Journal of Hydrogen and New Energy, Vol. 36, No. 6, 2025, pp. 842~854
DOI: https://doi.org/10.7316/JHNE.2025.36.6.842

JHNE
pISSN 1738-7264 • eISSN 2288-7407

저탄소 수소 생산을 위한 암모니아 분해 공정과 고체산화물 전해조–자열개질 통합 공정의 3E(기술 · 경제 · 환경) 비교 분석

김수진 · 김기찬 · 박현서 · 지성광 · 권휘웅[†]

순천향대학교

3E (Energy · Economic · Environmental) Comparative Analysis of Ammonia Cracking and SOEC-ATR Integrated Processes for Low-Carbon Hydorgen Production

SOOJIN KIM, GICHAN KIM, HYEONSEO PARK, SEONGGWANG JI, HWEEUNG KWON[†]

Department of Nano Chemical Engineering, Soonchunhyang University, Asan 31538, Korea

[†]Corresponding author :
khu3603@sch.ac.kr

Received 24 November, 2025
Revised 7 December, 2025
Accepted 18 December, 2025

Abstract >> To reduce CO_2 emissions generated by industrial activities, countries worldwide are consistently making various efforts. Hence, multiple strategies are also being found in the hydrogen industry to reduce CO_2 emissions. This study develops two low-carbon hydrogen production processes such as an ammonia cracking process (ACP) and a solid oxide electrolysis cell–autothermal reforming integrated process (SAP) to reduce CO_2 emissions and evaluate them in terms of energy efficiency, economic feasibility, and environmental performance. The energy efficiencies of ACP and SAP were 87.1% and 78.6%, respectively. The levelized cost of hydrogen (LCOH) for SAP increased by approximately 20.0% compared to ACP due to the addition of PR and ATR reactors and the higher electricity consumption. In addition, the CO_2 emissions of SAP were approximately 912.9% higher than those of ACP because SAP produces both direct CO_2 from the ATR system and indirect CO_2 from power consumption. Therefore, ACP outperforms SAP in all aspects when producing the same amount of hydrogen. This study is expected to contribute to the development of technologies required to establish a sustainable hydrogen economy.

Key words : Ammonia cracking process(암모니아 분해 공정), Solid oxide electrolysis cell(고체산화물 전해조), Autothermal reforming process(자열개질 공정), Low carbon process(저탄소 공정), 3E analysis(3E 분석), Energy efficiency (에너지 효율), Economic analysis(경제성 분석), Environmental analysis (환경성 분석)

1. 서 론

18세기 산업혁명 이후 급속한 산업화와 도시화로 인해 화석연료 사용량이 급격히 증가하였으며 이로 인한 온실가스 배출 증가는 심각한 기후 변화를 초래하였다. 이러한 문제에 대응하기 위하여 국제 사회는 2015년 파리기후협약 및 유엔기후협약 당사국총회 등을 통해 온실가스 감축 목표를 설정하였다. 이에 우리나라도 2050 탄소 중립을 선언하고 온실가스 감축 전략을 제시하였다. 수소는 미래 청정에너지 전환을 위한 핵심 에너지원으로 주목받고 있으며 특히 운송, 정유, 화학 산업에서의 수소 수요는 지속적으로 증가할 것으로 전망된다[1]. 현재 상용 수소의 대부분은 증기 메탄 개질(Steam Methane Reforming, SMR) 공정을 통해 생산되고 있으나, 생산 과정에서 이산화탄소 배출량이 높아 저탄소 기반의 수소 생산 공정이 요구된다[2]. 자열 개질(Auto-thermal Reforming, ATR) 공정은 SMR 공정에 비해 탄소 배출량이 적고 탄소 포집 공정에 필요한 비용이 적다[3]. 하지만 공정 과정에서 순수 산소 공급이 요구되므로 산소와 질소를 분리하기 위한 공기 분리 장치(Air Seperation Unit, ASU)가 필요하며 이는 ATR 공정의 에너지 소비 및 비용을 증가시킨다[4]. 물을 전기분해하여 수소를 생산하는 공정인 수전해는 공정 과정에서 이산화탄소를 배출하지 않는 친환경 수소 생산 공정이다. 특히, 700～900℃에서 증기를 분리하는 고체 산화물 전해조(Solid Oxide Electrolysis Cell, SOEC)는 높은 운전 온도로 인해 낮은 스택 전력 소비와 높은 전기 에너지 효율을 갖는다는 특징이 있다[5]. 하지만, 운전 온도 달성을 위하여 사용되는 전기 히터의 높은 전력 소비는 SOEC 공정의 에너지 및 경제적 성능을 저해시킨다는 문제점이 있다. 이에 다양한 산업 공정에 SOEC를 통합하여 전기 히터를 대체하는 연구가 진행되었으며 다양한 온도 범위의 폐열을 사용한 열통합 등이 제안되었다[6]. 또한, SMR에서 배출되는 배기가스를 활용하여 SOEC의 온도 조건을 충족하는 통합 공정에 대한 연구는 에너지 및 엑서지 효율은 상승하지만 여전히 SMR공정으로부터 발생하는 탄소 배출 문제는 해결해야 할 과제로 남아있다[7].

수소는 저장 및 운송 과정에서 안전성과 효율 측면에서 제약이 존재한다. 이에 암모니아는 수소의 운반 및 저장을 위한 대안으로 주목받고 있다[8]. 암모니아는 분해를 통해 수소로 전환될 수 있으며 수소에너지를 저장하고 운송할 수 있는 캐리어로서 역할을 한다[9]. 암모니아는 대기압에서 비등점이 –33.3℃로 낮기때문에 액체 상태를 쉽게 유지할 수 있으며 상온에서 1.0 MPa의 압력으로 압축할 수 있다. 또한, 수소보다 저장된 에너지 단위당 더 높은 체적 에너지 밀도 및 더 낮은 비용을 가지고 있어 수소보다 약 1/30 정도 저렴한 저장 비용을 가진다[10]. 암모니아 분해 공정을 통해 생산되는 수소는 상대적으로 경제성이 뛰어나고 환경성이 높지만 생성된 가스에 잔류 암모니아가 존재함으로 인하여 추가적인 수소 정제 기술이 필요하다. 또한 암모니아 분해 공정에서는 수소 생산 효율을 극대화하고 반응기 통과 후 배출되는 가스를 효과적으로 관리하는 것이 중요하며 암모니아 기반 수소 생산 기술은 향후 효율성과 확장성 측면에서의 개선이 요구된다[11].

