

# 산업배열 및 부산물을 활용한 1톤급 바이오수소 생산 시뮬레이터 동적 열설계

## Dynamic thermal Design of a 1-ton Class Bio-Hydrogen Production System Simulator Using Industrial Waste Heat and by-Products

김혜준(Hyejun Kim)<sup>1</sup>, 김석연(Seokyeon Kim)<sup>1</sup>, 안 준(Joon Ahn)<sup>2\*</sup>

<sup>1</sup>국민대학교 기계공학과 대학원, <sup>2</sup>국민대학교 기계공학부

<sup>1</sup>Department of Mechanical Engineering, Graduate School Kookmin University, Seoul, 03084, Korea

<sup>2</sup>School of Mechanical Engineering, Kookmin University, Seoul, 03084, Korea

(Received March 16, 2017; revision received April 5, 2017; Accepted: April 6, 2017)

**Abstract** This paper proposes a hydrogen-based social economy derived from fuel cells capable of replacing fossil fuels and resolving global warming. It thus provides an entry for developing economically feasible social configurations to make use of bio-hydrogen production systems. Bio-hydrogen production works from the principle that microorganisms decompose water in the process of converting CO to CO<sub>2</sub>, thereby producing hydrogen. This study parts from an analysis of an existing 157-ton class NA1 bio-hydrogen reactor that identifies the state of feedstock and reactor conditions. Based on this analysis, we designed a 1-ton class bio-hydrogen reactor process simulator. We carried out thermal analyses of biological heat reactions, sensible heat, and heat radiation in order to calculate the thermal load of each system element. The reactor temperature changes were determined by modeling the feed mixing tank capacity, heat exchange, and heat storage tank. An analysis was carried out to confirm the condition of the feed mixing tank, heat exchanger, heat storage tank capacity as well as the operating conditions of the system so as to maintain the target reactor temperature.

**Key words** Marine hyperthermophilic archaeon(해양 초고온성 고세균), Waste heat(배열), Bio-hydrogen(바이오 수소), Heat balance analysis(열수지 분석), Bioreactor(생물반응기)

\* Corresponding author, E-mail: [jahn@kookmin.ac.kr](mailto:jahn@kookmin.ac.kr)

### 기호설명

Nu : Nusselt 수  
 Pr : Prandtl 수  
 Ra : Rayleigh 수  
 Gr : Grashof 수  
 Re : Reynolds 수  
 Q : 열량 [W]  
 A : 면적 [m<sup>2</sup>]  
 h : 대류열전달계수 [W/(m<sup>2</sup> · K)]  
 T : 온도 [°C]  
 ṁ : 질량유량 [kg/s]  
 L : 시스템 요소의 높이 [m]  
 B : 공기의 열팽창계수 [1/K]

g : 중력가속도 [m/s<sup>2</sup>]  
 k : 열전도도 [W/(m · K)]  
 G : Gibbs free energy [kJ/mol]  
 H : 엔탈피 [kJ/mol]  
 U : 총괄열전달계수 [W/(m<sup>2</sup> · K)]  
 Cr : 열용량비  
 NTU : 전달단위수

### 그리스 문자

σ : Stefan-Bolzman 상수 [W/(m<sup>2</sup> · K<sup>4</sup>)]  
 ζ : 방사율  
 ν : 공기의 동점성계수 [kg/(m · K)]  
 ε : 유용도

**하첨자**

<i>wall</i>	: 벽	<i>b</i>	: 생물반응열
<i>amb</i>	: 대기	<i>f</i>	: 급수 혼합조
<i>film</i>	: 막	<i>r</i>	: 반응기
<i>a</i>	: 공기	<i>sto</i>	: 축열조
<i>s</i>	: 현열	<i>source</i>	: 열원
<i>o</i>	: 외기방열	<i>max</i>	: 최대

**1. 연구배경 및 목적**

화석연료를 대체하고 지구온난화를 해결하기 위하여 연료전지 등을 기반으로 한 수소경제사회가 제시되고 있다. 수소경제사회를 실현하기 위해서는 경제적이고 안정적인 수소공급이 필수적인데 수소 생산 공정의 경제성은 초기투자비와 공정의 생산성, 운영비에 의해서 결정된다. 현재까지는 이와 같은 조건을 갖춘 수소 생산시스템이 등장하지 못하고 있다.

이러한 배경에서 경제성을 갖춘 바이오수소 생산 시스템이 제안되었다. 본 연구에서 대상으로 하는 바이오수소 생산 공정은 미생물 NA1을 사용한다. Kim et al.<sup>(1)</sup>은 미생물 NA1이 수소화효소의 함량이 기존의 균주들에 비교해 2배 이상 높다는 것을 확인하였다. 이를 적용한 바이오수소 생산 공정은 CO를 CO<sub>2</sub>로 전환되는 과정에서 물이 분해되어 수소가 생산되는 원리를 활용한다. 따라서 CO가 공급되어야 하는 데 Kim et al.<sup>(1)</sup>과 Rittmann et al.<sup>(2)</sup>은 제철소는 CO가 부산물로 생성되는 제선, 고로, 코크스 및 전로 등의 공정을 포함하고 있어 경제적인 바이오수소 생산 설비를 갖출 부지로 제안하였다.

