

## 바이오가스 기반 수소 생산공정에 대한 경제성 및 환경성 분석

김현우<sup>1</sup> · 백영순<sup>2,†</sup> · 원왕연<sup>1,††</sup>

<sup>1</sup>경희대학교 화학공학과(융합공학), <sup>2</sup>수원대학교 환경에너지공학과

### Techno-Economic Analysis and Life-Cycle Assessment for the Production of Hydrogen from Biogas

HYUNWOO KIM<sup>1</sup>, YOUNGSOON BAEK<sup>2,†</sup>, WANGYUN WON<sup>1,††</sup>

<sup>1</sup>Department of Chemical Engineering (Integrated Engineering), Kyung Hee University, 1732 Deogyong-daero, Giheung-gu, Yongin 17104, Korea

<sup>2</sup>Department of Environment-Energy Engineering, University of Suwon, 17 Wauan-gil, Bongdam-eup, Hawseong 18323, Korea

†Corresponding authors:

ysbaek@suwon.ac.kr<sup>†</sup>

wwon@khu.ac.kr<sup>††</sup>

Received 15 October, 2021

Revised 24 October, 2021

Accepted 25 October, 2021

**Abstract >>** Due to fossil fuel depletion and environmental pollution, H<sub>2</sub> production from organic waste has received an increased attention. In this study, we present an integrated process for the H<sub>2</sub> production from biogas and evaluate the economic feasibility and sustainability via rigorous techno-economic analysis (TEA) and life-cycle assessment (LCA). Through the TEA, we determine the minimum H<sub>2</sub> selling price using discounted cash flow analysis and investigate the main cost drivers. The environmental impact of the proposed process is quantified via LCA.

**Key words :** Renewable energy(재생에너지), Process integration(공정통합), Heat integration(에너지 통합), Economics(경제성), Organic waste(유기성 폐자원)

## 1. 서론

현재 전 세계적으로 무분별한 화석연료의 사용으로 인한 지구 온난화 현상이 가속화되고 있으며, 이를 완화하기 위한 대체에너지 개발이 활발하게 추진되고 있다. 한국은 세계 11위(OECD 국가 기준 5위)의 온실가스 다 배출 국가로서, 감축의무 상향과 실효적 이행에 관한 국제사회의 요구가 지속적으로 증가하고 있다. 특히, 2016년 파리기후협정 발효 이후,

한국 정부는 두 차례에 걸쳐 “기후변화대응 기본계획”을 발표하여 온실가스 감축의무를 이행하려는 의지를 보여주었다. “제2차 기후변화대응 기본계획”에 따르면, 한국 정부는 2017년 대비 24.4%의 온실가스 감축(2030년 business as usual 대비 37% 감축) 목표를 공표하였다.

기존의 화석연료를 대체할 수 있는 에너지원으로는 태양광, 태양열, 풍력, 지열, 수력, 수열, 해양, 바이오, 폐기물, 수소(H<sub>2</sub>) 등이 있으며, 이 중 수소는 연

료로 사용 시 물만을 부산물로 배출하고 이산화탄소 (CO<sub>2</sub>)를 발생시키지 않는다는 점에서 전 세계적으로 유망한 대체 에너지원으로 주목받고 있다. 이러한 국제 정세에 발맞추어, 한국 정부는 지난 2019년 1월 “수소경제 활성화 로드맵”을 발표함으로써 수소에너지의 중요성과 수소에너지가 미래경제 발전의 핵심 원천이 될 것이라 선언하며, 수소경제로의 도입을 공표한 바 있다.

현재 국내에서 생산되는 수소는 주로 다음과 같은 방법을 이용한다: 1) 부생수소, 2) 개질수소, 3) 수전해. 이 중 현재 국내 수소 공급량의 약 90%를 차지하는 부생수소의 경우, 석유화학 공장에서 납사의 개질이나 분해 혹은 제철 공정에서 발생하는 코크 오븐 가스(coke oven gas)를 정제하여 생산되며, 대부분의 수소를 공정 자체에서 재소비하기 때문에 추후 산업 전반에서 수소 수요가 증가하였을 경우 부생 수소만으로 수요를 만족시키기 힘들다. 또한, 부생수소는 생산지 편중에 따른 높은 수송비용으로 경제성을 확보하기 힘든 실정이다. Power to gas 기술 중 하나인 수전해를 통한 수소생산의 경우, CO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub>, SO<sub>x</sub>를 전혀 배출하지 않는 가장 친환경적인 수소 생산 방식으로 알려져 있다. 현재까지 알칼라인 수전해 방식이 상용화에 이르러 운전되고 있으나, 낮은 전류 밀도로 인한 전력 소모가 많은 문제점이 있다. 게다가, 진정한 CO<sub>2</sub> 중립 수소경제를 구축하기 위해서는 재생에너지 기반 전력을 이용이 필수적이지만, 한국의 지리적 특성상 태양광이나 풍력으로부터 생산할 수

있는 잉여전력이 상당히 제한적이다. 따라서, 한국 정부가 발표한 “수소경제 활성화 로드맵”에서 목표로 한 수소공급가격을 달성하기 위해서는 천연가스 기반 steam methane reforming (SMR)을 통한 수소 생산 기술이 초기 수소경제 도입에 있어 핵심적인 역할을 할 것으로 보인다. 하지만, 수소에너지 그 자체로서는 청정에너지원이지만, 수소생산을 위해 화석연료인 천연가스를 이용한다는 점을 고려하면, 궁극적으로 지구 온난화 현상과 화석연료 고갈 문제를 해결하기 힘들다. 따라서, 지속 가능한 수소생산을 위해서는 화석연료가 아닌 대체 원료를 이용하여 수소를 생산하는 공정의 개발이 필수적이다.

여러 후보 원료 중, 바이오가스는 음식물 쓰레기, 하수슬러지, 축산분뇨와 같은 유기성 폐자원의 혐기성 소화를 통해 발생하는 부산물이다. 바이오가스는 주로 메탄(CH<sub>4</sub>) 60-70%, CO<sub>2</sub> 30-40%로 이루어져 있으며, 천연가스에 비해 높은 CO<sub>2</sub> 함량으로 연소를 통한 연료로 사용 시 낮은 연소효율과 불완전 연소로 인해 열기관의 효율을 저하시킬 수 있다<sup>1)</sup>. 또한, 국내 혐기성 소화를 통한 바이오가스 생산시설에서 발생하는 20%의 잉여 바이오가스는 활용되지 못한 채 연소 또는 방출을 통해 처리되고 있는 실정이다<sup>2)</sup>.