본 연구는 저탄소 수소 생산을 위하여 암모니아 분해 공정과 SOEC-ATR 통합 공정을 설계하였다. 암모니아 분해 공정은 액체 암모니아를 원재료로 하여 저장 및 냉동 시스템, 암모니아 분해 반응기, 수소 분리 및 정제 시스템을 포함하였으며 SOEC-ATR 통합 공정은 ATR에서 발생하는 고온의 열과 SOEC에서 부산물로 생산된 산소를 상호 활용하여 열 및 물질 통합을 구현하였다. 또한 공정 시뮬레이션 결과와 참고문헌을 기반으로 에너지 효율 및 경제성·환경성 분석을 진행하였다. 이를 통해 향후 저탄소 수소 공급망 구축을 위한 최적 공정 도출하였다.

2. 공정 요약

본 연구에서는 ACP (Ammonia Cracking Process) 공정과 SAP (SOEC-ATR Process) 공정을 모델링하고 시뮬레이션 및 비교분석 하였다.

2.1 암모니아 분해 공정

암모니아 분해(Ammonia Cracking) 공정은 암모니아를 원료로 하여 이를 열분해함으로써 수소를 생산하는 공정이다. 이때 수소를 생성하는 주반응은 흡열반응으로 외부 열원이 지속적으로 공급되어야 하며, 일반적으로 800~1200°C 범위의 고온에서 운전된다.

2.1.1 ACP 공정

Fig. 1과 Table 1은 ACP 공정의 흐름도와 스트림 정보를 나타낸다. 액체 암모니아가 Feed로써 공정에 유입되고 외부전원을 통해 열이 공급된다. 이후,

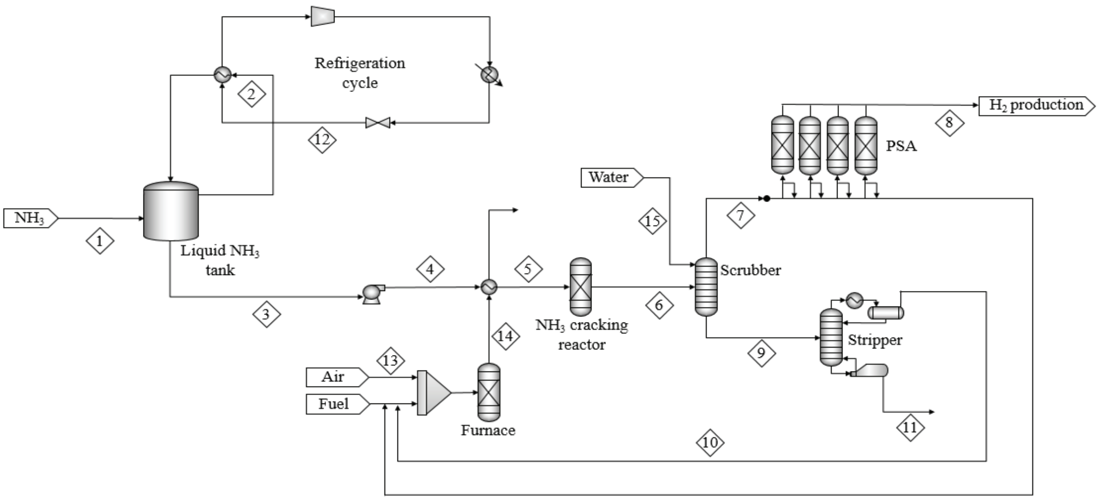

Fig. 1. Process flow diagram(PFD) of ACP

Table 1. Stream information of ACP

		1	2	3	4	5	6	7	8
Temperature (°C)		-34.0	-33.0	-34.0	-33.7	602.1	602.1	64.2	25.0
Pressure (kPa)		101.3	101.3	101.3	1700.0	1700.0	1700.0	101.3	101.3
Molar flowrate (kmole/h)		978.9	1.0	978.9	978.9	978.9	1859.8	2421.7	1320.6
Composition	H_2	-	-	-	-	-	0.7105	0.5457	0.9997
	H_2O	-	-	-	-	-	-	0.2375	-
	NH_3	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0526	0.0349	-
	N_2	-	-	-	-	-	0.2368	0.1819	0.0003
		9	10	11	12	13	14	15	
Temperature (°C)		67.6	99.6	99.9	-34.5	25.0	853.6	32.0	
Pressure (kPa)		101.3	101.3	101.3	93.9	101.3	101.3	101.3	
Molar flowrate (kmole/h)		1791.0	912.7	878.3	2.1	606.6	1590.1	2352.9	
Composition	H_2	-	-	-	-	-	-	-	
	H_2O	0.9926	0.9855	0.9999	-	-	0.6388	1.0000	
	O_2	-	-	-	-	0.2100	0.0438	-	
	NH_3	0.0074	0.0145	0.0001	1.0000	-	-	-	
	N_2	-	-	-	-	0.7900	0.3174	-	

Feed는 저장탱크로 이송되어 저장되며 저장 과정에서 발생하는 Boil-off Gas (BOG)를 다시 액화하여 시스템으로 재공급하기 위해 암모니아를 냉매로 하는 냉동사이클이 적용하였다. 냉동사이클은 압축기, 응축기, 팽창 밸브, 증발기로 구성되며 증발기를 통해 열 교환되어 냉각된 암모니아 BOG는 액체 상태로 응축되어 저장탱크로 재공급된다. 그런 다음, 펌프를 거쳐 1700 kPa까지 압력을 올린 후 액체 암모니아는 퍼니스(Furnace) 통해 600°C까지 가열된다. 퍼니스는 공정 내에서 외부 열원으로 작동하며 회수된 암모니아와 수소를 연료로 사용한다. 이때, 퍼니스 내에서는 완전연소가 일어난다고 가정하며 발생된 열은 암모니아 분해 반응기의 운전 조건 충족 및 높은 전환율을 위해 사용된다. 암모니아 분해 반응기에서의 주반응은 수식 (1)로 나타낼 수 있다[9].

$$NH_3 \rightarrow 1.5H_2 + 0.5N_2\,,\ \ \triangle H_R^{\circ} = +30.6\,KJ/mol\,H_2 \quad (1)$$

반응기로부터 배출된 기체 혼합물은 미반응된 암모니아를 회수하기 위해 스크러버(Scrubber)로 이동된다. 스크러버에서는 물을 흡수제로 사용하여 미반응된 암모니아를 선택적으로 제거한다. 이 과정