이를 바탕으로 하여 2011년에는 20 L 규모, 2012년에는 100 L 규모의 NA1 바이오수소 생산 파일럿 플랜트를 설계하여 생산 실증시험을 수행하였다. 2015년에는 157톤 규모 배양기를 구축하여 석탄가스화를 통해 생산된 LDG 가스를 원료로 사용하여 바이오수소의 생산, 저장 및 활용체계 시험에 성공하였다.<sup>(3-6)</sup>

다만 위 실증시험이 정확한 열에너지 분석을 기반으로 한 공정이 아니었기 때문에 제철소의 공정에서 배출되는 물질이나 공정의 열적인 거동에 대한 정확한 분석이 필요하다. 또한 제철소 공정의 사이클의 경우 40분 단위로 작동하기 때문에 폐열원 또한 동적으로 운영된다. 40분마다 간헐적으로 들어오는 폐열원에 따라 반응기 온도는 불규칙한 모습을 보이게 되고 수소 생산 수율 또한 불규칙하게 된다. 이를 해결하기 위해 일정량의 열 공급을 통해 반응기의 온도를 유지하기 위한 축열조가 필요하다. 축열조의 온도에 따른 반응기의 온도편차를 줄이기 위해서는 축열조의 크기를 늘리는 방법이 있지만 이 경우 바이오수소 플랜트의 경제성이 떨어지게 된다. 따라서 소용량의 실험실 규모 설비에서 열수지 분석과 시뮬레이션을 통해 최적의 설계점을 찾아 공정을 확립해야 한다.

이에 본 연구에서는 당진의 H제철사에서 확보 가능한 폐열원을 분석하여 이를 활용한 1톤 반응기 기반의 바이오수소 생산 시뮬레이터를 설계하였다. 열원으로는 제철소에서 미활용되고 있는 전로공정의 스커트(skirt) 냉각열을 활용하는 것을 가정하였다. 또한 시뮬레이션을 위해 시스템 요소의 현열, 외기 방열, 생물반응열에 대한 열수지를 분석하였다. 이를 바탕으로 반응기와 축열조의 온도변화에 대해 시뮬레이션을 수행하였다.

**2. 1톤급 NA1 이용 바이오수소 생산시스템**

**2.1 제철소 공정 부산물 및 폐열원 분석**

제철소 공정 중 전로가스로부터 나오는 폐열 및 일산화탄소를 활용하는 부분에 바이오수소 반응기가 설치한다. 기존의 연구에서는 폐열원과 제철소 설비에 대한 분석이 없었기 때문에 이 부분에 관한 추가적인 분석이 필요하다. 또한 이를 이용하여 에너지 효율을 높이는 공정 설비가 중요하다. 제철소는 당진의 H사를 기준으로 분석하였다.

전로 가스는 전로에 산소 주입 간에 발생하는데 전로 입구에서 나와 1차 통풍장치에 포집되며, 전로에서 나올 때의 LDG의 온도는 약 1,450℃, 유속은 50~100 Nm<sup>3</sup>/톤\_조강이다. 방출된 열은 보일러부에서 회수되어 스팀을 생산에 사용된 뒤 835℃로 낮아지며, 이후 공기 정화 설비를 통과하면서 배가스 내 분진을 제거하기 위한 다량의 집진수와 접촉하면서 70℃까지 낮아진 가스는 고농도의 CO만 저장하고, 저농도(CO 30% 이하) 또는 O<sub>2</sub> 1% 이상인 경우에는 스택(stack)에서 태워서 제거하게 된다.

전로에서 나온 배가스로부터 회수되는 폐열을 이용한 스팀생산량은 전체 공정의 스팀 생산량의 약 40% 정도(연간 약 90톤 정도)를 차지할 정도로 많으며, 해당 스팀의 사용효율을 높일수록 공정의 에너지 효율을 높일 수 있게 된다.

전로에서는 공기가 유입되지 않도록 하기 위해 수냉형 접이식 스킨트를 로의 입구 위로 내려준다. 이때 후드의 과열을 방지하기 위해 다량의 물을 스킨트로 흘리게 되며 수~수십톤/hr에 해당하는 물이 70℃로 유입되어 98℃로 나오도록 조절된다. 스킨트를 통과한 물은 가스 냉각기에서 스팀을 만들 때 사용하는 물을 예열하는 용도로 사용되고 냉각되어 다시 스킨트로 순환된다.

제철소 공정 분석결과 바이오수소 생산 시스템에 활용 가능한 폐열원은 가스 정화 포화기 공정의 냉각 회수열, 전로 가스 냉각기에서 생산된 공정스팀, 전로 스킨트 냉각수가 있다. 이 중 본 연구에서는 반응기 온도를 고려하여 전로 스킨트 냉각수를 이용한 바이오수소 생산 시스템을 모사하였다.

## 2.2 1톤급 바이오수소 생산 시뮬레이터

본 연구에서는 157톤 반응기의 기본 process diagram을 이용하여 1톤 반응기 전체 시스템의 형태를 구축하고, 1톤 반응기 용량의 바이오수소 생산을 모사할 수 있는 열원 모사장치를 구성하였다. 제철소 부생가스 중 반응에 필요한 CO의 함량이 가장 높은 LDG 가스(Table 1)를 대상으로 하였으며, Fig. 1과 같이 시스템을 구성하였다.<sup>(7)</sup> 시스템에는 1톤급 반응기와 급수 혼합조, 축열조, 열교환기가 포함되어 있다.

1톤급 반응기는 부피를 임의로(100~1,000리터) 조절이 가능하며, Water gas shift reaction(WGS reaction)에 따른 물 소모량 모사 기능이 부가되어 있다. 또한 WGS reaction 시 반응기 내부의 흡열 또는 발열상태를 정밀하게 모사할 수 있도록 구성되어 있다. 내부 흡열 가정 시 흡열량과 외부 방열에 의한 열손실은 축열조로부터 공급받아 보상하도록 한다. 내부 발열 시 외부 방열에 비해 생물발열이 클 경우 열방출을 위한 냉각 모드 운전이 가능하다. 이때 냉각은 시수(15℃)를 통해 이루어진다.

