

300 m³ h⁻¹급 수소 생산을 위한 글리세롤 수증기 개질반응의 기술·경제성 분석

허주헌 · 임한권[†]

대구가톨릭대학교 신소재화학공학과
(2017년 12월 28일 접수, 2018년 1월 15일 심사, 2018년 1월 16일 채택)

Techno-economic Analysis of Glycerol Steam Reforming for H₂ Production Capacity of 300 m³ h⁻¹

Juheon Heo and Hankwon Lim[†]

Department of Advanced Materials and Chemical Engineering, Catholic University of Daegu, 13-13 Hayang-ro, Hayang-eup, Gyeongsan, Gyeongbuk 38430, Republic of Korea
(Received December 28, 2017; Revised January 15, 2018; Accepted January 16, 2018)

초 록

본 논문에서는 300 m³ h⁻¹급 수소 생산을 위한 글리세롤 수증기 개질반응에 대해 기술·경제성 평가를 수행하였다. 상업용 공정 설계 프로그램인 Aspen HYSYS[®]를 이용하여 글리세롤 수증기 개질반응에 대한 공정을 설계하였으며, 반응 온도에 따른 수소 생산량의 차이를 비교·분석하였다. 또한, 항목별 경제성 평가, 민감도 분석, 현금흐름도를 통하여 경제성 평가를 진행하였으며, 300 m³ h⁻¹급 글리세롤 수증기 개질반응에서의 수소 생산 단가는 5.10 \$ kgH₂⁻¹로 계산되었다. 수소 생산 단가에 영향을 끼치는 주요 인자를 파악하기 위해 민감도 분석을 실시하였으며, 수소 판매 단가에 따른 현금흐름도 분석을 통해 순현재가치, 할인회수기간, 현재가치율과 같은 다양한 경제성 인자를 파악하였다.

Abstract

In this paper, the techno-economic analysis of glycerol steam reforming for H₂ production capacity of 300 m³ h⁻¹ was carried out. The process of glycerol steam reforming was constructed by using Aspen HYSYS[®], a commercial process simulator, and parametric studies for the effect of the operating temperature on H₂ production was performed. Moreover, the economic analysis was conducted through an itemized cost estimation, sensitivity analysis (SA) and cash flow diagram (CFD), and the unit H₂ production cost was 5.10 \$ kgH₂⁻¹ through the itemized cost estimation of glycerol steam reforming for H₂ production capacity of 300 m³ h⁻¹. SA was employed to identify key economic factors and various economic indicators such as net present value (NPV), discounted payback period (DPBP), and present value ratio (PVR) were found according to H₂ selling price using CFD.

Keywords: glycerol steam reforming, techno-economic analysis, H₂ production, sensitivity analysis, cash flow diagram

1. 서 론

현재 파리협정으로 인한 온실가스 감축이 의무화됨에 따라 천연가스, 석유, 석탄과 같은 화석연료의 소모를 줄이기 위해 전 세계적으로 대체에너지에 관한 다양한 연구가 진행되고 있으며, 여러 대체에너지 중 바이오매스(biomass)에 대한 관심이 증가하고 있다[1]. 바이오매스는 유기성 생물체를 총칭하는 말로 현재는 바이오에너지(bio-energy)를 만드는 데 쓰이는 원료를 의미한다. 바이오매스의 종류는 식물성 기름, 미세조류(microalgae), 거대조류(macroealgae), 음식물쓰레기, 축

산분뇨, 유기성폐수, 섬유성식물체 등과 같이 다양하며 이들은 다양한 공정을 거쳐 바이오디젤(bio-diesel), 바이오수소(bio-hydrogen), 바이오메탄올(bio-methanol), 바이오에탄올(bio-ethanol), 합성가스(syngas), 바이오오일(bio-oil) 등의 다양한 에너지를 생산한다. 이러한 바이오매스를 기반으로 바이오디젤을 생산하는 공정에서는 전체 생산량의 약 10 wt%로 부산물인 글리세롤(glycerol)이 생산되는데, 글리세롤은 다양한 산업(식품, 제약, 화학, 화장품 등)[2]에 이용되며, 수증기 개질반응(steam reforming)을 통해 수소(H₂)를 생산하는 데 이용하기도 한다. 본 논문에서는 저탄소사회 구축을 위한 바이오매스 이용과 미래 수소 사회로 나아가기 위한 수소 생산이 동시에 가능한 글리세롤 수증기 개질반응(glycerol steam reforming, GSR)[3-5]에 초점을 두었다. 수소 생산 방법에는 크게 메탄 수증기 개질반응[6], 수성가스 전환반응[7], 오일/나프타 개질반응[8], 석탄가스화[9], 수전해[10] 등이 있다. 전 세계적으로 수소 생산 방법의 48%를 차지하는[11] 메탄 수증기 개질반응은 반응의 최종 결과물로 온실가스인 이산화탄소(CO₂)를 생성

