SUS를 그림처럼 부착시켰다. 이 SUS는 축열체의 역할도 같이 수행하여, 재생 시 연료의 온도를 일정부분 상승시키는 효과를 가진다. 축열 과정에서는 노즐로 배가스가 유입되고, 고온의 배가스가 축열체로 열을 전달한 후, 산소 유입구로 배출된다. 이 때 연료 주입구는 막혀있다고 가정하였다. 재생 및 축열 시 유량은 Table 1에 나타났다. 축열체 내에서의 압력은 외기 압력과 큰 차이가 없으므로 비압축성 이상기체로 가정하였다. 또한 축열/재생 절환시 온도차가 1000 K 이상 크므로 열전도도, 열용

Table 1 Inlet mass flow rates and temperatures for heating/generating process

Generating Process	O ₂ : 86 Nm ³ /hr at 300 K
	CH ₄ : 43 Nm ³ /hr at 300 K
Heating Process	CO ₂ : 43 Nm ³ /hr at 1473 K
	H ₂ O : 86 Nm ³ /hr at 1473 K

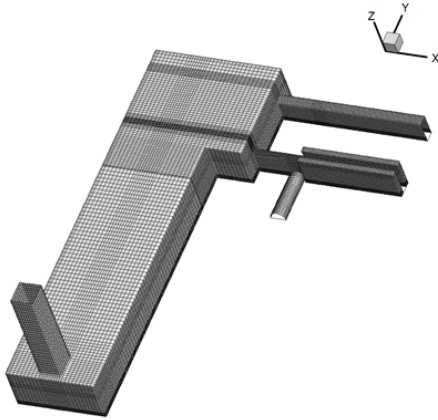


Fig. 3 Three dimensional grid

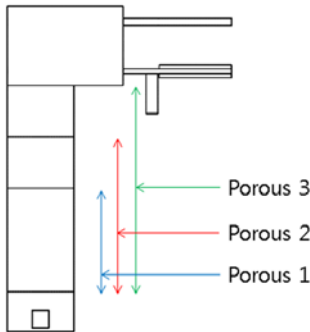


Fig. 4 Explanation of simulation cases for different volume of packed spheres

량, 점성 등을 물성치는 온도의 함수를 가지는 값을 사용하였다[11-15].

Fig. 3은 해석에 사용된 격자계를 나타내고 전체격자 수는 138,283개이다. 입구, 출구, 대칭 이외의 경계 면에 모두 벽조건을 적용하였다. 외벽으로의 열손실을 고려하기 위해서 벽에서 conducting wall 기능[8]을 사용하였다. 지배방정식의 이산화시, Upwind Scheme 사용하여 대류항을 이산화 하였다. 외부로의 열손실은 단열체의 두께 및 단열체 외벽에서 자연대류를 고려하여 계산된다. 축열/재생 전환시간은 60초로 고정시켰다.

축열체의 장입량의 변화가 축열성능에 미치는 영향을 파악하고자, 축열체의 체적을 Fig. 4처럼 바꿔가면서 3가지 경우에 대해서 해석하였다. Fig. 4에서 Porous 1은 장입량이 Porous 2 경우의 2/3인 경우, Porous 3의 경우는 Porous 2 경우 장입량의 4/3인 경우이다. Bypass의 영향을 알아보기 위하여 Bypass가 있는 경우와 없는 경우를 각각 해석하였다. Bypass를 하지 않은 경우를 Saturated라 명명하였고 이는 Bypass를 하지 않게 되면 축열체가 포화상태에 이르기 쉽기 때문이다. 구체적인 해석

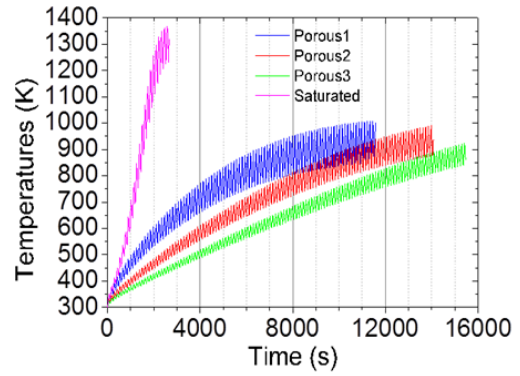


Fig. 5 Average porous media temperature changes for 4 cases

경우의 수는 Table 2에 명시되어 있다.

