

톱밥으로부터 생산되는 개질 바이오오일 생산공장의 공정모사 및 경제성 분석

오창호 · 임영일^{*,†}

대경에스코
21984 인천시 연수구 송도과학로 32, M-1903
*한경대학교 화학공학과 CoSPE 센터
17579 경기도 안성시 중앙로 327
(2018년 3월 30일 접수, 2018년 5월 4일 수정본 접수, 2018년 5월 8일 채택)

Process Simulation and Economic Feasibility of Upgraded Biooil Production Plant from Sawdust

Chang-Ho Oh and Young-Il Lim^{*,†}

Daekyung Esco, M-1903, 32 Songdogwahak-ro, Yeonsu-gu, Incheon, 21984, Korea
*CoSPE, Department of Chemical Engineering, Hankyong National University, 327, Jungang-ro, Anseong-si, Gyeonggi-do, 17579, Korea
(Received 30 March 2018; Received in revised form 4 May 2018; accepted 8 May 2018)

요 약

본 연구의 목표는 톱밥의 건조, 급속열분해, 바이오오일 응축, 바이오오일 수첨개질, 전기생산, 폐수처리를 포함하는 2개의 바이오오일 생산공정들에 대한 경제적 타당성을 평가하는 것이다. 첫번째 공정은 수소생산을 위한 steam-methane reforming (SMR)을 포함하는 바이오오일 생산공정이다(Case 1). 두번째 공정은 SMR을 포함하지 않고 수소를 외부로부터 공급받아 수첨개질을 수행하는 바이오오일 생산공정이다(Case 2). 상용공정모사기인 ASPEN Plus를 이용하여 이 두 공정에 대한 공정흐름도를 구축하였고, 물질 및 에너지 수지식을 계산하였다. 원료로서 40%의 수분을 포함하는 톱밥 100 t/d, 30% 자기자본비율, 자기자본에 상응하는 자본지출, 수소 구입가 \$1,050/ton, 완전건조된 원료대비 수송용 연료 수율 20% (Case 1) 및 25% (Case 2) 로 가정하고, 4단계 경제성 분석기법인 4-level EP를 사용하여 기술경제성 분석을 수행하였다. 총투자비(TCI), 총생산비(TPC), 연간판매금액(ASR), 그리고 개질 바이오오일의 최소판매가격(MFSP)은 Case 1에 대하여 \$22.2 million, \$3.98 million/yr, \$4.64 million/yr, 그리고 \$1.56/l 이고, Case 2에 대하여 \$16.1 million, \$5.20 million/yr, \$5.55 million/yr, \$1.18/l로 산출되었다. 수소를 직접 생산하는 Case 1과 수소를 외부로부터 공급받는 Case 2의 투자회수율(ROI)과 투자회수기간(PBP)은 큰 차이를 보여주지 않았고, Case 1과 Case 2의 원료 공급량을 1,500 t/d로 증가할 경우, ROI는 15% 이상으로 향상될 것으로 예상되었다.

Abstract – The objective of this study is to evaluate the economic feasibility of two fast pyrolysis and biooil upgrading (FPBU) plants including feed drying, fast pyrolysis by fluidized-bed, biooil recovery, hydro-processing for biooil upgrading, electricity generation, and wastewater treatment. The two FPBU plants are Case 1 of an FPBU plant with steam methane reforming (SMR) for H₂ generation (FPBU-HG, 20% yield), and Case 2 of an FPBU with external H₂ supply (FPBU-EH, 25% yield). The process flow diagrams (PFDs) for the two plants were constructed, and the mass and energy balances were calculated, using a commercial process simulator (ASPEN Plus). A four-level economic potential approach (4-level EP) was used for techno-economic analysis (TEA) under the assumption of sawdust 100 t/d containing 40% water, 30% equity, capital expenditure equal to the equity, H₂ price of \$1050/ton, and hydrocarbon yield from dried sawdust equal to 20 and 25 % for Case 1 and 2, respectively. TCI (total capital investment), TPC (total production cost), ASR (annual sales revenue), and MFSP (minimum fuel selling price) of Case 1 were \$22.2 million, \$3.98 million/yr, \$4.64 million/yr, and \$1.56/l, respectively. Those of Case 2 were \$16.1 million, \$5.20 million/yr, \$5.55 million/yr, and \$1.18/l, respectively. Both ROI (return on investment) and PBP (payback period) of Case 1 (FPBU-HG) and Case 2 (FPBU-EH) were the almost same. If the plant capacity increases into 1,500 t/d for Case 1 and Case 2, ROI would be improved into 15%/yr.

Key words: Sawdust, Fast pyrolysis, Hydroprocessing, Biooil upgrading, TEA (techno-economic analysis), Process simulation

[†]To whom correspondence should be addressed.

E-mail: limyi@hknu.ac.kr

This is an Open-Access article distributed under the terms of the Creative Commons Attribution Non-Commercial License (<http://creativecommons.org/licenses/by-nc/3.0>) which permits unrestricted non-commercial use, distribution, and reproduction in any medium, provided the original work is properly cited.

1. Introduction

목질계 바이오매스는 주로 생물·화학적 처리 방법과 열·화학적 처리 방법을 이용하여 에너지로 전환된다[1]. 생물·화학적 처리 방법으로는 발효를 통한 바이오에탄올 생산이 있고, 열·화학적 처리 방법으로는 가스화를 통한 열병합전기생산, 그리고 급속열분해를 통한 바이오오일 생산 등이 있다[2-6]. 바이오에탄올 공정의 수율은 바이오매스의 전처리과정과 발효방법에 따라 결정되고[4], 바이오매스의 가스화 공정은 비교적 높은 온도 800~900 °C 에서 부분산화화를 통하여 합성가스를 생산한다[6]. 급속열분해 공정은 촉매없이 무산소 분위기에서 수초안에 500 °C로 승온하여 바이오오일 증기를 생산한다[5,7].

Do and Lim (2016)은 목질계 바이오매스 중의 하나인 52.2% 수분을 포함하는 껍질(EFB: empty fruit bunches) 400 t/d에 대하여 바이오에탄올 생산, 가스화 및 열병합 전기생산, 그리고 급속열분해 바이오오일 생산을 위한 3개 공장의 기술경제성평가를 수행하였다. 이 연구에서는 바이오오일의 수첨개질 및 잉여열의 전기생산이 포함된 급속열분해 바이오오일 생산공장의 경제성이 다른 2개 공장보다 높을 수 있음을 보고하였다[3]. Shemfe *et al.* (2015)은 바이오매스의 여러 열화학적 처리 방법 중에 급속열분해 공정이 에너지 전환효율에서 우위에 있음을 주장하였다[1].

고정탄소와 회분이 비교적 많이 포함된 EFB의 바이오오일 수율은 완전건조된 원료대비 약 43%를 보여주었다[5]. 회분이 비교적 적은 목질계 바이오매스의 유동층 급속열분해를 통한 바이오오일의 완전건조된 원료 대비 수율은 Choi *et al.* (2010)에서 최대 60%[8], Dutta *et al.* (2015)에서 64%[9] 보고되었다. 박용범 *et al.* (2016)은 해조류의 급속열분해로부터 생성된 바이오오일의 수증기 개질반응을 통하여 수소를 생산하는 연구를 발표하였다[10]. 이 연구에서 수소 수율은 최대 70%로 보고되었다.

급속열분해 및 응축을 통하여 얻은 바이오오일(crude biooil)은 수용액상과 기름상으로 층분리되며, 수분이 많고 산화된 유기성분들로 인하여 낮은 열량을 갖고, 부식성의 산성 성분을 포함하며, 화학적으로 불안정하다[1]. 이러한 crude biooil은 수첨 촉매 개질(hydroprocessing) 및 열분해(hydrocracking)을 통한 수송용 연료인 가솔린과 디젤로 전환된다[1,3,9,11]. 하지만, 급속열분해를 통한 바이오오일의 수첨개질을 통하여 수송용 연료생산 공장은 기술적 성숙도 및 경제적 타당성의 미흡으로 아직 상용화되지 못했다[1]. 즉, 이러한 바이오오일 생산공장이 상업적으로 운전되기 위해서는 기술경제성분석(TEA: techno-economic analysis)과 같은 연구를 통하여 기술적, 경제적 타당성을 확보해야 한다.

기술경제성분석은 공정개발 단계에서 기술적 그리고 경제적 타당성을 검토할 수 있는 방법으로서 최근 많은 연구가 진행되어 왔다[3-6,12-14]. 박영철 *et al.* (2009)은 100 MW_{th} 복합발전플랜트에 대하여 ASPEN Plus 상용공정모사기를 이용하여 공정모사를 수행하고, 장치비와 운전비용을 기존의 공개된 자료를 바탕으로 산출하였으며, 전기생산단가를 추정하였다[15]. 이지현 *et al.* (2011)은 CO₂ 포집공정이 적용된 500 MW_e 석탄화력발전소의 경제성 평가를 통하여 CO₂ 톤당 저감비용을 \$43.3으로 추산하였다[16]. 이 연구에서는 투자비와 운전비를 계산하였고, 경제성 평가 지표로서 순현재가치(NPV: net present value)와 내부수익률(IRR: internal rate of return)을 활용하였다[16]. 전동혁 *et al.* (2011)은 저등급석탄의 고품

위화 공장에 대한 경제성 분석을 수행하였으며, 불확실한 여러 인자들의 상대적 변화량에 따른 IRR의 민감도를 고찰하였다[17]. 하지만 이들 3개 연구에서는[15-17] 공정모사 부분을 포함하지 않았거나, 경제성 평가지표를 산출하지 않았기 때문에 기술적인 면과 경제적인 면을 동시에 고려하지 못한 점이 있다.

임영일 등 (2016)은 CO분리를 위한 2가지 공정에 대한 공정모사와 공정모사에 얻은 결과값을 이용하여 경제성 평가지표를 산출하였다[14]. Do *et al.* (2015)은 목질계 바이오매스로부터 바이오에탄올을 생산하는 공정에 대하여 공정모사를 수행하였고, 4단계 기술경제성 평가 기법인 4-level-EP를 제시하였다[4]. 공정모사, 열교환망 최적화, 그리고 통계적 환산인자를 적용한 총투자비용(TCI: total capital investment)과 총생산비용(TPC: total production cost) 산출을 포함하는 4-level-EP기법은 기술경제성 평가를 위하여 다른 논문들에서도 이용되었다[3,13].

신지훈 등(2016)은 석탄가스화 및 액체연료 생산공정의 경제성 평가를 위하여 공장규모인자와 연도환산인자를 이용하여 총투자비용(TCI)을 산출하였고, 상대적 가격변동비에 따른 순현재가치(NPV)의 민감도 분석을 수행하였다[18]. 변재훈과 한지훈(2017)은 목질계 바이오매스로부터 얻은 furfural을 tetrahydrofurfuryl alcohol로 전환하는 공정에 대한 공정모사, 열교환망 최적화, 및 기술경제성 평가를 수행하였다[19]. 이 연구에서는 총연간설치비와 운영비를 산출하여 최소판매가격(minimum selling price)을 계산하였지만, 공장크기에 따른 최소판매가격의 영향은 고려하지 않았다.

Do *et al.* (2014)는 9.6% 수분을 포함하는 EFB 1 kt/yr (=3 t/d)의 건조, 급속열분해, 응축을 포함하는 바이오오일 생산공장의 공정모사를 수행하였고, 공장크기별 경제성 지표값을 산출하였다. 이 연구에서는 잉여열의 전기생산 및 바이오오일 수첨개질 등을 포함하고 있지 않았으며, 9.6% 수분을 포함하는 EFB 20 kton/yr (완전건조 EFB 54 t/d)에 대하여 바이오오일 생산단가 \$0.47/kg 를 제시하였다. 전기생산과 바이오오일 수첨개질을 포함하는 공장의 경우 수송용 연료 생산단가는 25% 수분을 포함하는 나무조각 72 t/d (완전건조 나무조각 54 t/d)에 대하여 Shemfe 등 (2015)에서 \$3.2/kg[1], 52.5% 수분을 포함하는 EFB 400 t/d (완전건조 나무조각 190 t/d)에 대하여 Do *et al.* (2016)에서 \$0.48/kg, 그리고 완전건조 나무조각 2,000 t/d에 대하여 Dutta *et al.* (2015)에서 \$1.2/kg로 보고하였다. 이러한 차이는 각 국가별 경제적 여건이 다르고, 서로 다른 경제성 가정들을 사용하였기 때문이다. 또한, 이들 연구에서는 모두 수소를 직접 생산하는 경우이며, 수소를 외부로부터 공급받아 수첨 개질반응을 수행하는 경우는 고려하지 않았다.