[†] Corresponding Author: Catholic University of Daegu,
Department of Advanced Materials and Chemical Engineering, 13-13 Hayang-ro,
Hayang-eup, Gyeongsan, Gyeongbuk 38430, Republic of Korea
Tel: +82-53-850-2792 e-mail: hklim@cu.ac.kr

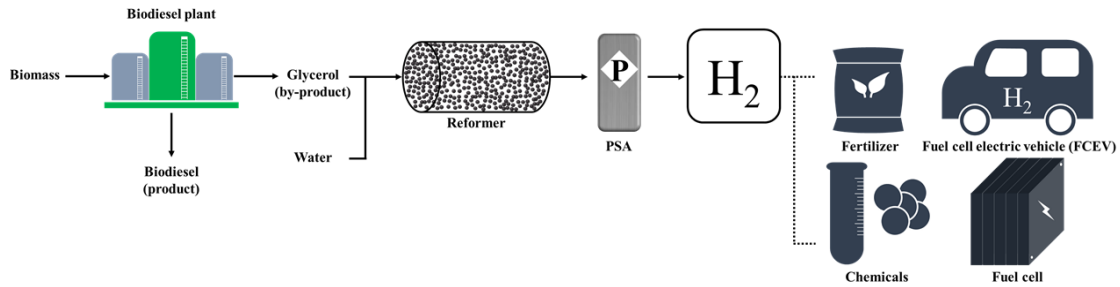


Figure 1. Schematic diagram of a glycerol steam reforming (GSR) process for H₂ production.

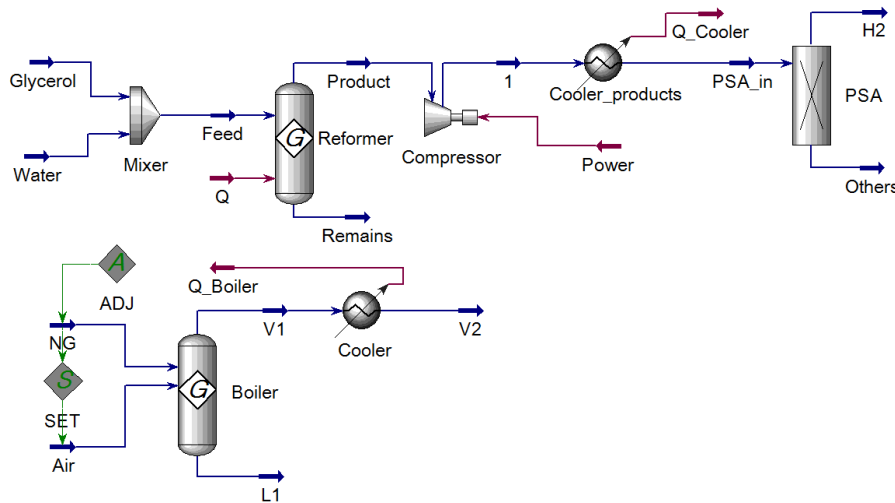


Figure 2. Process flow diagram (PFD) and material streams of a glycerol steam reforming (GSR) process.

하며, 반응을 위해 고온·고압을 요구하기 때문에 그에 따른 높은 운영비가 필요하다는 문제점이 대두되고 있다. 그에 반해 글리세롤 수증기 개질반응은 상대적으로 저온 및 대기압에서 반응하므로 운영비가 훨씬 절감되는 효과를 기대할 수 있다.

Figure 1은 수소 생산용 글리세롤 수증기 개질반응 공정의 전체 개략도이다. 바이오디젤 공장에서 부산물로 생성된 글리세롤은 물과 함께 개질기(reformer)로 들어간 후 개질반응을 통해 수소가 생성된다. 생성된 수소는 압력순환흡착(pressure swing adsorption, PSA)을 통해 분리되어 비료, 수소연료전지차(fuel cell electric vehicle, FCEV), 화학제품, 연료전지 등의 다양한 분야에 이용된다.