3. 결과 및 고찰

축열체 장입량 및 Bypass의 영향을 파악하기 위해서 Fig. 5에서처럼 축열체 평균온도를 Porous 1, Porous 2, Porous 3, Saturated 이렇게 4가지 경우에 대해서 나타냈다. 그림에서처럼 Bypass를 하지 않은 경우는 매우 빠른 시간에 포화상태에 도달하는 것을 보여준다. 일반 연소의 경우, 공기의 78%를 차지하는 질소로 인하여, 배가스가 축열체의 온도를 올리는데 필요한 열량과 공기 예열에 필요한 열량과 유사하다. 하지만 순산소 연소의 경우 질소의 부재로 인하여 산소를 예열하는데 필요한 열량은 배가스의 60% 정도만 필요하게 된다. 따라서 Bypass를 하지 않는 경우, 축열체는 Saturate하게 되고, 40% 정도의 배가스 Bypass는 반드시 필요하다. Bypass를 한 경우, 장입량에 상관없이 Porous 1, Porous 2, Porous 3의 경우 모두 대략 900 K 정도에서 정상상태에 도달함을 보여준다. 장입량이 가장 작은 Porous 1의 경우 정상상태에 가장 빠른 시간에 도달하고 또한 온도의 진폭도 가장 크다. 반면 장입량이 가장 많은 Porous 3의 경우 정상상태에 가장 느리게 도달하고, 온도 진폭도 가장 작다. 축열과정 시 축열체 장입량이 적은 경우나 큰 경우 모두 같은 양의 배가스에 의해서 축열되기 때문에, 장입량이 적은 경우가 열용량이 작아서 축열 시 온도 상승폭이 크게 된다. 반면 재생과정의 경우도 마찬가지로, 장입량이 적은 경우나 큰 경우 모두 같은 양의 산소를 재

Table 2 Simulation cases with different volume of packed spheres and bypass rate of exhaust gas

Case Name	Volume of Packed Spheres	Bypass Rate of Exhaust Gas
Porous 1	2/3	40 %
Porous 2	1	40 %
Porous 3	4/3	40 %
Saturated	1	0 %

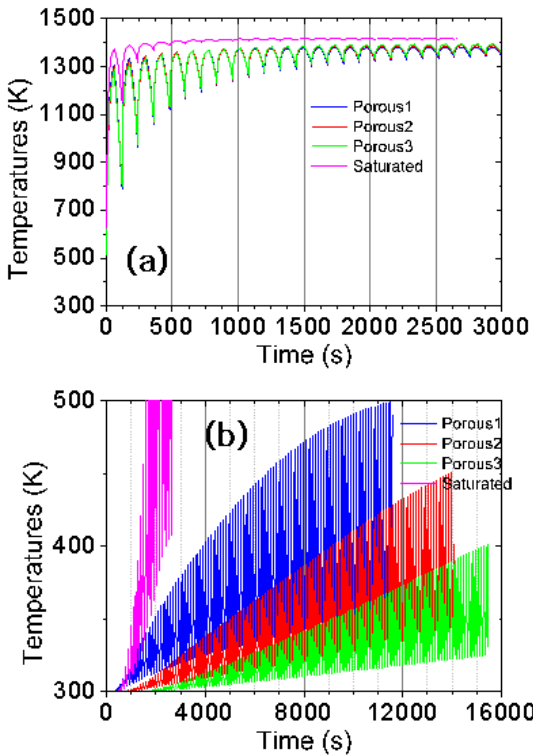


Fig. 6 Temperature changes for 4 different cases at (a) top plane and (b) bottom plane of porous media

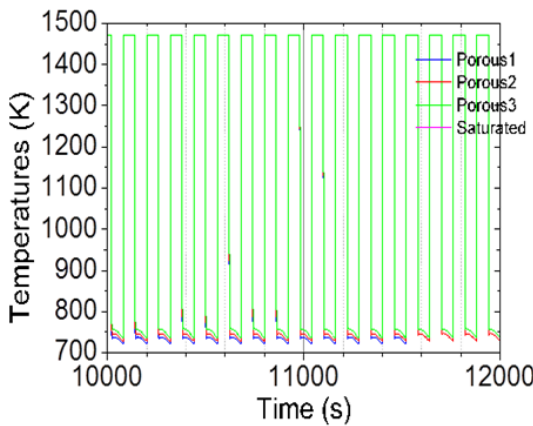


Fig. 7 Temperature changes for 4 different cases at outlet of lower nozzle

생해야 하므로, 장입량이 적은 경우가 열용량이 작아서 재생 시 온도 하락 폭이 크다.