본 연구에서는 40% 수분을 포함하는 톱밥 100 t/d를 처리할 수 있는 급속열분해 바이오오일의 수첨개질 수송용 연료생산공장(FPB)에 대하여 수소생산이 포함된 공정(Case 1)과 외부수소를 공급받는 공정(Case 2)의 2가지 공정흐름도(PFD)를 제시하고, 공정모사를 통하여 각 흐름선 마다의 온도, 압력, 유량을 구한다. 또한 체계적인 기술경제성 평가 방법 중의 하나인 4-level EP 기법을 이용하고, 한국의 경제적 여건에 맞는 가정들을 적용하여 Case 1과 Case 2의 경제성 평가지표를 산출하고, 경제성 가정들의 상대적 변화에 따른 경제성평가 지표의 민감도를 분석한다. 최종적으로, 투자수익률(ROI: return on investment) 15%를 달성할 수 있는 최소 공장크기를 예측하고, FPB바이오오일 생산 공장이 경제적 타당성을 확보하기 위한 조건들을 제시한다.

2. Process description

40% 수분을 포함하는 톱밥 100 t/d의 급속열분해로부터 생성되는 바이오오일의 수침 개질 공정에서 수소의 공급경로에 따른 2개의 공정을 고려하였다. 첫 번째 공정은(Case 1) 수소생산이 포함된 급속열분해 바이오오일 수침 개질공정이고(fast pyrolysis and biooil upgrading with H₂ generation: FPBU-HG), 두 번째 공정은(Case 2) 외부 수소를 공급받아 바이오오일을 수침 개질하는 공정이다(fast pyrolysis and biooil upgrading with external H₂ supply: FPBU-EH).

본 연구에서 사용된 톱밥의 공업분석 및 원소분석 결과는 Table 1에서 보여준다. 1차 건조를 거친 톱밥의 수분함량, 휘발분, 고정탄소, 그리고 회분은 각각 12.4, 73.3, 13.5, 그리고 0.8 wt%를 갖는다. 톱밥의 원소분석에서는 나무조각에 대한 다른 문헌의 값[6,9,11]과 유사하지만, 탄소 및 수소 함량이 약간 낮고 산소함량은 약간 높은 원료로 분석되었다. 저위발열량(LHV: lower heating value)은 16.5 MJ/kg으로 팜유찌질과 같이 회분이 많은 바이오매스[5] 보다는 높은 값을 보여준다.

급속열분해 바이오오일 수침 개질 공정(FPBU)에 대한 Case 1 (FPBU-HG)과 Case 2 (FPBU-EH)의 공정흐름도는 모두 8개 영역으로 구분된다: 원료투입 및 건조영역(A100), 급속열분해영역(A200), 바이오오일 회수영역(A300), 수침개질영역(A400), 폐수처리영역(A500), 부대시설영역(A600), 전기생산영역(A700), 그리고 생성물 저장영역(A800).

A200영역에서 급속열분해 후 생성된 crude biooil 에 대한 조성 및 유량은 Table 2에서 보여준다. Crude biooil은 바이오오일, 물, 미연소탄소(char), 회분, 그리고 미응축 가스성분이 각각 56.6, 22.2, 8.8, 0.8, 그리고 11.6 wt%의 조성을 갖는다. Crude biooil은 물을 약 22% 포함하고 있으며, 이중 11.7 wt% (327.8 kg/hr)은 건

Table 1. Proximate and ultimate analysis of sawdust after preliminary drying

Ultimate Analysis (wt%, daf ^a)		Proximate analysis (wt%)	
C	43.3	Moisture	12.4
H	5.47	Volatiles	73.3
O	50.3	Fixed carbon	13.5
N	0.03	Ash	0.8
Others (ash)	0.9		
Total	100		100
LHV (MJ/kg) ^b	16.5		

^adaf: dry and ash-free

^bLHV: Lower heating value

Table 2. Composition and mass flow rated of crude biooil after pyrolysis from 100 t/d sawdust containing 40 wt% water

	Biooil	Water	Char	Ash	Non-condensable Gas	Total (%)
Weight percentage (wt%)	56.6	22.2	8.8	0.8	11.6	100
Mass flow rate (kg/hr)	1,600.8	627.8 (=300.0+327.8)	249.1	22.8	327.2	2,827.8

Table 3. Yield of final fuels (gasoline and diesel) from crude biooil for Cases 1 and 2 for 100 t/d sawdust plant

	Feedstock (t/d)	Dry feed		Crude biooil (kg/hr)	Gasoline (kg/hr)	Diesel (kg/hr)	Total fuel (kg/hr)	Yield [*] (%)
		(t/d)	(kg/hr)					
Case 1 (FPBU-HG)	100	60	2500	2242	346	154	500	20
Case 2 (FPBU-EH)	100	60	2500	2242	447	178	625	25

Yield = 100(total fuel)/(dry feed)

Korean Chem. Eng. Res., Vol. 56, No. 4, August, 2018

조된 톱밥 내 수분함량인 12.4 wt% (Table 1 참조)에 해당하고, 나머지 10.6 wt% (300 kg/hr)은 급속열분해 반응에서 추가로 생성된 물이다. 물성분을 제외한 바이오오일(1,600.8 kg/hr)의 수율은 완전 건조 원료(2,500 kg/hr) 대비 64.0 wt% 를 보여주고 있으며, 이 바이오오일 수율은 NREL (2013) 보고서[11] 및 Shemfe *et al.* (2015) [1]에서 인용되었다.

Table 3은 40% 수분을 포함하는 100 t/d 톱밥에 대하여 A400 (수침개질영역)에서 생산되는 최종 생성물인 gasoline 과 diesel 수율을 보여준다. Case 1에서는 dry feed 대비 20%의 수율, Case 2에서는 25% 수율로 가정하였다. Table 3은 1 t/d 톱밥을 처리할 수 있는 pilot-scale 급속열분해 공정에서 실험적으로 구한 결과값을 100 t/d로 환산하여 구한 것으로, 본 공정모사 연구의 기초 데이터로 활용되었다. 수소생산공정을 포함하는 Case 1에서는 바이오오일의 일부를 수소생산에서 활용함으로 외부로부터 수소를 공급하는 Case 2에 비하여 5% 낮은 수율로 가정하였다. 본 연구의 신뢰성을 확보하기 위하여 이러한 가정은 향후 실험적으로 검증이 되어야 한다. NREL (2013) 보고서와 Shemfe *et al.* (2015) 논문은 본 논문의 Case 1에 해당하며, NREL (2013) 보고서의 수율은 완전건조 원료대비 28 wt% [11], Shemfe *et al.* (2015)의 수율은 24 wt% [1]로서 본 논문의 값보다 높은 값을 사용하였다.

Case 1 (FPBU-HG)은 4개 반응기(fast pyrolysis reactor, hydrotreating reactor, SMR reactor, 그리고 cracker), Case 2 (FPBU-EH)는 3개 반응기(fast pyrolysis reactor, hydrotreating reactor, 그리고 cracker)를 포함한다. 급속열분해 반응기(fast pyrolysis reactor)는 실험결과로부터 얻은 전환율을 적용한 yield-based reactor (R_{yield})로 모델링되었다. 수침촉매반응기(hydrotreating reactor)은 9개의 반응식으로 구성된 stoichiometric reactor (R_{stoic})로 모델링되었다[9]. 이 반응은 수소와 crude biooil이 반응하여 물과 산소가 제거된 biooil 을 생성하고, 9개 모든 반응에 대하여 Case 1은 0.498 그리고 Case 2는 0.61 의 전환율이 적용되었다. 이러한 전환율은 Table 3에서 정한 수송용 연료의 최종 수율을 맞추기 위하여 얻은 값이다. 수소생산반응기(SMR reactor)는 32개 화학반응을 포함하는 R_{yield} 로 모델링되었다[1]. 물과 수용성 바이오오일이 반응하여 수소, 이산화탄소, 탄화수소가 생성되고, 모든 반응에 대하여 0.95의 전환율이 적용되었다. 열분해 반응기(cracker)는 2개의 화학반응식으로 구성된 R_{stoic} 로 모델링되었고[9], 중질 탄화수소는 수소와 반응하여 모두 경질 탄화수소로 전환된다. 2.3절에서 바이오오일과 수송용 연료의 화학성분 및 조성이 기술된다.

2-1. FPBU-HG (Case 1)

8개 영역으로 구분된 Case 1의 전체 공정흐름도(process flow

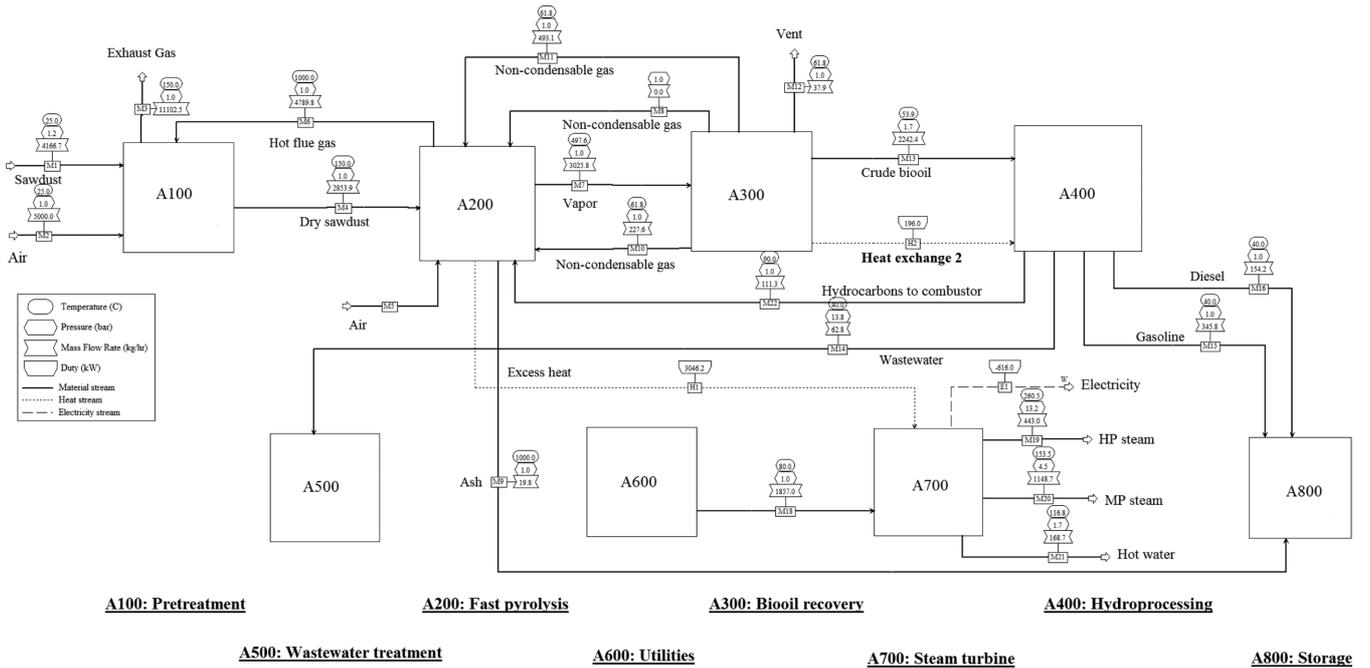


Fig. 1. Process flow diagram (PFD) of FPBU-HG (Case 1).

diagram: PFD)는 Fig. 1에서 보여준다. 각 흐름선에서의 온도(T, °C), 압력(P, bar), 유량(Q, kg/hr), 열부하량(q, kW)이 표시되어 있고, 주요 유출입 물질이 명시되어 있다. A700 (수첨개질영역)은 NREL (2015) 보고서[9]를 참고하였으며, A600 (전기생산영역)은 Do et al. (2016)[3]을 참조하였다. 본 연구의 공정모사는 미연소탄소를 연소하여 급속열분해에 필요한 열을 공급하고, 응축되지 않는 가스도 재순환하여 연소하는 흐름도를 구성하였기 때문에 공정모사 결과 값은 Table 2의 값과 완전히 일치하지는 않는다.

A100 원료투입 및 건조영역에서는 40% 수분을 포함하는 톱밥이 A200에서 공급된 열풍으로 건조되고, 12.4% 수분을 포함하는 톱밥으로 A200에 유입된다. A200 급속열분해 영역에서는 급속열분해에 필요한 열을 공급하기 위해 급속열분해 후 생성된 char를 공기와 함께 연소하며, 기상의 생성물은 A300 응축영역으로 유입된다. 2단 열교환기를 거친 후, 응축되지 않는 기체성분은 가연성임으로 A200으로 재순환되어 연소되며, 응축된 바이오오일은 수첨 개질영역인 A400으로 유입된다. A400영역에서 수소생산을 위한 steam methane reforming (SMR) 촉매반응이 이루어지고, 이 수소는 바이오오일에서 질소와 황을 제거하는 수소처리(hydrotreating) 촉매반응기와 바이오오일 catalytic hydrocracker (촉매 수첨 열분해)에 사용된다[1,11]. Hydrotreating 촉매반응 후, 바이오오일은 극성을 갖는 수용액상과 무극성 기름상으로 구분되며, 수용액상은 SMR 반응과 pressure swing adsorption (PSA)를 거쳐 99% 수소를 생산한다[9]. 기름상은 가솔린증류탑과 디젤증류탑을 거쳐 가솔린과 디젤을 생산하고, 디젤증류탑 하부생성물은 수소와 함께 촉매 열분해를 거쳐 가솔린증류탑으로 재순환된다.