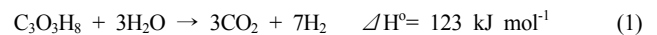
현재까지 글리세롤 수증기 개질반응에 대한 연구는 이론 및 실험적으로 다양하게 진행됐다. Senseni 등[12]은 다양한 귀금속 촉매(Rh, Ru, Pt, Ir)를 Al₂O₃와 MgO와 함께 이용하여 각각에 대한 특성조사와 글리세롤의 전환율을 통한 촉매의 적합성을 판별하였다. Silva 등은 [13] 기준에 실험적으로 연구해온 글리세롤 수증기 개질반응의 kinetics를 수치해석 프로그램인 Matlab을 이용하여 모델링 및 시뮬레이션을 하였으며, 다양한 조건(온도, 반응물 비율, 압력)에 대한 수치해석 및 주어진 조건 내에서의 최적의 조건을 도출하였다. 위의 연구결과는 이론 및 실험적으로 글리세롤 수증기 개질반응의 가능성을 보여 주지만, 이에 따른 경제성을 판별하는 연구는 미흡한 실정이다. 따라서 본 논문에서는 상업적 공정 시뮬레이션 프로그램인 Aspen HYSYS[®]를 이용하여 300 m³ h⁻¹급 수소 생산을 위한 글리세롤 수증기 개질반응 공정을 설계하고, 설계한 공정에 관한 결과를 바탕으로 수소 단가 계산(unit H₂ production cost), 민감도 분석(sensitivity analysis, SA), 현금

흐름도(cash flow diagram, CFD)를 통한 경제성 평가를 진행하는 기술·경제성 평가(techno-economic analysis, TEA)를 수행하여 본 공정의 기술·경제적 타당성을 확인할 수 있는 지침을 제시하고자 한다.

2. 실험

2.1. 공정 시뮬레이션

본 논문에서는 다양한 상업용 설계 프로그램 중 기체상에 대한 공정의 적합성이 좋은 Aspen HYSYS[®] V8.8 (Aspen Technology, Inc.)을 이용하여 글리세롤 수증기 개질반응에 대한 공정을 설계하였다. Fluid package는 Peng-Robinson 방정식을 적용하였으며 전체 공정은 정상상태(steady state) 및 등온 공정(isothermal process)으로 가정하였다.



식 (1)~(5)는 글리세롤 수증기 개질반응 공정의 전체 반응식을 보여준다. 식 (1)은 글리세롤 수증기 개질반응, 식 (2)는 글리세롤 분해

반응, 식 (3)은 수성가스 전환반응, 식 (4)와 (5)는 메탄 생성 반응이다. 본 논문에서는 수소 생산을 목적으로 하므로 흡열반응인 식 (1)과 (2)의 반응을 유도하기 위해 일정 이상의 반응온도를 유지해야 함을 알 수 있다.

Figure 2는 전체 글리세롤 수증기 개질반응에 대한 공정 도식도(process flow diagram, PFD)를 나타낸다. 반응물인 글리세롤과 물을 혼합시켜 개질기로 유입시키는데 이때 개질기는 깁스 자유 에너지(Gibbs free energy) 값을 해석하여 반응 평형을 계산하는 깁스 반응기(Gibbs reactor)로 구성하였으며, 반응하여 생성된 product는 압축과정과 냉각과정을 거쳐 PSA로 들어가고 순수한 수소만을 분리한다. 반응에 필요한 에너지를 공급하기 위해 천연가스와 공기를 연소시키는 보일러 시스템을 구성하였다. 본 논문에서는 반응물인 글리세롤과 물의 비율을 1 : 1 및 상온으로 반응기에 투입하였고, 온도 범위는 750~950 K, 보일러에서의 연소에 필요한 산소의 양을 20% 추가 공급으로 가정하였으며, 반응 온도에 따른 생성물의 조성을 통해 온도에 대한 수소 생산량의 차이를 비교·분석하였다.

2.2. 경제성 분석

경제성 평가는 기존 공정 또는 새롭게 제안된 공정에서의 경제성 타당성을 확인하기 위해 수행하는 것으로서, 공정 시뮬레이션과 그에 따른 경제성 평가를 동시에 진행하는 기술·경제성 평가는 전 세계적으로 연구되고 있으며[14-18], 본 논문에서는 글리세롤 수증기 개질반응에 대한 기술·경제성 평가를 수행하였다. 경제성 평가는 Turton 등[19]이 출판한 analysis, synthesis, and design of chemical processes의 경제성 평가 방법을 기반으로 진행하였다.

기본적으로 수소 단가 계산은 연간 총 투자액에 연간 수소 생산량을 나눈 값으로 구할 수 있다(식 (6)).

$$\text{수소 단가} \left[\frac{\$}{\text{kgH}_2^{-1}} \right] = \frac{\text{연간 총 투자액} \left[\frac{\$}{\text{yr}} \right]}{\text{연간 수소 생산량} \left[\frac{\text{kgH}_2^{-1}}{\text{yr}} \right]} \quad (6)$$

일반적으로 비용은 시간에 따라 가격이 변동되므로 이를 고려해 주기 위하여 CEPCI (chemical engineering plant cost index)를 적용하여 비용을 추산하였으며(식 (7)), 본 논문에서는 2017년 2월의 CEPCI로 적용하였다.

$$C_y = C_x \left(\frac{I_y}{I_x} \right) \quad (7)$$

여기서, C는 지불 비용, I는 CEPCI, x는 현재년도, y는 변경시키고자 하는 년도를 의미한다.