현재 다양한 수소생산 분야에서 신규 개발 기술 및 공정에 대한 타당성 평가를 통한 연구가 많이 진행되고 있지만<sup>3-5)</sup>, 바이오가스를 활용한 수소 생산공정에 대한 경제적 타당성 평가를 수행한 연구는 제한적이다. 더욱이, 경제적 타당성과 함께 공정의 환

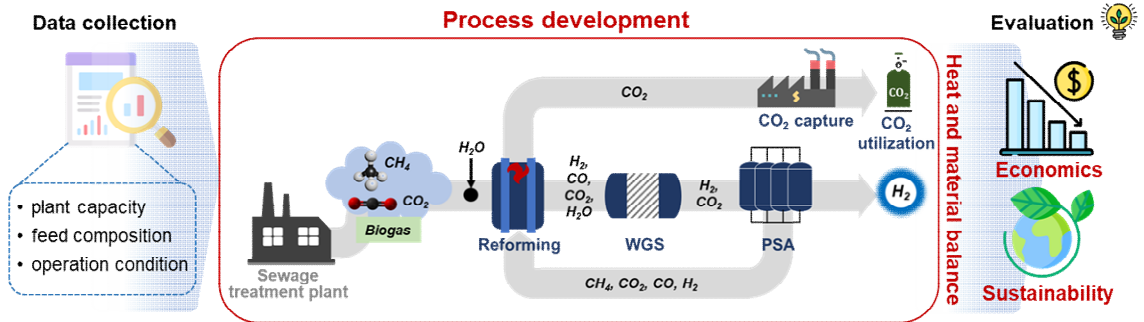


Fig. 1. Schematic diagram of this study

경성 평가를 통해 개발된 공정으로 인해 환경에 미치는 직간접적 영향을 정량화한 연구는 더욱 제한적이다.

따라서 본 연구에서는 하수처리장에서 유기성 폐자원의 혐기성 소화를 통해 생성되는 바이오가스를 활용하여 수소를 생산하는 공정을 개발하고, 개발된 공정의 경제적 실현 가능성 및 환경적 지속가능성을 평가하기 위해 techno-economic analysis (TEA)와 life-cycle assessment (LCA)를 수행하였다.

## 2. 방법

본 연구에서는 실제 운전데이터를 기반으로 바이오가스의 SMR을 통한 수소생산 공정을 설계하였다. 또한, 개발된 공정으로부터 계산된 열 및 물질 수지를 기반으로 TEA 및 LCA 방법론을 도입하여 공정의 경제성 및 환경성을 평가하였다(Fig. 1). 또한, 본 연구에서는 개발된 공정을 바탕으로 공정조건의 변화, CO<sub>2</sub> 포집 여부, 포집된 CO<sub>2</sub> 판매 여부에 따른 경제성 변화추이를 검토하기 위해 시나리오 분석을 수행하였다.

### 2.1 공정 시뮬레이션

본 연구에서는 “창원시 덕동 하수처리장”에서 생산되는 바이오가스 양(7,056 Nm<sup>3</sup>/day)을 기준으로 수소 생산공정의 규모를 설정하였다. 바이오가스 조성의 경우에도 실제 하수처리장으로부터 생성된 바이오가스 조성(CH<sub>4</sub> 65%, CO<sub>2</sub> 35%, 황화수소(H<sub>2</sub>S) 6 ppm)을 이용하였다. 공정모델 구축 시, 상용 공정 모사 소프트웨어인 Aspen Plus (V11) (aspentech, Bedford, MA, USA)를 이용하여 열 및 물질 수지 식을 계산하였다. 이때, 본 연구에서 수행된 시뮬레이션에서는 고온 및 고압 조건에서 극성 및 비극성 분자들의 물성을 고려하기 위하여 3차 상태방정식인 Redlich-Kwong-Soave 방정식을 기반으로 한 RKS MHV2 상태방정식을 적용하였다. 또한, Aspen Plus를 이용한 시뮬레이션 시, 개질 반응기(reformer)와 버너(burner)

는 RGibbs 장치를 도입하였고, water gas shift reaction (WGS) 반응기는 REquil 장치를 도입하여 평형반응을 모사하였다. 개질 반응 및 WGS 이후, 고순도의 수소를 생산하기 위한 pressure swing adsorption (PSA) 장치의 경우 national renewable energy laboratory (NREL) report<sup>6)</sup>로부터 얻은 데이터와 SEP 장치를 이용하여 모사하였다. 이때, PSA 장치는 수소를 99.9%의 순도와 75%의 회수율로 생산할 수 있는 것으로 설정하였다.

### 2.2 시나리오 분석

본 연구에서는 최적의 경제성을 가지는 수소생산 공정을 도출하기 위하여 시나리오 분석을 수행하였다. Table 1는 본 연구에서 결정된 시나리오의 종류를 보여준다. Sc 1을 바탕으로 WGS 반응기의 개수(고온 WGS와 저온 WGS 반응기), CO<sub>2</sub> 배출 허용권(CO<sub>2</sub> emission allowance), CO<sub>2</sub> 포집 및 판매 여부를 변수로 선택하였다. 여기서 WGS 반응기 개수의 증가는 장치비와 수소 생산량 사이의 trade-off 관계를 고려하기 위함이다. 또한, CO<sub>2</sub> 배출 허용권의 경우, 배출권 거래제 개념을 적용하여 배출되는 CO<sub>2</sub>로 인해 발생하는 비용을 고려하여 현재 국제적인 정세를 반영하였다. 마지막으로, CO<sub>2</sub> 포집 및 판매의 경우, 배출되는 CO<sub>2</sub>를 포집하여 판매하여 발생하는 이득을 고려하는 경우이다. 이때, CO<sub>2</sub> 포집 시 소요되는 장치비 및 운전비는 고려되어 있으며, 발생하는 CO<sub>2</sub>의 90%만 포집이 되는 것으로 가정하였기 때문에, 나머지 10%의 CO<sub>2</sub> 배출에 대해서는 CO<sub>2</sub> 배출 허용권의 구매가 필요한 것으로 설정하였다.

### 2.3 기술경제성 평가(TEA)

본 연구에서는 공정 시뮬레이션으로부터 얻은 열 및 물질 수지를 기반으로 수소 생산단가를 계산하기 위하여, 미국 에너지부에서 개발한 Hydrogen Analysis (H2A) 모델을 이용하였다. 해당 모델에서 도입하고 있는 여러 경제적 파라미터는 Table 2에서 확인할 수

있다. 수소 생산단가를 도출하기 위해서는 공정을 구축함으로써 발생하는 비용과 수소를 판매함으로써 발생하는 이익을 고려하게 된다. 이때, 비용은 크게 자본비와 운전비로 구분되며, 자본비는 공정을 구성하는 각 하부시스템을 구성하는 주된 장치(예를 들면, 개질 반응기, WGS 반응기, PSA 장치, 버너 등)와 부수적인 비용(예를 들면, 파이프[*piping*], 부지비용 등)을 포함함. 주된 장치들의 크기 결정 및 설치비용을 고려하기 위해 NREL report<sup>7)</sup>에서 제시하는 exponential scaling expression과 installation factor를 이용하여 장치비를 산정한다.