A400영역의 수용액상은 SMR 반응 후, 유기성 물로 응축되어 A500 (폐수처리영역)으로 유입된다. 유입된 폐수는 혐기성 및 호기성 생물반응기를 거쳐 정수된다. A200영역에서는 바이오매스의 연소열을 이용하고, A700영역에서는 전기생산공정을 포함하기 때문에,

A600 (부대시설영역)은 공업용수 공급시설만 포함한다. 이 공업용수는 냉각수와 전기생산 스팀터빈에 필요한 물로 사용된다. A700 (전기생산영역)에서는 고압, 중압, 저압 스팀터빈을 이용하여 전기, 스팀 및 온수를 생산한다[3]. A800 (저장영역)에서는 회분, 가솔린, 디젤의 저장탱크를 포함한다. 이들 저장탱크는 약 2주일간의 생산량을 저장하는 용량을 갖는다.

Fig. 2는 A100영역의 PFD를 보여준다. 급속열분해 A200영역의 연소로에서 발생한 1,000 °C 배출가스와 상온의 공기와 혼합된 550 °C 열풍은 40% 수분을 포함하는 톱밥의 건조를 위하여 사용된다. 톱밥에 포함된 수분의 70% 이상이 150 °C에서 대기 중으로 배출되고, 12.4 wt%의 수분을 포함하는 톱밥은 A200영역으로 유입된다.

Fig. 3은 A200영역의 PFD를 보여준다. 급속열분해 이중순환유동층은 본 공정모사에서 급속열분해 반응기와 연소기의 2개 장치로 구분하여 계산된다. 500 °C 급속열분해에 필요한 열은 연소기에서 1,000 °C로 가열된 모래가 500 °C로 냉각되면서 발생된 열로 급속열분해 반응기로 공급된다. 1,000 °C의 뜨거운 배출가스는 A100 영역의 건조 열풍으로 사용된다. A300 영역에서의 비응축성 기체와 A400영역 촉매열분해에서 발생된 가벼운 탄화수소, 그리고 급속열분해 후 생성된 char는 연소기에 유입되어 공기와 함께 연소된다. 바이오매스의 char는 97% 연소하는 것으로 가정하였다.

Fig. 4는 바이오오일 회수영역인 A300의 PFD를 보여준다. 전기 집진기(ESP: electro-static precipitator)를 통과하면서, 먼지를 제거하고, crude biooil은 2개의 냉각기와 2개의 플래쉬공정을 거쳐 액상으로 회수된다. 미응축기체의 5 wt%는 공정내 축적되는 양을 방지하기 위하여 배출되고, 65 wt%는 A200 연소기에서 연소되며, 나머지 30 wt%는 A200 급속열분해반응기로 재순환된다.

Fig. 5는 수소생성 및 바이오오일 수첨개질을 통한 연료유 생산 영역인 A400의 PFD를 보여준다. 이 영역의 공정모사는 NREL 보

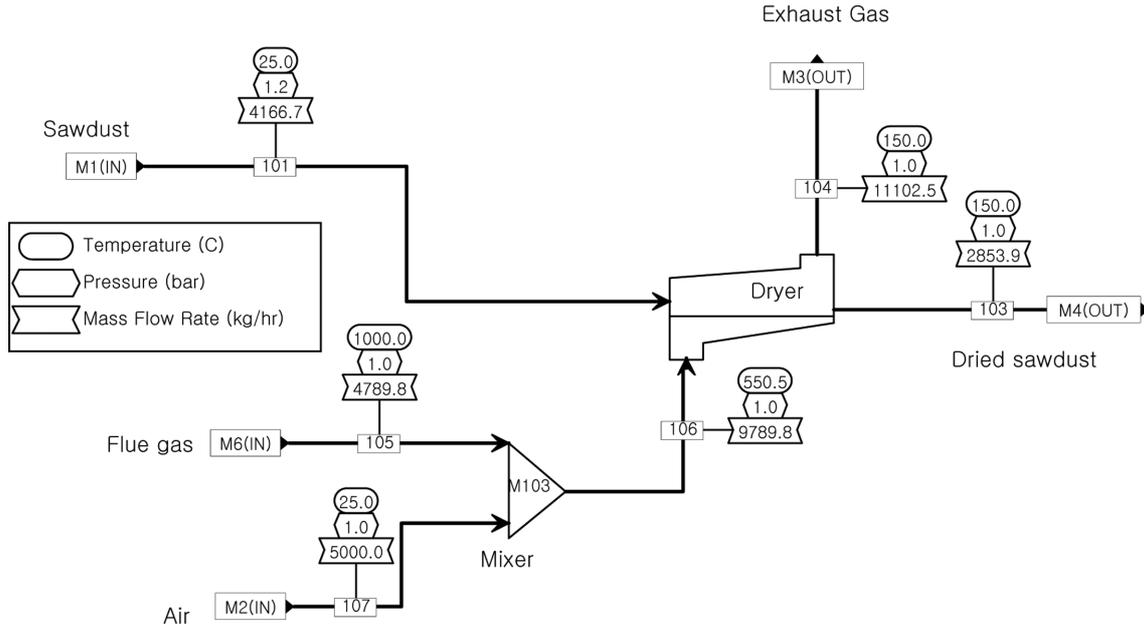


Fig. 2. PFD of A100 (Sawdust feeding and drying)-Case 1.

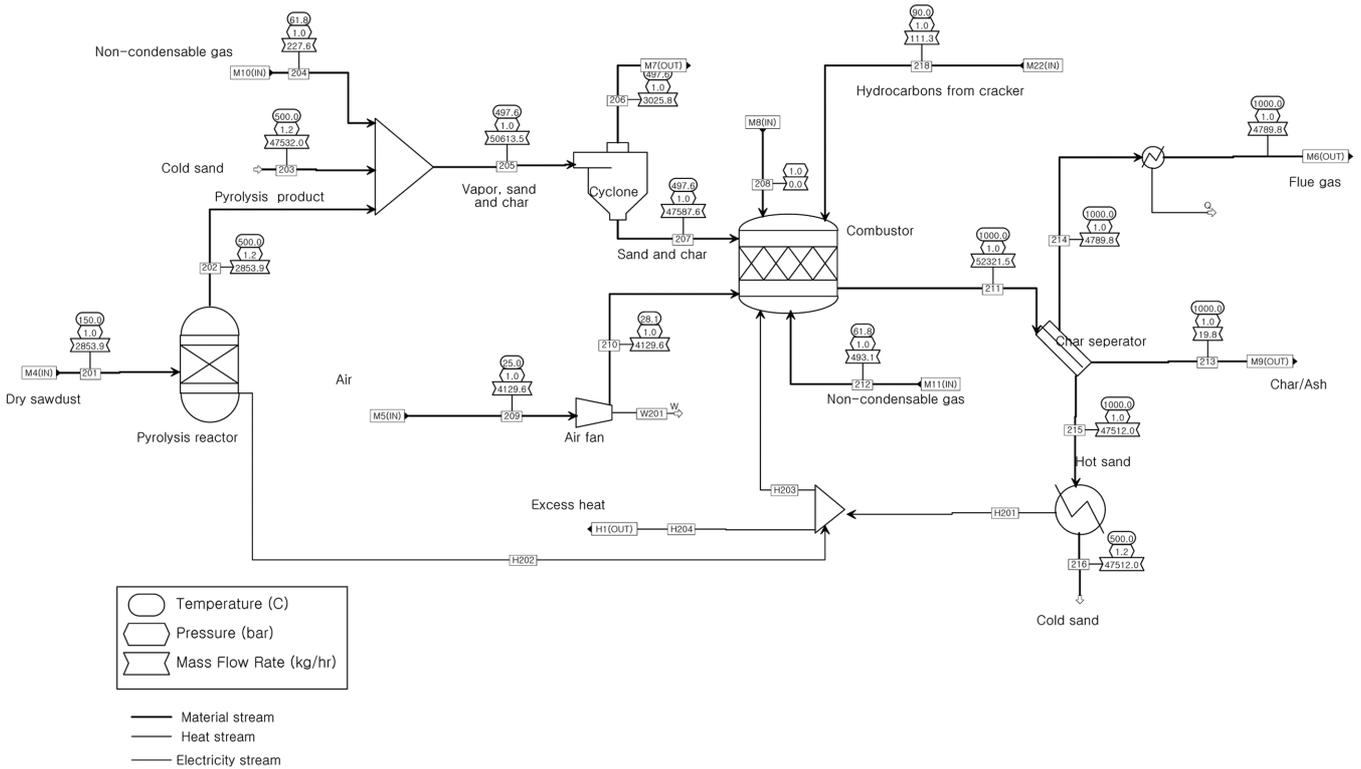


Fig. 3. PFD of A200 (fast pyrolysis by circulating fluidized-bed)-Case 1.

고서 (2015) 를 참조하였으며, 크게 수소처리공정(hydrotreating process), 수용액상에 대한 SMR 수소생산공정(reformer), PSA 수소정제공정, 수침 촉매열분해(hydro-cracker), 2개의 증류탑으로 구성된다. Table 2에서 보여주듯이 연료유의 수율은 완전건조 원료대비 20%로 가정하였다. Reformer에서는 수용액상에 있는 물이 모두 반응에 참여하는 것으로 가정하였다. A400영역에서는 연료유 외에 A500 폐수처리영역으로 가는 유기성 물, 퍼지되는 소량의 수

소, 그리고 A200 연소기에서 연소되는 액상유가 유출된다. 연소되는 액상유 유량은 전체적인 수율 20 %를 초과하는 양으로 결국 전기생산량의 증가를 가져온다.

Fig. 6는 A400영역에서 발생된 폐수를 처리하는 A500영역을 보여준다. 혐기성 및 호기성 생물반응기를 거친 유기성 폐수는 고액분리기를 통하여 대부분 슬러지로 배출하는 것으로 간주하였다. 본 공정모사에서는 생물반응기의 반응은 무시되었고, 유입된 유기성

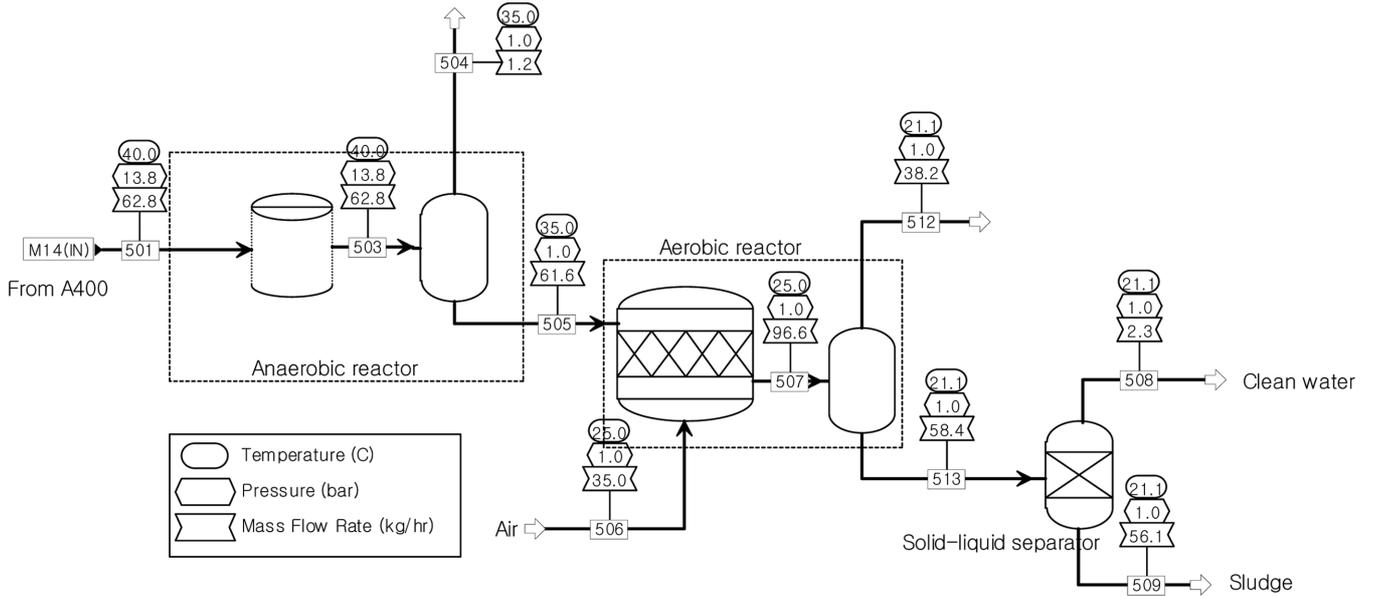


Fig. 6. PFD of A500 (wastewater treatment by anaerobic and aerobic bioreactors)-Case 1.