Table 2. Stream information of SAP

		1	2	3	4	5	6	7	8
Temperature (°C)		25.0	25.0	800.0	800.0	438.2	1000.0	1010.8	300.0
Pressure (kPa)		3000.0	100.0	3000.0	3000.0	3000.0	3000.0	3000.0	3000.0
Molar flowrate (kmole/h)		289.5	754.9	295.5	148.0	784.6	932.6	1365.4	1365.4
Composition	H_2O	-	1.0000	1.0000	-	0.5401	0.4254	0.2939	0.2939
	O_2	-	-	-	1.0000	-	0.2639	0.0137	0.0137
	N_2	0.0207	-	-	-	0.0076	0.0094	0.0044	0.0044
	CH_4	0.9405	-	-	-	0.3582	0.2513	-	-
	C_3H_8	0.0077	-	-	-	-	-	-	-
	CO	-	-	-	-	-	-	0.2058	0.2058
	H_2	-	-	-	-	0.0713	0.0063	0.4691	0.4691
	CO_2	-	-	-	-	0.0227	0.0438	0.0131	0.0131
	$n\text{-}C_5H_{12}$	0.0001	-	-	-	-	-	-	-
	$i\text{-}C_4H_{10}$	0.0018	-	-	-	-	-	-	-
	$n\text{-}C_4H_{10}$	0.0015	-	-	-	-	-	-	-
	C_2H_6	0.0277	-	-	-	-	-	-	-
		9	10	11	12	13	14	15	
Temperature (°C)		454.1	200.0	265.1	800.0	15.0	25.0	25.0	
Pressure (kPa)		3000.0	3000.0	3000.0	3000.0	100.0	3000.0	3000.0	
Molar flowrate (kmole/h)		1365.4	1365.4	1365.4	291.3	1656.7	1177.1	245.9	
Composition	H_2O	0.1602	0.1602	0.1056	-	0.0870	-	0.5863	
	O_2	0.0137	0.0137	0.0137	-	0.0113	-	0.0760	
	N_2	0.0044	0.0044	0.0044	-	0.0036	0.0002	0.0244	
	CO	0.0721	0.0721	0.0175		0.0144	0.0001	0.0971	
	H_2	0.6028	0.6028	0.6574	1.0000	0.7177	0.9997	0.0484	
	CO_2	0.1468	0.1468	0.2014	-	0.1660	-	0.1678	
	C_2H_6	-	-	-	-	-	-	0.0001	

Table 3. Operating condition information of ACP

Parameter	Value
Feed	-34°C, 101.3 kPa
BOG generation	0.1 wt% of Feed
Ammonia cracking reactor	600°C, 1700 kPa
Ratio of conversion	99%
Ammonia concentration in wastewater	50 ppmwt
Hydrogen purity	99.97 mol%
Catalyst	Ru/Al_2O_3

에서 암모니아와 물은 스크러버(Scrubber)의 하부로 배출된 후 스트리퍼(Stripper)에 유입된다. 흡수되지 않은 기체 성분은 상부로 배출되어 Pressure Swing Adsorption (PSA)로 유입된다. 이후, PSA를 통하여 99.97% 이상의 고순도 수소를 최종 제품으로 생산한다. 스트리퍼 상부에서 분리된 암모니아는 퍼니스로 리사이클되어 연료로 사용되고, 하부에서는 암모니아가 제거된 폐수가 배출된다. 본 연구에서 ACP 공정 모델링에 사용된 주요 시뮬레이션 입력 데이터는 Table 3에 제시하였다.

2.2 SAP 공정

SAP 공정은 SOEC와 ATR 공정을 연계하여 각 공정에서 수소를 생산함과 동시에, 부산물로 발생하는 산소와 고온의 열을 상호 공급함으로써 높은 에너지 효율을 달성할 수 있는 공정이다. 이를 통해 각 공정의 열 및 산소 요구량을 외부 공급 없이 자체적으로 충족한다.

2.2.1 SOEC 공정

SOEC 공정은 물을 원료로 하여 전기분해를 통하여 수소를 생산하는 공정이다. 전해 반응은 높은 열에너지를 이용할수록 전기 소비량이 감소하는 특성을 가지기 때문에 일반적으로 700~900°C 범위의 고온 조건에서 운전된다.

2.2.2 ATR 공정

ATR 공정은 천연가스를 원료로 하여 부분산화 반응과 수증기 개질 반응을 통해 수소를 생산하는 공정이다. 이때 부분산화 반응에 필요한 순수 산소가 공급되어야 하며, 이 과정에서 발생하는 열은 열이 필요한 수증기 개질 반응에 공급되어 외부 열원 없이 고온을 유지할 수 있다. 일반적으로 900~1100°C 범위의 고온 조건에서 운전된다.

2.2.3 SAP 공정

Fig. 2와 Table 2는 SAP 공정의 흐름도와 스트림 정보를 나타낸다. SAP 공정은 SOEC와 ATR 공정으로 구성되어 있으며 각 공정에서 수소를 동시에 생산한다. SOEC 공정 부분에는 Feed로써 Steam이 유입되며 ATR 공정 부분에서 발생한 폐열이 공급된다. Feed인 물은 펌프를 거쳐 압력을 3000 kPa까지 올린 후 열교환기를 통과하고 이 스트림은 ATR 공정으로부터 배출되는 고온의 열과 열 교환되어 공정의 운전 온도인 800°C까지 가열된다. 이후 Feed는 SOEC로 유입된다. 이때, SOEC 양극 및 음극 출구 스트림의 온도는 셀 온도와 같다고 가정한다. SOEC 시스템에서의 주반응은 수식 (2)로 나타낼 수 있다.

$$H_2O \rightarrow H_2 + \frac{1}{2}O_2 \tag{2}$$

SOEC에서 분해된 수소는 25°C로 냉각된 후 ATR에서 생산된 Stream과 혼합되어 PSA로 유입된다. SOEC에서 부산물로 생산된 산소는 25°C로 냉각된 후 ATR 공정 부분으로 공급된다.

ATR 공정 부분에는 천연가스가 Feed로써 공정에 유입되며 수증기와 혼합된 후 500°C까지 가열되고 Pre-Reformer (PR)로 유입된다. PR을 거치며 중탄화수소가 경질 탄화수소로 전환된 후, Feed는 SOEC 공정 부분에서 공급된 산소와 함께 혼합된다. 이후, 히터를 거치며 ATR의 운전 온도인 1000°C까지 가열되고 반응기로 유입된다. 반응기에서의 주반응은 수식 (3), (4)로 나타낼 수 있다[2].