연간 총 투자액은 제안된 공정을 구성하기 위해 요구되는 투자비인 자본비(capital cost)와 연간 공장을 운영하는데 필요한 비용인 운영비(operating cost)의 각각의 항목의 합으로 구성된다. 자본비는 반응기, 압축기, PSA, 보충비가 있으며, 운영비는 반응물, PSA OPEX(operating expense), 전기요금, 인건비, 보일러에 사용하는 천연가스, 유지 보수비, 기타 비용이 있다. 수소 단가 계산을 위해서는 자본회수 계수(capital recovery factor, CRF)(식 (8))를 자본비에 적용하여 연간 자본비용으로 바꾸어야 한다.

$$\text{CRF} = \frac{i(1+i)^N}{(1+i)^N - 1} \quad (8)$$

여기서, *i*는 할인율, *N*은 경제성 분석 기간을 의미한다.

기존 공정이 아닌 다른 규모의 공정을 진행할 때, 자본비는 비용 지수(cost exponent)와 관련된 식 (9)를 통하여 다른 규모의 비용으로 전환하여 사용하며, 비용 지수를 알 수 없는 장비의 경우에는 six-tenth rule을 통해 비용 지수를 0.6으로 가정하여 계산한다.

$$\frac{C_a}{C_b} = \left(\frac{A_a}{A_b} \right)^n \quad (9)$$

여기서, C는 구매 비용, A는 장비 용량, n은 비용 지수를 의미한다. 아래는 본 논문에서 수소 단가 계산을 위해 수행된 가정이다.

- 1) 공정 가동률인 stream factor (SF)는 0.93으로 가정하였다.
- 2) 반응기의 수명은 20년, 압축기와 PSA는 10년으로 가정하였다.
- 3) 반응기[20], 압축기[21], PSA 및 PSA OPEX[22], 인건비[23]는 각각 문헌에서 발췌하였다.
- 4) 글리세롤의 가격은 Ahmed와 Papadias의 문헌[24]을 바탕으로 165.2 \$ ton⁻¹으로 가정하였다.
- 5) 전기 비용은 Song 등이 발표한 문헌[25]을 바탕으로 0.06 \$ kWh⁻¹로 하였다.

6) 공정에 필요한 장비의 총비용인 설비 투자비용(fixed capital investment, FCI)은 반응기, 압축기, PSA로 정하였으며, 보충비는 설비 투자비용의 20%, 유지 보수비는 2%, 기타 비용은 1%로 가정하였다[26].

민감도 분석은 각 비용에 따른 구성요소들의 변동이 얼마나 수소 단가에 영향을 미치는지 알아보는 방법이며, 본 논문에서는 ± 20%의 변동을 통하여 계산한다. 또한, 현금흐름도를 수행하여 300 m³ h⁻¹급 수소 생산에 대한 글리세롤 수증기 개질반응이 경제적으로 타당성이 있는지 판별할 수 있으며 현금흐름도를 구성하는 데 필요한 가정은 아래와 같다.

- 1) 건설 기간은 2년, 프로젝트 구동 기간은 10년으로 한다.
- 2) 보증금 개념인 운영 투자비용(working capital investment, WCI)은 설비 투자비용의 15%로 가정하며, 세금비율은 30%로 가정하였다.
- 3) 감가상각비는 DDB (double declining balance)(식 (10))와 SL (straight line)(식 (11)) 방식을 적용하는 MACRS (modified accelerated cost recovery system) 방법을 이용하여 계산한다.

$$d_k^{DDB} = \frac{2}{n} \left[FCI - \sum_{j=0}^{k-1} d_j \right] \quad (10)$$

$$d_k^{SL} = \frac{[FCI - S]}{n} \quad (11)$$

여기서, *d*는 감가상각비(depreciation), *S*는 잔존가액(salvage value), *n*은 감가상각비가 적용되는 기간을 의미한다.