Fig. 6(a)와 (b)는 각각 축열체 상단과 하단 평면의 평균 온도를 나타낸다. Fig. 6(a)에서처럼 축열체 상단의 온도의 경우 장입량과 무관하게 2000초를 지나면 1350 K 정도의 일정한 값을 계속 유지하게 된다. 축열체 상단의 온도가 배가스 유입 온도인 1473 K 보다 낮은 이유는 외벽으로의 열손실 때문이

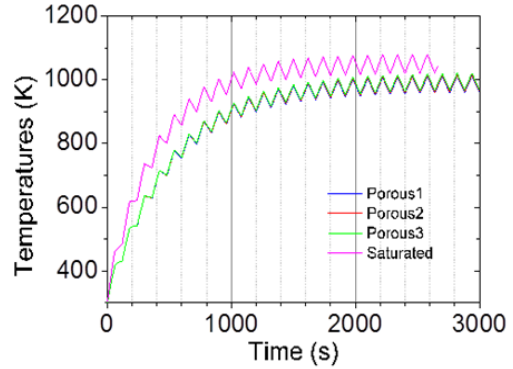


Fig. 8 Average temperature of SUS attached to lower nozzle for 4 cases

다. 반면 Fig. 6(b)인 경우, 축열체 하단의 온도는 장입량이 적을수록 더 높은 온도 분포를 보인다.

Fig. 7은 하단 노즐에서의 온도분포를 보여준다. 하단 노즐은 연료인 상온의 CH₄와 축열체를 지나서 고온으로 온도가 상승된 산소가 섞여서 연소로로 들어가는 부분으로 산소와 CH₄의 섞임이 매우 중요한 부분이다. Fig. 7에서 보는 바와 같이 장입량 및 Bypass의 유무와 상관없이 하단 노즐의 온도는 재생과정 시 730 K 정도를 나타낸다. 이처럼 장입량 및 Bypass와 무관한 분포를 보이는 이유는 Fig. 6(a)에서 축열체 상단의 온도는 정상상태에 도달하면 장입량 및 Bypass 여부와는 상관없이 일정한 값을 가지기 때문에, 축열체 위의 공간은 모두 정상상태 이후 매우 유사한 분포를 보이게 된다.

소형 축열체의 역할을 하는 SUS의 온도를 Fig. 8에서 보여준다. Fig. 7과 마찬가지로 SUS도 축열체 상단 윗부분의 위치 하므로 축열체 장입량과는 무관한 경향을 나타낸다. SUS는 Bypass 한 경우 대략 1000 K의 온도에서 정상상태에 도달하게 되고 그때 온도 진폭은 50 K 정도로 크지 않다. Saturate 된 경우, Bypass 한 경우보다 100 K 정도 더 높은 온도를 가진다.

Fig. 9는 Porous 1, Porous 2, Porous 3의 경우 정상상태에서 축열/재생과정에서의 온도분포를 각각 보여준다. 축열체 장입물이 많은 Porous 3의 경우 축열체가 장입이 가장 높은 곳까지 되어 있기 때문에, 상대적으로 축열체가 길게 분포되어 있어서 축열체 내에서의 온도구배가 Porous 2, Porous 1 경우보다 작다. 반면 Porous 1의 경우 축열체의 양이 적어 적은 공간에서 열전달이 일어나기 때문에 축열체 내에서 온도구배가 매우 크게 나타난다. 앞서 언급한 것처럼 축열체 상단 윗부분은 Porous 1-3의 경우가 매우 유사한 분포를 보여준다. 하지만 축열과정 시 축열체 하단의 온도를 비교해 보면, Porous 1의 경우의 온도가 Porous 3 경우의 온도보다 높게 예측되었다.