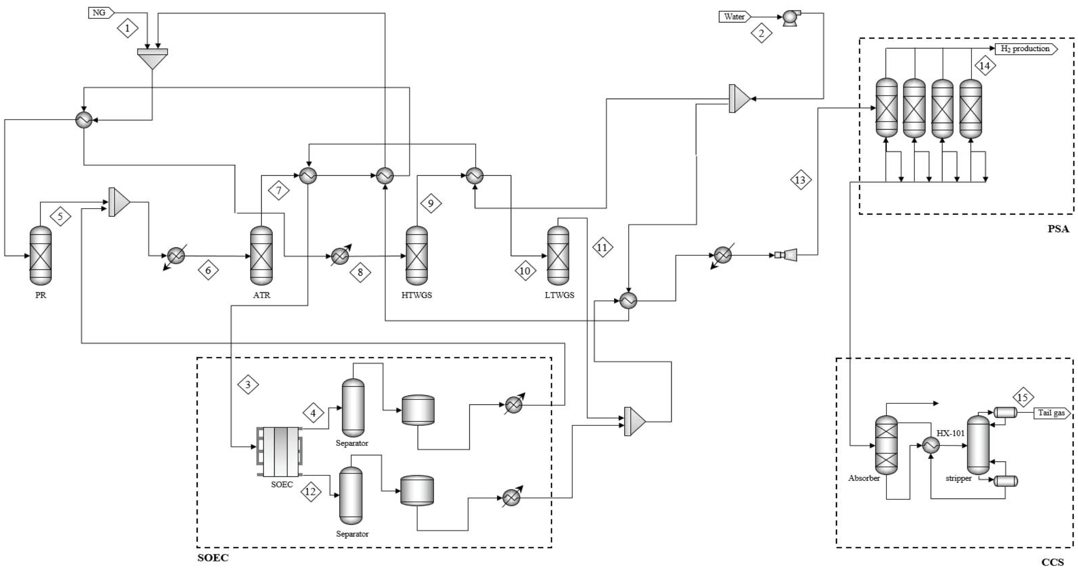

Fig. 2. PFD of SAP

Steam methane reforming :

$$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2\ ,\ \Delta H_{298K} = +206.1\,kJ/mol \quad (3)$$

Partial oxidation :

$$CH_4 + \frac{1}{2}O_2 \leftrightarrow CO + 2H_2\ ,\ \Delta H_{298K} = -35.7\,kJ/mol \quad (4)$$

반응기에서 배출된 기체 혼합물은 추가적인 수소 생산 및 일산화탄소 전환을 위해 고온 수성가스 전환(High Temperature Water Gas Shift, HT-WGS) 반응기와 저온 수성가스 전환(Low Temperature Water Gas Shift, LT-WGS) 반응기를 거친다. 반응기에서 배출된 기체는 SOEC 공정 부분에서 생산된 수소와 혼합되어 PSA로 유입된다. PSA의 상부에서는 99.97% 순도의 고순도 수소가 최종 제품으로 생산되며 하부에서 배출된 기체 혼합물은 Carbon Capture and Storage (CCS)로 유입된다. 이후, CCS를 거치며 85%의 이산화탄소를 포집한 후 잔류 기체는 Tail gas로 배출된다. 본 연구에서 SAP 공정 모델링에 사용된 주요 시뮬레이션 입력 데이터는 Table 4에 제시하였다.

Table 4. Operating condition information of SAP

Unit	Description	Values
Feed	NG (°C, kPa)	25, 3000
	Water (°C, kPa)	25, 101.3
SOEC	Inlet condition	800, 3000
	Steam conversion (%)	90
PR	Inlet condition (°C, kPa)	500, 3000
	S/C ratio	1.6
ATR	Inlet condition (°C, kPa)	1000,3000
	O/C ratio	0.53
	Catalyst	Ni-based
HTWGS	Inlet condition (°C, kPa)	300, 3000
LTWGS	Inlet condition (°C, kPa)	200, 3000
CCS	Solvent	MDEA
PSA	Inlet condition	25, 101.3
	Hydrogen purity (mol%)	99.97

3. 공정 분석 방법론

본 연구는 제안한 공정을 대상으로 에너지 효율, 경제성 및 환경성 분석을 수행하여 저탄소 공정의 타당성을 평가하였다.

3.1 에너지 효율 분석

제안하는 공정의 에너지 효율은 공정에 공급되는 원재료와 생산되는 수소의 저위발열량(Lower Heating Value, LHV)을 기준으로 도출되었다. ACP 공정의 에너지 효율은 수식 (5)와 같다.

$$\eta(\%) = \frac{\dot{m}_{H_2,output} \times LHV_{H_2}}{(\dot{m}_{NH_3,input} \times LHV_{NH_3}) + E_{fuel} + E_{electricity}} \quad (5)$$

본 식에서 $\dot{m}_{H_2,output}$과 $\dot{m}_{NH_3,input}$은 각각 최종으로 생산되는 수소와 공정에 공급되는 암모니아의 질량유량(kg/hr)을 나타내며 LHV_{H_2}와 LHV_{NH_3}은 각각 수소와 암모니아의 저위발열량을 나타낸다. E_{fuel}와 $E_{electricity}$는 각각 공정에서 소모되는 연료와 전력을 나타낸다. SAP 공정의 에너지 효율은 수식 (6)과 같다.

$$\eta(\%) = \frac{(\dot{m}_{H_2,ATRoutput} + \dot{m}_{H_2,SOECoutput}) \times LHV_{H_2}}{(\dot{m}_{NG,input} \times LHV_{NG}) + E_{electricity,ATR} + E_{electriticy,SOEC}} \quad (6)$$

본 식에서 $\dot{m}_{H_2,ATRoutput}$과 $\dot{m}_{H_2,SOECoutput}$은 각각 ATR과 SOEC에서 최종으로 생산되는 수소의 질량유량(kg/hr)을 나타내며 $\dot{m}_{NG,input}$과 LHV_{NG}은 각각 공정에 공급되는 NG의 질량유량(kg/hr)과 저위발열량을 나타낸다. $E_{electricity,ATR}$와 $E_{electricity,SOEC}$는 각각 ATR 공정과 SOEC 공정에서 사용되는 전력을 나타낸다.

3.2 경제성 분석

ACP와 SAP 공정의 경제성 평가는 CAPEX와 OPEX기반으로 수소 균등화 비용(Levelized Cost of Hydrogen, LCOH)을 산출하였다. CAPEX는 수식 (7)을 이용하여 산출된다.

$$CAPEX_{total} = CAPEX_{DC} + CAPEX_{IC} + CAPEX_{WCI} \quad (7)$$

본 식에서 $CAPEX_{DC}$와 $CAPEX_{IC}$는 각각 직접 및 간접 비용을 의미하고 $CAPEX_{WCI}$는 운전 자본을 나타낸다. CAPEX의 세부 구성 요소는 Table 5에 제시하였다.

