

3 MWth 급 매체순환연소 시스템의 운전변수 변화에 따른 성능 예측

류호정^{1†} · 남형석¹ · 황병욱¹ · 김하나¹ · 원유섭¹ · 김대욱¹ · 김동원² · 이규화² · 전명훈² · 백점안²

¹한국에너지기술연구원, ²한국전력공사 전력연구원

Performance Prediction of 3 MWth Chemical Looping Combustion System with Change of Operating Variables

HO-JUNG RYU^{1†}, HYUNGSEOK NAM¹, BYUNG WOOK HWANG¹, HANA KIM¹, YOOSEOB WON¹, DAEWOOK KIM¹, DONG-WON KIM², GYU-HWA LEE², MYOUNGHOON CHOUN², JEOM-IN BAEK²

¹Korea Institute of Energy Research, 152 Gajeong-ro, Yuseong-gu, Daejeon 34129, Korea

²Korea Electric Power Corporation (KEPCO) Research Institute, 105 Munji-ro, Yuseong-gu, Daejeon 34056, Korea

†Corresponding author :
hjryu@kier.re.kr

Received 3 July, 2022
Revised 9 August, 2022
Accepted 18 August, 2022

Abstract >> Effects of operating variables on temperature profile and performance of 3 MWth chemical looping combustion system were estimated by mass and energy balance analysis based on configuration and dimension of the system determined by design tool. Air reactor gas velocity, fuel reactor gas velocity, solid circulation rate, and solid input percentage to fluidized bed heat exchanger were considered as representative operating variables. Overall heat output and oxygen concentration in the exhaust gas from the air reactor increased but temperature difference decreased as air reactor gas velocity increased. Overall heat output, required solid circulation rate, and temperature difference increased as fuel reactor gas velocity increased. However, overall heat output and temperature difference decreased as solid circulation rate increased. Temperature difference decreased as solid circulation rate through the fluidized bed heat exchanger increased. Effect of each variables on temperature profile and performance can be determined and these results will be helpful to determine operating range of each variable.

Key words : Chemical looping combustion(매체순환연소), Operating variables (운전변수), Oxygen carrier particle(산소전달입자), Performance prediction (성능 예측), Temperature profile(온도 분포)

1. 서론

CO₂ 포집기술은 포집 위치에 따라 연소 전, 연소

중, 연소 후 포집기술로 분류할 수 있으며 연소 후 포집기술의 경우 기존 발전 및 연소시스템에서 배출되는 배기가스 중의 CO₂를 포집하기 위해 주로 사용되

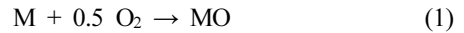
며, 연소 전 포집기술의 경우 연료 또는 원료를 CO₂가 제거된 H₂로 전환하는 기술로서 주로 가스화, 수성가스전이 등의 공정에 사용될 수 있다. 한편, 순산소연소(oxy-fuel combustion) 기술과 매체순환연소(chemical looping combustion) 기술은 공기가 아닌 산소(또는 산소전달입자)를 이용하여 연료를 연소시키는 방법으로 주로 신규 발전 및 연소설비를 설치하는 경우나 기존 설비의 retrofit 또는 repowering 단계에서 적용될 수 있다¹⁾.

매체순환연소 기술은 연소 전, 연소 후 포집기술과는 달리 추가적인 CO₂ 포집설비 없이 연소 과정에서 발생하는 CO₂를 고농도 원천분리 할 수 있는 기술로서 금속-금속산화물 상태로 변화될 수 있는 입자를 산소전달의 매개체로 사용하여 Fig. 1과 같이 하나의 반응기(air reactor, 공기반응기)에서는 산소전달입자(oxygen carrier particle)가 식 (1)과 같이 공기 중의 산소를 흡수하여 금속산화물(MO)을 형성하고, 다른 반응기(연료반응기, fuel reactor)로 이동하여 식 (2)와 같이 주입되는 연료와 반응하면서 산소를 공급하고 금속(M) 형태로 다시 환원된 후 공기반응기로 재순환되면서 공기반응기에 공급되는 공기 중의 산소를 연료반응기로 전달하는 역할을 하게 된다²⁻⁴⁾.

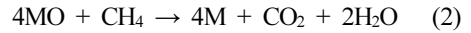
공기반응기에 주입되는 기체는 공기이며 배출되는 기체는 산소가 소모된 공기이다. 한편 연료반응기

에서 기체연료는 산소전달입자로부터 전달받은 산소와 반응하여 CO₂와 H₂O만을 발생시킨다. 따라서 H₂O를 응축하여 제거하면 고농도의 CO₂를 CO₂ 포집설비 없이도 원천적으로 분리할 수 있다. 또한 공기반응기에서 일어나는 산소전달입자의 산화반응은 화염이 없는 조건에서 일어나는 기체-고체 반응이므로 thermal-NOx의 발생을 최소화할 수 있다^{5,6)}.

산화(oxidation) 반응 :



환원(reduction) 반응 :



CO₂ 원천분리, NOx 저감 등의 장점으로 인해 매체순환연소 시스템을 다양한 연료(석탄, 합성가스, 메탄, liquefied natural gas [LNG] 등)에 적용하는 연구들이 진행되고 있으며^{4,6)}, 스팀터빈과 함께 가스터빈을 구동할 수 있는 천연가스복합발전(natural gas combined cycle, NGCC) 시스템 적용을 위한 고압 케미컬루핑 연소시스템에 대한 연구도 진행된 바 있다^{2,4)}. 본 연구팀에서는 가압조건(5 기압)에서 도시가스를 연료로 사용하여 0.5 MWth 급 매체순환연소 시스템에서 214시간 동안의 장기연속운전을 실증한 바 있다⁴⁾. 하지만 국내 및 해외 선진기관의 경우에도 추가적인 열 공급이 필요 없는 자열 반응(auto-thermal) 운전을 실증하는 수준에 머물고 있으며, 스팀 또는 전력 생산을 실증하는 단계에는 도달하지 못하고 있다^{2,4)}.

결과적으로 매체순환연소 시스템에서 에너지 생산이 가능함을 실증하기 위해서는 scale-up 과정에서 스팀 또는 전력 생산이 가능함을 실증하는 것이 필요하다⁴⁾. 한편, 발전시스템에서 생산되는 스팀의 온도, 압력, 유량에 대한 결과를 확보하면 시판되고 있는 스팀터빈의 효율을 적용하여 예상되는 발전량을 유추할 수 있다. 따라서 본 연구팀에서는 0.5 MWth 고압 매체순환연소 시스템 실증 후의 scale-up 단계로 3 MWth 매체순환연소 시스템에서 발생하는 열을 이용하여 스팀을 생산하는 연구를 진행하고 있다.