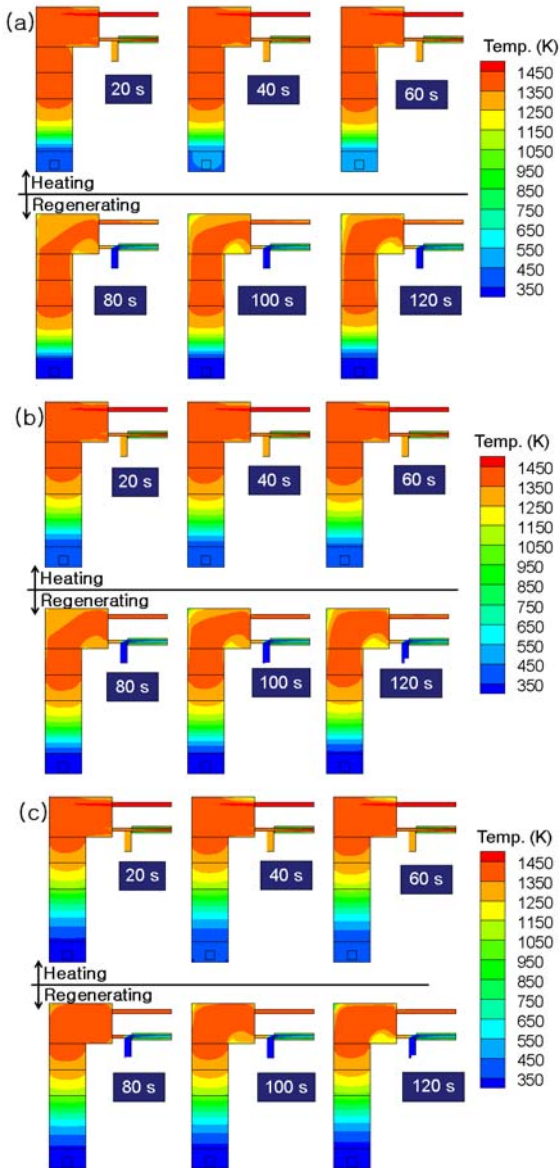


Fig. 9 Temperature contours at symmetric plane at steady-state at 20 second intervals including both heating and generating processes. The (a), (b) and (c) correspond to the simulation cases of Porous 1, Porous 2, and Porous 3 in Table 2, respectively

재생과정에서 축열과정으로 전환 될 때, 노즐 출구에서 온도 및 CH₄의 분포를 Fig. 10에서 보여준다. Fig. 11은 노즐 하단에서 O₂/CH₄ 성분비를 보여준다. 공급된 산소의 72%는 노즐 상단으로 가고, 나머지 28%는 노즐 하단으로 간다. 이는 연료의 전연소에 필요한 산소 비율인 33%에 거의 근접한 값이다. Fig. 10에서 노즐 중간부근의 온도는 500 K 정도를 가지는 반면 바깥쪽은 1000 K를 넘는 분포를 보이는 부분도 있다. 낮은 온도를 보이는 부분은 상온의 CH₄가 산소와 혼합된 부분이고, 바깥쪽 고온의 경우는 고온의 산소가 열을 CH₄에 전달

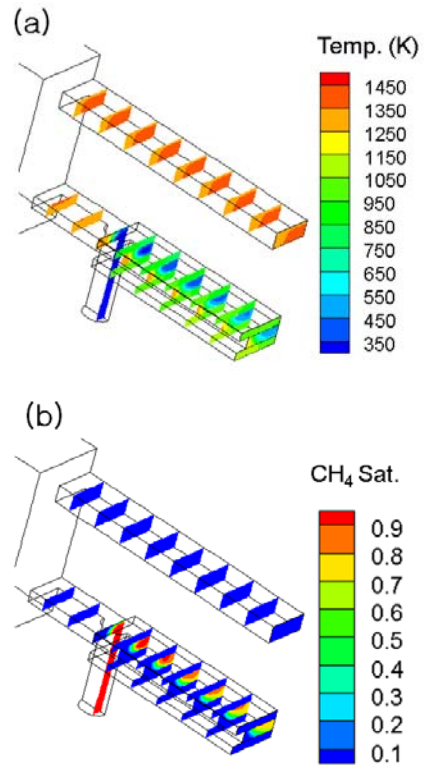


Fig. 10 (a) Temperature and (b) CH₄ distributions in the nozzle at steady-state at the end of generating processes

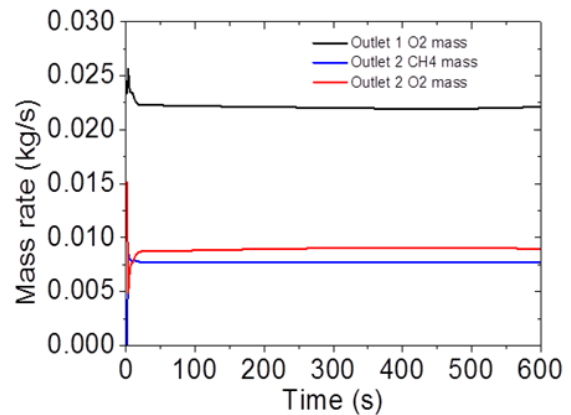


Fig. 11 Mass flow rates at the lower nozzle in generating process. Outlet 1 and Outlet 2 represent the upper and lower outlet, respectively. When regenerating cycle, the only heated oxygen passes the Outlet 1, while the both fuel and heated oxygen pass the Outlet 2

후 떨어진 부분이다. 다시 말하면 Fig. 10과 같은 구조를 가지는 노즐의 경우, 산소와 연료의 혼합이 원활하지 않는다는 것을 뜻하고, 노즐에서의 혼합을 원활하기 위해서 노즐 구조의 개선이 필요하다.