Table 5. Total Capital Investment Components[13]

Components	Factor, %
Fixed capital investment (FCI)	504
Direct costs	
Purchased equipment cost	100
Installation cost	47
Instrumentation & controls	36
Piping	68
Electrical systems	11
Buildings	18
Yard improvements	10
Service facilities	70
Indirect costs	
Engineering & supervision	33
Construction expenses	41
Legal expenses	4
Contractor’s fee	22
Contingency	44
Working capital investment (WCI)	89
Total capidtal investment (TCI)	593

장비 구매 비용은 Six-tenth Rule을 사용하여 추정하였다. Six-tenth Rule은 수식 (8)과 같다.

$$C_2 = C_1(\frac{S_2}{S_1})^{\alpha} \quad (8)$$

C_1과 S_1은 각각 기준 장비의 가격 및 용량을 나타내며 C_2와 S_2는 목표 장비의 가격 및 용량을 나타낸다. α는 스케일링 인자로써 0.6을 적용한다.

수식 (9)는 OPEX를 나타낸 것이다.

$$OPEX_{total} = OPEX_{DPC} + OPEX_{FC} + OPEX_{POC} + OPEX_{AC} \quad (9)$$

본 식에서 $OPEX_{DPC}$와 $OPEX_{FC}$는 각각 직접 생산 및 재정 비용을 나타내며 $OPEX_{POC}$와 $OPEX_{AC}$는 각

Table 6. Total Operating Expenditure Components[13]

Components	Factor, %
Direct production costs	
Consumable material cost (CMC)	1.00 × CMC
Operating labor cost (LC)	1.00 × LC
Direct supervision cost (CS)	0.15 × LC
Utilities cost (UC)	1.00 × UC
Maintenance cost (MC)	0.06 × FCI
Operating supplies cost (OSC)	0.15 × LC
Laboratory charges cost (LCC)	0.15 × LC
Fixed charges	
Local taxes cost (LTC)	0.025 × FCI
Insurance cost (IC)	0.007 × FCI
Financing cost (FC)	0.1 × TCI
Plant overhead costs (POC)	0.6325LC × 0.033FCI
Administrative costs (AC)	0.23LC × 0.012FCI

각 플랜트 오버헤드 및 관리비용을 나타낸다. OPEX의 세부 구성 요소는 Table 6에 제시하였다.

수식 (10)은 전체 연간비용을 나타낸 것이다.

$$Annualized\ Cost = (CAPEX \times CRF) + OPEX \quad (10)$$

CRF는 자본회수계수(Cost Recovery Factor, CRF)로 수식 (11)을 이용하여 계산한다.

$$CRF = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (11)$$

i와 n은 각각 할인율과 설비 수명을 나타낸다.

수소 균등화 비용(Levelized Cost of Hydrogen, LCOH)은 CAPEX와 OPEX를 기반으로 수식 (12)를 이용하여 계산한다. 경제성 분석을 위한 가정 및 요소는 Table 7에 제시하였다.

$$LCOH = \frac{(CAPEX \times CRF) + OPEX}{Annual\ amount\ of\ H_2} \quad (12)$$

Table 7. Assumption for Economic parameters

Parameter	Value	Reference
Ammonia cost, USD/kg	0.52	[12]
NG cost, USD/kg	0.73	[15]
Grid electricity cost, USD/kWh	0.07	[13]
Renewable electricity cost, USD/kWh	0.12	[16]
Cooling water at 298K, USD/kg	0.000051	[12]
Discount rate, %	0.06	[14]
Plant working days, days/year	330	[13]
Plant life, years	20	[14]
Number of Labor	6	-

3.3 환경성 분석

APC와 SPC 공정에 대한 환경성은 단위 수소 질량당 이산화탄소 배출량으로 산정하여 분석하였다. 공정에서 발생하는 전체 이산화탄소 배출량은 직접 이산화탄소(Direct CO_2) 배출량과 간접 이산화탄소(Indirect CO_2) 배출량의 합으로 계산된다. 직접 이산화탄소는 공정에서 직접적으로 배출되는 이산화탄소를 의미하며, 간접 이산화탄소는 공정 내 유틸리티(펌프, 히터, 압축기, 스트리퍼 등)의 전기 소비량을 기반으로 계산된다. 단위 수소 질량당 이산화탄소 배출량은 수식 (13)을 통해 산출된다.

$$Unit\ CO_2 emissions : \frac{CO_2 emissions_{Direct} + CO_2 emissions_{Indirect}}{Total\ amount\ of\ H_2} \quad (13)$$

4. 결과 및 분석

본 연구에서는 ACP와 SAC 공정에 대한 모델링 및 시뮬레이션 결과를 기반으로 에너지 효율, 경제성 및 환경성 분석을 수행하였다.

4.1 공정 결과 분석

ACP와 SAC 공정은 연간 18,795 톤의 수소를 생산하는 것을 목표로 모델링하였으며, 시뮬레이션을

통해 나온 결과를 분석하였다.

4.1.1 ACP 공정

ACP 공정은 액체 암모니아를 분해하여 수소를 생산한다. 액체 암모니아는 Stream 1을 통해 –34°C, 101.3 kPa, 16,670 kg/hr의 조건으로 공급되어 저장탱크에 주입된다. 저장탱크 내에서는 저장 중 전체 질량의 약 0.1 wt%에 해당하는 BOG가 발생한다. 발생한 BOG는(Stream 2)는 냉동 사이클의 증발기에서 생성되는 냉열을 이용하여 열교환을 거친 후 다시 액화되어 저장탱크로 회수된다. 저장탱크에서 배출된 Stream 3은 후단 반응기에서의 운전 조건을 충족하기 위해 펌프를 이용하여 약 1700 kPa까지 가압된다(Stream 4). 반응기로 유입되기 전 Stream은 Furnace에서 배출된 고온 유체와의 열교환 과정을 거치며 온도가 602.1°C까지 상승한다(Stream 5). 예열된 암모니아는 Stream 반응기 내에서 분해 반응을 거쳐 Stream 6으로 배출되며 해당 Stream은 Scrubber로 유입된다. 이때 물(Stream 15)이 암모니아의 흡수제로 주입되어 미반응된 암모니아를 선택적으로 흡수한다. 흡수된 암모니아는 하부로 배출되고(Stream 9), 수소와 질소 등 흡수되지 않은 기체 성분은 상부를 통해 배출된다(Stream 7). 상부로 배출되는 Stream (Stream 7)은 PSA로 공급되어 99.97 mol%의 고순도 수소(Stream 8)가 최종 제품으로 생산된다. Scrubber 하부에서 배출되는 Stream (Stream 9)은 Stripper로 유입되며 Stripper 상부에서 배출되는 Stream (Stream 10)에는 미량의 암모니아가 포함되어 있다. 이 Stream은 Furnace의 연료로 회수되어 에너지 효율 향상에 기여한다. Stripper 하부에서 배출되는 Stream 11은 암모니아 농도를 50 ppmwt로 낮춘 후 폐수(Waste water)로 배출된다. Furnace에 공급되는 연료는 air (Stream 13)와 함께 공정 내에서 회수된 미량의 암모니아, 수소, 질소로 구성된다. Furnace에서는 완전연소 후 H_2O와 N_2가 생성되며 이는 Stream 14로 배출된다.