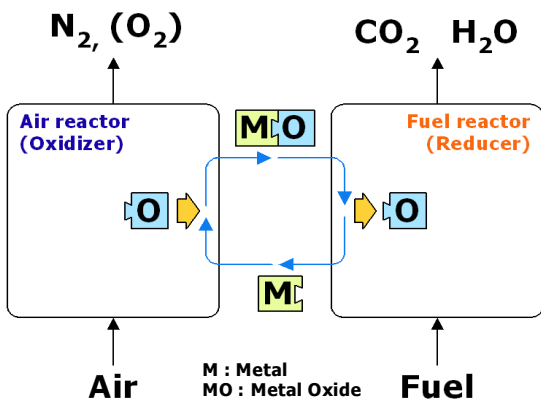


Fig. 1. Conceptual diagram of chemical looping combustion system

본 연구팀에서는 3 MWth 매체순환연소 시스템 개발을 위한 첫 단계로 상압 조건에서 LNG (도시가스)를 연료로 사용하는 3 MWth 급 매체순환 연소시스템에 대한 기본설계를 진행한 바 있으며 물질수지 및 에너지수지 분석을 통해 각 조업변수가 전체 시스템의 운전조건 및 설계 값에 미치는 영향에 대해 해석하여 최적 설계 조건을 도출한 바 있다⁷⁾.

본 연구에서는 3 MWth 매체순환연소 시스템의 설계 결과를 기준으로 운전변수의 변화에 따른 시스템의 성능 변화를 예측하고자 하였으며, 이를 바탕으로 실제 운전 과정에서 운전변수의 변화 가능 범위를 도출하고자 하였다.

2. 운전 기준 및 설계 결과

Fig. 2에는 기존 연구를 통해 도출된 3 MWth 매체순환연소 시스템의 공정구성을 나타내었다. 전체 공정은 공기반응기와 연료반응기, 양방향 루프실, 유동층열교환기(fluidized bed heat exchanger, FBHE)로 구성되며, 공기반응기는 고속유동층 형태로 선정되었으며 연료반응기는 기포유동층 형태로 선정되었다. 공기반응기 하부를 통해 공기가 주입되며, 산소 전달입자는 고속으로 주입되는 공기에 의해 상부로

이동하면서 산소와 반응한 후 사이클론에서 포집되어 연료반응기로 이동된다. 공기반응기에서 비산된 산소전달입자는 사이클론에서 포집되어 연료반응기로 이동되며(S1), 연료반응기에서 환원반응을 마친 후 배출되는 산소전달입자(S2)는 양방향 루프실(two-way loop seal)에 의해 일부 입자(S3)는 유동층 열교환기에서 열교환을 거친 후 열교환기에 의해 냉각되며(S5) 유동층 열교환기를 거치지 않은 입자(S4)와 혼합되어 공기반응기로 재순환된다(S6). 따라서 양방향 루프실을 이용하여 공기반응기로 직접 순환되는 고체량과 유동층 열교환기로 주입되는 고체량을 제어하여 공기반응기로 재순환되는 입자의 온도를 변화시킬 수 있으며 전체 시스템의 과열을 방지할 수 있다. 한편, FBHE의 유동화 기체로는 공기를 고려하였으며, 연료반응기에서 환원된 산소전달입자가 일부 산화되면서 열을 발생할 수 있으므로 FBHE에서 추출되는 열량을 극대화 하는 데 도움을 줄 수 있다.

Table 1에는 3 MWth 매체순환연소 시스템에서 연료로 사용 예정인 도시가스의 주요 성분 및 조성을 나타내었다. 도시가스 조성은 시스템이 설치될 예정인 울산광역시 경동도시가스의 평균 조성을 고려하였으며 발열량은 Table 1에 나타난 조성을 기준으로 계산한 표준연소열(고위발열량 기준)인 43.64 MJ/Nm³로 고려하였으며 이 값은 울산광역시 도시가스 공급 규정⁸⁾에 명시된 최저열량(41.03 MJ/Nm³)과 최고열량(44.38 MJ/Nm³) 사이에 속하는 것으로 나타났다.

Fig. 3에는 각 운전변수가 3 MWth 매체순환연소 시스템의 성능에 미치는 영향을 해석하기 위한 물질

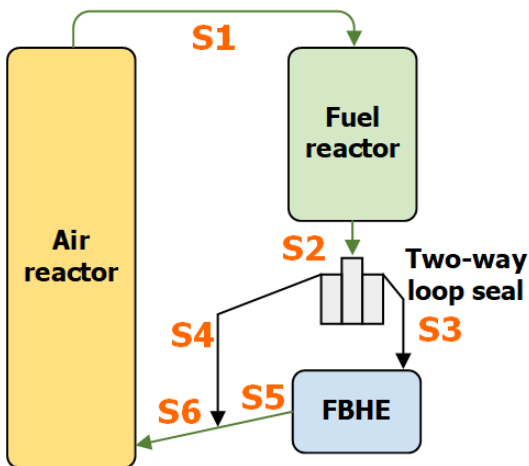


Fig. 2. Configuration of 3 MWth chemical looping combustion system

Table 1. Composition of natural gas in Ulsan metropolitan city

Component	Concentration (vol.%)
CH ₄	91.04
C ₂ H ₆	5.61
C ₃ H ₈	2.14
N ₂	0.22
i-C ₄ H ₁₀	0.47
n-C ₅ H ₁₂	0.50
i-C ₅ H ₁₂	0.02

수지와 에너지수지의 계산 순서 및 각 단계에서 필요한 입력변수들을 요약하여 나타내었다. 3 MWth급 매체순환연소 시스템의 물질수지 및 에너지수지 해석 프로그램은 EXCEL 기반으로 구성하였으며 물질수지 및 에너지수지 해석에 사용된 수식 및 계산방법은 선행 연구^{4,7-10)}에 자세하게 설명되어 있다.