운전비는 고정운전비(*fixed operating cost*)와 변동운전비(*variable operating cost*)의 합으로 계산된다. 고정운전비는 공정의 규모에 따라 고정되는 비용으로 임금, 유지관리 비용, 기타 보험 비용을 포함한다. 변동운전비는 공정의 성능에 따라 변화할 수 있는 비용으로, 원료물질, 폐기물 처리비용, 유틸리티(즉, 냉각수, 스팀, 전기), 부산물 판매이득 등을 포함한다. 또한, 본 공정에서 도입된 PSA 장치에 패키징된 흡착제 양은 NREL report<sup>7)</sup>에서 수소 분리에 사용되는 PSA의 흡착제 양을 불순물(e.g., CO, CO<sub>2</sub>, etc.)의 양을 기반으로 비례 계산하여 산정하였다. 흡착제 교체 비용의 경우, 흡착제의 마모율을 고려하여 총 흡착제 양의 10%를 3개월마다 교체하는 것으로 가정하였다. 모든 자본비와 운전비는 chemical engineering plant cost index (CEPCI)를 이용해서 2020년을 기준 연도(2020년도 CEPCI: 596.2)로 비용을 환산하였다<sup>8)</sup>. 총 자본비 (total capital investment, TCI) 산정 시, 주된 공정에 대한 비용 (inside battery limit, ISBL) 뿐만 아니라, 기타 부대비용들도 포함되며 크기는 직접비 (total direct cost, TDC)와 간접비(total indirect cost, TIC)로 구성된다. 직접비와 간접비를 합산한 것을 고정 자본비(*fixed capital investment, FCI*)라고 하며, 이에 부지비용(*land*) 및 운전자본(*working capital*)을 합산하면 총 자본비가 계산된다. 자본비와 운전비가 결정되고 나면, 최소수소판매가격(*minimum H<sub>2</sub> selling price, MHSP*)을 결정하기 위해 현금흐름분석(*discounted cash flow analysis*)을 수행한다. 여기서

MHSP는 현금흐름분석 시, 손익분기점에서의 수소 판매가격을 의미하며, 이때 순현재가치(*net present value*)는 0이 된다.

Table 1. Summary of scenarios

	Number of WGS reactor	CO <sub>2</sub> emission allowance	CO <sub>2</sub> capture and sales
Sc 1	1	×	×
Sc 2	2	×	×
Sc 3	1	○	×
Sc 4	1	○	○

Table 2. Economic parameters and assumption

Parameter	Value
Biogas price (\$/m <sup>3</sup> ) <sup>9)</sup>	0.14
Catalyst, reforming (\$/kg) <sup>6)</sup>	25.0
Catalyst, WGS (\$/kg) <sup>6)</sup>	25.0
Adsorbent (\$/kg) <sup>6)</sup>	2.0
Deionized water (\$/ton) <sup>10)</sup>	14.5
CO <sub>2</sub> emission allowance (\$/ton) <sup>11)</sup>	29.0
CO <sub>2</sub> capture cost (\$/ton) <sup>11)</sup>	70.0
CO <sub>2</sub> selling price (\$/ton) <sup>11)</sup>	80.0
Plant financing by equity (%) <sup>12)</sup>	40.0
Plant life (yr) <sup>12)</sup>	20.0
Income tax rate (%) <sup>12)</sup>	21.0
Internal rate of return (%) <sup>12)</sup>	10.0
Interest rate for debt financing (%) <sup>12)</sup>	8.0
Term for debt financing (yr) <sup>12)</sup>	10.0
Plant depreciation (yr) <sup>12)</sup>	7.0
Land (% of fixed capital investment) <sup>12)</sup>	2.0
Working capital (% of fixed capital investment) <sup>12)</sup>	5.0
On-stream percentage after start-up (%) <sup>12)</sup>	90.0
Start-up time (yr) <sup>12)</sup>	0.5
Revenue and costs during start-up <sup>12)</sup>	
Revenue (% of normal) <sup>12)</sup>	50.0
Variable costs (% of normal) <sup>12)</sup>	75.0
Fixed costs (% of normal)	100.0
Construction period (yr)	1.0

### 2.4 전과정 평가(LCA)

본 연구에서는 제안된 공정이 환경에 미치는 영향을 정량화하기 위해서 LCA를 수행하였다. LCA는 국제표준기구에서 제시한 방법에 따라 4단계로 진행되었으며<sup>13,14)</sup>, 그 방법은 다음과 같다 1) 목적 및 범위 설정, 2) 인벤토리(inventory) 분석, 3) 영향 분석, 4) 영향 해석. 첫 번째 단계에서는 제안된 공정에 대한 환경성을 분석하는 목적을 정의하고, 시스템 경계, 기능적 단위(functional unit), 분석 깊이를 설정한다. 두 번째 단계는 오염 물질, 제품, 부산물, 공급 원료 및 유틸리티와 같은 모든 자원의 양과 유형을 입력 및 출력 매개 변수로 지정한다. 세 번째 단계는 평가 방법에 따라 제안된 공정의 잠재적 환경 영향을 계산한다. 마지막 단계에서는 환경적 영향평가 결과를 바탕으로 환경에 막대한 영향을 미치는 주요 기여자를 도출한다.

본 연구에서 수행된 LCA는 유기성 폐자원의 혐기성 소화로 생산된 바이오가스를 SMR을 통해 수소를

생산하는 공정으로, 기존의 천연가스를 이용한 상용 SMR 공정과 환경성을 비교하는 것이 목적이다. 이를 위해, 공정한 환경성 비교를 위해, “요람에서 무덤까지(cradle-to-gate)”를 시스템 경계로 설정하고, “1 kg의 수소”를 기능적 단위로 설정하였다.

본 LCA는 SimaPro (9.1V) 소프트웨어(Pre Sustainability, Amersfoort, Netherlands)를 이용하여 수행되었으며, 이때, 여러 환경적 영향 계산 방법 중, ReCiPe 1.13 방법과 신뢰성 있는 에코인벤트(ecoinvent) 데이터베이스를 이용하여 입력 및 출력 물질들이 환경에 미치는 영향을 정량화하였다<sup>15,16)</sup>.

## 3. 결과 및 고찰

### 3.1 공정 설명

Fig. 2는 바이오가스로부터 수소를 생산하는 공정 시나리오 중, 기준 공정(Sc 1)에 대한 공정흐름도를 보여준다. 전체 공정은 다음과 같이 구성되어 있다