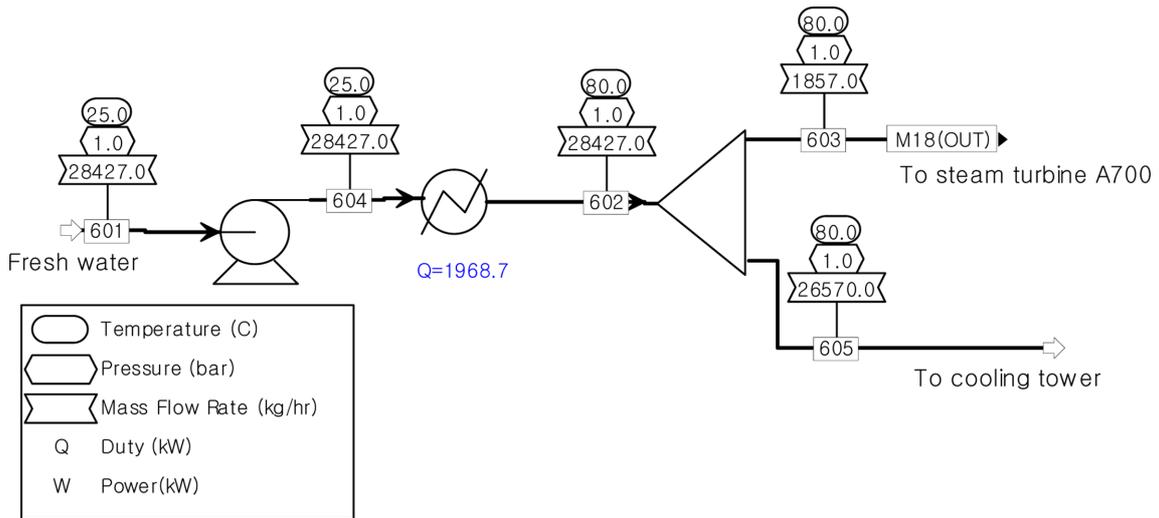


Fig. 7. PFD of A600 (cooling water supply)-Case 1.

로부터 공급된다. A200 연소기에서 급속열분해 후 생긴 미분탄, 미응축가스, 가솔린 및 디젤 생산 이외의 모든 탄화수소의 연소가 일어나며, 잉여 연소열 3,000 kW는 100기압, 180 °C 수증기를 510 °C로 가열하는 열원으로 사용된다. 이러한 스팀 보일러에서 나온 과포화 수증기는 고압, 중압, 저압 스팀 터빈을 거치면서 순차적으로 전기, 스팀, 그리고 온수를 생산한다. 스팀터빈의 전기 손실률은 모두 2%로 고정하였으며, 생산된 총 전기량은 616 kW (에너지 효율 21.4%)이다. 지속적으로 보충되는 1,857 kg/hr의 물과 순환되는 물을 합하여 총 3,100 kg/hr의 물은 본 스팀터빈 전기생산공정에서 사용된다.

저장탱크는 최종 생성물인 가솔린과 디젤, 그리고 회분에 대하여 고려하였다. Fig. 9는 15일간의 저장용량을 갖는 3개 탱크를 보여준다. 가솔린과 디젤은 각각 346, 154 kg/hr로 생산되고, 회분은 20 kg/hr로 배출된다.

2-2. FPBU-EH (Case 2)

수소생산공정을 포함하지 않고, 필요한 수소를 외부로부터 공급 받는 Case 2는 A400영역에서 Case 1과 구분되며, 이로 인하여 A400 이후의 유량 등이 Case 1과 다르다. Case 2의 가솔린과 디젤 생산량은 앞서 기술하였듯이 Case 1 보다 20% 이상 높지만, 수소 구입비가 추가로 필요하다.

Fig. 10은 Case 2의 전체공정을 보여준다. 외부에서 공급된 수소는 수소처리 촉매반응기와 수침 열분해반응기로 각각 유입된다. 수소처리 촉매반응 후, 수용액은 폐수처리영역으로 유입되고, 기름상은 증류탑과 열분해반응을 통하여 가솔린과 디젤을 생산한다. 외부수소가 공급되는 Case 2의 A400의 PFD는 향후 좀 더 개선될 여지가 있으며, 현재까지의 부족한 자료로 인하여 회수할 수 있는 많은 양의 수용액상 생성물이 폐수처리영역으로 유입되는 것으로 간주하였다.

Case 1의 A400에서 생산하여 소비되는 H₂는 160 kg/hr인 반면

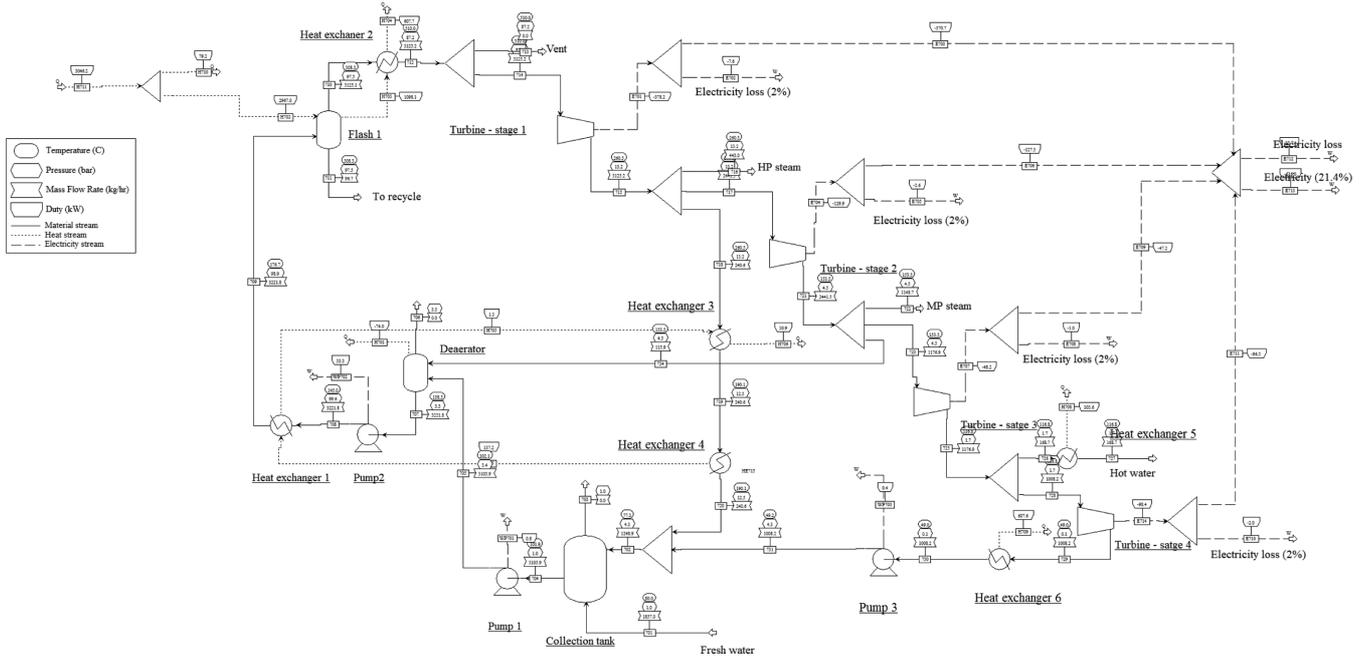


Fig. 8. PFD of A700 (electricity generation by 4-stage steam turbines)-Case 1.

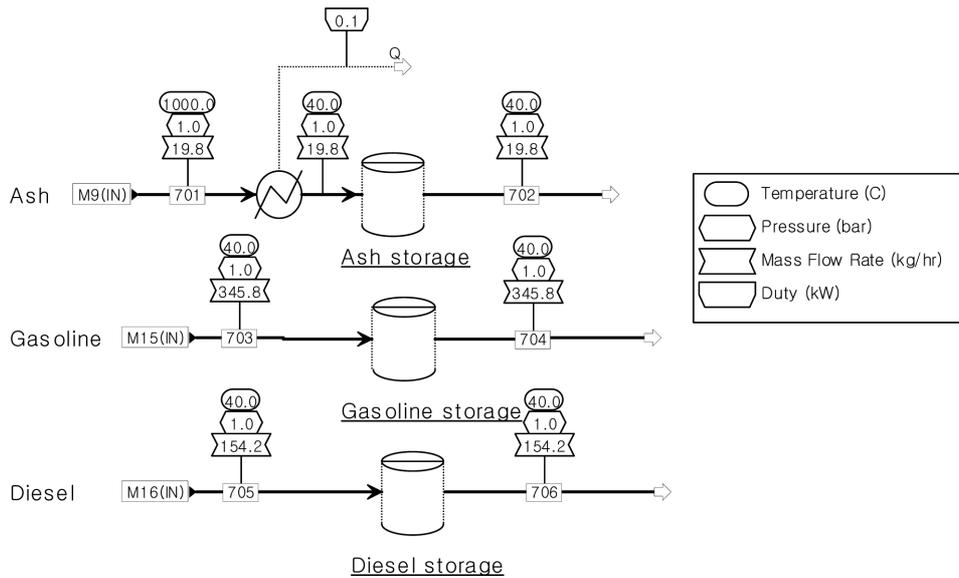


Fig. 9. PFD of A800 (storage)-Case 1.

에(Fig. 5 참조), Case 2의 A400영역에 공급되는 수소량은 연료유 생산량이 Case 1에 비교하여 20% 정도 높기 때문에 170 kg/hr 이다. 이 수소의 대부분은 340 °C, 87 bar에서 운전되는 hydrotreating reactor에서 소모되며, 17 kg/hr의 수소는 700 °C, 87 bar에서 운전되는 hydro-cracker에서 이용된다.

Hydrotreating reactor 생성물의 기름상은 가솔린과 디젤 증류탑에서 분리되고, 수용액상 1,670 kg/hr은 폐수처리영역인 A500으로 유입된다. 건조된 원료대비 연료 생산 수율은 25%이며, 잉여의 탄화수소는 A200영역에서 연소되어 전기생산에 활용된다.

Fig. 12는 Case 2의 폐수처리영역 A500을 보여준다. 폐수처리량이 Case 1보다 크게 증가하며, 혐기성, 호기성 처리를 거쳐 약 60%의 정수된 물과 40%의 슬러지 형태로 배출된다.

Case 2의 경우에도 부대시설은 용수시설만 포함한다. Fig. 13은 Case 2의 A600영역을 보여준다. 전기생산을 위한 스팀터빈 영역에서 사용되는 물의 양은 Case 1과 거의 동일하지만, 냉각수로 사용되는 물의 양은 약 41,000 kg/hr로 Case 1과 비교하여 볼 때, 약 2배에 해당한다. 냉각수에서 회수된 열량은 약 3000 kW로서 A300 영역에서는 Case 1과 비슷하게 760 kW를 회수하고, A400 영역에서 Case 1보다 2배인 약 2,000 kW의 열을 회수한다. 이러한 회수열량 증가는 A400영역의 고온 수용액상을 폐수처리장으로 보내기 전에 냉각하기 위해 필요한 추가적인 열량 1,000 kW에 기인한다.