3 MWth 매체순환연소 시스템의 설계과정에서 고려한 주요 설계조건을 Table 2에 나타내었으며 각 설계조건에 대한 상세한 설명은 선행 연구⁷⁾에 나타나 있다. 기존 설계에 의해 결정된 운전조건 및 주 반응

기(공기반응기, 연료반응기, FBHE)의 규격을 요약하여 Table 3에 나타내었다. 본 연구에서 특정 운전변수의 영향을 고려하는 경우, 다른 조건들은 Tables 2, 3에 제시된 값을 기준으로 계산하였다.

Table 3에 나타난 3 MWth 매체순환연소 시스템의 설계 결과를 살펴보면, 3 MWth의 출력을 위해 필요한 도시가스의 유량은 고위발열량 기준으로 248 Nm³/hr였으며, 공기 유량은 3,236 Nm³/hr로 도시가스 유량에 비해 약 13배의 공기가 필요하였다.

주어진 유속, 온도 조건에 의해 결정된 공기반응기 상부 직경은 1.28 m였으며 공기반응기의 경우 주입되는 공기 중에 포함된 산소가 소모되므로 배출되는 기체는 주입기체 대비 약 90%로 감소하므로 공기반응기 하부의 유속을 상부와 동일하게 유지하기 위

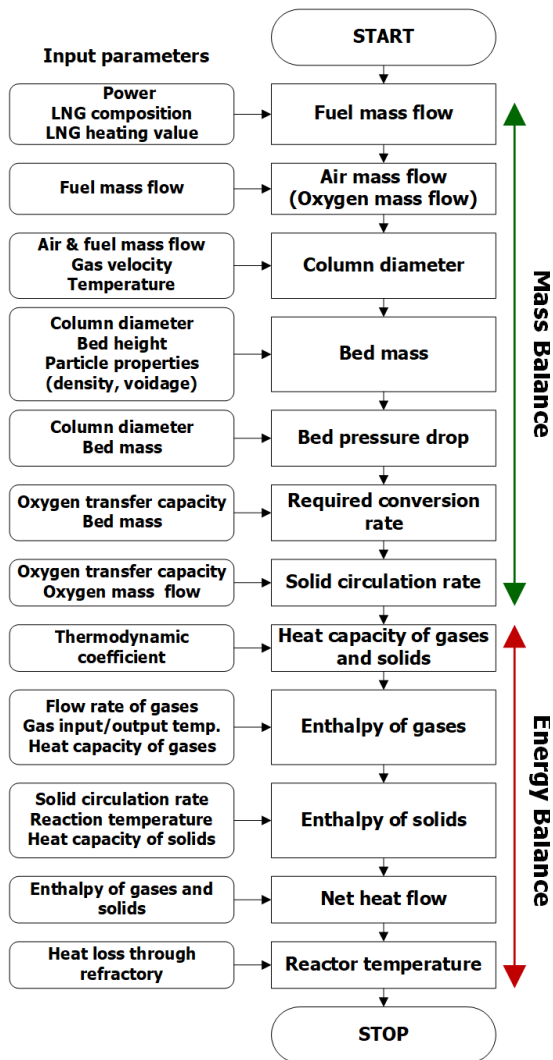


Fig. 3. Calculation procedure of mass and energy balance

Table 2. Summary of input data for 3 MWth chemical looping combustion system design

Item	Unit	Value
Capacity (power)	MWth	3
Heating value of fuel (LNG), HHV	MJ/Nm ³	43.64
Heating value of fuel (LNG), LHV	MJ/Nm ³	39.45
Gas conversion (fuel reactor)	-	1.0
Gas conversion (air reactor)	-	0.8
Solid conversion (air reactor)	-	0.9
Solid conversion difference	-	0.1
Heat of oxidation for 1 mole O ₂	kJ/gmol-O ₂	-481.16
Heat of reduction for 1 mole LNG	kJ/gmol-LNG	173.04
Wt. fraction of NiO in oxygen carrier	-	0.7
Oxygen wt. fraction in particle	-	0.15
Particle bulk density	kg/m ³	2000
Air reactor temperature	°C	900
Air reactor input gas temperature	°C	400
Fuel reactor input gas temperature	°C	450
Operating pressure	bar-absolute	1
Gas velocity in air reactor	m/s	3.0
Gas velocity in fuel reactor	m/s	0.074
Gas velocity in FBHE	m/s	0.074
Solid height in air reactor	m	0.6
Solid height in fuel reactor	m	0.6
Solid height in FBHE	m	1.29

해 하부 직경을 1.4 m로 선정하였다.

연료반응기의 경우 주어진 유속, 온도조건에 의해 결정된 하부 직경은 2.2 m였으며 연료 대비 배출되는 기체의 부피가 3.3배 증가하므로 기체유속 증가에 의해 입자의 비산손실을 최소화 하기 위해 상부 직경을 4.0 m로 선정하였다.

FBHE의 경우 내부에 열교환 튜브의 설치가 가능하고, 하부의 유동화 기체의 jet에 의한 튜브의 마모를 방지하기 위한 조건을 고려하여 가로, 세로, 높이 각각 0.96, 1.0, 1.78 m로 선정되었다.

공기반응기와 연료반응기 사이클론은 본 연구팀의 설계기준¹¹⁾에 의해 계산되었으며 공기반응기 사이클론은 내경 2 m, 높이 8 m이며, 연료반응기 사이클론은 내경 0.6 m, 높이 2.4 m이다. 연료반응기 하부의 루프실¹²⁾은 U자관 형태로 설계되었으며, 내경 0.3 m, weir 높이 0.4 m, 총 높이 1.0 m로 선정되었다.

공기반응기, 연료반응기, FBHE의 직경과 고체층 높이를 고려하여 계산된 각 반응기의 고체장입량은 공기반응기의 경우가 1.54 톤, 연료반응기의 경우가 4.56 톤, FBHE가 2.47 톤으로 계산되었으며, 고체순환 배관과 루프실 등에 장입되는 고체량을 함께 고려하면 10 톤 이상의 산소전달입자가 필요한 것으로 나타났다.

다음으로 원활한 반응성 유지를 위해 필요한 산소전달입자의 전환속도(solid conversion rate, 단위시간당 고체입자의 conversion 변화)를 고려하면, 공기반응기의 경우 5.60%/min, 연료반응기의 경우 1.87%/min으로 나타났으며 기존 0.5 MWth 급 매체순환연소 시스템의 설계조건(공기반응기와 연료반응기 각각 25.0%/min, 8.4%/min⁹⁾)에 비해 낮은 값으로 나타나 동일한 산소전달입자를 사용하는 경우 각 반응기에서 필요한 산소전달입자의 반응속도가 충분한 것으로 사료되었다.