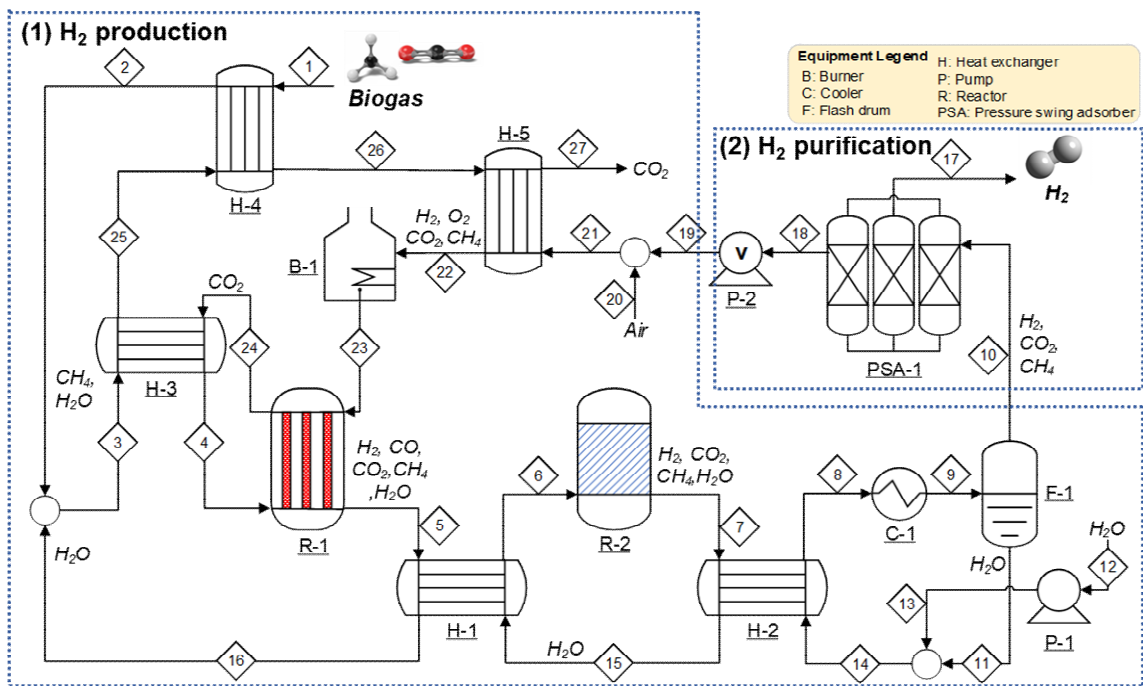


Fig. 2. Process flow diagram for the proposed process for the H<sub>2</sub> production from biogas

1) 가스 정제(gas cleaning), 2) 수소 생산(H<sub>2</sub> production), 3) 수소 정제(H<sub>2</sub> purification). Sc 2에 대한 공정은 수소생산 하부공정에 2개의 WGS 반응기를 도입한 공정이며, 이때 반응기는 각각 고온 및 저온 WGS 반응기로 구성된다. Sc 3는 공정 측면에서 변화되는 부분은 없으며(즉, Sc 1과 공정은 동일), 배출되는 CO<sub>2</sub>에 대한 배출 허용권 비용이 추가되는 것으로, 기술경제성 평가 부분에서 비용적으로 반영될 예정이다. Sc 4는 수소 정제 하부공정 이후 CO<sub>2</sub> 포집 공정이 추가된 경우이다. 이때, 수소생산 및 정제 하부공정은 실제 Aspen Plus를 이용한 시뮬레이션이 수행되었으며, 가스 정제 하부공정의 경우, 바이오가스에 포함된 H<sub>2</sub>S 양을 기반으로 가스 정제 공정(탈황 공정)의 비용을 경제성 평가 시 반영해주었다. 또한, CO<sub>2</sub> 포집 공정의 경우, 발생된 CO<sub>2</sub> 양을 기반으로 포집 시 수반되는 비용을 운전비로 반영하였다. Fig. 2에 대한 주요 흐름 정보는 appendix의 Table A.1에서 볼 수 있다.

### 3.1.1 수소생산 하부공정

바이오가스(흐름 1)는 가스 정제 하부공정을 거친 후, 294 Nm<sup>3</sup>/hr의 유량으로 수소생산 하부공정에 공급된다. 열교환기(H-4)를 통해 예열된 바이오가스(흐름 2)와 H<sub>2</sub>O (deionized water, 흐름 15)는 열교환기(H-3)를 통해 반응 온도인 800°C로 가열 후 개질 반응기(R-1)에 공급된다. 또한, 바이오가스에 포함된 CH<sub>4</sub>와 H<sub>2</sub>O의 몰비는 3으로 유지 시켜준다. 개질 반응을 통해, CO<sub>2</sub>와 H<sub>2</sub>O는 CO와 수소로 전환된다. 이때, 개질 반응은 평형반응이면서 흡열반응이기 때문에 르샤틀리에의 원리에 의해 CH<sub>4</sub>의 전환율을 향상시키기 위해 버너(B-1)에서 tail-gas (흐름 22)를 연소시켜 발생한 열(흐름 23)을 공급하여 반응 온도를 유지 시켜준다. 그 후, 주로 CO와 수소를 포함한 흐름(흐름 6)은 WGS 반응기(R-2)로 공급되고, 여기서 CO는 H<sub>2</sub>O와 반응하여 추가적인 수소로 전환된다. 이때, WGS는 발열반응이기 때문에 열을 지속적으로 제거해줌으로써 CO의 전환율을 향상시켜준다. WGS 이후, 생산된 수소를 정제하고 개질 반응에 사용 후

잔류 H<sub>2</sub>O를 회수하기 위해 냉각기(C-1)와 기-액 분리기(F-1)를 도입하였다. 응축된 H<sub>2</sub>O (흐름 11)는 기-액 분리기(F-1) 하부로 분리되고 개질 반응에 소비된 H<sub>2</sub>O를 보충하기 위해 추가적인 H<sub>2</sub>O (흐름 12)를 공급하여 다시 개질 반응기로 공급한다. 이때, 재순환하는 H<sub>2</sub>O를 개질 반응 온도에 맞추기 위해서는 상당한 양의 유틸리티가 필요하고, 이는 비용의 증가를 초래한다. 따라서, 두 개의 열교환기(H-1와 H-2)를 도입하였고, 이들은 각각 개질 반응기(R-1)와 WGS 반응기(R-2) 전단 및 후단에 설치되었다. 개질 반응기(R-1)와 WGS 반응기(R-2)에서 유출되는 고온의 흐름 (흐름 5와 흐름 7)과 H<sub>2</sub>O (흐름 14와 흐름 15)를 열교환 시킴으로써 고온의 증기를 생산하였다.

### 3.1.2 수소 정제 하부공정

기-액 분리기(F-1)의 상부에서 생성되는 기체 흐름(흐름 10)은 PSA 장치(PSA-1)로 전달되고, 여기서 흡착을 통해 수소를 제외한 나머지 불순물들을 제거한다. 이때, PSA 장치(PSA-1)는 0.2-8 bar로 운전된다. PSA 장치(PSA-1)에서 흡착된 불순물들(예를 들어, CO<sub>2</sub>, CO, CH<sub>4</sub>; 흐름 18)은 0.2 bar에서 탈착되고, 진공펌프(P-2)를 통해 1 bar로 도출된다 (흐름 19). PSA 장치(PSA-1)를 통해 수소는 99.99% 순도로 75% 회수되며, 그 유량은 42.5 kg/hr이다(흐름 17). Tail-gas는 버너(B-1)에서 20%의 과잉공기(흐름 20)와 함께 연소 되어 공정에서 필요로 하는 열을 생산한다. 그 후, 연소된 tail-gas는 주로 CO<sub>2</sub>를 포함하고 있으며, 바이오가스(흐름 1)와 연소 공급원으로 사용된 tail-gas (흐름 21)를 예열하는 데 이용되고, 최종적으로 대기 중으로 배출(Sc 1, 2, 3) 또는 포집 된다 (Sc 4).

### 3.2 에너지 통합

본 연구에서 개발된 공정은 하루에 7,056 Nm<sup>3</sup>의 바이오가스를 이용하여 수소를 생산하며, 이때 필요한 열에너지 및 냉각에너지는 각각 742 kW와 1,894 kW이다. 제안된 공정에서는 여러 열교환기를 도입

하여 많은 양의 열에너지를 회수하였지만, 회수되지 못한 열도 최대한 회수하여 재사용하고자 에너지 통합을 수행하였다. 에너지 통합 시, Aspen Energy Analyzer (V11) 소프트웨어(aspentech, Bedford, MA, USA)를 이용하였으며, 핀치분석(pinch analysis)을 기반으로 최적의 열 교환망을 설계하였다.