급수 혼합조는 반응기에서의 회석속도에 따른 손실 폐액분만큼 배양액을 공급하도록 구성되어 있으며 공급량에 대한 정밀한 조절이 가능하다. 급수 혼합조 또한 반응기와 마찬가지로 자체의 외부방열에 의한 열손실은 축열조로부터 공급받아 보상하도록 한다.

Table 1 Calculation of the mass balance of a 1-ton bio-hydrogen production system

	Mole Flow(mol/h)					Mass balance
	NaOH	Culture medium	Substrate gas	Conversion gas	Waste culture medium	
Temp(℃)	15	15	15	80	80	-
CO	0	0	138.89	2.47	11.42	125.00
H <sub>2</sub>	0	0	4.36	129.35	0	-124.99
H <sub>2</sub> O	0.20	924.91	0	19.20	780.91	125.00
CO <sub>2</sub>	0	0	3854	163.53	0	-124.99
N <sub>2</sub>	0	0	34.37	34.37	0	0
Solid	0	0.45	0	0	0.39	0.05
Yeast	0	0.40	0	0	0	0.40
NaOH	0.01	0	0	0	0	0.01

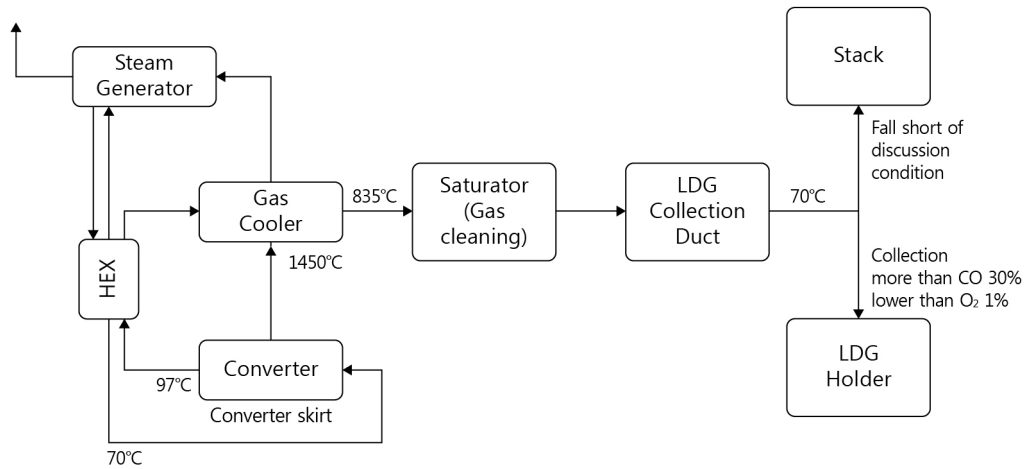


Fig. 1 Waste heat of steel mill process.

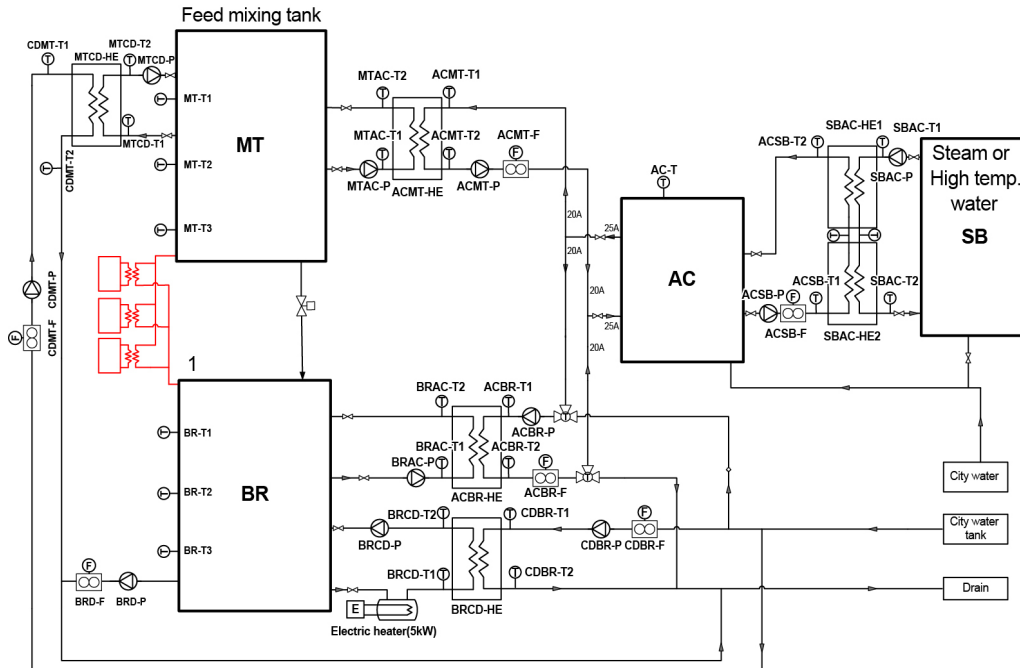


Fig. 2 Bio-hydrogen production system schematic.