두 반응기 사이의 고체순환속도는 11.2 kg/m²s (공기반응기 상부 단면적 기준, 52 ton/hr)로 나타났으며 연료반응기에서 공기반응기로의 고체순환속도와 연료반응기 내부의 고체 장입량을 함께 고려하면 연료반응기 내부 고체입자의 체류시간은 322초(약 5.4분)였으며 공기반응기의 경우 107초(약 1.8분)로 나타났다.

주 반응기 내부에는 0.30 m 두께의 내화재(refractory)를 설치하는 것으로 고려하였으며 외부는 카본스틸로 마감하는 것으로 설계하였다. 내화재를 통한 열손실량은 한국내화(주) 기술연구소에서 제공한 내부온도 1,000℃, 외부온도 65℃ 기준 표면방산열량(602.9 kcal/m²h)을 기준으로 설계 결과로부터 도출된 전체 시스템의 표면적을 바탕으로 계산하였다.

3. 운전변수 변화에 따른 성능 해석 방법

각각의 운전변수 변화에 따른 3 MWth 매체순환연소 시스템의 성능 변화를 해석하기 위해 기존 연구⁷⁾에 의해 선정된 시스템 구성, 장치규격 및 Tables 2, 3에

Table 3. Calculated values by mass balance analysis

Item	Unit	Value
Fuel flow rate	Nm ³ /hr	248
Air flow rate	Nm ³ /hr	3,236
Air reactor diameter (lower zone)	m	1.40
Air reactor diameter (upper zone)	m	1.28
Fuel reactor diameter (lower zone)	m	2.2
Fuel reactor diameter (upper zone)	m	4.0
FBHE width	m	0.96
FBHE depth	m	1.00
FBHE height	m	1.78
Output/input gas volume ratio (air reactor)	-	0.90
Output/input gas volume ratio (fuel reactor)	-	3.30
Output/input gas volume ratio (FBHE)	-	0.82
Particle mass in air reactor	ton	1.54
Particle mass in fuel reactor	ton	4.56
Particle mass in FBHE	ton	2.47
Required solid conversion rate (air reactor)	%/min	5.60
Required solid conversion rate (fuel reactor)	%/min	1.87
Solid circulation rate	kg/m ² s	11.2
Mean solid residence time (air reactor)	s	107
Mean solid residence time (fuel reactor)	s	322

제시된 조업조건을 바탕으로 물질수지를 다시 계산하였으며 변경된 물질수지를 이용하여 에너지수지를 해석하였다.

에너지수지 해석을 위한 기본 조건으로 주입되는 연료에 대해 매체순환연소에 의해 발생하는 열량이 시스템에 축적되지 않도록 하기 위해 FBHE를 통해 열을 추출하며 정상상태 조건에서 각 반응기의 온도는 일정하게 유지되는 것으로 고려하였다. 즉, 장치 규격과 운전조건을 바탕으로 전체 시스템에 대한 열손실량을 계산하고 산소전달입자의 산화반응에 의한 공기반응기 발생 열량, 산소전달입자의 환원반응에 의해 연료반응기에서 흡수되는 열량, 주입되는 공기, 연료 및 루프실 유동화기체의 예열을 위해 필요한 열량을 고려하여 전체 시스템의 온도유지를 위해 제거해야 하는(추출해야 하는) 열량을 계산하였다.

Tables 2, 3에 제시된 조건 이외에 세부적인 조건으로 양방향 루프실로는 CO₂가 유속 0.074 m/s, 온도 700°C 조건에서 주입되는 것으로 고려하였다. 루프실로 주입되는 CO₂는 연료반응기, 공기반응기로의 재순환 흐름(S4), 유동층 열교환기로의 흐름(S3)으로 각각 동일한 비율(1:1:1)로 배출되는 것으로 고려하였

다. 유동층 열교환기는 유속 0.074 m/s, 온도 100°C 조건에서 주입되는 것으로 고려하였으며 공기 중의 산소는 산소전달입자의 산화에 사용되며 산소가 소모된 공기(즉 질소)는 모두 유동층 열교환기에서 배출되는 흐름(S5)을 통해 공기반응기로 배출되는 것으로 고려하였다.

Fig. 4에는 전체 시스템의 에너지수지 해석에 의해 결정되는 각 위치의 온도를 표시하였다. 전체 시스템의 온도유지와는 관계없지만, 시스템의 열효율을 증가시키기 위해 공기반응기와 연료반응기에서 배출되는 고온의 기체로부터 폐열을 회수하는 두 개의 열교환기(HE1, HE2)를 설치하는 것으로 고려하였으며 배출 기체의 온도(T10, T11)는 배출되는 기체유량, 스팀생산 조건, 백필터 재질 및 크기, 수분함량 등을 고려하여 각각 190, 175°C로 가정하였다.

Table 4에는 Fig. 4에 나타난 각 위치의 온도에 대한 정의와 값을 나타내었다. 숫자로 표시된 값들은 변화되지 않는 입력변수를 의미하며 CALC로 표시된 값들은 공기반응기의 온도(T2)를 가정(assume)한 후 물질수지 및 에너지수지 해석에 의해 결정되는 값들을 의미한다.

에너지수지 해석을 위해 1) 공기반응기의 온도(T2)를 가정한 후 공기반응기의 온도가 상승하지 않

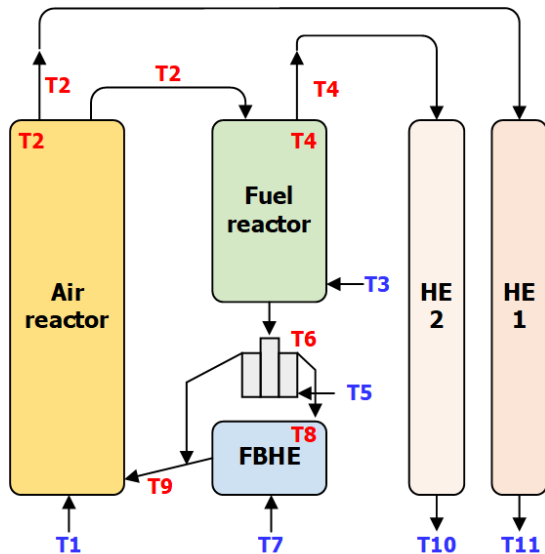


Fig. 4. Notation of temperature profile in the 3 MWth chemical looping combustion system