3. 결과 및 고찰

3.1. 공정 시뮬레이션

글리세롤 수증기 개질반응에서 온도에 따른 수소 생산량의 차이를 보기 위해 750~950 K 사이의 온도 범위에서 생산되는 물질의 양을

Table 1. Itemized Cost Estimation for a Unit H₂ Production Cost with a H₂ Production Capacity of 300 m³ h⁻¹

| Items | Reformer/\$ yr ⁻¹ | H ₂ production cost/\$ kgH ₂ ⁻¹ |
|--------------------------|------------------------------|--|
| 1. Capital cost | 151,954 | 0.70 |
| Reactor | 9,397 | 0.04 |
| Compressor | 67,646 | 0.31 |
| PSA | 56,115 | 0.26 |
| Supplement | 18,796 | 0.09 |
| 2. Operating cost | 960,351 | 4.40 |
| Reactant | 514,179 | 2.36 |
| PSA OPEX | 1,281 | 0.01 |
| Electricity | 201,953 | 0.93 |
| Labor | 67,500 | 0.31 |
| Natural gas | 171,443 | 0.79 |
| Maintenance | 2,663 | 0.01 |
| Other cost | 1,332 | 0.01 |
| 3. Total cost | 1,112,305 | 5.10 |

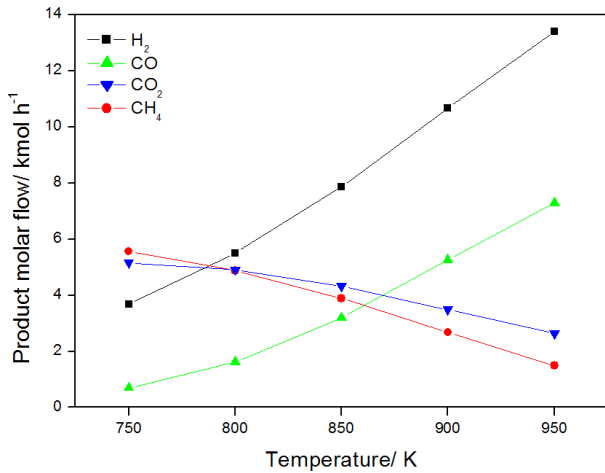


Figure 3. Effect of a temperature on product molar flow.

분석하였으며 글리세롤 수증기 개질반응의 전체 공정에서는 수소 생산과 관련된 반응은 흡열반응, 메탄 생성과 관련된 반응은 발열반응이므로 온도가 높아질수록 흡열반응인 수소 생산이 증가할 것으로 예상하였다. 예상한 바와 같이 Figure 3에서는 반응 온도가 높을수록 수소의 생산량이 증가하였고 메탄의 생산량이 감소함을 보였다. 이를 통해 수소 생산을 목적으로 하는 본 공정에서는 일정 온도 이상을 유지하여야 하는 것을 공정 설계를 통해 입증할 수 있다.

3.2. 수소 생산 단가, 민감도 및 현금흐름도 분석

공정 시뮬레이션의 결과를 통하여, 300 m³ h⁻¹급 수소 생산을 위한 글리세롤 수증기 개질반응에 대한 경제성 평가를 진행하였다. Table 1에서는 300 m³ h⁻¹급 수소 생산을 위한 글리세롤 수증기 개질공정에 대한 각각의 항목별 경제성 평가 결과를 보여주고 있다. 수소 생산 단가는 5.10 \$ kgH₂⁻¹로 계산되었으며, 이는 Lee 등[23]이 발표한 300 m³ h⁻¹급 한국형 수소 충전소에 대해 알칼라인 수전해를 이용하여 생산한 수소 생산 단가인 8.12 \$ kgH₂⁻¹, 고분자전해질 수전해를 이용하여 생

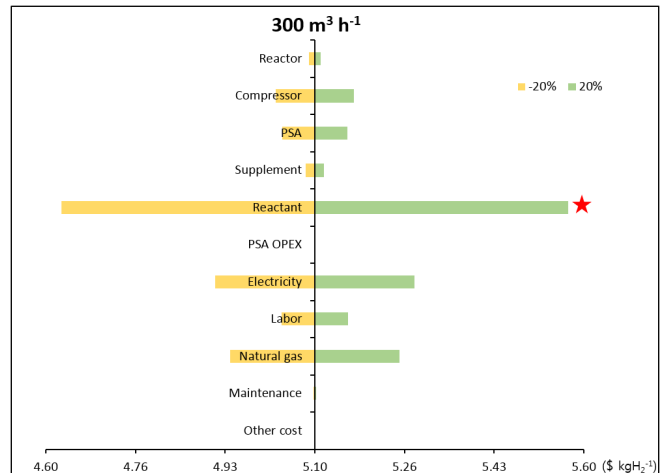


Figure 4. Sensitivity analysis (SA) of a H₂ production capacity of 300 m³ h⁻¹.