전기생산에 사용되는 Case 1과 Case 2의 연소열은 거의 동일한 3,000 kW이고, Case 2에서 생산된 총 전기량은 604 kW (에너지 효율 21.4%)이다. 지속적으로 보충되는 1,823 kg/hr의 물과 순환되는

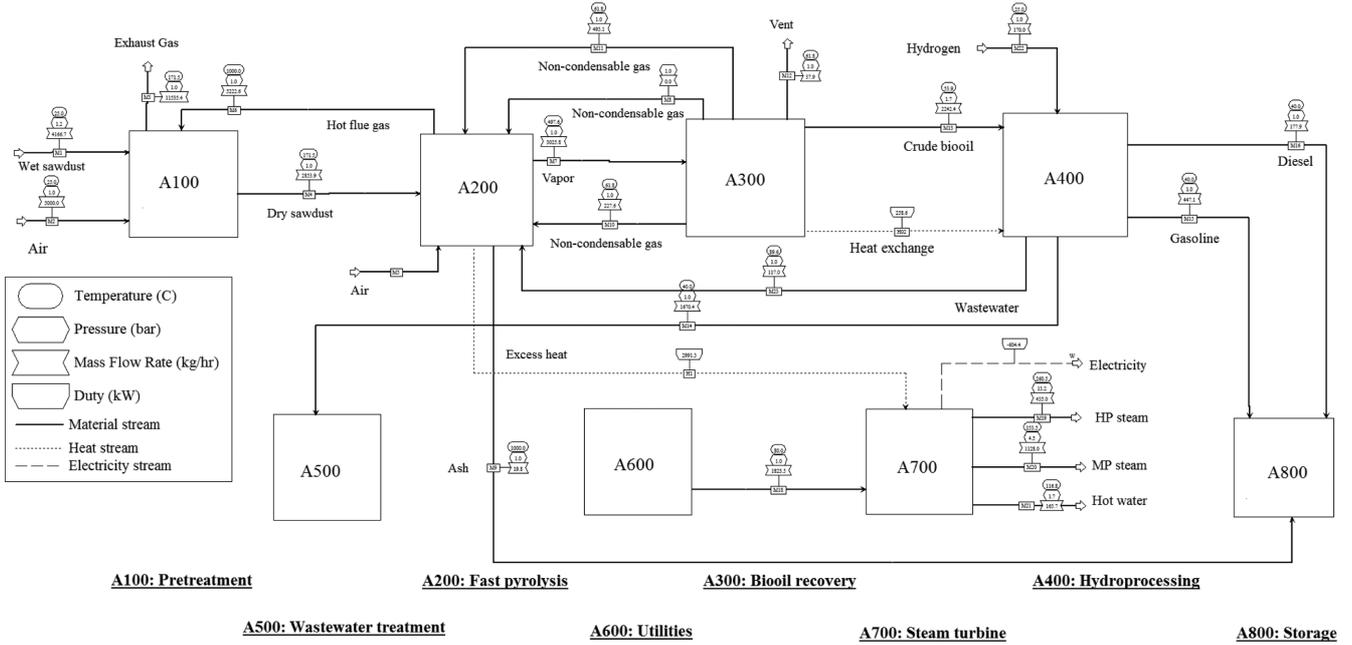


Fig. 10. Process flow diagram (PFD) of FPBU-EH (Case 2).

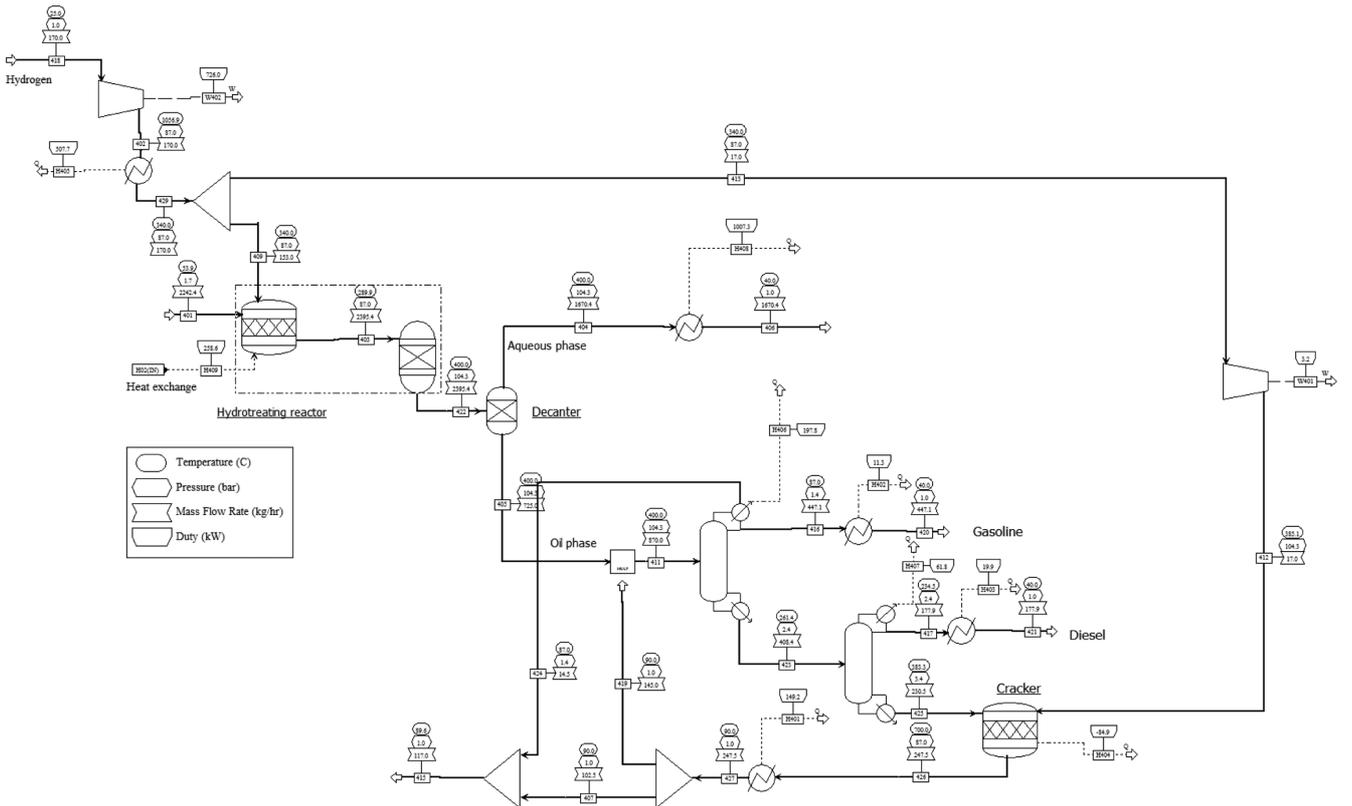


Fig. 11. PFD of A400 (biooil upgrading with external H₂ and fuel production)-Case 2.

물을 합하여 총 3,050 kg/hr의 물은 Case 2의 스팀터빈 전기생산공정에서 사용된다. Fig. 14는 Case 2의 전기생산영역인 A700을 보여준다.

Case 2의 저장탱크는 Case 1과 동일하게 최종 생성물인 가솔린과 디젤, 그리고 회분에 대하여 고려하였다. Fig. 15는 3개 탱크를 보

여주고 있으며, 가솔린과 디젤은 각각 447, 178 kg/hr로 생산되고, 회분은 20 kg/hr로 배출된다.

2-3. Components and composition

바이오 오일은 수백개의 성분들이 섞인 매우 복잡한 혼합물로서,

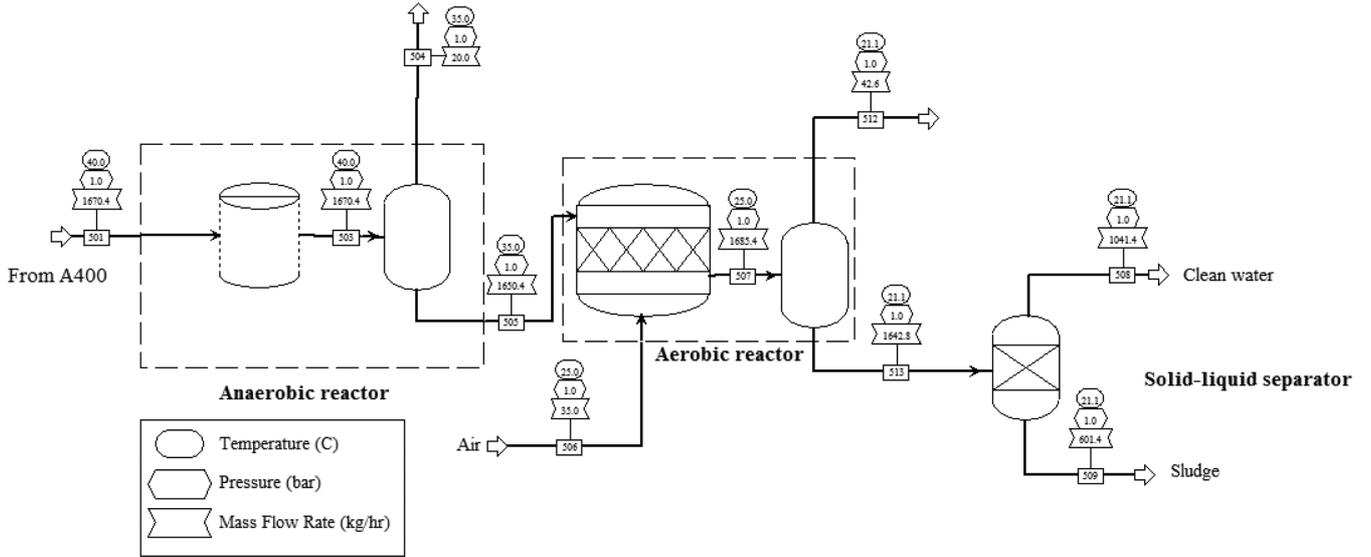


Fig. 12. PFD of A500 (wastewater treatment by anaerobic and aerobic bioreactors)-Case 2.

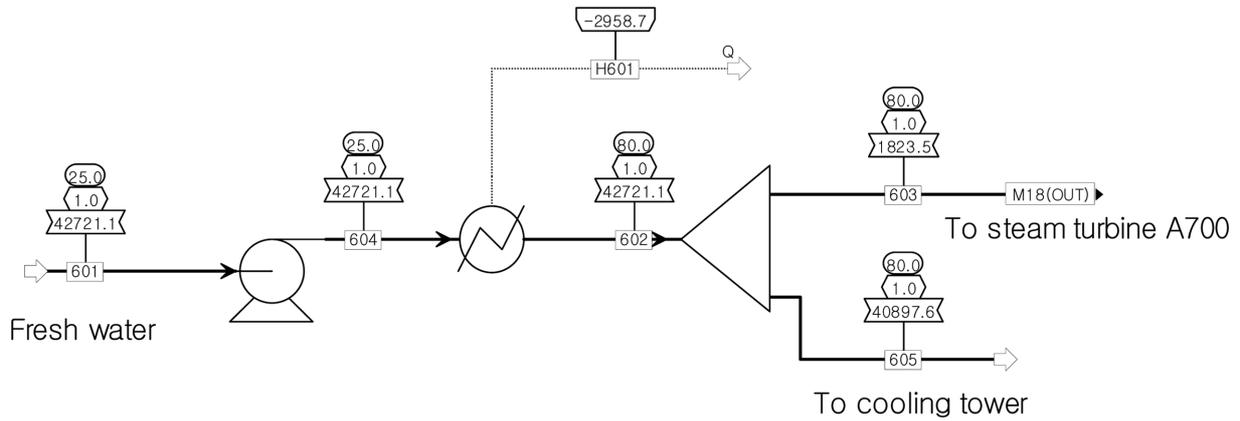


Fig. 13. PFD of A600 (cooling water supply)-Case 2.

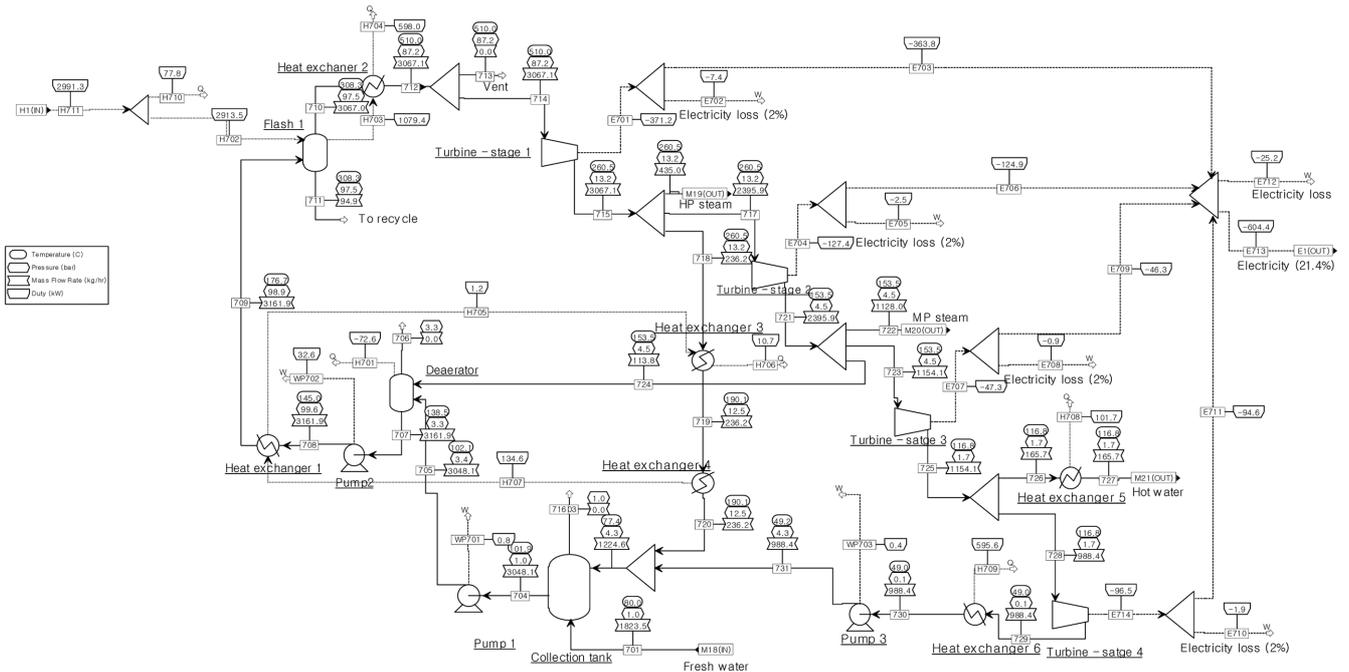


Fig. 14. PFD of A700 (electricity generation by 4-stage steam turbines)-Case 2.