Table 4. Description of temperature (TBD: to be determined)

Item	Notation	Value (°C)
Air reactor input gas temperature	T1	400
Air reactor temperature	T2	Assume
Fuel reactor input gas temperature	T3	450
Fuel reactor temperature	T4	CALC
Two-way loop seal input gas temperature	T5	700
Two way loop seal temperature	T6	CALC
FBHE input gas temperature	T7	100
FBHE temperature	T8	CALC
Recycle solid and gas temperature	T9	CALC
Gas temperature after HE2	T10	190
Gas temperature after HE1	T11	175

는 조건을 만족하기 위해 2) Fig. 2에서 S6으로 표시된 공기반응기로 재순환되는 흐름의 온도(T9)를 결정한 후, 3) 공기반응기 온도를 기준으로 연료반응기의 온도(T4)를 결정하였으며, 4) 연료반응기 온도를 바탕으로 루프실 온도(T6)를 결정한 후, 5) 루프실 온도(T6)와 공기반응기로 재순환되는 흐름의 온도(T9)를 바탕으로 FBHE의 온도(T8)를 결정하였다. 6) 각 위치의 온도를 바탕으로 FBHE 및 HE1, HE2에서 추출해야 할 열량을 계산하였으며, 연료 예열, 루프실 유동화기체 예열을 위한 열량 및 시스템 외부로의 열손실량을 함께 고려하여 총 열추출량을 계산하였다. 에너지수지 해석 과정의 기본 가정으로 양방향 루프실로 유입되는 산소전달입자의 절반은 FBHE를 거친 후 공기반응기로 재순환되고 나머지 절반은 열회수 없이 공기반응기로 재순환 되는 것으로 고려하였으며, 운전변수로 FBHE로 주입되는 고체량을 고려하는 경우에는 해당 값을 변화시키면서 온도분포 및 성능을 해석하였다.

4. 운전변수의 변화에 따른 성능 해석 결과

주어진 시스템 구성과 반응기 규격을 기준으로 공기반응기 유속, 연료반응기 유속, 산소전달입자의 순환속도, 양방향 루프실을 통해 FBHE를 거쳐 순환되는 고체량 등의 운전변수 변화에 따른 3 MWth 매체순환연소 시스템의 온도분포 및 성능 변화를 고찰하였다.

각 변수의 영향을 살펴보기 전에 기준이 되는 조건을 우선적으로 검토하기 위해, Tables 2, 3에 나타난 조건에서 물질수지 및 에너지수지를 통해 해석된 3 MWth 매체순환연소 시스템의 온도 분포를 Fig. 5에 나타내었다. 공기반응기의 온도를 900°C로 가정하면 연료반응기와 루프실의 온도는 826°C에서 유지되는 것으로 나타났으며, FBHE에서 스팀생산을 통해 산소전달입자를 692°C까지 냉각해야만 FBHE를 통과하지 않은 산소전달입자와 합쳐져 719°C의 온도로 공기반응기로 유입되며 이를 통해 공기반응기의 온도가 과열되지 않고 900°C로 유지되는 것으로 해

석되었다.

Fig. 6(a)에는 공기반응기 유속변화에 따른 온도 분포 변화를 나타내었다. 에너지수지 해석과정에서 공기반응기의 온도(T2)를 900°C로 가정하였으므로 연료반응기의 온도(T4), 루프실의 온도(T6)는 변화가 없는 반면 공기반응기 유속이 증가함에 따라 공기반응기 온도보다 낮은 온도인 400°C로 주입되는 공기의 양이 증가하므로 FBHE에서의 열추출이 감소해도 공기반응기의 온도를 900°C로 유지할 수 있으므로 공기반응기 유속이 증가함에 따라 FBHE의 온도(T8)와 공기반응기로 재순환되는 흐름의 온도(T9)가 증가하는 경향을 나타내었다. 또한 Fig. 6(b)에 나타난 바와 같이 공기반응기의 유속이 증가하는 경우, FBHE에서 추출해야 하는 열량은 감소하는 경향을 나타내며, 가열된 공기의 배출량이 증가하므로 HE1에서 추출해야 하는 열량이 증가하였으며 이로 인해 총 열추출량도 증가하는 경향을 나타내었다. 한편, Fig. 6(c)에 나타난 바와 같이 공기반응기 유속이 증가하는 경우 주입되는 공기량이 증가하므로 공기반응기에서 배출되는 기체에 포함된 산소(O₂)의 농도가 증가하는 경향을 나타내었으며, 공기반응기 유속이 2.3 m/s 이하가 되면 배출되는 기체중의 산소농도

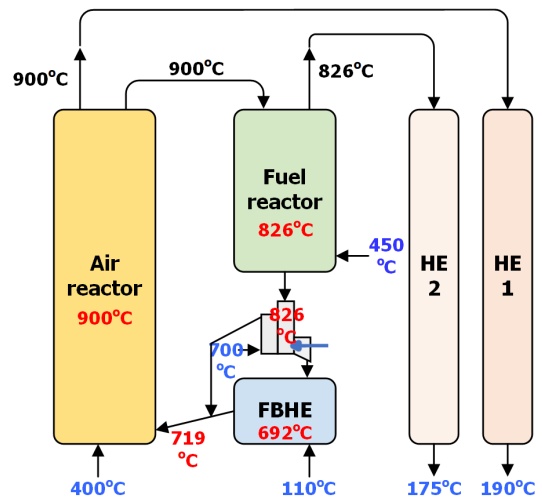


Fig. 5. Temperature profile of 3 MWth chemical looping combustion system (reference case)

가 0%가 되어 이론적으로 필요한 산소량보다 적어 지므로 공기반응기의 유속은 2.3 m/s 이상으로 조업해야 하는 것으로 해석되었다.