축열조는 스팀 또는 고온수 열원으로부터 주기적 또는 비주기적 열을 전달받아 온도의 교란을 평활화하는 역할을 수행한다. 축열조는 0~300리터의 용량조절과 축열조 목표온도 조정이 가능하다. 높은 온도간의 교환을 감안하여 충분한 열교환 면적 확보를 위해 고효율 MPH 열교환기를 직렬로 배치하였다. 또한 내부 고온수 열교환시 온도 성층화를 방지하기 위해 분산 열교환 구조로 배치되었고 외피 전체에 대한 보온구조로 열손실을 최소화하였다.

현장에서 발생하는 폐열에 대한 모사는 15 kW급 스팀/고온수(100°C 온수) 보일러로 대체하고, 전로 스킵트에서 발생하는 주기적인 고온수 공급패턴은 자동제어를 통해 이루어진다. 축열조에 축열된 에너지는 급수 혼합조의 온도유지(60~80°C)에 공급되면서 동시에 1톤 반응기의 WGS 흡열 반응 및 열손실을 보상하는 용도로 사용된다. 1톤 반응기의 WGS 발열 반응을 가정하는 경우 반응기는 열을 제거하기 위해 별도의 냉각라인을 이용해 열을 제거하도록 구성하였다.

### 3. 바이오수소 생산 시스템 열수지 분석

#### 3.1 시스템 요소별 현열 분석

1톤 반응기의 물질수지는 157톤 수소 생산이 가능한 제조 장치에서 산정된 물질수지를 scale down하여 가정하였다. 계산시에는 Yeast, NaOH, Solid는 투입량이 미량이므로 별도로 감안하지 않았다. 계산에 사용된 회석 속도는 0.333, 목표 전환율 90%와 목표 반응량 250 mmol/l/h에 맞추어 물질수지를 계산하였다. 계산을 통해 나오는 값에 따라 투입되는 물질량을 추산하여 배양기 연속운전을 위해 80℃로 유지하기 위해 필요한 열량을 계산하는 방법으로 열 및 물질수지를 맞추었다.

급수 혼합조의 현열은 시수 15℃를 급수 혼합조의 목표 온도 80℃로 유지하기 위한 열량으로 계산하였다. 만약 급수 혼합조의 목표 온도가 80℃보다 낮다면 급수 혼합조의 현열량은 온도 감소량만큼 비례하여 감소하며 반응기의 현열량이 급수 혼합조 감소 현열량 만큼 증가하게 된다. 반응기 현열량은 NaOH와 기질가스가 15℃로 공급 되었을 때 반응기 목표 온도 80℃로 유지하기 위한 열량으로 계산하였다.

#### 3.2 시스템 외기 열손실 분석

각 요소에는 외벽온도 40℃를 유지하기 위한 단열재가 설치되어있으며 단열재로는 글래스울이 사용되었다. 단열재의 두께는 반응기와 급수 혼합조는 0.016 m, 축열조는 0.02 m이다. 외기방열은 외기온도 15℃ 가정하여 계산되었으며 자연대류열, 복사열을 포함한 식(1)을 통해 계산되었다.

$$Q_{\text{wall}} = A[h(T_{\text{wall}} - T_{\text{amb}}) + \sigma\epsilon(T_{\text{wall}} + 273.15)^4 - (T_{\text{amb}} + 273.15)^4] \quad (1)$$

A는 대기와 벽 사이의 접촉면적이며,  $\sigma$ 는 Stefan-Boltzman 상수이다.  $\epsilon$ 는 벽의 방사율을 나타낸다.  $h$ 는 Nusselt 수를 통하여 얻은 열전달 계수이며 Nusselt 수는 Churchill and Chu의 관계식<sup>(8)</sup>을 통해 얻었다. 계산식은 다음 식(2)와 같다.

$$\text{Nu}^{1/2} = 0.825 + \frac{0.387\text{Ra}^{1/6}}{1 + (0.492/\text{Pr})^{1/6}} (10^{-1} < \text{Ra}_L < 10^2) \quad (2)$$

Ra와 Pr은 각각 Rayleigh 수와 Prandtl 수를 나타낸다. Rayleigh 수는 다음의 식(3)을 통해 주어진다.<sup>(8)</sup>

$$\text{Ra} = \text{PrGr} = \frac{\text{Pr}L^3gB(T_{\text{wall}} - T_{\text{amb}})}{\nu^2} \quad (3)$$

L은 각 시스템 구성요소의 높이를 말하며, g는 중력가속도를 나타낸다.  $T_{\text{amb}}$ 는 대기온도이며,  $\nu$ 는 공기의 동점성계수를 나타낸다. B는 공기의 열팽창계수를 나타내며 다음의 식(4)로 정의된다.

$$B = \frac{1}{273.15 + T_{\text{film}}} [1/K] \quad (4)$$

$T_{\text{film}}$ 은 공기와 벽의 산술평균온도로 나타낸다.<sup>(8)</sup> h는 다음의 식(5)을 통해 얻어진다.

$$h = \frac{\text{Nu} \cdot k_a}{L} [W/K \cdot m^2] \quad (5)$$

$k_a$ 는 공기의 열전도계수이다.