Fig. 3은 에너지 통합 전후의 에너지 요구량을 각각의 하부공정별로 나누어 보여준다. 또한, 열 교환망을 통해 이동된 열부하(heat load) 중, 주요한 세 개의 열부하를 나타내었다(Fig. 3). 에너지 통합 결과, 수소생산 하부공정에서 필요로 하던 742 kW의 에너지가 냉각을 통해 발생한 열을 회수하여 전량 만족시킬 수 있었음을 알 수 있다. 또한, 주요한 세 개의 열부하에서 볼 수 있듯이, 수소생산 공정에서 냉각을 통해 회수된 열을 전량 자체 하부공정에서 재사용하였음을 알 수 있다. 요약하면, 기존에 여러 개의 열교환기를 도입했을 경우 회수하지 못했던 에너지를 최적의 열 교환망을 설계함으로써 많은 양의 에너지 회수가 가능했다.

### 3.3 자본비 및 운전비

Table 3은 제안된 공정 시나리오 중, Sc 4에 해당

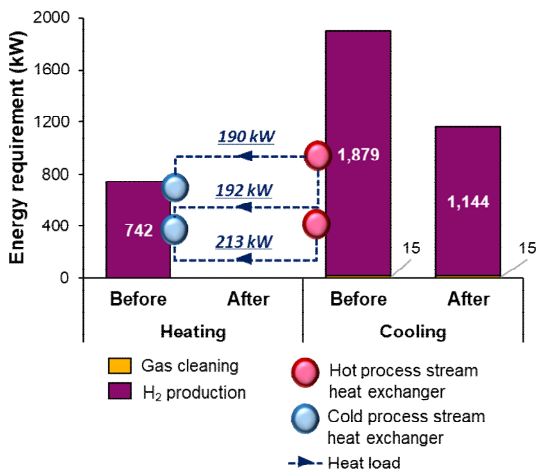


Fig. 3. Energy requirement before and after heat integration for the proposed process. Major three heat loads are presented

하는 공정의 총 자본비(TCI) 계산 결과를 나타낸다. 전체 공정 중, 주요 공정(ISBL)에 대한 장치비는 \$2,980,721로 계산되었다. 그 중, 가스 정제 하부공정이 \$1,970,452로 ISBL 장치비의 66.1%를 차지하였으며, 이는 주로 바이오가스에 포함되어있는 H2S 성분을 제거하기 위해 도입된 탈황장치(desulfurizer)의 높은 장치비(\$1,834,680)에 기인한다. 또한, 가스 정제 하부공정의 장치비에는 하수처리장에서 1 bar로 생산되는 바이오가스를 탈황장치의 운전압력인 8 bar로 승압하기 위한 총 3개의 압축기의 비용(\$99,473)도 포함되어있다. 다음으로, 수소생산 하부공정의 장치비는 \$768,418 (ISBL 장치비의 25.8%)로 계산되었으며, 이는 대부분 높은 가격의 개질 반응기(\$416,124)

Table 3. Capital cost breakdown for Sc 4

Subsystem	Cost (\$)
Gas cleaning	1,970,452
H <sub>2</sub> production	768,418
H <sub>2</sub> purification	241,850
Storage	34,219
Warehouse	4.0% of ISBL 119,229
Site development	9.0% of ISBL 268,265
Additional piping	4.5% of ISBL 149,036
Prorateable expenses	10.0% of TDC 355,147
Field expenses	10.0% of TDC 355,147
Home office & construction fee	20.0% of TDC 710,294
Project contingency	10.0% of TDC 710,294
Other costs (start-up, etc.)	10.0% of TDC 355,147
Land	120,750
Working capital	5.0% of FCI 301,875
Inside battery limit (ISBL)	2,980,721
Total direct cost (TDC)	3,551,470
Total indirect cost (TIC)	2,486,029
Fixed capital investment (FCI)	6,037,499
Total capital investment (TCI)	6,460,124

와 WGS 반응기(\$218,830)에 기인한다. 수소 정제 하부공정의 장치비는 \$241,850 (ISBL 장치비의 8.1%)로 계산되었고, 이는 가스 정제 및 수소생산 하부공정에 비해 상대적으로 ISBL의 장치비에 낮은 기여도를 나타내었다. 최종적으로, TCI는 \$6,460,124로 계산되었다.

Table 4는 Sc 4에 대한 운전비 계산 결과를 보여준다. 전체 운전비 구성 항목 중, 고정운전비가 \$346,350/yr로 전체 운전비의 31.7%를 차지한다. 고정운전비는 자본비를 기반으로 계산되기 때문에, 고정운전비가 높은 이유는 높은 자본비에 기인한다. 다음으로 CO<sub>2</sub> 포집 비용이 두 번째로 전체 장치비에 큰 비중을 차지하는 것으로 계산되었다. 여기서 CO<sub>2</sub> 포집 비용은 장치비와 운전비가 모두 포함된 것이며, \$322,536/yr (총 운전비의 29.5%)의 비용이 소요되는 것으로 계산되었다. 또한, 바이오가스 구입비용의 경우, \$314,647/yr (총 운전비의 28.8%)의 비용이 소요되며, 세 번째로 많은 운전비 비중을 차지한다. 바이오가스의 가격에는 상당한 불확실성이 존재하므로, 이후 3.4 섹션에서 민감도 분석을 통해 바이오가스 가격의 변화에 따른 MHSP 변화 추이를 분석할 예정이다. 반면 나머지 물질(촉매, 흡착제, H<sub>2</sub>O) 및 유틸리티(냉각수, 전기)의 경우 전체 운전비의 3% 미만의 비중을 차지하며 상대적으로 낮은 기여도를 보여준다.

Table 4. Operating cost breakdown for Sc 4

Material	Cost (\$/yr)
Biogas	314,647
Catalyst (desulfurizer)	5,505
Catalyst (reformer)	1,584
Catalyst (WGS reactor)	795
Adsorbent	12,292
Deionized water	30,799
Cooling water	31,524
Electricity	11,649
CO <sub>2</sub> emission allowance	14,847
CO <sub>2</sub> capture	322,536
Fixed operating cost	346,350
Total operating cost	1,092,527

### 3.4 최소 수소 판매단가(MHSP)

앞서 계산된 자본비와 운전비를 바탕으로, 현금흐름분석을 통해 MHSP가 계산된다. Fig. 4는 총 4개의 수소생산 공정 시나리오에 대한 비용 및 이익 분석 결과를 나타낸다. Sc 1-4에 대해 각각의 MHSP는 \$4.76/kg, \$4.94/kg, \$5.21/kg, \$4.68/kg로 계산되었다. Sc 2의 경우, 고온 및 저온 WGS 반응기를 도입하여 CO를 추가 전환했음에도 불구하고, 장치비 비중의 증가로 인해, Sc 1에 비해 높은 MHSP가 도출되었다. Sc 3의 경우, CO<sub>2</sub> 포집 없이, 발생 되는 CO<sub>2</sub> 전량을 배출하는 것에 대해 CO<sub>2</sub> 배출 허용권에 대한 비용을 지불함으로써 전체 시나리오에 대해 가장 높은 MHSP가 도출되었다. 결론적으로, Sc 4에서 CO<sub>2</sub> 포집 및 판매를 고려함으로써 가장 낮은 MHSP가 도출되었으며, 이는 다른 시나리오에 비해 더욱 높은 경제적 실현 가능성이 있음을 의미한다.