4.1.2 SAP 공정

SAP 공정은 천연가스를 연료로 하여 수소를 생산한다. 천연가스는 Stream 1을 통해 25°C, 3000 kPa, 4932 kg/hr의 조건으로 공정에 공급된다. Stream 2는 Pump를 통과하며 100 kPa에서 3000 kPa로 가압된 후 Tee를 통해 두 개의 스트림으로 분배되어 각각 ATR 공정과 SOEC 공정에 공급된다. 이 중 Stream 3은 SOEC의 반응온도인 800°C를 만족시키기 위하여 열교환기를 거쳐 가열된 후 SOEC에 유입되고, 나머지 Stream은 ATR 공정에 공급된다. 열교환기를 거치며 500°C의 Steam으로 가열된 Stream은 천연가스와 Mixer를 통해 혼합되며 PR의 반응온도인 500°C를 만족시키기 위하여 반응기 후단에서 나온 고온을 활용한 열교환기 내에서 가열된다. PR에서 배출된 Stream 5은 SOEC에서 부산물로 생산된 산소(Stream 4)와 Mixer를 통해 혼합된다. Heater를 거치며 ATR의 반응온도인 1000°C까지 가열된 Stream (Stream 6)은 반응기로 유입된다. 반응기를 거쳐 나온 Stream 7은 세 개의 열교환기를 거치며 공정 내 가열이 필요한 Stream에 폐열을 공급하며 단계적으로 냉각된다. 이 과정은 고온의 폐열을 재활용함으로써 공정의 에너지 효율 향상에 기여한다. Cooler를 통과하며 최종적으로 300°C까지 냉각된 Stream (Stream 8)은 HT-WGS와 LT-WGS를 순차적으로 거치며 Stream 내의 일산화탄소를 수소로 전환시켜 공정의 환경성을 개선하고 추가적으로 수소를 생산한다. LT-WGS에서 배출된 Stream 11은 SOEC에서 생산된 수소(Stream 12)와 혼합된다. Mixer를 거친 Stream은 열교환기와 Heater를 통해 가열되어 기상 상태를 확보하고 Expander로 유입된다. Expander를 통과하며 100 kPa로 감압된 Stream (Stream 13)은 PSA로 공급되어 99.97 mol%의 고순도 수소(Stream 14)가 최종 제품으로 생산된다. PSA의 후단에서 배출되는 Stream은 CCS 공정을 통해 이산화탄소의 85%가 회수되어 처리되고 포집되지 않은 잔류 가스는 Tail gas (Stream 15)로 배출된다.

4.2 에너지 효율 분석

Fig. 3은 ACP 공정과 SAP 공정의 효율을 비교한

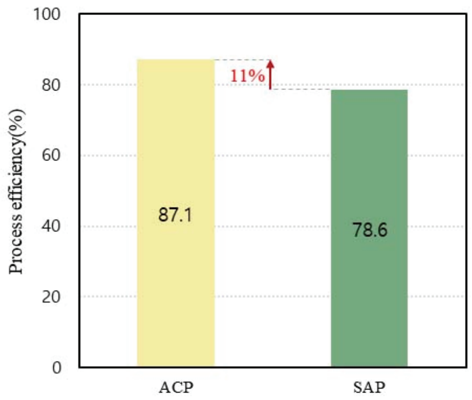

Fig. 3. Comparison of process efficiency for ACP and SAP

Table 8. Comparison of used electricity of ACP and SAP

	Power (kWh)
ACP	1,676
SAP	34,811

것이다. LHV를 기준으로 두 공정의 에너지 효율을 분석한 결과, 각각 87.1%, 78.6%의 효율을 나타내었으며, ACP 공정의 효율이 SAP 공정 대비 11% 높게 나타났다.

에너지 효율에 가장 큰 영향을 미치는 요인은 공정에서의 전력 소비이다. Table 8은 각 공정에 대한 총 소비전력량을 나타낸다. SAP 공정에서의 전력 소비량은 ACP 공정보다 약 20배 이상 높은 수준으로 나타났다. 이는 SAP 공정 내 SOEC의 소비 전력이 22,024 kWh로 전력 소모가 매우 크기 때문이다. 또한, SAP 공정에서는 ATR 반응기를 통해 반응에 필요한 열이 내부 연소 반응으로 자체 공급되어 별도의 Furnace가 필요하지 않다. 따라서 생성된 Tail gas는 추가적인 활용 없이 배출된다. 반면, ACP 공정은 암모니아 분해 반응이 흡열 특성을 가지기 때문에 반응에 필요한 열을 Furnace를 통해 외부에서 공급한다. 이 과정에서 Stripper에서 배출되는 미량의 암모니아를 Furnace 연료로 재활용함으로써 Furnace의 외부 연료 투입량이 감소하고 이에 따라 공정 전체의 에너지 소비가 감소한다.

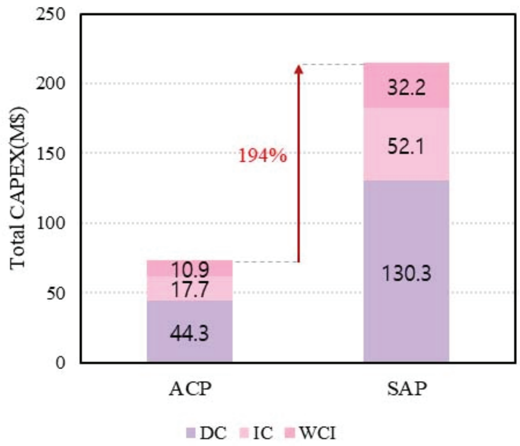

Fig. 4. Comparison of CAPEX for ACP and SAP

4.3 경제성 분석

Fig. 4는 ACP 공정과 SAP 공정의 CAPEX를 비교한 것이다. CAPEX는 직접비용(Direct Cost, DC), 간접비용(Indirect Cost, IC), 운전자본 비용(Working Cost Investment)으로 구성된다.