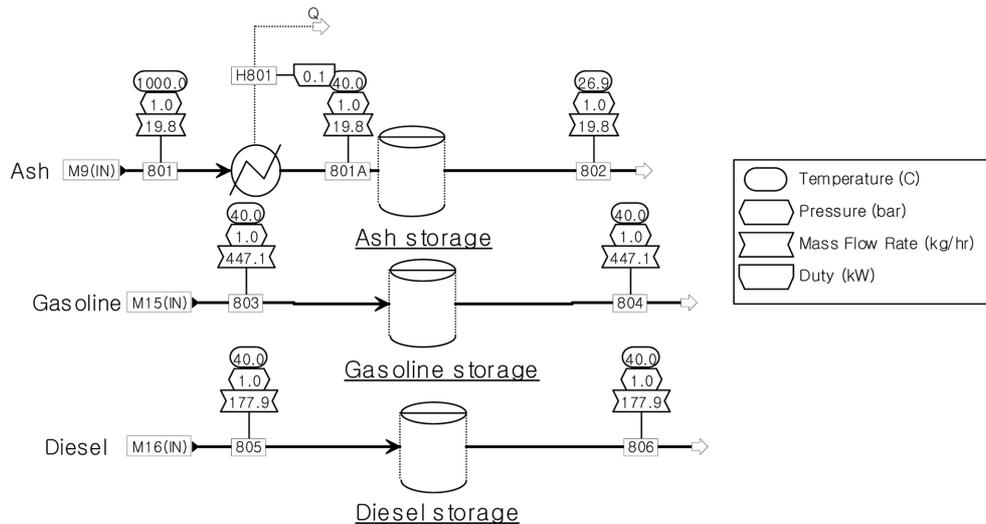


Fig. 15. PFD of A800 (storage)-Case 2.

약 40%정도만이 그 성분이 실험적으로 검출이 된다[11]. Table 4는 바이오오일, 가솔린, 디젤의 성분 및 조성을 보여준다. 본 연구에서는

바이오 오일은 물을 포함하는 10개 성분의 혼합물로 모델링 하였다. 바이오 오일의 주성분은 물 28%, 아세트산 33%, 페놀 23% 등이다.

Table 4. Model components and compositions of biooil, gasoline, and diesel

Component	Case 1				Case 2					
	Biooil (kg/hr)	Fraction	Gasoline (kg/hr)	Fraction	Diesel (kg/hr)	Fraction	Gasoline (kg/hr)	Fraction	Diesel (kg/hr)	Fraction
WATER	628.0	0.28								
DILACTIC-ACID	69.0	0.03								
FURFURAL	6.3	0.00								
ACETIC-ACID	736.4	0.33								
ACETOL	21.1	0.01								
4-HYDROXYBUTYRALDEHYDE	69.2	0.03								
ALLYL-ACRYLATE	53.4	0.02								
PHENOL	509.1	0.23								
GUAIACOL	47.8	0.02								
ETHYLBENZENE-HYDROPEROXIDE	101.0	0.05								
N-BUTANE			5.7	0.02			7.3	0.02		
N-PENTANE			6.9	0.02			8.54	0.02		
N-HEXANE			11.6	0.03			13.98	0.03		
BENZENE			67.5	0.20			81.31	0.18		
TOLUENE			27.9	0.08	0.6	0.00	34.08	0.08	0.02	0.00
CYCLOHEXANE			36.0	0.10	0.0	0.00	43.28	0.10	0	0.00
METHYLCYCLOHEXANE			26.9	0.08	0.3	0.00	32.49	0.07	0	0.00
2-METHYLHEXANE			12.6	0.04	0.0	0.00	15.11	0.03	0.01	0.00
O-XYLENE			10.1	0.03	9.6	0.06	16.85	0.04	6.59	0.04
ETHYLBENZENE			1.6	0.00	0.7	0.00	2.47	0.01	0.22	0.00
CIS-1,2-DIMETHYLCYCLOHEXANE			57.2	0.17	15.4	0.10	81.83	0.18	4.48	0.03
TRANS-1,2-DIMETHYLCYCLOHEXANE			71.6	0.21	10.3	0.07	95.96	0.21	1.44	0.01
ETHYLCYCLOHEXANE			4.9	0.01	1.6	0.01	7.24	0.02	0.55	0.00
4-METHYLHEPTANE			4.9	0.01	0.2	0.00	6.11	0.01	0.01	0.00
NAPHTHALENE					18.7	0.12			22.26	0.13
1,2,3,4-TETRAHYDRONAPHTHALENE					50.7	0.33			60.29	0.34
CIS-DECALIN					0.0	0.00			0	0.00
1-METHYLNAPHTHALENE					6.5	0.04			10.84	0.06
1-UNDECENE					36.8	0.24			43.68	0.25
DIAMANTANE					2.7	0.02			27.52	0.15
Total	2241.3	1.00	345.4	1.00	154.2	1.00	446.6	1.00	177.9	1.00

가솔린과 디젤은 normal paraffins, iso-paraffins, aromatics, cyclopentanes, naphthalene 등으로 구성된 혼합물로 모델링 하였다. 본 공정모사에서는 정유 및 석유화학 공정에서 많이 사용되는 Peng-Robinson (PR) 열역학적 모델을 사용하였다.

3. Methodology of techno-economic analysis

화학공정의 기술경제성평가(TEA)는 공정 개발 단계에서 기술 및 경제적 타당성을 예비적으로 검토하는 것에 초점을 두고 있다 [14]. TEA는 기술의 성숙도가 부족하더라도, 전체적인 공정흐름도를 구성하여 상용화 규모에서의 경제성을 분석함으로써 투자 가능성을 예비적으로 판단할 수 있는 근거를 제시한다. Fig. 16에서 보여주듯이, 기술경제성 평가는 크게 기술성 측면과 경제성 측면으로 나누어 볼 수 있다[14].

기술적인 측면에서는 실험값, 열역학적 물성값, 열화학적 모델식, 알려진 지식 등을 바탕으로 공정 흐름도(PFD: process flow diagram)를 완성하고, 공정모사를 통하여 모든 단위 공정과, 유입/유출 흐름선에서의 질량 및 에너지 수지식을 계산한다. 공정모사 후, 각 단위공정 및 흐름선에서의 온도(T), 압력(P), 유량(Q), 그리고 조성(x_i)이 정해지며, 이들 정보를 바탕으로 각 단위공정에 대한 장치종류 및 크기를 정한다. 이러한 mapping & sizing을 거친 후, 각 장치의 구입비를 산출하고, 장치구입비에 적절한 인자를 적용하여 최종적으로 총투자비(TCI: total capital investment)를 구한다. TPC (total production cost)는 운전비, 고정비, 에너지비용 등을 합산하여 구한다. 즉, 기술적 측면에서는 기술적 타당성을 확보하고, TCI와 TPC를 구하는 것이 주된 목적이다.

TCI는 산출하는 방법에 따라 5개의 등급으로 구분되며[12,20], 본 연구에서는 예측 투자비 대비 실제 투자비가 -20%에서 +30% 범위의 정확도를 갖고, PFD의 주요 장치에 대하여 factorial method 혹은 stochastic method [4-6,21]를 사용하는 Class 4를 적용하였다[14].

경제적인 측면에서는 앞서 구한 TCI와 TPC를 이용하여 투자 결정의 기준이 될 경제성 인자를 도출한다. 경제성 판단기준으로는 TCI 대비 연간 순수익금의 비를 표현하는 투자수익률(ROI: return on investment)과 투자회수기간(PBP: payback period) 등이 있다. 이러한 기술경제성 평가에서는 여러 경제성 가정들이 포함되며, 사용된 가정들의 불확실성으로 인하여 민감도 분석을 수행한다. Plot of sensitivity (PoS)는 경제성 가정값들의 변화에 따른 ROI와 PBP의 영향을 보여주는 그래프로서, 경제성 가정값들의 상대적 변화율을 x축에 적용하여 무단위로 통일함으로써 모든 가정값들을 동시에 비교할 수 있는 장점을 갖는다.

체계적이고 단계적인 TEA를 수행하기 위하여 Do et al. (2015)이 제안한 4-level economic potential approach (4-level EP)[4]를 본 연구에서 사용하였다. 이 방법은 1) input and output structures, 2) flowsheet structure, 3) heat integration, 그리고 4) economic feasibility의 4단계를 포함하며, 공정개발단계에서 공정의 기술적/경제적 타당성을 분석하기 위하여 사용되어져 왔다[3,4,13,22].

3-1. Level 1: input and output structures

1단계 입출력 구조 분석은 주어진 공정의 원료, 생성물, 그리고 부생성물만을 고려하여 경제적 이득(economic potential, E)을 간단하게 계산한다. 1단계 경제적 이익값(E_1 , \$/yr)은 연간판매액(ASR: annual sales revenue)과 연간 원료값(C_{RM})의 차이로 계산한다.

$$E_1 = P_{ASR} - C_{RM} = F_p \left(p_p + \sum_k f_{bp,k} p_{bp,k} - \sum_j f_{r,j} p_{r,j} \right) - C_{cat} \quad (1)$$

이 식에서 F_p (kg/yr)는 주생성물의 질량유속, p_p (\$/kg)는 주생성물의 가격, $f_{bp,k}$ (kg/kg)는 주생성물 1 kg 대비 부생성물의 질량비, $p_{bp,k}$ (\$/kg)는 부생성물의 가격, $f_{r,j}$ (kg/kg)는 주생성물 1 kg 대비 소모되는 원료의 질량비, 그리고 $p_{r,j}$ (\$/kg)는 원료가격이다. 촉매도 원료와 비슷하게 지속적으로 투입되거나 교체됨으로 매년 원료 구입비용으로

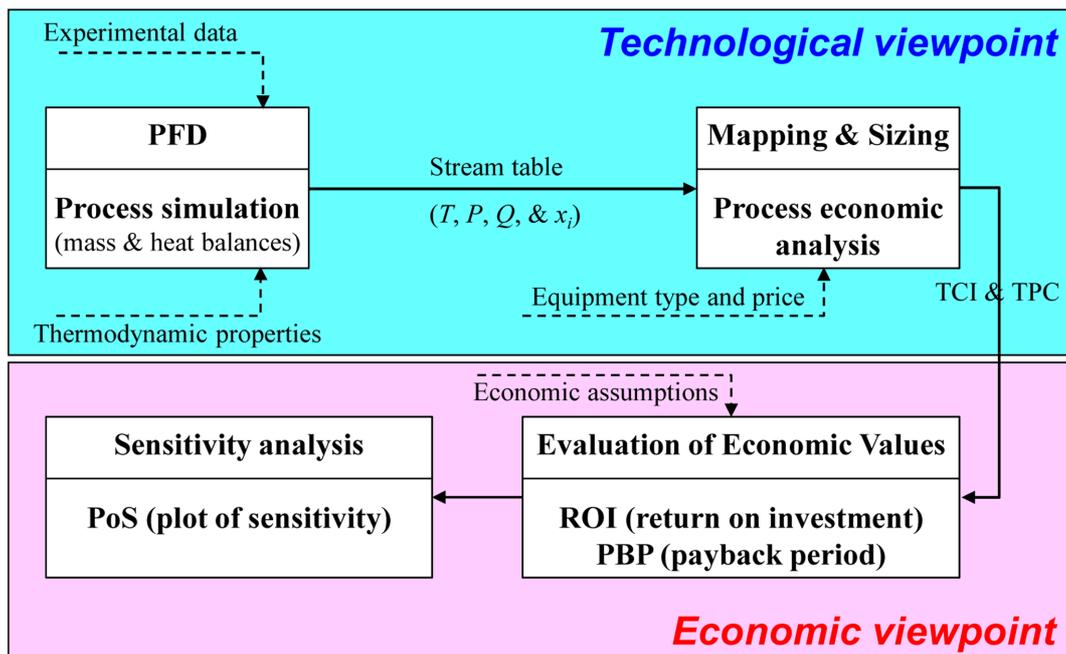


Fig. 16. Workflow of techno-economic analysis (TEA).