Table 2 Gibbs free energy equation according to WGS reaction

$dG^\circ(25^\circ\text{C}), \text{kJ/mol}$	Liquid	Gas
CO	-120.01	-137.17
H <sub>2</sub> O	-237.18	-228.13
H <sub>2</sub>	17.72	0.00
CO <sub>2</sub>	-385.98	-394.36
Total Gibbs free energy	CO(g)+H <sub>2</sub> O(l)+H <sub>2</sub> (g)+CO <sub>2</sub> (g) -20.01	

Table 3 Enthalpy reaction according to WGS reaction

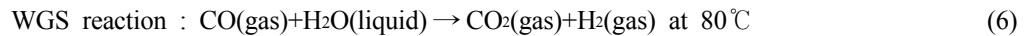
$dH^\circ(25^\circ\text{C}), \text{kJ/mol}$	Liquid	Gas
CO	-	-110.54
H <sub>2</sub> O	-285.53	-241.82
H <sub>2</sub>	0	0
CO <sub>2</sub>	-413.8	-393.51
Total enthalpy change	CO(g)+H <sub>2</sub> O(l) +H <sub>2</sub> (g)+CO <sub>2</sub> (g)	CO(g)+H <sub>2</sub> O(g) +H <sub>2</sub> (g)+CO <sub>2</sub> (g)
	2.86	-41.15

Table 4 Heating load by system element

System mode		heating	cooling
Target temperature of feed mixing tank (°C)		80	80
Feed mixing tank	Sensible heat	Q <sub>s,f</sub> (W)	1263.21
	heat radiation	Q <sub>o,f</sub> (W)	376.20
	Sum	Q <sub>f</sub> (W)	1639.41
Reactor	Sensible heat	Q <sub>s,r</sub> (W)	123.99
	Biological reaction heat	Q <sub>b,r</sub> (W)	33.36
	heat radiation	Q <sub>o,r</sub> (W)	684.18
	Sum	Q <sub>r</sub> (W)	841.53
Storage	heat radiation	Q <sub>o,s</sub> (W)	193.15
	Sum	Q <sub>s</sub> (W)	193.15

### 3.3 생물반응 열수지 분석

해당 시스템은 화학반응기가 아닌 생물반응기로서 이는 전환율, 미생물의 생명활동 등에 따라 흡, 발열량이 달라진다. 해당 반응은 아래와 같이 WGS reaction에 의해서 이루어지는 것으로 알려져 있으며, 대사 경로가 하나의 주된 반응에 집중되어 있다면 생물 반응열을 화학 반응열과 같이 표준생성엔탈피로 계산할 수 있다.



해당 반응의 Gibbs free energy는 Table 2와 같이 계산해볼 때 -20 kJ/mol로서 문헌<sup>(1)</sup>상에 나와 있는 수치와 일치하며, 이러한 값으로 볼 때 해당 반응 주어진 조건(80°C)에서 자발적으로 일어나는 조건임을 알 수 있다. 하지만 열수지의 측면에서 엔탈피를 환산했을 때는 Table 3에 나온 바와 같이 실제로 물이 액체에서 기체로 상변화하면서 필요한 잠열을 확보하기 위해 흡열에 의해 자발적으로 일어나는 반응임을 예상할 수 있다.

이러한 계산결과는 CO가 화학적인 촉매로 작용하는 경우에 대한 공식이므로 실제 생물반응기에서는 다른 현상이 일어날 수 있다. 실제로 호기성 생물의 경우 호기성 대사가 -450(±5%) kJ/mol O<sub>2</sub>인 반응열로 산정되며, 특정 혐기성 미생물의 경우 연구가 많이 진행되어 있는 경우 내부에서 발생하는 여러 가지 대사반응을 모델링하여 발생열을 예측하고 있다. NA1의 경우는 아직까지 내부 대사가 확인되지 않은 부분이 많으므로 흡열반응과 발열반응 2가지를 모두 고려하였으며 시뮬레이션에서 흡열반응일 경우 열을 공급해주는 가열모드, 발열반응일 경우 발생한 열을 외기방열량과 비교하여 제거해주는 냉각모드로 구현하였다.

## 4. 사이클 시뮬레이션

### 4.1 시스템 시뮬레이션

본 연구에서 설계한 바이오수소 생산 시스템의 구성도를 Fig. 3에 나타내었다. 시스템은 전로공정의 특성상

40분 사이클로 운영이 되며, 40분 사이클에 15분 동안 95°C 수준의 폐열이 순환하므로 주기적으로 온도가 상승-하강하는 폐열 패턴을 가지고 있다. 이를 평활화하기 위해 중간에 축열조를 배치하는 구성을 하고 있다. 한 주기가 지났을 때 초기의 축열조, 반응기, 급수 혼합조의 온도를 유지하는 것을 목표로 한다. 작동유체는 물을 사용하였고 전달되는 열량에 따라 용량변이 가능한 유량펌프를 사용하였다. 유량의 범위는 반응기와 급수 혼합조의 경우에는 1 lpm~15 lpm, 축열조의 경우에는 1 lpm~30 lpm을 사용하였다. 열교환기는 Danfoss사의 대향류 열교환기인 XB 06H-1-26-H를 사용하였고, 26개의 판을 사용하였다. 본 시뮬레이션은 Matlab 2016b를 사용하여 프로그램을 작성하였고 온도에 따른 밀도, 점성계수, 열전도도 등의 변화를 고려하였다.