### 3.5 민감도 분석

본 연구에서는 결정된 MHSP를 바탕으로 공정의 경제성에 큰 영향을 미치는 비용 인자를 도출하기

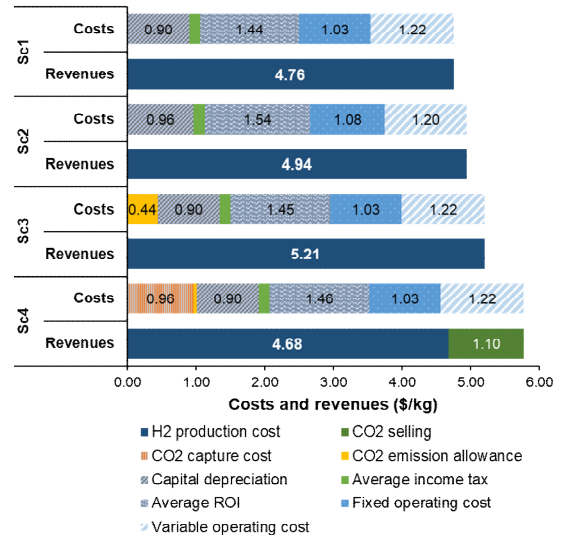


Fig. 4. Costs and revenues for H<sub>2</sub> productions based on the four scenarios



위하여 민감도 분석을 수행하였다(Figs. 5, 6). 민감도 분석은 Sc 4를 기준으로 수행되었으며, 다양한 경제적 및 공정 변수를 반영하여 분석을 진행하였다.

Fig. 5는 CO<sub>2</sub> 포집 및 판매와 관련된 경제적(CO<sub>2</sub> 포집 비용, CO<sub>2</sub> 판매가격, CO<sub>2</sub> 배출 허용권) 및 공정 변수(CO<sub>2</sub> 포집 비율)를 이용한 민감도 분석 결과를 보여준다. 검은색 화살표의 길이는 각각의 변수들이 10% 증가하였을 때 MHSP의 변화 정도를 나타낸다. CO<sub>2</sub> 포집 비용, CO<sub>2</sub> 판매가격, CO<sub>2</sub> 배출 허용권,

CO<sub>2</sub> 포집 비율이 각각 10% 증가하였을 경우, MHSP는 2.1%, -2.3%, 0.3%, -0.2% 증감하였다. 이를 통해, CO<sub>2</sub> 포집 및 판매와 관련된 변수 중, CO<sub>2</sub> 판매가격이 MHSP에 가장 큰 영향을 미친다는 결론을 도출할 수 있었다.

Fig. 6에서 볼 수 있듯이, 여러 경제적 및 공정 변수를 기준에 경제성 평가 시 적용하였던 값들을 기준으로 -25%-25% 범위에서 변화시켜 각각의 변수들의 영향력을 평가하였다. 여러 변수 중, 할인율

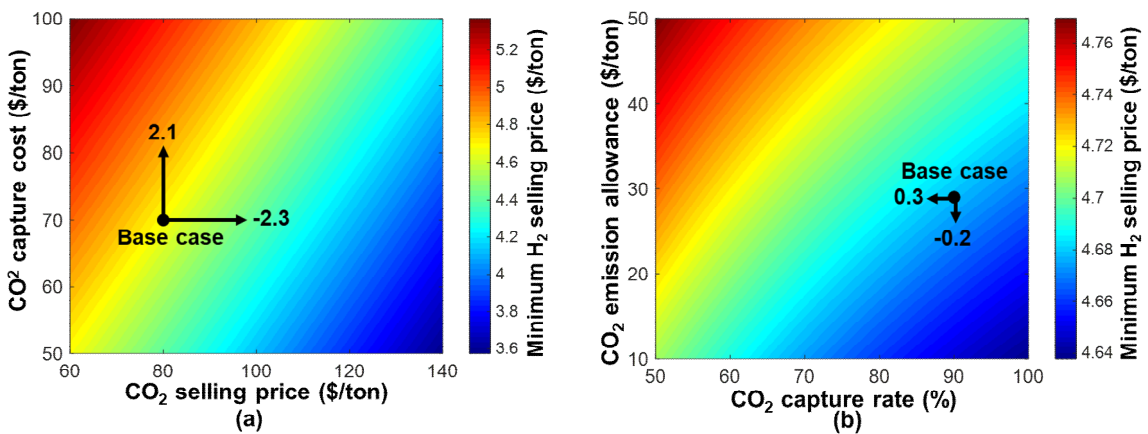


Fig. 5. Sensitivity analysis for the MHSP relevant to (a) CO<sub>2</sub> capture cost and CO<sub>2</sub> selling price, and (b) CO<sub>2</sub> emission allowance and CO<sub>2</sub> capture rate

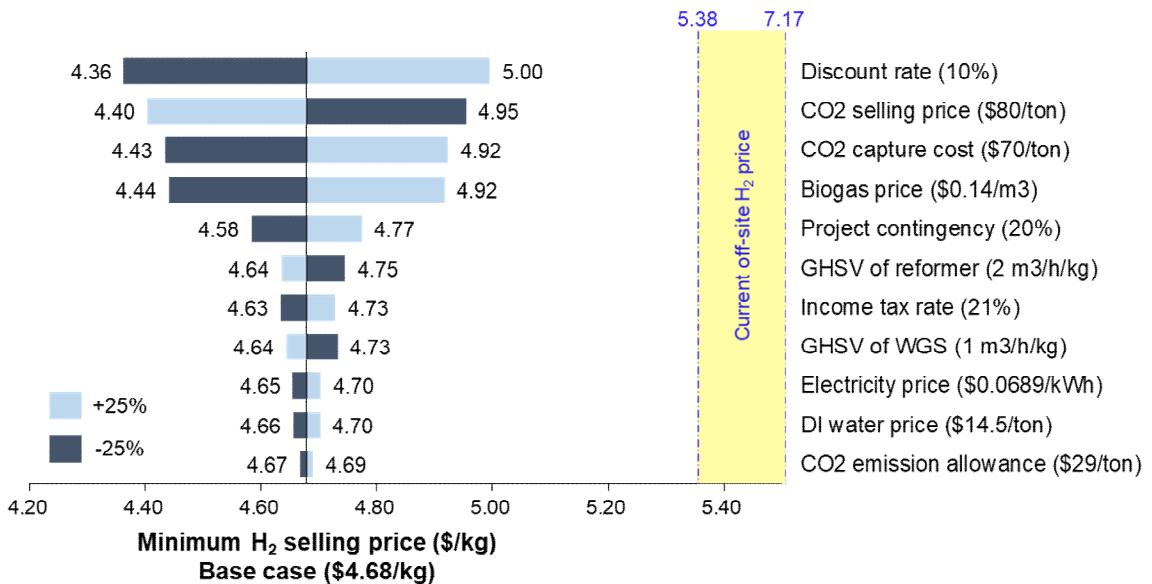


Fig. 6. Single-point sensitivity analysis reflecting various economic and process parameters