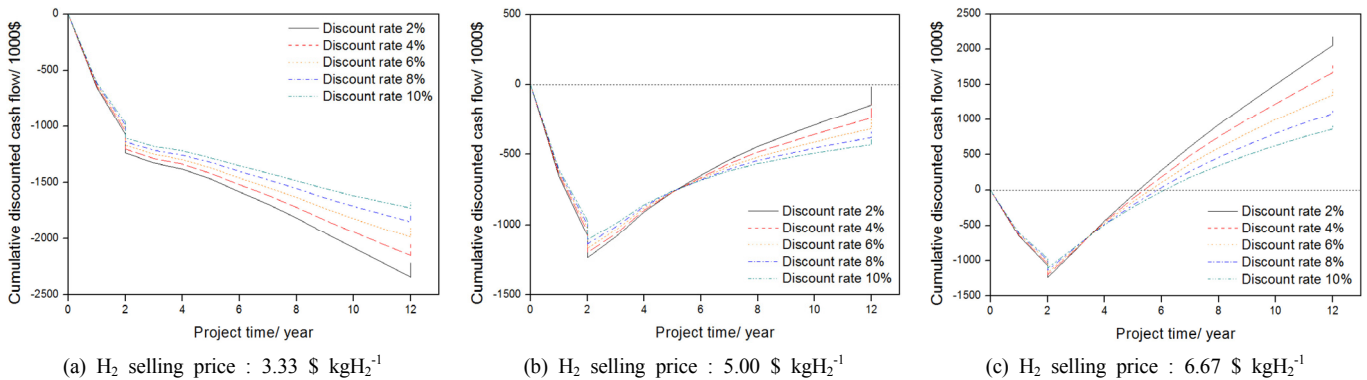
산한 수소 생산 단가인 7.72 \$ kgH₂⁻¹, 천연가스 수증기 개질반응을 이용하여 생산한 수소 생산 단가인 7.59 \$ kgH₂⁻¹와 비교하였을 시 본 논문의 글리세롤 수증기 개질반응은 충분히 합리적인 가격이라고 볼 수 있다.

하나의 항목에 대한 가격을 ± 20%로 변경하고 다른 항목은 고정하였을 때 전체 수소 생산 단가에 가장 큰 영향을 미치는 경제적 인자를 파악하기 위해 민감도 분석을 수행하였으며, 이에 관한 결과를 Figure 4에 나타내었다. 가격 범위의 변동으로 인해 수소 단가에 가장 영향을 미치는 경제적 인자는 반응물이며, 다음으로 전기 비용과 천연가스의 비용이다. 이를 통해 본 공정에서는 반응물, 전기 비용, 천연가스의 가격이 수소 단가에 미치는 영향이 가장 크므로 이를 중점적으로 조절해야 한다는 지침을 제시할 수 있을 것이다. 또한, 가장 큰 영향을 미치는 3종류의 경제적 인자는 모두 운영비이며, 이는 300 m³ h⁻¹의 수소 생산량은 중규모 수소 생산량이므로 규모가 커질수록 자본비의 역할이 규모의 경제가 적용됨을 간접적으로 확인할 수 있다.

Figure 5는 수소 판매 단가를 각각 3.33 \$ kgH₂⁻¹, 5.00 \$ kgH₂⁻¹,

Table 2. DPBP, NPV, and PVR from Cumulative Discounted Cash Flow Diagrams (CFDs) of GSR with H₂ Selling Price of 6.67 \$ kgH₂⁻¹ and Different Discount Rates

| | Discount rate/% | | | | |
|-------------|-----------------|-------|-------|-------|------|
| | 2 | 4 | 6 | 8 | 10 |
| NPV/1,000\$ | 2,185 | 1,773 | 1,433 | 1,151 | 916 |
| DPBP/yr | 4.73 | 4.88 | 5.04 | 5.23 | 5.44 |
| PVR | 2.77 | 2.48 | 2.23 | 2.01 | 1.83 |

**Figure 5.** Cash flow diagrams (CFDs) with different H₂ selling price of (a) 3.33 \$ kgH₂⁻¹, (b) 5.00 \$ kgH₂⁻¹, and (c) 6.67 \$ kgH₂⁻¹ for a H₂ production capacity of 300 m³ h⁻¹.

6.67 \$ kgH₂⁻¹로 했을 때, 2~10%의 할인율에 따른 300 m³ h⁻¹급 수소 생산을 위한 글리세롤 수증기 개질공정에 대한 현금흐름도이다. 프로젝트 기간이 끝나는 마지막 시점에서의 순현재가치(net present value, NPV)의 값을 통해 본 프로젝트가 이득인지 손해인지 판별할 수 있다. 본 연구에서는 프로젝트 기간이 끝나는 시점(12년)에서 초기에 투자된 운영 투자비용을 회수한다고 가정하였다. 그 결과 수소 판매 단가가 3.33 \$ kgH₂⁻¹ 및 5.00 \$ kgH₂⁻¹일 때는 수익을 얻을 수 없었으며, 6.67 \$ kgH₂⁻¹일 때는 모든 할인율에 대해 수익성이 있음을 확인하였다. 이는 300 m³ h⁻¹급 수소 생산을 위한 글리세롤 수증기 개질반응에 대해 수소 판매 단가를 5.00~6.67 \$ kgH₂⁻¹로 하였을 시 수익을 창출할 수 있음을 보여준다. 또한, 수소 판매 단가 6.67 \$ kgH₂⁻¹일 때의 현금흐름도에 대해 경제적 타당성을 판별할 수 있는 인자인 순현재가치, 할인회수기간(discounted payback period, DPBP), 현재가치율(present value ratio, PVR)을 Table 2에서 보여준다. 순현재가치는 높을수록, 할인회수기간은 짧을수록, 현재가치율은 1 이상일수록 공정이 수익성이 있음을 의미하는데, 할인율이 증가할수록 순현재가치의 감소, 할인회수기간의 증가 및 현재가치율의 감소를 확인할 수 있다. 할인율의 증가로 인해 연간 수익이 줄어들었으며 이는 순현재가치, 할인회수기간, 현재가치율에 영향을 끼친다는 것을 확인하였다.