간주되었다. 촉매 구입비 C_{cat} (\$/yr)는 다음 식으로 산출된다.

$$C_{cat} = \sum_l \frac{p_{cat,l} F_l}{L_{cat,l} v_{space,l}} \quad (2)$$

이 식에서 p_{cat} (\$/kg)는 촉매가격이고, L_{cat} (yr)은 촉매수명, v_{space} (h^{-1})는 질량기준 공간속도, 그리고 F (kg/h)는 촉매반응기에 유입되는 원료의 질량유속이다. hydrotreating, hydrocracking, 그리고 reforming 촉매의 공간속도는 모두 0.5/hr로 가정하였다. 수소분리용 PSA 흡착제 양은 100 t/d 처리용량의 공장에서 1,790 t/h의 유입기체로부터 160 kg/h의 수소생산을 위하여 3.4 m³ 크기의 2개 흡착컬럼에 채워진 6.256톤으로 가정하였다. E_1 은 유출입 물질들의 가격만 고려하고, 연간 비용으로 환산된 장치비와 운전비용 등을 가만하지 않았기 때문에 비교적 높은 이익값을 보여준다.

3-2. Level 2: flowsheet structure

2단계에서는 연간비용으로 환산된 장치비와 운전비를 산출하기 위하여 전체 공정의 흐름도를 고려한다. 2단계 경제적 이익값(E_2 , \$/yr)은 E_1 으로부터 총 장치 구입 및 설치비를 연간 비용으로 환산한 금액(C_{AI})과 공정 운전시 소요되는 에너지비용(C_{TU})을 차감하여 구한다.

$$E_2 = E_1 - (C_{AI} + C_{TU}) = E_1 - \left(\frac{1}{\tau} \sum_{j=1}^N (C_{E,j}) \cdot a_j + C_{TU} \right) \quad (3)$$

이 식에서 τ (yr)는 연간비용 환산인자로서 Upadhye *et al.* (2011)는 biorefinery 공장에 대하여 4년을 적용하였고[23], 본 연구에서는 이보다 긴 5년을 사용하였다. N 은 장치수이고, $C_{E,j}$ 와 a_j 는 어느 j 번째 장치에 대한 장치 구입비 및 설치비 가산인자를 각각 의미한다. 본 연구에서 $C_{E,j}$ 와 a_j 는 ASPEN Economic Analyzer (ASPEN Tech, USA)로부터 구하였다. C_{TU} (\$/yr)는 전기비, 연료비, 냉각수비용 등을 포함한다.

만일 어느 기준 년도에서 정해진 용량에 대한 장치구입비만이 알려져 있을 경우, 다음과 같은 capacity ratio method [24]를 사용하여 C_E 가 산출된다.

$$C_E = C_{E,ref} \left(\frac{A}{A_{ref}} \right)^{\phi} \cdot \frac{I}{I_{ref}} \quad (4)$$

이 식에서 $C_{E,ref}$ (\$)는 기준년도의 장치 구입비이고, A 는 장치용량, A_{ref} 는 장치의 기준용량, ϕ 는 장치용량지수, I_{ref} 는 기준년도의 가격지수, I 는 해당년도의 가격지수이다. Marshall & Swift equipment cost index 또는 chemical engineering plant cost index (CEPCI)는 년도별 가격지수로서 많이 사용되고 있으며, 장치용량지수(ϕ)가 알려져 있지 않을 경우, 대략적으로 0.6을 사용할 수 있다.

3-3. Level 3: Heat integration (HI)

높은 에너지를 소비하는 공장의 경우, 열교환망 통합은 공정설계에서 중요한 단계이다. 3단계에서는 Pinch technology [25,26]를 이용하여 열교환망을 재설계하고, 에너지를 절감한다. 본 연구에서는 ASPEN Energy Analyzer (ASPEN Tech, USA)를 이용하여 고온 흐름선과 저온 흐름선간의 최적 열교환망 중의 하나를 찾아서 적용하였다. 3단계 경제적 이익값(E_3 , \$/yr)은 E_2 에 에너지 절감비용(C_{TUS})을 가산하여 계산한다.

$$E_3 = E_2 + C_{TUS} \quad (5)$$

에너지 소비가 적은 공장이거나, 이미 열교환망 구성이 잘 갖추어진 공장의 경우, E_3 는 E_2 와 비교하여 크게 높지 않거나, 같은 값을 갖는다.

3-4. Level 4: economic feasibility

3단계를 거치면서, 주어진 공정은 최적 열교환망까지 고려된 개선된 PFD를 갖추게 된다. 즉, 기술적인 측면에서 예비적이고 기초적인 검토가 마무리 된다. 4단계에서는 개선된 PFD를 바탕으로 좀더 자세한 경제성 분석을 수행한다. 4단계 경제적 이익값(E_4 , \$/yr)은 통상 알려진 당기 순이익(P_N , \$/yr)으로 대체된다. 4단계에서의 경제성평가 결과는 해당 공정의 상용화를 위한 투자를 결정하는 판단 기준으로 사용된다. 경제성 평가 성능지표로서 ROI (return on investment), PBP (payback period), and IRR (internal rate of return) 등이 사용되고, 이들 값은 TCI, TPC, 그리고 ASR로부터 산출된다.

3-4-1. Estimation of total capital investment (TCI)

고정투자비용(fixed capital investment, FCI)과 총투자비용(TCI)은 다음과 같은 factorial method로 산출된다[24]:

$$FCI = (1 + c) \sum_{j=1}^N [(C_{E,j}) \cdot (a_j + b)] \quad (6)$$

이식에서 b 는 indirect cost factor, c 는 project contingency factor, 그리고 d 는 working capital factor이다. 본 연구에서 간접비 인자(b)는 모든 장치에 대하여 0.89, 예비비인자 (c)는 0.1 [27], 그리고 운전자본비 인자(d)는 0.05 [27]로 가정하였다. 이들 인자값들은 통상적으로 써오는 값이지만, 해당 공정에 따라 다른 값을 사용할 수 있다.

3-4-2. Estimation of total production cost (TPC) and net profit

총생산비용(TPC, \$/yr)은 원료비, 촉매구입비(C_{cat}), 에너지 소비비, 고정비를 포함한다.

$$TPC = F_p \sum_j f_{r,j} c_{r,j} + C_{cat} + C_{TU,HI} + C_{fix} \quad (7)$$

이 식에서 $C_{TU,HI}$ (\$/yr)는 열교환망 최적화 이후의 에너지 소비비, 그리고 C_{fix} (\$/yr)는 고정비이다. 고정비는 인건비(C_{labor}), 유지보수비(C_{main}), 운전비(C_{oper}), 간접비(C_{OH}), 운영비(C_{GA})로 구분하였고, 다음과 같은 식을 적용하였다.

$$\begin{aligned} C_{fix} &= C_{labor} + C_{main} + C_{oper} + C_{OH} + C_{GA} \\ &= C_{labor} + 0.02 \cdot FCI + (0.25 + 0.5 + 0.08) \cdot C_{labor} \\ &= 0.02 \cdot FCI + 1.83 \cdot C_{labor} \end{aligned} \quad (8)$$

유지보수비는 FCI의 2%, 운전비, 간접비, 운영비는 각각 인건비의 25%, 50%, 그리고 8%로 산정하였으므로, 고정비는 최종적으로 FCI의 2%, 인건비의 183%로 가정하여 산출되었다.

세금 전, 어느 n 년도의 연간 이익금(gross profit: $P_{G,n}$)은 다음과 같이 계산된다.

$$P_{G,n} = ASR(1 + \alpha)^{n-1} - TPC(1 + \alpha)^{n-1} - C_{dep,n} - C_{debt,n} \quad (9)$$

이 식에서 ASR (annual sales revenue)는 기준년도의 연간판매수익금, $C_{dep,n}$ 는 공장 수명년수(L_p) 동안에 발생하는 감가상각비이고, α 는 물가상승률이다. ASR 그리고 TPC는 물가상승률에 따라 매년 증가하는

것으로 가정하였다. 감가상각비($C_{dep,n}$)는 공장수명년수 동안 매년 일정하게 차감되는 straight-line method [20]를 적용하였다.

$$C_{dep,n} = \frac{FCI - V_s}{L_p} \text{ for } n = 1, 2, \dots, L_p \quad (10)$$

이 식에서 V_s 는 공장수명년도에서 공장의 잔존가치를 의미한다. 부채상환비용(C_{debt})은 부채액에 대한 균등 원금 상환액과 이자상환액의 합으로 계산된다.

$$C_{dep,n} = \frac{\lambda \cdot TCI}{L_p} + \left(\lambda \cdot TCI - (n-1) \cdot \frac{\lambda \cdot TCI}{L_p} \right) \gamma \quad (11)$$

이 식에서 λ 는 TCI 대비 부채비율이고, 공장수명년수 동안 원금은 균등분할 상환되고, 남은 금액에 대하여 이자를 지불한다.

매년 당기 순이익($P_{N,n}$)은 연간이익금에서 법인세(β)를 지불하고 남은 금액으로 정의된다.

$$\begin{aligned} P_{N,n} &= P_{G,n} \times (1 - \beta) \text{ for } P_{G,n} > 0 \\ P_{N,n} &= P_{G,n} \text{ for } P_{G,n} \leq 0 \end{aligned} \quad (12)$$

이 식은 연간이익금이 음수인 경우에는 법인세를 내지 않는 제한조건이 포함되어있다. 4단계의 경제적 이익값(E_4 , \$/yr)은, L_p 동안의 당기순이익을 현재가치로 환산한 후 평균값($P_{N,avg}$)으로 정의한다.

$$E_4 = P_{N,avg} = \frac{1}{L_p} \sum_{n=1}^{L_p} \left(\frac{P_{N,n}}{(1 + \gamma)^{n-1}} \right) \quad (13)$$

이 식에서 γ 는 이자이다. 본 연구에서 공장 운전 첫번째 년도의 4개월 동안은 전체 생산량의 50%만을 생산하는 것으로 가정하였다.

3-4-3. Economic values (ROI, BPB, and IRR)

ROI는 TCI 대비 평균 당기 순이익의 비율로서 정의한다[6,24].

$$ROI(\%) = 100 \times \frac{P_{N,avg}}{TCI} \quad (14)$$

매년 현금흐름(CF_n)은 매년 당기순이익($P_{N,n}$)에 가용 현금을 합하여 계산한다. 감가상각비는 실제 지출되는 비용이 아님으로 가용 현금으로 산입하고, 향후 신규 투자를 위해 준비하는 자본지출금(capital expenditure, C_{cap})은 현금흐름에서 차감한다[24].

$$CF_n = P_{N,n} + C_{dep,n} - C_{cap,n} \quad (15)$$

자본지출금(C_{cap})은 해당 사업체의 판단과 재무상황에 따라 변할 수 있으며, 많이 사용되는 방법 중 하나는 자기자본금액을 공장수명기간 동안 균등 분할하여 적립하는 것이다.

$$C_{cap,n} = \frac{TCI \cdot (1 - \lambda)}{L_p} \quad (16)$$

BPB는 FCI를 평균 현금흐름($P_{cash,avg}$)으로 나눈 값이다.

$$BPB = \frac{FCI}{P_{cash,avg}} = \frac{(1 + c) \sum_{j=1}^N [(C_{E,j}) \cdot (a_j + b)]}{\frac{1}{L_p} \sum_{n=1}^{L_p} \left[\frac{CF_n}{(1 + \gamma)^{n-1}} \right]} \quad (17)$$

내부수익률(IRR)은 net present value (NPV)가 공장수명기간 동안

에 0을 만족하는 이자율(i)로 정의된다.

$$NPV = -FCI + \sum_{n=1}^{L_p} \left[\frac{CF_n}{(1 + i)^{n-1}} \right] = 0 \quad (18)$$

순현재가치(NPV)란 공장수명 기간 내 현재 가치화된 모든 현금흐름의 합과 초기 고정투자비용(FCI)간의 차이값이다. 투자회사가 정해놓은 내부수익률이 존재할 때, 이 내부수익률에서 현금흐름의 순현재가치의 합은 FCI 보다 커야 한다. 일반적으로 BPB는 3년 이내인 경우를 선호하지만, 신재생에너지 공정에 대하여 BPB는 5년 이내, ROI는 10% 이상을 경제성 판단 기준으로 사용하였다[4].