(discount rate)이 MHSP에 가장 민감한 영향을 보여주었으며, 할인율이 25% 감소할 때, MHSP가 \$4.36/kg 까지 감소할 수 있음을 알 수 있다. 다음으로 MHSP에 가장 큰 영향을 미치는 변수는 CO<sub>2</sub> 포집 비용 및 CO<sub>2</sub> 판매가격이다. CO<sub>2</sub> 판매가격이 25% 감소할 때, MHSP는 \$4.95/kg으로 5.8% 증가하고, 반면 CO<sub>2</sub> 포집 비용이 25% 감소할 경우, MHSP는 \$4.43/kg으로 5.3% 감소한다. 특히, 바이오가스의 가격의 경우 발생지의 위치에 따라 가격의 변동이 있을 수 있으며, 운전비 계산 결과, 전체 운전비에 큰 비중을 차지하였기 때문에 주요 변수로 포함하여 분석을 진행하였다. 이때, 바이오가스의 구입가격이 25% 증가하였을 경우, MHSP는 \$4.92/kg로 5.1% 증가함을 알 수 있다. Fig. 6에 주어진 현재 off-site 수소 공급가격(\$5.38-7.17/kg)<sup>17)</sup>을 고려할 때, 현재 on-site 바이오가스 기반 수소 생산단가는 충분한 경쟁력이 있음을 알 수 있다.

### 3.6 환경성 분석

본 연구에서는 경제성과 더불어 제안된 공정이 환경에 미치는 영향을 정량화하기 위해 LCA를 통한 환경성 평가를 수행하였다. Fig. 7은 기존의 SMR 기반 수소 생산공정과 바이오가스로부터 H<sub>2</sub> 생산공정

의 환경성 비교 결과를 보여준다. 특히, 바이오가스로부터 H<sub>2</sub> 생산공정의 경우, CO<sub>2</sub> 포집 공정의 포함 여부(포함: Sc 4, 미포함: Sc 1)에 따른 환경성 결과를 함께 제시하였다. 제시된 세 공정의 환경 범주별 값은 상대적인 값으로, 세 공정의 값 중 가장 큰 값을 100으로 설정하고 나머지를 그에 비례적인 값으로 설정하였다. 총 18개의 환경 범주에 대한 환경성 결과 중, 기후변화(climate change), 화석연료 고갈(fossil depletion), 오존 고갈(ozone depletion), 인간 독성(human toxicity), 해양 부영양화(marine eutrophication)을 대표적인 환경 범주로 선택하여 결과를 도식화하였다.

Fig. 7에서 볼 수 있듯이, CO<sub>2</sub> 포집 공정을 포함하지 않은 Sc 1의 경우 기후변화, 해양 부영양화, 인간 독성 환경 범주들에서 SMR 기반 수소 생산공정 대비 높은 영향 값이 도출되었다. 반면, 화석연료 고갈 범주에서는 Sc 1과 Sc 4 모두 바이오가스를 원료로 사용하기 때문에, SMR 기반 수소 생산공정보다는 낮은 환경적 영향 값이 도출되었다. 특히, CO<sub>2</sub> 포집 공정을 포함한 Sc 4의 경우 모든 범주에 대해서 가장 낮은 환경적 영향 값이 도출되었음을 알 수 있다. 요약하면, 바이오가스의 경우 천연가스와 비교했을 때, 원료 가스 조성에 CO<sub>2</sub>가 다량 포함되어있기 때문에, 지속 가능한 수소생산을 위해서는 CO<sub>2</sub> 포집 공정이 필수적으로 포함되어야 함을 시사한다.

## 4. 결론

수소에너지와 유기성 폐자원 에너지화의 중요성이 증대되고 있는 가운데, 본 연구에서는 유기성 폐자원의 혐기성 소화를 통해 발생 되는 바이오가스를 이용하여 수소를 생산하는 공정을 설계하고, 설계된 공정의 경제적 실현 가능성과 환경적 지속가능성을 다양한 시나리오 분석을 통해 평가하였다. TEA 수행 결과 CO<sub>2</sub> 포집 공정의 포함과 포집 된 CO<sub>2</sub>를 판매하는 경우 최적의 경제성을 나타내었고, 그때 MHSP는 \$4.68/kg으로 결정되었다. 현재 off-site 수소 공급가격(\$5.38-7.17/kg)을 고려하면, 제안된 on-site 바이오가스 기반 수소생산 공정이 충분히 실현 가능성이

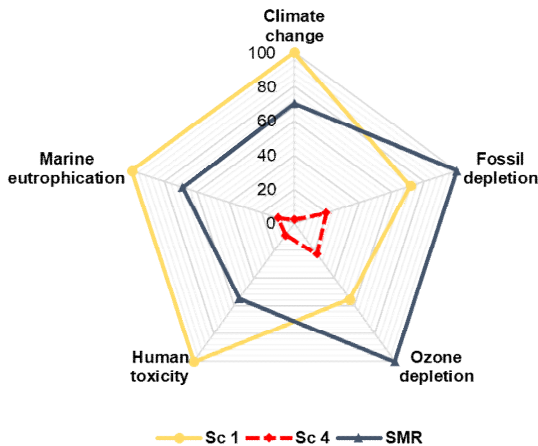


Fig. 7. Comparison of environmental impact for the different strategies

있음을 시사한다. LCA를 통한 환경성 평가를 수행한 결과, CO<sub>2</sub> 포집 공정을 포함하지 않은 경우, 기존의 SMR 기반 수소 생산공정보다 CO<sub>2</sub> 배출량이 많음을 알 수 있었다. 이를 통해, 지속 가능한 수소 생산공정을 위해서는 CO<sub>2</sub> 포집 공정이 필수적으로 수반되어야 함을 제시하였다.

## 후 기

본 연구는 국토교통부(국토교통과학기술진흥원)의 해외 수소기반 대중교통 인프라 기술개발사업(21OHTI-C163280-01) 및 고용노동부의 고용안정 선제대응패키지 지원사업(신성장산업 고용확정형 기술혁신 중점지원사업)의 재정 지원을 바탕으로 수행되었습니다.