Fig. 7(a)에는 연료반응기 유속변화에 따른 온도 분포 변화를 나타내었다. 공기반응기의 온도(T2)를

900°C로 일정하게 유지하는 조건을 고려하였으므로 공기반응기의 온도는 변화하지 않으며 연료반응기의 온도(T4)와 루프실의 온도(T6)는 미세하게 증가하는 경향을 나타내었다. 한편 연료반응기의 유속이 증가함에 따라 주입되는 연료량이 증가하게 되며 이로

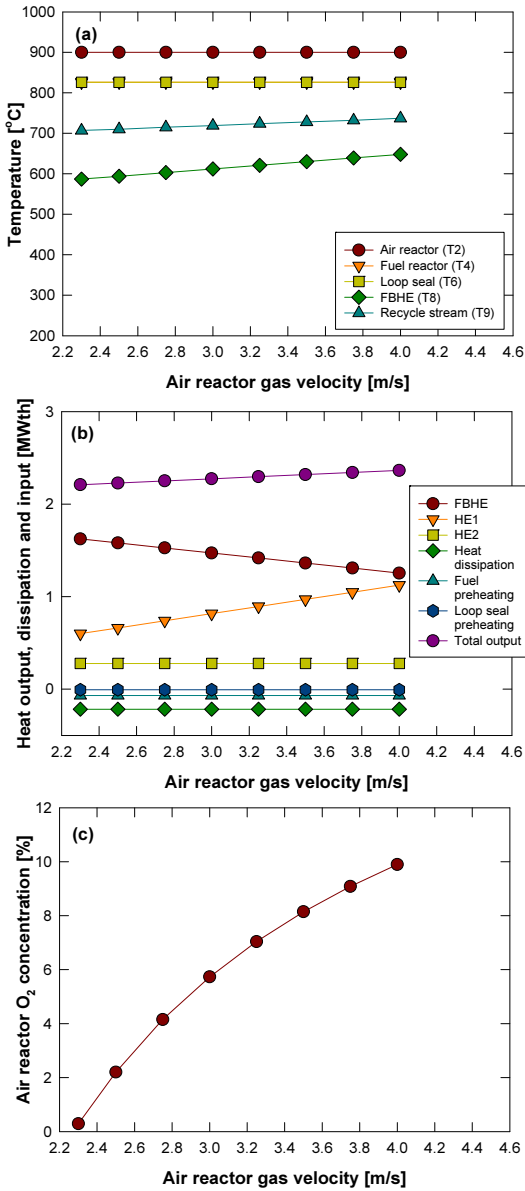


Fig. 6. Effect of air reactor gas velocity on temperature profile, heat input/output and O₂ concentration (@ air reactor temperature=900°C)

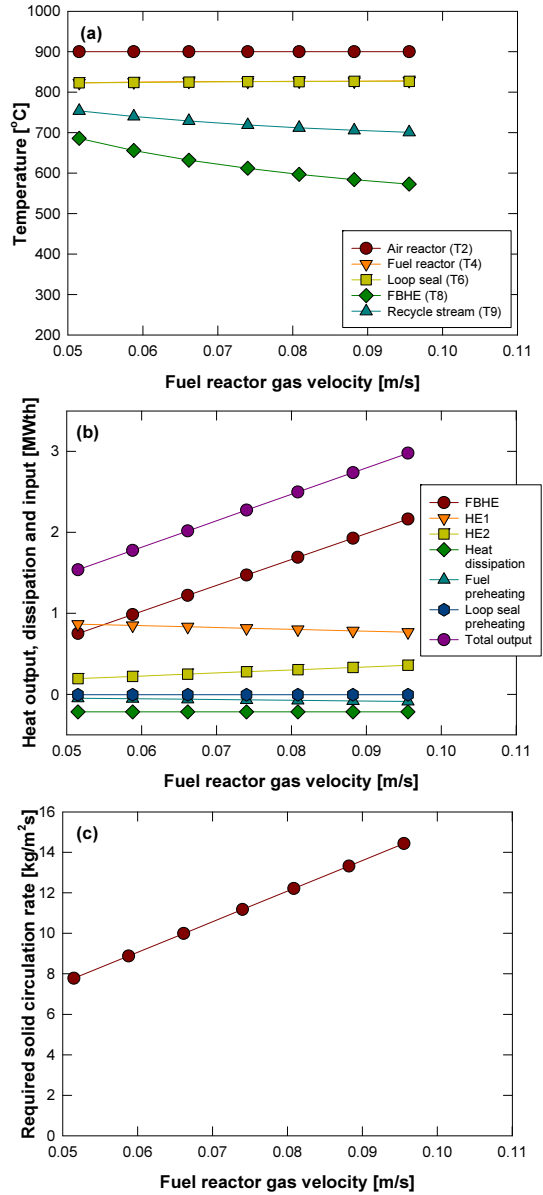


Fig. 7. Effect of fuel reactor gas velocity on temperature profile, heat input/output and required solid circulation rate (@ air reactor temperature=900°C)

인해 전체 시스템에서 추출해야 하는 열량도 증가하므로 공기반응기의 온도가 일정한 조건에서는 FBHE에서 추출해야 할 열량이 증가하게 되며 이로 인해 FBHE의 온도(T8)가 감소하고 이로 인해 공기반응기로 재순환되는 흐름의 온도(T9)도 감소하는 경향을 나타내었다. 또한 Fig. 7(b)에 나타난 바와 같이 연료반응기 유속이 증가함에 따라 시스템에 주입되는 연료량이 증가하므로 총 열추출량이 증가하고, FBHE에서 추출해야 하는 열량이 증가하며, 연료의 연소에 사용되는 산소의 양이 증가하므로 공기반응기에서 배출되는 기체량이 감소하여 공기반응기 후단 열교환기(HE1)에서의 열추출량은 감소하는 반면, 연료의 연소에 의해 발생하는 기체량이 증가하므로 연료반응기 후단 열교환기(HE2)에서의 열추출량은 증가하는 경향을 나타내었다.

한편, Fig. 7(c)에 나타난 바와 같이 연료반응기 유속이 증가함에 따라 주입되는 연료량이 증가하므로 공기반응기 유속 증가(주입 공기량 증가) 없이 연료의 연소에 필요한 산소를 공급하기 위해서는 공기반응기와 연료반응기 사이의 고체순환속도가 증가하여 산소전달입자를 통한 산소전달속도가 증가해야 하는 것으로 나타났다. 따라서 연료반응기의 유속이 증가하는 경우에는 루프실의 제어를 통해 고체순환량을 증가시키는 운전조건으로 변경해야 한다.