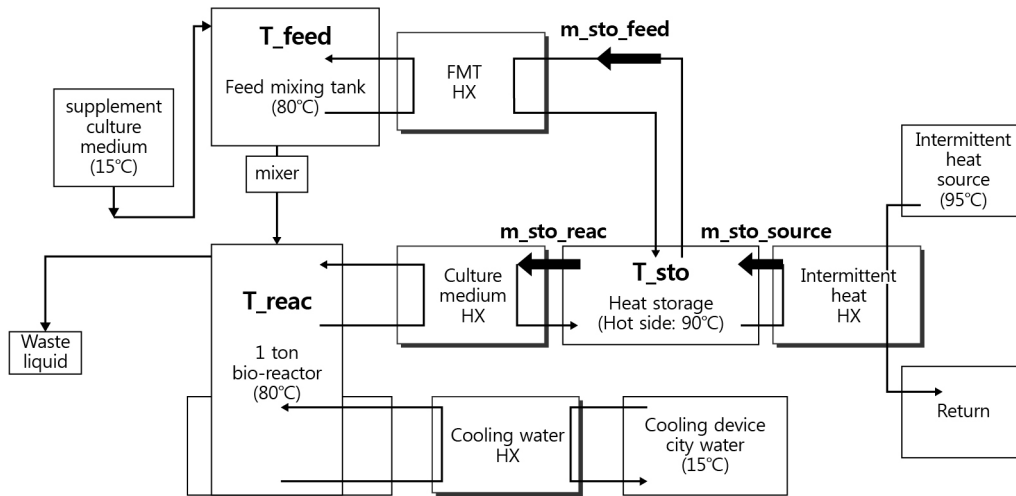


Fig. 3 Heat budget overview of the bio-hydrogen production system according to the supply characteristics of waste heat source.

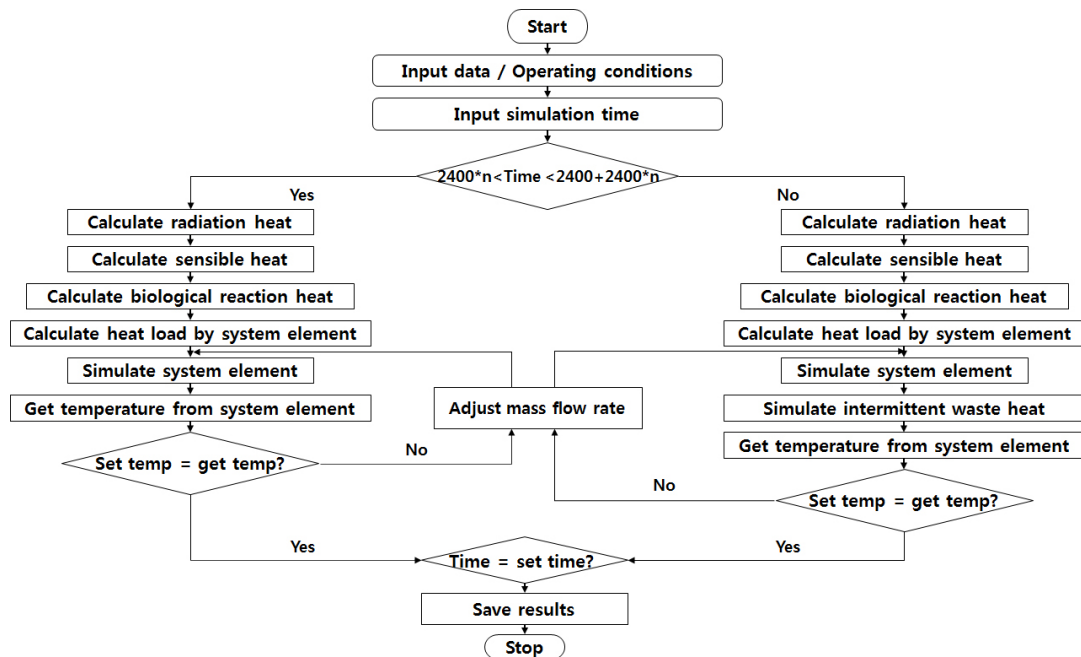


Fig. 4 Flowchart of the cycle simulation.

축열조의 크기에 따른 반응기 온도 변화를 시뮬레이션을 통해 고찰하였다. 우선 열교환기, 축열조, 급수 혼합조의 크기와 목표온도, 외기온도, 시뮬레이션 시간을 입력받는다. 이에 따라 생물반응열, 현열, 외기방열이 계산되어 각 요소의 부하량이 결정된다. 한국에너지기술연구원에서 진행하고 있는 실험과 맞추어 열교환기의 대상 측 질량유량은 고정된 채로 열원 측의 질량유량을 제어하게 된다. 이 때 질량유량의 변동량은 반응기 내의 부하량과 열교환기를 통해 전달되는 열량의 차이에 의해 비례제어 된다. 이를 통해 반응기와 급수 혼합조의 온도를 제어한다. 이에 관한 Flow chart는 Fig. 4에 나타내었다.

#### 4.2 급수 혼합조, 반응기 및 축열조 시뮬레이션

급수 혼합조는 현열과 외기방열만이 고려되었다. 급수 혼합조의 목표온도는 80℃로 고정되어 있으며 외부 벽면의 온도는 40℃로 고정되어 자연대류와 복사를 계산하게 된다. 반응기의 목표온도는 80℃로 고정되어 있다. 또한 NA1의 반응을 모사하기 위해 생물반응 열수지를 통해 계산된 값을 사용하게 된다. NA1의 반응을 흡열과 발열로 나눔에 따라 가열모드에서는 열을 축열조로부터 공급받고 냉각모드에서는 시수(15℃)를 통해 열을 제거하게 된다. 축열조에서는 40분 중 15분 동안 간헐적 열원으로 부터 열을 공급받게 된다. 15분 동안 전달되는 총 열량은 40분간 축열조로부터 빠져나가는 열량과 같게 되도록 설정하였다.