4. 결 론

300 m³ h⁻¹급 수소 생산을 위한 글리세롤 수증기 개질반응에 대해 공정 설계와 설계한 결과를 바탕으로 경제성 평가를 동시에 진행하는 기술·경제성 평가를 진행하였다. 공정 설계는 상업용 공정 설계 프로그램인 Aspen HYSYS[®]를 이용하였으며 이를 통해 온도에 따른 수소 생산량의 변동을 파악하였다. 시뮬레이션의 결과로 온도가 증가할수록 메탄의 생산량보다 수소의 생산량이 증가하였음을 확인하였으

며, 이는 흡열반응에 기인한 것임을 확인하였다.

수소 단가 계산, 민감도 분석, 현금흐름도를 통한 경제성 평가를 진행하였으며, 항목별 경제성 평가를 통해 5.10 \$ kgH₂⁻¹의 수소 단가를 계산하였다. 민감도 분석을 이용하여 ± 20%의 변동에 따른 수소 단가의 영향에 가장 큰 영향을 끼치는 경제성 인자는 반응물이며, 다음으로는 전기 비용과 천연가스 비용이었다. 또한, 각각의 수소 판매 단가 및 할인율에 대한 현금흐름도를 통하여 경제적인 타당성을 가지기 위한 5.00~6.67 \$ kgH₂⁻¹의 수소 판매 단가 구간을 도출하였으며, 6.67 \$ kgH₂⁻¹의 수소 판매 단가를 적용하였을 때 경제적 타당성을 확인할 수 있는 경제성 인자인 순현재가치, 할인회수기간, 현재가치율을 할인율에 따라 분석하였다.

본 논문의 글리세롤 수증기 개질반응을 이용한 수소 생산에 대한 공정 시뮬레이션 결과와 경제성 평가는 앞으로 수소 생산용 글리세롤 수증기 개질반응에 대한 하나의 지침이 될 수 있을 것으로 판단된다.

감 사

이 결과물은 2017년도 대구가톨릭대학교 학술연구비 지원에 의한 것이다.

References

- M. S. Masnadi, R. Habibi, J. Kopyscinski, J. M. Hill, X. Bi, C. J. Lim, N. Ellis, and J. R. Grace, Fuel characterization and co-pyrolysis kinetics of biomass and fossil fuels, *Fuel*, **117**, 1204-1214 (2014).
- A. Hejna, P. Kosmela, K. Formela, Ł. Piszczyk, and J. T. Haponiuk, Potential applications of crude glycerol in polymer technology-Current state and perspectives, *Renew. Sustain. Energy*