Fig. 8(a)에는 고체순환량(고체순환속도) 변화에 따른 온도 분포의 변화를 나타내었다. 공기반응기 온도를 일정하게 유지하는 조건을 고려하였으므로 공기반응기의 온도(T2)는 변화하지 않으며 공기반응기에서 가열된 입자의 순환량이 증가하므로 연료반응기의 온도(T4), 루프실의 온도(T6), FBHE의 온도

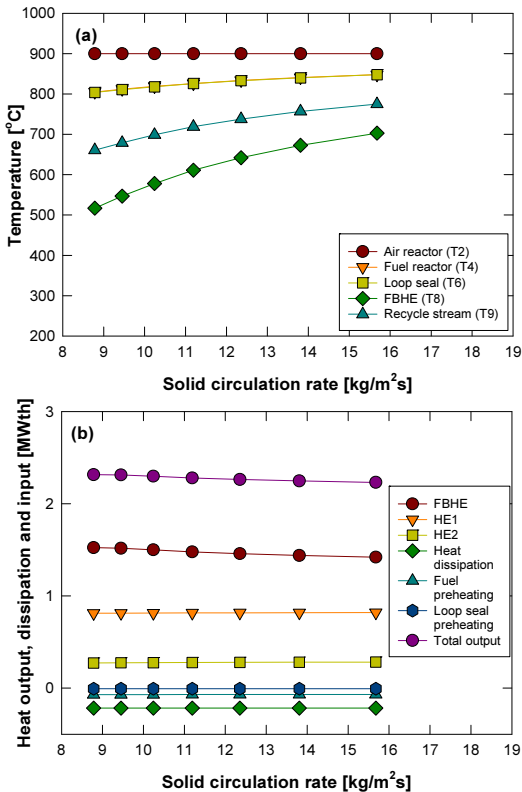


Fig. 8. Effect of solid circulation rate on temperature profile, heat input/output (@ air reactor temperature=900 °C)

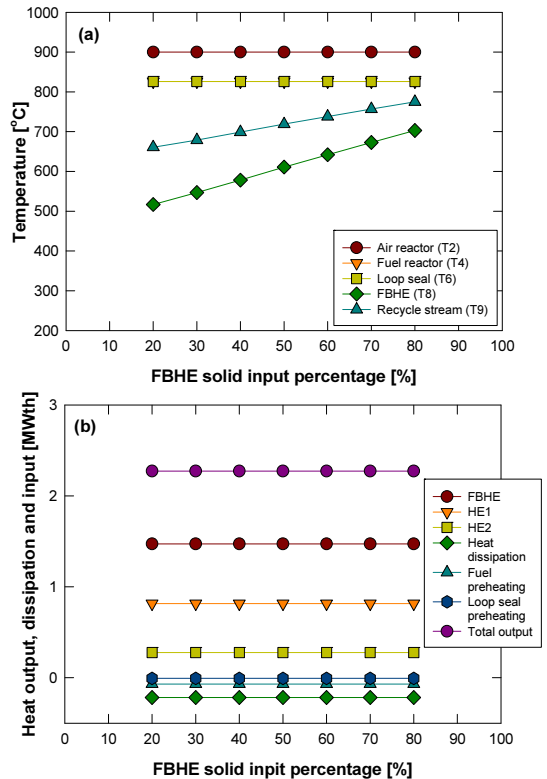


Fig. 9. Effect of FBHE solid input percentage on temperature profile, heat input/output (@ air reactor temperature=900 °C)

(T8), 공기반응기로 재순환되는 흐름의 온도(T9)가 모두 증가하는 경향을 나타내었으며 각 위치에서의 온도차이가 감소하는 경향을 나타내었다.

Fig. 8(b)에는 고체순환량(고체순환속도) 변화에 따른 열출입량 및 열손실량의 변화를 나타내었다. 그림에 나타난 바와 같이 순환되는 고체에 의한 열손실 증가로 전체 열추출량은 다소 감소하였으며, 고체순환량이 증가함에 따라 FBHE에서의 온도감소가 적어도 공기반응기의 냉각이 가능하므로 FBHE의 열추출량이 감소하는 경향을 나타내었고 연료반응기의 온도 증가에 의해 연료반응기 후단 열교환기(HE2)에서 추출해야 하는 열량이 다소 증가하는 경향을 나타내었다.

Fig. 9(a)에는 루프실로 유입되는 고체 중 FBHE를 통과하면서 냉각된 후 공기반응기로 재순환되는 고체량(Fig. 2의 S3) 변화에 따른 온도 분포의 변화를 나타내었다. 공기반응기 온도를 일정하게 유지하는 조건을 고려하였으므로 공기반응기의 온도(T2)는 변화하지 않으며 이로 인해 연료반응기 온도(T4), 루프실의 온도(T6)도 일정하게 유지된다. 한편 FBHE를 통해 냉각된 후 공기반응기로 재순환되는 고체량이 증가하므로 FBHE에서의 온도감소가 적어도 공기반응기를 충분히 냉각시킬 수 있으므로 FBHE의 온도(T8)와 공기반응기로 재순환되는 고체흐름의 온도(T9)가 증가하는 경향을 나타내었으며, 각 위치에서의 온도차이가 감소하는 경향을 나타내었다. 한편 Fig. 9(b)에 나타난 바와 같이 각 위치에서의 열추출량과 열손실량은 변화가 없는 것으로 나타났다.

결과적으로 공기반응기 유속의 경우 이론적 산소 요구량보다 많은 공기를 주입하기 위한 최소 유속 이상으로 유속을 결정해야 하며 공기반응기 유속이 증가함에 따라 전체 출력(총 열추출량)이 증가하고, 각 위치의 온도차이도 감소하므로 산소전달입자에 가해지는 열충격도 감소시킬 수 있다. 연료반응기 유속의 증가는 주입되는 연료량 증가를 의미하므로 전체 출력이 비례적으로 증가하며 주입되는 공기량이 일정한 경우 연료에 충분한 산소를 공급하기 위해서는 고체순환속도가 증가해야 한다. 하지만 고체순환

속도가 증가하면 고체입자의 열손실에 의해 전체 출력이 다소 감소하는 결과를 나타내었다. FBHE를 통해 순환되는 고체량이 증가함에 따라 각 위치에서의 온도차이가 감소하여 산소전달입자에 가해지는 열충격은 감소시킬 수 있으나 FBHE 내부 열교환튜브의 마모가 증가할 수 있으므로 열교환 튜브의 내구성 검토가 필요하다.

4. 결론

본 연구를 통해 기존 설계과정에 의해 결정된 3 MWth 매체순환연소 시스템의 공정 구성 및 장치 규격을 기준으로 공기반응기 유속, 연료반응기 유속, 고체순환속도 및 FBHE를 통해 순환되는 고체량 변화에 따른 시스템 각 부분의 온도 분포 변화 및 총 열추출량, 각 위치에서의 열출입 및 열손실량의 변화를 해석하고 이를 분석하였다. 본 연구에서 얻어진 결과는 다음과 같다.