#### 4.3 열교환기 시뮬레이션

시스템 내의 열 교환기는 Danfoss사의 XB 06H-1-26-H를 사용하였다. XB 06H-1-26-H는 대향류 판형 열교환기이다.  $\epsilon$ -NTU 방법을 사용하여 Reactor 냉각모드에서의 열교환기의 전달열량과 출구온도를 계산하였다. 이때 Reynolds 수의 범위에 따라 Nusselt수의 상관식을 다르게 사용하였다.<sup>(9-12)</sup> 실제 Danfoss사의 열교환기 프로그램을 HEXACT를 사용하여 나온 결과와 비교하여 오차 3%이내 임을 확인하였다.

#### 4.4 결과

Table 5는 시뮬레이션 조건을 나타내고 있으며 Fig. 5~Fig. 10은 시뮬레이션 결과를 나타내고 있다. 시뮬레이션 결과 반응기에서 시간이 지남에 따라 온도 변동이 바뀌는 것을 확인할 수 있다. 이는 시뮬레이션 초기 유량에 대해 가정하였기 때문에 나타나는 것으로 시간이 감에 따라 반응기 온도가 수렴해 감을 확인할 수 있다. 또한, 시뮬레이션 결과 축열조 온도는 총 40분 중 15분간 들어오는 간헐적 열원(95℃)에 의해서 온도 변화를 보이고 있다. 이는 축열조의 용량에 따라 범위가 달라지며, 용량이 작아질수록 축열조 온도가 더욱 낮게 떨어지므로 열원으로서의 가치가 줄어든다. 이 때문에 급수 혼합조와 반응기의 온도가 80℃ 이하로 떨어지는 것을 볼 수 있다. Reactor의 최대 온도와 최저 온도의 편차는 축열조의 크기가 250 kg일 경우 0.3℃의 차이를 보였고 100 kg일 경우 0.6℃의 차이를 보였다. 바이오수소 생산 설비에 사용되는 미생물 NA1은 온도 차이에 민감하게 반응하며 수소 생산을 위한 최적 온도를 선행연구에서 확인하였다. 따라서 온도 편차를 더욱 줄이기 위해 축열조 용량을 크게 하는 방향으로 설계할 수 있을 것이다. 추후 열 교환기의 유량, 열교환기 판의 개수 등의 변수가 반응기 온도편차에 미치는 영향을 확인할 계획이다.

Table 5 Simulated condition

Number of plate for heat exchanger	26
Size of Feed mixing tank(kg)	400
Size of Heat storage(kg)	100/250
Target temperature for reactor(℃)	80
Target temperature for feed mixing tank(℃)	80
Target temperature for storage(℃)	90
Ambient temperature(℃)	15
Simulation time(hr)	12



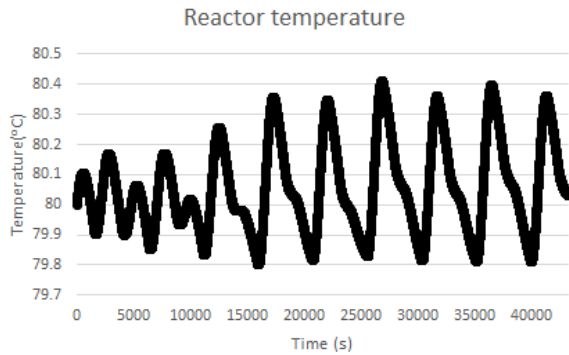


Fig. 5 Reactor temperature change with 100 kg storage tank.

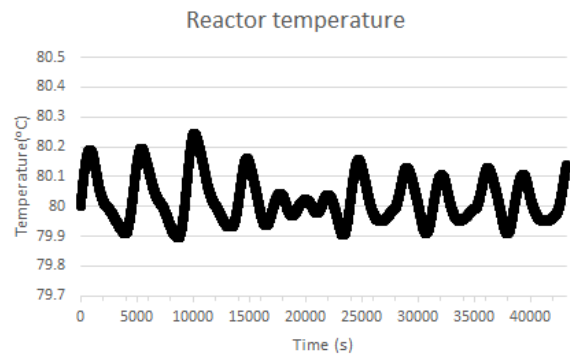


Fig. 6 Reactor temperature change with 250 kg storage tank.

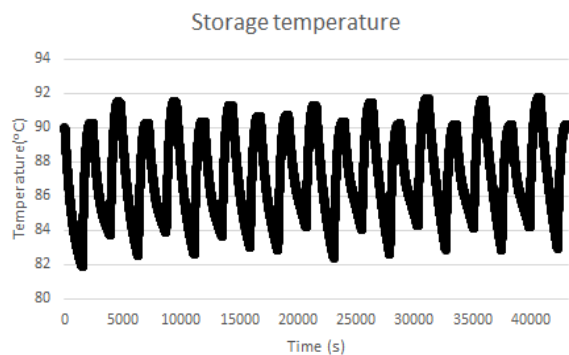


Fig. 7 Storage temperature change with 100 kg storage tank.

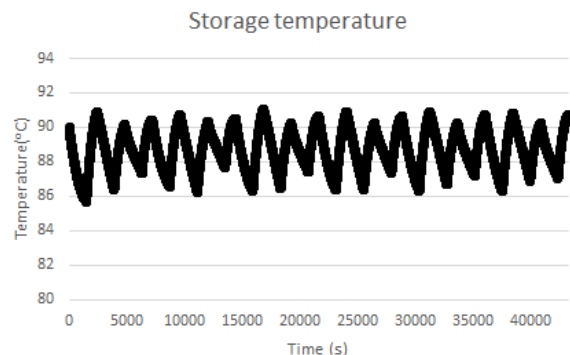


Fig. 8 Storage temperature change with 250 kg storage tank.