SAP 공정은 전체투자비용이 ACP 공정과 비교했을 때 194% 높게 나타났다. 이는 직접 비용 중 장비 비용(Eqipment cost) 구성에 차이가 있기 때문이다. SAP 공정의 경우 ATR 공정에 포함되는 ATR, PR, WGS, CCS, PSA 등 주요 반응 및 정제 장치가 전체 장비 비용 중 약 82%를 차지하며 SOEC 공정의 장

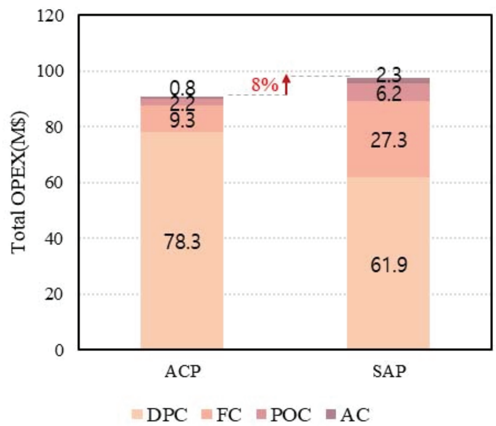

Fig. 5. Comparison of total OPEX for ACP and SAP

비 비용이 약 10%를 차지한다. 반면 ACP 공정의 전체 장비 비용은 SAP 공정 내 ATR 공정 장비의 약 35% 수준으로 SAP 공정 대비 장치 비용이 현저히 낮다. 또한 SAP 공정은 ATR과 SOEC의 높은 운전 온도 충족을 위해 히터와 열교환기의 규모와 비용이 증가하여 장비 비용 상승에 영향을 미친다.

Fig. 5는 ACP 공정과 SAP 공정의 OPEX에 대해 비교한 것이다. OPEX의 구성 요소는 직접 생산 비용(Direct production cost, DPC), 재정 비용(Financing cost, FC), 플랜트 오버헤드 비용(Plant overhead cost, POC), 관리 비용(Administrative cost, AC)이다.

ACP 공정은 직접 생산 비용이 SAP 공정보다 27% 높게 나타났다. 이는 ACP 공정에서 소모성 자재비(Consumable Material Cost, CMC)가 직접 생산 비용의 중심적인 비용 요소를 차지하기 때문이다. ACP 공정은 사용되는 촉매의 단가가 SAP 공정과 비교했을 때 상대적으로 높은 편이다. 또한 암모니아가 공정 내에서 수소 생산을 위한 원료뿐만 아니라 연소용 연료로도 사용되므로 SAP 공정 대비 원료 소비량이 높은데 이는 ACP 공정의 직접 생산 비용 상승에 결정적으로 작용하는 요인이다. 직접 생산 비용에서는 ACP 공정이 높게 나타나지만 재정 비용, 플랜트 오버헤드 비용, 관리 비용은 설비 투자비에 의존하는 비용이기에 설비 투자비가 높은 SAP 공정에 더 높게 작용된다. 이에 SAP의 전체 OPEX는 ACP 보다 8% 높게 나타난다.

Fig. 6은 ACP 공정과 SAP 공정의 LCOH에 대해 비교한 것이다. CAPEX와 OPEX 분석 결과를 기반으로 LCOH를 구한 결과 SAP 공정은 ACP 공정 대비 20% 높은 값을 가졌다. 따라서 ACP 공정이 SAP 공정보다 경제성이 뛰어남을 확인하였다.

4.4 환경성 분석

Fig. 7은 ACP 공정과 SAP 공정의 수소 1 kg 생산 기준 CO_2 배출량에 대해 비교한 것이다.

SAP 공정의 배출량은 ACP 공정보다 913% 높게 나타났다. ACP 공정은 암모니아를 열분해하여 수소를 생산하므로 직접 이산화탄소 배출(Direct CO_2)이 발생하지 않는다. 반면 SAP 공정은 ATR 공정에서 천연가스 개질 반응으로 인해 직접 이산화탄소 배출이 발생하지만, SOEC 공정에서는 물을 전기분해하여 수소를 생산하므로 직접 이산화탄소 배출이 발생하지 않는다. ACP 공정에서 직접 이산화탄소 배출량이 차지하는 비율은 전체 이산화탄소 배출량의 24%이다. 간접 이산화탄소 배출(Indirect CO_2)은 전력 공급에서 발생하는 배출량으로 공정 내 전력 사용량에 비례하여 결정된다. ACP 공정과 SAP 공정 내 ATR 공정은 그리드(Grid) 전력을 사용하기 때문에 간접 이산화탄소 배출이 발생한다. 각 공정 내의 간접 이

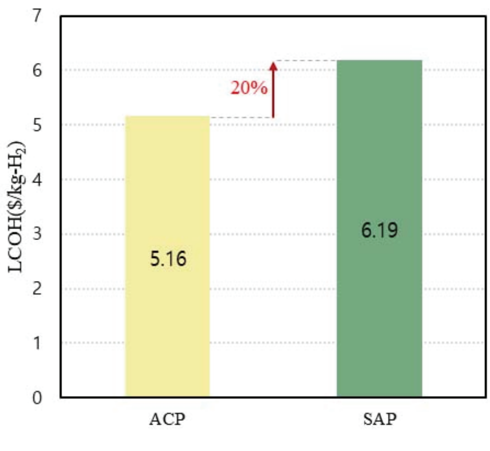

Fig. 6. Comparison of LCOH for ACP and SAP

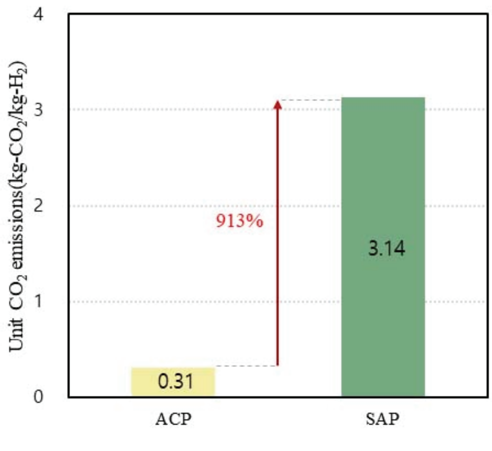

Fig. 7. Comparison of unit CO_2 emissions for ACP and SAP

산화탄소 배출의 기여도를 확인한 결과 ACP 공정에서는 Reboiler, SAP 공정에서는 Heater가 전력 사용량이 가장 높아 간접 이산화탄소 배출의 주요 요인임을 확인하였다. 이외에도, SAP 공정의 Compressor, Electrolyzer에서 전력 사용량이 높아 간접 이산화탄소 배출이 증가하였다. 결과적으로 직접 이산화탄소 배출이 없고 간접 이산화탄소 배출량이 적은 ACP 공정이 SAP 공정보다 환경친화적인 공정임을 알 수 있다.