1) 공기반응기 유속이 증가함에 따라 전체 출력은 다소 증가하였으며 각 위치에서의 온도차이가 감소하고 배출되는 산소농도가 증가하는 경향을 나타내었다.

2) 연료반응기 유속이 증가함에 따라 전체 출력이 비례적으로 증가하였으며 반응성을 유지하기 위해 필요한 고체순환속도가 증가하였고 각 위치에서의 온도 차이가 증가하는 경향을 나타내었다.

3) 고체순환속도가 증가함에 따라 전체 출력은 다소 감소하였으며 각 위치에서의 온도차이가 감소하는 경향을 나타내었다.

4) FBHE를 통과한 후 재순환되는 고체량이 증가함에 따라 각 위치에서의 온도차이가 감소하는 경향을 나타내었다.

5) 본 연구를 통해 각 운전변수의 변화에 따른 성능해석이 가능하였으며 이와 같은 성능해석 프로그램은 실제 운전 과정에서 운전변수를 변화시키는 경우 각 위치의 온도, 열출입의 변화를 예측하고 사전에 대응하는 데 도움을 줄 수 있을 것이다.

후 기

본 연구는 2020년도 정부(산업통상자원부)의 재원으로 한국에너지기술평가원의 지원을 받아 수행된 연구이다(20208401010070, 3 MWth 매체순환연소 스팀 생산 기술개발).

References

1. J. C. Abanades, B. Arias, A. Lyngfelt, T. Mattisson, D. E. Wiley, H. Li, M. T. Ho, E. Mangano, and S. Brandani, "Emerging CO₂ capture systems", *International Journal of Greenhouse Gas Control*, Vol. 40, 2015, pp. 126-166, doi: <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2015.04.018>.
2. H. J. Ryu, S. H. Jo, S. Y. Lee, D. Lee, H. Nam, B. W. Hwang, H. Kim, J. Kim, and J. I. Baek, "Solid circulation and reaction characteristics of mass produced particle in a 0.5 MWth chemical looping combustion system", *Trans Korean Hydrogen New Energy Soc*, Vol. 30, No. 2, 2019, pp. 170-177, doi: <https://doi.org/10.7316/KHNES.2019.30.2.170>.
3. J. Kim, D. Lee, H. Nam, S. H. Jo, B. W. Hwang, J. I. Baek, and H. J. Ryu, "Reaction characteristics of new oxygen carrier for 0.5 MWth chemical looping combustion system at high temperature and high pressure conditions", *Trans Korean Hydrogen New Energy Soc*, Vol. 29, No. 5, 2018, pp. 473-482, doi: <https://doi.org/10.7316/KHNES.2018.29.5.473>.
4. H. J. Ryu, D. Lee, H. Nam, S. H. Jo, S. Y. Lee, Y. Won, and J. I. Baek, "Design and feasibility study on 3 MWth chemical looping combustion system", *Journal of Energy and Climate Change*, Vol. 14, No. 1, 2019, pp. 11-21, doi: <https://data.doi.or.kr/10.22728/jecc.2019.14.1.011>.
5. D. Lee, H. Nam, H. Kim, B. W. Hwang, J. I. Baek, and H. J. Ryu, "Experimental screening of oxygen carrier for a pressurized chemical looping combustion", *Fuel Processing Technology*, Vol. 218, 2021, pp. 106860, doi: <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2021.106860>.
6. H. J. Ryu, D. Lee, H. Nam, B. W. Hwang, H. Kim, Y. Won, H. W. Ra, S. M. Yoon, and J. I. Baek, "Combustion characteristics of natural gas and syngas using mass produced oxygen carrier particle in a 0.5 MWth chemical looping combustion system", *Trans Korean Hydrogen New Energy Soc*, Vol. 32, No. 2, 2021, pp. 134-142, doi: <https://doi.org/10.7316/KHNES.2021.32.2.134>.
7. H. J. Ryu, H. Nam, B. W. Hwang, H. Kim, Y. Won, D. Kim, D. W. Kim, G. H. Lee, and J. I. Baek, "Basic design and sensitivity analysis of 3 MWth chemical looping combustion system for LNG combustion and steam generation", *Trans Korean Hydrogen New Energy Soc*, Vol. 32, No. 5, 2021, pp. 374-387, doi: <https://doi.org/10.7316/KHNES.2021.32.5.374>.
8. Kyung Dong City Gas, "2021 Ulsan Metropolitan City rules and rates for city gas service", *Kyung Dong City Gas*, 2021. Retrieved from <https://www.kdgas.co.kr/AHOME/center/supplyRule.php>.
9. H. J. Ryu and G. T. Jin, "Conceptual design of 50 kW thermal chemical-looping combustor and analysis of variables", *Energy, Eng. J.*, Vol. 12, No. 4, 2003, pp. 289-301. Retrieved from <https://scienceon.kisti.re.kr/srch/selectPORSrchArticle.do?cn=JAKO200311922056352&SITE=CLICK>.
10. H. J. Ryu, D. H. Lee, M. S. Jang, J. H. Kim, and J. I. Baek, "Conceptual design and feasibility study on 0.5 MWth pressurized chemical looping combustor", *Trans Korean Hydrogen New Energy Soc*, Vol. 27, No. 2, 2016, pp. 201-210, doi: <http://dx.doi.org/10.7316/KHNES.2016.27.2.201>.
11. H. J. Ryu, S. H. Jo, S. Y. Lee, D. Lee, H. Nam, B. W. Hwang, H. Kim, W. Won, J. Kim, and J. I. Baek, "Effects of cyclone and freeboard geometry on solid entrainment loss in a gas-solid fluidized bed", *Trans Korean Hydrogen New Energy Soc*, Vol. 30, No. 4, 2019, pp. 330-337, doi: <https://doi.org/10.7316/KHNES.2019.30.4.330>.
12. H. J. Ryu, S. H. Jo, S. Y. Lee, D. Lee, H. Nam, B. W. Hwang, H. Kim, Y. Won, J. Kim, and J. I. Baek, "Effect of loop seal geometry on solid circulation in a gas-solid fluidized bed", *Trans Korean Hydrogen New Energy Soc*, Vol. 30, No. 4, 2019, pp. 312-319, doi: <https://doi.org/10.7316/KHNES.2019.30.4.312>.