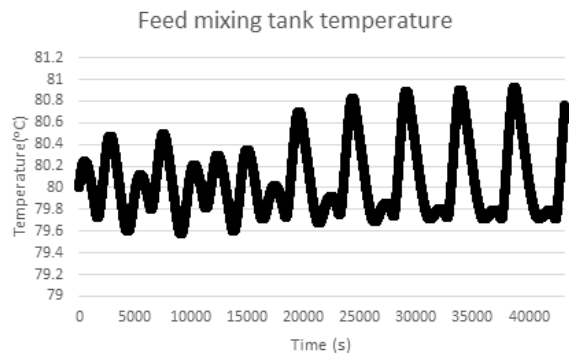


Fig. 9 FMT temperature change with 100 kg storage tank.

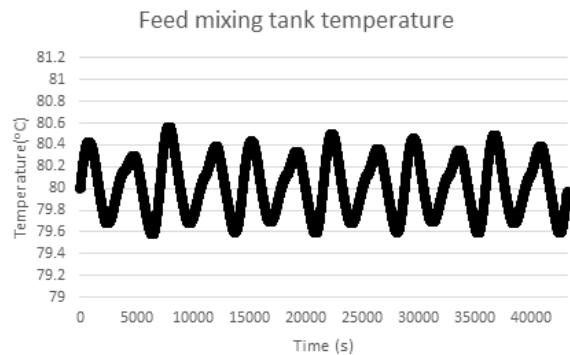


Fig. 10 FMT temperature change with 250 kg storage tank.

## 5. 결 론

본 연구에서는 제철소 공정 및 폐열원을 분석하여 이를 에너지 차원에서 활용하기 위한 1톤급 수소반응기의 시뮬레이터 공정을 설계하였다. 또한 현열, 생물반응열, 외기방열의 열수지 분석을 통해 각 시스템 요소의 열부하를 분석하였다. 이를 바탕으로 바이오 수소 생산 시스템의 해석 모델을 개발하였다. 급수 혼합조, 열교환기, 축열조 시뮬레이션을 통해 반응기와 급수 혼합조의 온도변화를 관찰하였다. 본 연구를 통하여 얻은 결과는 다음과 같다.

- (1) 당진 H사의 제철소 폐열원을 분석하여 전로 스킵트의 냉각수를 시스템의 열원으로 선정하였고 이를 활용하여 바이오수소 생산시스템을 운영하기 위한 시스템을 설계하였다.
- (2) 생물반응기의 열발생, 현열, 외기방열의 열수지 분석을 통해 각 시스템 요소의 열부하를 계산하였다.

- (3) 주어진 급수 혼합조, 열교환기의 조건에서 축열조 크기에 따른 반응기 온도 변화를 해석하고 100 kg 용량의 축열조를 도입하여 반응조의 온도를 0.6°C 이내에서 제어 가능함을 확인하였다.

## 후 기

본 연구는 2015년도 해양수산부의 재원으로 한국해양과학기술진흥원의 해양수산생명공학기술개발사업의 일환으로 수행한 결과이며 지원에 감사드립니다(NO.D11520216H480000161).

## References

1. Kim, M. S., Bae, S. S., Kim, Y. J., Kim, T. W., Lim, J. K., Lee, S. H., Choi, A. R., Jeon, J. H., Lee, J. H., Lee, H. S., and Kang, S. G., 2013, CO-dependent H<sub>2</sub> production by genetically engineered *Thermococcus onnurineus* NA1, *Applied and environmental microbiology*, Vol. 79, No. 6, pp. 2048-2053.
2. Rittmann, S. K., Lee, H. S., Lim, J. K., Kim, T. W., Lee, J. H., and Kang, S. G., 2015, One-carbon substrate-based biohydrogen production : microbes, mechanism, and productivity, *Biotechnol Adv*, Vol. 33, No. 1, pp. 165-177.
3. KIOST, 2012, Development of Biohydrogen production technology using hyper-thermophilic archaea, KIOST, p. 289.
4. KIOST, 2013, Development of Biohydrogen production technology using hyper-thermophilic archaea, KIOST, p. 293.
5. KIOST, 2014, Development of Biohydrogen production technology using hyper-thermophilic archaea, KIOST, p. 299.
6. KIOST, 2015, Development of Biohydrogen production technology using hyper-thermophilic archaea, KIOST, p. 627.
7. Kang et al., 2015, "Development of Bio hydrogen production technology using hyperthermophilic archaea," KIOST, pp. 482-512.
8. Incropera FP, 1996, De Witt DP, Introduction to heat transfer, New York : Wiley.
9. Rene, F., Leuliet, J. C., and Lanlande, M., 1991, Heat Transfer to Newtonian and Non-Newtonian Food Fluids in Plate Heat Exchangers : Experimental and Numerical Approaches, *Food and Bioproducts Processing : Transactions of the IChE, Part C*, Vol. 69, No. 3, pp. 115-126.
10. Kumar, H., Evaporation in Plate Heat Exchangers, AICHE, New York.
11. Durmus, A., Benli, H., Kurtbas, I., and Gül, H., 2009, Investigation of heat transfer and pressure drop in plate heat exchangers having different surface profiles, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol. 52, No. 5-6, pp. 1451-1457.
12. Hashmi, A., Tahir, F., and Hameed, U., 2011, Empirical Nusselt Number Correlation for Single Phase Flow through a Plate Heat Exchanger, *Recent Advances in Fluid Mechanics, Heat & Mass Transfer and Biology*.