## References

1. N. Khatri and K. K. Khatri, "Hydrogen enrichment on diesel engine with biogas in dual fuel mode", *International Journal of Hydrogen Energy*, Vol. 45, No. 11, 2020, pp. 7128–7140, doi: <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.12.167>.
2. M. J. Park, W. J. Jang, and D. W. Jeong, "A study for production of biogas from two-phase anaerobic digestion process and hydrogen from reforming reaction of biogas", *Journal of Korea Society of Waste Management*, Vol. 37, No. 1, 2020, pp. 51–61, doi: <https://doi.org/10.9786/kswm.2020.37.1.51>.
3. P. Khamhaeng, N. Laosiripojana, S. Assabumrungrat, and P. Kim-Lohsoontorn, "Techno-economic analysis of hydrogen production from dehydrogenation and steam reforming of ethanol for carbon dioxide conversion to ethanol", *International Journal of Hydrogen Energy*, In Press, Vol. 46, No. 60, 2021, pp. 30819–30902, doi: <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2021.04.048>.
4. J. Park, C. H. Kim, H. S. Cho, S. K. Kim, and W. C. Cho, "Techno-economic analysis of green hydrogen production system based on renewable energy sources", *Trans. of Korean Hydrogen and New Energy Society*, Vol. 31, No. 4, 2020, pp. 337–344, doi: <https://doi.org/10.7316/KHNES.2020.31.4.337>.
5. J. Riley, C. Atallah, R. Siriwardane, and R. Stevens, "Techno-economic analysis for hydrogen and carbon co-production via catalytic pyrolysis of methane", *International Journal of Hydrogen Energy*, Vol. 46, No. 39, 2021, pp. 20338–20358, doi: <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2021.03.151>.
6. Nexant Inc., "Equipment design and cost estimation for small modular biomass systems, synthesis gas cleanup, and oxygen separation equipment; task 1: cost estimate of small modular system", National Renewable Energy Laboratory, 2006, doi: <https://doi.org/10.2172/882499>.
7. R. Davis, L. Tao, C. Scarlata, E. C. D. Tan, J. Ross, J. Lukas, and D. Sexton, "Process design and economics for the conversion of lignocellulosic biomass to hydrocarbons", National Renewable Energy Laboratory, USA, 2015, doi: <https://doi.org/10.2172/1176746>.
8. "The chemical engineering plant cost index", *Chemical Engineering Magazine*, 2020, Retrieved from <https://www.chemengonline.com/search?s=cepci>.
9. I. J. Okeke and S. Mani, "Techno-economic assessment of biogas to liquid fuels conversion technology via Fischer-Tropsch synthesis", *Biofuels Bioproducts & Biorefining-Biofpr*, Vol. 11, No. 3, 2017, pp. 472–487, doi: <https://doi.org/10.1002/bbb.1758>.
10. R. Turton, R. C. Bailie, W. B. Whiting, J. A. Shaeiwitz, and D. Bhattacharyya, "Analysis, synthesis, and design of chemical processes", 4th, Prentice-Hall, USA, 2014, Retrieved from <https://books.google.co.kr/books?hl=ko&lr=&id=kWXYhVXztZ8C&oi=fnd&pg=PT3&dq=R.+Turton,+R.+C.+Bailie,+W.+B.+Whiting,+J.+A.+Shaeiwitz,+D.+Bhattacharyya,+%E2%80%9CAnalysis,+Synthesis,+and+Design+of+Chemical+Processes&ots=pZnVsDsNzD&sig=KV0Jv1IZ0YEekiASC-tcFSkRqu#v=onepage&q&f=false>.
11. N. Mac Dowel, P. S. Fennell, N. Shah, and G. C. Maitland, "The role of CO<sub>2</sub> capture and utilization in mitigating climate change", *Nature Climate Change*, Vol. 7, 2017, pp. 243–249, doi: <https://doi.org/10.1038/nclimate3231>.
12. D. Steward, T. Ramsden, and J. Zuboy, "H<sub>2</sub>A central hydrogen production model, version 3 user guide (DRAFT)", National Renewable Energy Laboratory, USA, 2012, Retrieved from <https://www.nrel.gov/hydrogen/assets/pdfs/h2a-central-hydrogen-production-model-user-guide-version-3-draft.pdf>.
13. "ISO 14040: Environmental management-life cycle assessment-principal and framework", International Organization for Standardization (ISO), Switzerland, 2006, Retrieved from <https://www.iso.org/standard/37456.html>.
14. "ISO 14044: Environmental Management-Life Cycle Assessment-Requirements and Guidelines", International Organization for Standardization (ISO), Switzerland, 2006, Retrieved from <https://www.iso.org/standard/38498.html>.
15. H. Kim, S. Lee, Y. Ahn, J. Lee, and W. Won, "Sustainable production of bioplastics from lignocellulosic biomass: technoeconomic analysis and life-cycle assessment", *ACS Sustainable Chemistry & Engineering*, Vol. 8, No. 33, 2020, pp. 12419–12429, doi: <https://doi.org/10.1021/acssuschemeng.0c02872>.
16. H. Kim, J. Choi, J. Park, and W. Won, "Production of a sustainable and renewable biomass-derived monomer: con-

ceptual process design and techno-economic analysis”, *Green Chemistry*, Vol. 22, 2020, pp. 7070–7079, doi: <https://doi.org/10.1039/d0gc02258f>.

17. M. H. Kim. “R&D Technology and dissemination policy and

of FCEV”, *The Korean Society of Industrial and Engineering Chemistry*, Vol. 24, No. 4, 2021, pp. 22–35, Retrieved from <https://www.cheric.org/PDF/PIC/PC24/PC24-4-0022.pdf>.

## Appendix

**Table A.1** Major stream information for Fig. 2

	1	4	6	9	10	16	17	22	23	27
Temperature (°C)	140.0	800.0	365.5	40.0	40.0	426.9	40.0	215.8	1668.3	290.1
Pressure (bar)	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0	1.0	1.0	1.0
Volume flow (m <sup>3</sup> /hr)	55.6	428.5	357.2	135.0	134.7	183.1	68.9	2,308.0	8,377.0	2,430.7
Mole flows (kmol/hr)	13.0	38.4	53.8	53.8	41.5	25.4	21.1	56.7	51.9	51.9
H <sub>2</sub> O	0.0	25.3	16.9	12.7	0.4	25.3	0.0	0.4	8.9	8.9
CH <sub>4</sub>	8.4	8.4	0.7	0.7	0.7	0.0	0.0	0.7	0.0	0.0
CO	0.0	0.0	7.0	2.8	2.8	0.0	0.0	2.8	0.1	0.1
CO <sub>2</sub>	4.5	4.6	5.4	9.6	9.5	0.0	0.0	9.5	12.9	12.9
H <sub>2</sub>	0.0	0.0	23.9	28.1	28.1	0.0	21.1	7.0	0.0	0.0
O <sub>2</sub>	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	7.6	1.3	1.3
N <sub>2</sub>	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	28.7	28.7	28.7
H <sub>2</sub> S	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Mass flows (kg/hr)	335.7	794.3	794.3	794.3	571.2	458.6	42.5	1,576.8	1,576.8	1,576.8
H <sub>2</sub> O	0.0	456.5	303.9	228.2	7.3	456.5	0.0	7.3	160.1	160.1
CH <sub>4</sub>	135.5	135.5	11.8	11.8	11.8	0.0	0.0	11.8	0.0	0.0
CO	0.0	0.0	194.8	77.1	77.1	0.0	0.0	77.1	1.8	1.8
CO <sub>2</sub>	200.2	202.3	235.6	420.5	418.4	2.1	0.0	418.4	569.0	569.0
H <sub>2</sub>	0.0	0.0	48.2	56.7	56.6	0.0	42.5	14.2	0.0	0.0
O <sub>2</sub>	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	244.1	41.9	41.9
N <sub>2</sub>	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	803.9	803.9	803.9
H <sub>2</sub> S	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0