- Rev., **66**, 449-475 (2016).
3. M. E. Sad, H. A. Duarte, Ch. Vignatti, C. L. Padró, and C. R. Apesteguía, Steam reforming of glycerol: Hydrogen production optimization, *Int. J. Hydrogen Energy*, **40**, 6097-6106 (2015).
 4. P. D. Vaidya and A. E. Rodrigues, Glycerol reforming for hydrogen production: A review, *Chem. Eng. Technol.*, **32**, 1463-1469 (2009).
 5. C. K. Cheng, S. Y. Foo, and A. A. Adesina, Glycerol steam reforming over bimetallic Co-Ni/Al₂O₃, *Ind. Eng. Chem. Res.*, **49**, 10804-10817 (2010).
 6. M. S. Nobandegani, M. R. S. Birjandi, T. Darbandi, M. M. Khalilipour, F. Shahraki, and D. Mohebbi-Kalhari, An industrial steam methane reformer optimization using response surface methodology, *J. Nat. Gas Sci. Eng.*, **36**, 540-549 (2016)
 7. Y. Li, Q. Fu, and M. Flytzani-Stephanopoulos, Low-temperature water-gas shift reaction over Cu- and Ni-loaded cerium oxide catalysts, *Appl. Catal. B*, **27**, 179-191 (2000).
 8. R. G. Falcón, D. V. Alonso, L. M. G. Fernández, and L. Pérez-Lombard, Improving energy efficiency in a naphtha reforming plant using Six Sigma methodology, *Fuel Process. Technol.*, **103**, 110-116 (2012).
 9. S. S. Seyitoglu, I. Dincer, and A. Kilicarslan, Energy and exergy analyses of hydrogen production by coal gasification, *Int. J. Hydrogen Energy*, **42**, 2592-2600 (2017).
 10. B. Lee, H. Chae, N.-H. Choi, C. Moon, S. Moon, and H. Lim, Economic evaluation with sensitivity and profitability analysis for hydrogen production from water electrolysis in Korea, *Int. J. Hydrogen Energy*, **42**, 6462-6471 (2017).
 11. M. Voldsund, K. Jordal, and R. Anantharaman, Hydrogen production with CO₂ capture, *Int. J. Hydrogen Energy*, **41**, 4969-4992 (2016).
 12. A. Z. Senseni, M. Rezaei, and F. Meshkani, Glycerol steam reforming over noble metal nanocatalysts, *Chem. Eng. Res. Des.*, **123**, 360-366 (2017).
 13. J. M. Silva, M. A. Soria, and L. M. Madeira, Steam reforming of glycerol for hydrogen production: Modeling study, *Int. J. Hydrogen Energy*, **41**, 1408-1418 (2016).
 14. L. Ou, R. Thilakarathne, R. C. Brown, and M. M. Wright, Techno-economic analysis of transportation fuels from defatted microalgae via hydrothermal liquefaction and hydroprocessing, *Biomass Bioenergy*, **72**, 45-54 (2015).
 15. W. Han, Z. Liu, J. Fang, J. Huang, H. Zhao, and Y. Li, Techno-economic analysis of dark fermentative hydrogen production from molasses in a continuous mixed immobilized sludge reactor, *J. Clean. Prod.*, **127**, 567-572 (2016).
 16. J. Heo, B. Lee, and H. Lim, Techno-economic analysis for CO₂ reforming of a medium-grade landfill gas in a membrane reactor for H₂ production, *J. Clean. Prod.*, **172**, 2585-2593 (2018).
 17. S. Kim, S.-K. Ryi, and H. Lim, Techno-economic analysis (TEA) for CO₂ reforming of methane in a membrane reactor for simultaneous CO₂ utilization and ultra-pure H₂ production, *Int. J. Hydrogen Energy*, **43**(11), 5881-5893 (2018).
 18. S. Jeong, S. Kim, B. Lee, S.-K. Ryi, and H. Lim, Techno-economic analysis: Ethane steam reforming in a membrane reactor with H₂ selectivity effect and profitability analysis, *Int. J. Hydrogen Energy*, Doi:10.1016/j.ijhydene.2017.07.202.
 19. R. Turton, R. C. Bailie, W. B. Whiting, J. A. Shaeiwitz, and D. Bhattacharyya, *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*, 4th ed., Pearson Press, New Jersey, USA (2013).
 20. Nexant Inc., Equipment Design and Cost Estimation for Small Modular Biomass Systems, Synthesis Gas Cleanup, and Oxygen Separation Equipment. Task 1: Cost Estimates of Small Modular Systems, National Renewable Energy Laboratory Golden, CO, USA (2006).
 21. C. Yang, J. Ogden, Determining the lowest-cost hydrogen delivery mode, *Int. J. Hydrogen Energy*, **32**, 268-286 (2007).
 22. Z. Hoffman, *Simulation and Economic Evaluation of Coal Gasification with SETS Reforming Process for Power Production*, MS Thesis, Louisiana State University, Baton Rouge, LA, USA (2005).
 23. B. Lee, H. Chae, N.-H. Choi, C. Moon, S. Moon, and H. Lim, Economic evaluation with sensitivity and profitability analysis for hydrogen production from water electrolysis in Korea, *Int. J. Hydrogen Energy*, **42**, 6462-6471 (2017).
 24. S. Ahmed and D. Papadias, Hydrogen from glycerol: A feasibility study, 2010 Annual Merit Review and Peer Evaluation Report, DOE Hydrogen Program, June 7-11, Washington DC, USA (2010).
 25. C. Song, Q. Liu, N. Ji, Y. Kansa, and A. Tsutsumi, Optimization of steam methane reforming coupled with pressure swing adsorption hydrogen production process by heat integration, *Appl. Energy*, **154**, 392-401 (2015).
 26. B. Gim, J. Kim, and H. Ko, Economic evaluation of domestic low-temperature water electrolysis hydrogen production, *Trans. Korean Hydrogen New Energy Soc.*, **22**, 559-567 (2011).