4. 결 론

본 연구에서는 실제 스케일의 축열 연소시스템에 대해서 수치해석을 수행하였다. 축열체는 구형 알루미늄 산화물이고, 절환주기는 60초이다. 2개의 노즐을 가지는데, 상부 노즐은 산소만 유입되고, 하단 노즐은 산소와 연료가 섞이는 구조다. 축열체 장입량을 변화시켜가면서 수치해석을 수행하였고, CO₂ 재순환을 위한 Bypass가 있는 경우와 없는 경우를 비교하였다. 장입량이 많을수록 정상상태에 도달하는데 걸리는 시간이 오래 걸렸고, 축열/재생 구간간의 온도 변화량이 작아진다. 반면 축열체 상부 구간은 축열체 장입량에 무관한 분포를 보인다. 배가스 bypass가 있는 경우, 축열체는 안정적인 운영이 가능한 반면, 배가스 bypass가 없는 경우는 축열체의 온도가 빠른 시간 안에 포화상태에 이르게 된다.

후 기

본 연구는 한국에너지기술연구원 2013년 기본사업의 일부 지원으로 수행되었으며, 이에 감사드립니다.

References

- [1] 2010, Lee, M.S., *Current response and challenges of the domestic steel industry to reduce greenhouse gas emissions*, Korea Development Bank Economy Research Center, Final Report.
- [2] 2001, Kim, K.H., Cho, K.W., Kang, D.H. and Lee, Y.K., "Development of high performance industrial reheating furnace," *Theories and Applications of Chemical Engineering*, Vol.7, pp.1925-1928.
- [3] 1998, Noh, D.S. and Lee, E.K., *A study on regenerative combustion system matching and regenerator design technology*, Korea Institute of Energy Research, Final Report.
- [4] 1999, Muralikrishna, S., "Study of heat transfer process in a regeneratoor," *Chemical Engineering Research and Design*, Vol.77, pp.131-137.
- [5] 2001, Kang, K.G., Ryou, H.S., Kim, C.I., Noh, D.S. and Hong, K.B., "Numerical study of fluid flow and heat transfer in a tunnel oven for bakery," *Food Engineering Progress*, Vol.1, pp.64-70.
- [6] 2001, Noh, D.S., Hong, S.K., Ryou, H.S. and Lee, S.H., "An experimental and numerical study on thermal performance of a regenerator system with ceramic honeycomb," *KSME International Journal*, Vol.15, pp.357-365.
- [7] 2003, Kang, K.G., Ryou, S.Y., Ryou, H.S., Kim, H.J. and Noh, D.S., "The development of user oriented CFD program for optimum design of a regenerative combustion furnace," *J. of the Korean Society for Heat Treatment*, Vol.16, pp.148-158.
- [8] 2010, Ansys, *Fluent Theory Guide*.
- [9] 1995, Kaviany, M., *Principles of heat transfer in porous media*, Springer, New York, USA.
- [10] 1995, Shih, T.H. and Liou, W.W., "A new k- ϵ eddy viscosity model for high Reynolds number turbulent flows," *Computers & Fluid*, Vol.24, pp.227-238.
- [11] 1990, Assel, M.J., Millat, J., Vesovic, V. and Wakeham, W.A., "The thermal conductivity of methane and tetrafluoromethane in the limit of zero density," *J. Phys. Chem. Ref. Data*, Vol.19, pp.1137-1147.
- [12] 1995, Bejan, A., *Convection heat transfer*, Wiley, New York, USA.
- [13] 1973, Hanley, H.J.M. and Ely, J.F., "The viscosity and thermal conductivity coefficients of dilute nitrogen and oxygen," *J. Phys. Chem. Ref. Data*, Vol.2, pp.735-756.
- [14] 2007, Incropera, F.P., *Fundamentals of heat and mass transfer*, John Wiley, New York, USA.
- [15] 1996, Powell, R.W., Ho, C.Y. and Liley, P.E., *Thermal conductivity of selected materials*, U.S. Gove. Print off, Washington.