5. 결 론

본 연구에서는 저탄소 수소 생산을 위해 암모니아 분해 및 고체산화물 전해조-자열개질 통합 공정을 모델링 및 시뮬레이션하였으며 이를 기반으로 에너지 효율, 경제성 및 환경성 분석을 진행하였다. 에너지 효율 분석 결과 ACP 공정과 SAP 공정의 효율은 각각 87.1%, 78.6%로 나타났으며 ACP 공정이 SAP 공정 대비 10.8% 높았다. 이는 ACP 공정이 Stripper에서 회수된 암모니아를 연료로 재활용하여 외부 연료 소모량이 감소했기 때문이다. 경제성 평가 결과 SAP 공정의 CAPEX는 ACP 공정보다 194.3% 높게 나타났는데 이는 SAP 공정이 ATR, PR 및 SOEC 등 고가의 설비를 포함하고 추가적인 보조 설비가 요구되기 때문이다. OPEX 또한 SAP 공정이 높은 설비 투자비에 따른 고정 운전비가 크게 반영되어 ACP 공정 대비 7.8% 높은 수준을 보였다. 이에 SAP의 LCOH는 ACP 공정보다 20.0% 높은 6.19로 산출된다. 환경성 분석 결과, ACP 공정은 직접 이산화탄소 배출이 없고 간접 이산화탄소 배출량도 미량만 존재하는 반면, SAP 공정은 ATR 공정에서 직접 이산화탄소 배출이 발생하고 그리드 기반 전력 사용에 따른 간접 이산화탄소 배출이 함께 존재하여 ACP 공정 대비 912.9% 높게 나타났다. 따라서 ACP 공정은 SAP 공정 대비 에너지 효율·경제성 · 환경성 측면에서 모두 우수한 저탄소 수소 생산 공정임을 알 수 있다. 본 연구는 향후 국내의 지속 가능한 수소 공급망 구축 및 활성화에 대한 기초 자료로 활용될 것으로 사료된다.

후 기

본 연구는 산업통상자원부(MOTIE)와 한국에너지기술평가원(KETEP)의 지원을 받아 수행한 연구 과제입니다. (No. RS-2024-00428270) 또한, 본 연구는 순천향대학교 혁신사업의 지원으로 수행되었습니다.

References

1. J. Yu, Q. Liu, S. Liao, and Y. He, “Effects of ammonia supply distribution rate and cracking degree on combustion-emission in ammonia-hydrogen combination engine with IJI”, Applied Thermal Engineering, Vol. 280, Part 4, 2025, pp. 128467, doi: https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2025.128467.
2. F. S. AlHumaidan, M. A. Halabi, M. S. Rana, and M. Vinoba, “Blue hydrogen: current status and future technologies”, Energy Conversion and Management, Vol. 283, 2023, pp. 116840, doi: https://doi.org/10.1016/j.enconman.2023.116840.
3. A. O. Oni, K. Anaya, T. Giwa, G. Di Lullo, and A. Kumar, “Comparative assessment of blue hydrogen from steam methane reforming, autothermal reforming, and natural gas decomposition technologies for natural gas-producing regions”, Energy Conversion and Management, Vol. 254, 2022, pp. 115245, doi: https://doi.org/10.1016/j.enconman.2022.115245.
4. Y. K. Salkuyeh, B. A. Saville, and H. L. MacLean, “Techno-economic analysis and life cycle assessment of hydrogen production from natural gas using current and emerging technologies”, International Journal of Hydrogen Energy, Vol. 42, No. 30, 2017, pp. 18894-18909, doi: https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2017.05.219.
5. A. Buttler and H. Spliethoff, “Current status of water electrolysis for energy storage, grid balancing and sector coupling via power-to-gas and power-to-liquids: A review”, Renewable and Sustainable Energy Reviews, Vol. 82, Part 3, 2018, pp. 2440-2454, doi: https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.09.003.
6. D. Jang, J. Kim, D. Kim, W. B. Han, and S. Kang, “Techno-economic analysis and Monte Carlo simulation of green hydrogen production technology through various water electrolysis technologies”, Energy Conversion and Management, Vol. 258, 2022, pp. 115499, doi: https://doi.org/10.1016/j.enconman.2022.115499.
7. S. Yun, J. Lee, H. Cho, and J. Kim, “Oxy-fuel combustion-

based blue hydrogen production with the integration of water electrolysis, Energy Conversion and Management", Vol. 291, 2023, pp. 117275, doi: https://doi.org/10.1016/j.enconman.2023.117275.
8. N. Li, C. Zhang, D. Li, W. Jiang, and F. Zhou, "Review of reactor systems for hydrogen production via ammonia decomposition", Chemical Engineering Journal, Vol. 495, 2024, pp. 153125, doi: https://doi.org/10.1016/j.cej.2024.153125.
9. F. B. Juangsa, A. R. Irhamna, and M. Aziz, "Production of ammonia as potential hydrogen carrier: review on thermonchemical and electrochemical processes", International Journal of Hydrogen Energy, Vol. 46, No. 27, 2021, pp. 14455-14477, doi: https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2021.01.214.
10. A. Salehabadi, J. Zanganeh, and B. Moghtaderi, "Mixed metal oxides in catalytic ammonia cracking process for green hydrogen production: a review", International Journal of Hydrogen Energy, Vol, 63, 2024, pp. 828-843, doi: https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2024.03.189.
11. N. Yao, W. Pan, J. Zhang, and L. Wei, "The advancement on carbon-free ammonia fuels for gas turbine: a review", Energy Conversion and Management, Vol. 315, 2024, pp. 118745, doi: https://doi.org/10.1016/j.enconman.2024.118745.
12. C. Makhloufi and N. Kezibri, "Large-scale decomposition of green ammonia for pure hydrogen production", International Journal of Hydrogen Energy, Vol. 46, No. 70, 2021, pp. 34777-34787, doi: https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2021.07.188.
13. S. Devkota, J. Y. Cha, B. J. Shin, J. H. Mun, H. C. Yoon, S. A. Mazari, and J. H. Moon,"Techno-economic and environmental assessment of hydrogen production through ammonia decomposition", Vol. 358, 2024, pp. 122605, doi: https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2023.122605.
14. T. N. Do, H. Kwon, M. Park, C. Kim, Y. T. Kim, and J. Kim, "Carbon-neutral hydrogen production from natural gas via electrified steam reforming: techno-economic-environmental perspective", Vol. 279, 2023, pp. 116758, doi: https://doi.org/10.1016/j.enconman.2023.116758.
15. C. Joo, J. Lee, Y. Kim, H. Cho, B. Gu, and J. Kim, "A novel on-site SMR process integrated with a hollow fiber membrane module for efficient blue hydrogen production: Modeling, validation, and techno-economic analysis", Applied Energy, Vol. 354, Part B, 2024, pp. 122227, doi: https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2023.122227.
16. J. Kim, M. Qi, M. Kim, J. Lee, I. Lee, and I. Moon, "Biogas reforming integrated with PEM electrolysis via oxygen storage process for green hydrogen production: from design to robust optimization", Energy Conversion and Management, Vol. 251, 2022, pp. 115021, doi: https://doi.org/10.1016/j.enconman.2021.115021.