생산된 수송용 연료의 최소 판매단가(minimum fuel selling price: MFSP)는 현재 가치화된 생산비용의 평균값, 연간 감가상각비(C_{dep}), 그리고 기대수익금액(TCI의 15%)의 합(C_{sell})을 기준으로 계산한다[9,11].

$$C_{sell}[\$/yr] = \frac{1}{L_p} + \sum_{n=1}^{L_p} \frac{(TPC_n + C_{debt,n} + C_{tax,n})}{(1 + \gamma)^n} + C_{dep} + 0.15 \cdot TCI$$

$$MFSP[\$/l] = \rho_{fuel} \frac{C_{sell}}{F_{fuel}} \quad (19)$$

이 식에서 C_{tax} (\$/yr), r_{fuel} (kg/l), 그리고 F_{fuel} (kg/yr)는 각각 생산이식에 따른 법인세, 연료 밀도, 그리고 수송용 연료 생산량을 의미한다. 본 연구에서 연료밀도는 0.754 kg/l로 산정되었다.

3-4-4. Economic assumptions

4단계에서 경제적 타당성을 평가하기 위해서는 여러 경제성 가정들이 요구된다. Table 5는 본 연구에서 사용된 가정들을 보여준다. TCI의 30%를 자기자본으로 투자한다고 가정하며, 연간 공장가동시간은 8000시간, 그리고 공장수명 20년을 적용한다. 시공기간은 1년, 그리고 시공 후 처음 4개월간의 공정운전 준비기간에는 생산량의 50%만 생산된다고 가정한다. 물가인상률(α)은 2.5%, 이자율 5%, 그리고 법인세율은 22% [4,6,28]로 설정하였다. 여기에서 물가인상률(α)은 2004년부터 2013년까지 10년간의 CEPCI (chemical engineering plant cost index) [29]를 기준으로 계산하였다[20].

$$\alpha[\%] = 100 \left(\left[\frac{CEPCI(2013)}{CEPCI(2004)} \right]^{1/10} - 1 \right) \cong 2.5\% \quad (20)$$

이자율은 여러 상황에 따라 다르지만, 본 연구에서는 물가의 안정성과 투자사의 건실성을 바탕으로 하는 5%를 사용하였다. 환율은 1달러에 1,100원으로 고정하였다. 하지만, 본 연구에서는 TCI (초기투자비)에서 부지조성비와 입지인자(location factor)를 제외하였다. 또한, 공장의 잔존가치(V_s)는 없는 것으로 가정하였다. 인건비는 1년 8000시간에 대하여 일반기술직 7 \$/hr, 기술관리직 10 \$/hr로 가정하였다. 하루 3교대 기준으로 공장종류 및 공장규모 별 총 근로자 수는 Table 6과 같다. 인건비(C_{labor})는 Table 6의 근로자수에 연간근로시간(8,000 hr/yr), 그리고 단위 인건비를 곱하여 계산하였다. Case 2는 수소생산공정이 포함되어 있지 않음으로 공장규모가 클 경우, Case 1의 인원수보다 적은 인원수를 적용하였다.

에너지 가격은 전기, 열량, 그리고 냉각수에 대하여 각각 주어져 있다. 촉매 및 흡착제 가격은 37~50 \$/kg 수준이다. 톱밥의 원료 가격은 운송비를 포함하여 50 \$/kg으로 책정하였고, 수소 가격은 대량구매 기준으로서 SMR공정을 통한 수소생산단가의 110%로 산

Table 5. Economic assumptions for techno-economic analysis (TEA) of the fast pyrolysis and biooil upgrading (FPBU) process

Parameter	Assumption	
Debt ratio (λ)	0.7	
Plant availability	8000 h/yr	
Construction period	1 yr	
Startup time (50% plant performance)	4 months	
Plant life (L_p)	20 yr	
Inflation rate (α) ^a	2.5%	
Corporation tax rate (β) ^a	22%	
Interest rate (γ) ^a	5.0%	
Labors salary (3 shifts/day, total 9 labors and 1 supervisor)	\$7/hr (labor) & \$10/hr (supervisor)	
Desired ROI to determine a minimum plant size	15 %	
Capital expenditure (C_{cap})	30% of FCI	
Purchased equipment cost (reformer in Case 1)	2.2 \$M	
Currency ^a	1,100 Korea Won/\$	
Utility & catalyst prices	Electricity price	0.0980 \$/kWh
	Heating price	0.0268 \$/kWh
	Cooling water price	0.273 \$/m ³
	Adsorbent (PSA for Case 1) ^b	50 \$/kg
	Catalyst (hydrotreating) ^c	37 \$/kg
	Catalyst (hydrocracking) ^c	37 \$/kg
Raw material & Product prices	Catalyst (reformer for Case 1) ^d	50 \$/kg
	Biomass (sawdust, 40% water)	50 \$/t
	H ₂ ^e	1,050 \$/t
	Cooling tower chemicals	5.5 \$/kg
	Gasoline	927 \$/t
	Diesel	927 \$/t
	HP steam	45 \$/t
	MP steam	45 \$/t
Hot water	11 \$/t	
Cooling water loss ^f	2%	
Catalyst life time (in reformer) ^d	1 yr	
Catalyst life time (in hydrotreating/hydrocracking) ^g	2 yr	
Adsorbent life time (in PSA) ^b	2 yr	

^aData in Korea in 2017.^bAdsorbent price and life time [14]^cHydrotreating/hydrocracking catalyses in 2007 [11] is converted into a price in 2017.^dreformer catalyst [11,31]^eHydrogen price in bulk from a company in Korea.^f2% of cooling water was assumed to be evaporated in the cooling tower [30]^gHydrotreating catalyst were assumed to have a target 2-year life before complete replacement [11]**Table 6. Number of laborers and supervisors according to plant type and plant capacity**

Plant type	Worker	Plant capacity (t/d)				
		100	200	500	1000	2000
Case 1	Laborer	9	12	24	36	54
	Supervisor	1	1	2	3	4
Case 2	Laborer	9	12	21	33	51
	Supervisor	1	1	2	3	4

정하였다. 수송용 연료 가솔린과 디젤은 톤당 \$927로 가정하였고, 생산된 고압/중압 스팀과 온수는 각각 45 \$/t, 11 \$/t로 설정하였다. 냉각수 손실은 2% [20,30]로 가정하였고, 개질촉매 수명은 1년, 흡착제 및 다른 촉매수명은 2년으로 추정하였다.

3-4-5. Sensitivity analysis

ROI와 PBP의 민감도는 주어진 모든 불확실한 가정값들에 대하여 분석할 필요성이 있지만, 통합적 관점에서는 기술적 측면에서 TCI와 TPC, 경제적 측면에서 ASR, 이자율 등의 불확실성에 기인한다. 이 중 TCI, TPC, 그리고 ASR은 Table 5에서 제시된 가정들을 대부분 포함하고 있다. 또한, 공장규모와 부채비율(λ)은 TCI와 TPC에 큰 영향을 주기 때문에 경제성 평가에서 주요한 인자들이다.

민감도 분석의 표준화를 위하여 어떤 불확실 인자(x)의 상대적 변화량($\Delta x/x_{base}$)에 대한 분석 대상값(y)의 변화량을 민감도(S)로 정의한다.

$$S = \frac{dy}{d(\Delta x/x_{base})} \quad (21)$$

이 식에서 x_{base} 는 불확실성 인자의 기준값을 의미한다. 상대적 변화

량에 기반한 민감도는 불확실성 인자들의 단위를 제거함으로써 모든 인자들의 민감도를 한 그래프 안에 표현할 수 있다[14]. 이 그래프를 plot of sensitivity (PoS) 라 하였고, S의 절대값이 큰 인자가 해당 공정의 경제성에 더 큰 영향을 미친다[4].

본 연구에서는 TCI, TPC, ASR, 원료가격, 최종생성물 가격, 수소가격에 대하여 ±50%의 상대적 변화량을 적용하여 민감도 분석을 진행하였다. 공장의 처리 용량은 경제성 평가에서 매우 중요한 인자이며[3,14], 공장의 크기가 증가함에 따라 ROI는 점진적으로 증가하고, PBP는 점진적으로 감소하는 경향을 보인다. ROI 그리고 PBP의 기대값을 만족하는 최소 공장크기를 정하기 위해 40% 수분을 포함하는 톱밥 처리 용량에 대한 5개 크기(100, 200, 500, 1000, 그리고 2000 t/d)를 고려하였다.

4. Results and discussion

40% 수분을 포함하는 100 t/d 톱밥으로부터 수소생산을 포함하는 급속열분해 바이오오일 생산공정(FPBH-HG)과 외부 수소 공급을 통한 급속열분해 바이오오일 생산공정(FPBH-EH)의 4-level EP 결과를 분석하고, 이 두 공정의 에너지 소모량을 비교한다. 또한, 경제성 지표값인 TCI, TPC, ROI, PBP, IRR 결과를 분석하고, 경제성 가장 인자들의 불확실성에 따른 ROI의 민감도를 제시한다.

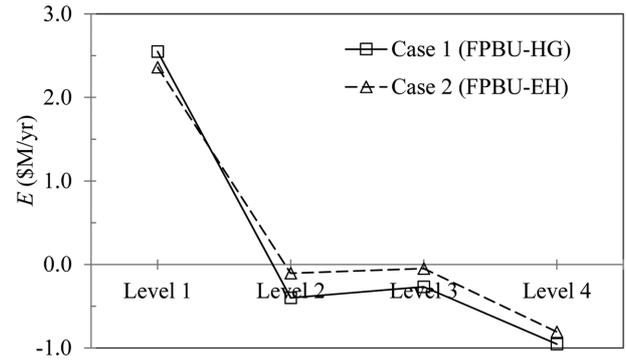


Fig. 17. Variation of economic potentials in 4-level EP (30% equity) for the plant size of 100 t/d sawdust containing 40% water.

4-1. Results of 4-level EP for 100 t/d plant

톱밥 100 t/d를 처리하는 FPBU공장에 대한 4-level-EP 결과는 Fig. 17에서 보여준다. 외부 수소를 공급받는 Case 2가 Case 1보다 대체적으로 약간 높은 이익을 보여주고 있다. 입출입 원료 및 생성물만 고려할 경우(Level 1), Case 1은 연간 약 \$2.6 million의 이익이 예상되지만, Level 2에서 초기투자비를 고려하면 이익은 Case 1은 -\$0.4 million/yr 이다. Level 3에서 열교환을 통하여 이익금이 약간 증가하고, Level 4에서는 좀 더 자세한 경제성 평가와 함께 Case 1과

Table 7. Results of 4-level EP (30% equity) for FPBU plant with 100 t/d sawdust containing 40% water

Level 1: Input - output structure				
	Input	Raw material cost (\$/kg)	Amount required (kg/kg-gasoline)	Price (\$/kg)
Case 1	Sawdust	0.602	12.049	0.050
	Hydrotreating catalyst	0.030	0.00081	37.00
	Cracking catalyst	0.003	0.00008	37.00
	Reforming catalyst	0.064	0.00129	50.00
	Adsorbent	0.057	0.00113	50.00
	Total raw material cost	0.756 ^a		
	Output	Product profit (\$/kg)	Amount required (kg or kWh/kg-gasoline)	Price (\$/kg or \$/kWh)
	Diesel	0.413	0.446	0.927
	Electricity (kWh)	0.175	1.781	0.098
	Steam	0.163	3.619	0.045
Hot water	0.001	0.057	0.011	
Gasoline	0.927	1.0	0.927	
Total product selling	1.678 ^b			
(b-a)	0.922	Gasoline capacity (t/yr)	2,766	
E ₁ (\$M/yr)	2.55			
Case 2	Input	Raw material cost (\$/kg)	Amount required (kg/kg-gasoline)	Price (\$/kg)
	Sawdust	0.466	9.319	0.050
	Hydrogen	0.399	0.380	1.050
	Hydrotreating catalyst	0.023	0.00063	37.00
	Cracking catalyst	0.003	0.00007	37.00
	Total raw material cost	0.891 ^c		
	Output	Product profit (\$/kg)	Amount required (kg or kWh/kg-gasoline)	Price (\$/kg or \$/kWh)
	Diesel	0.369	0.398	0.927
	Electricity (kWh)	0.132	1.352	0.098
	Steam	0.123	2.722	0.045
Hot water	0.000	0.042	0.011	
Gasoline	0.927	1.0	0.927	
Total product selling	1.551 ^d			
(d-c)	0.660	Gasoline capacity (t/yr)	3,577	
E ₁ (\$M/yr)	2.36			

Table 7. (continued)

Level 2: Flowsheet structure					
Area	Total installed cost (\$M, TIC)		Utilities	Cost (\$M/yr)	
	Case 1	Case 2		Case 1	Case 2
A100	0.20	0.20	Electricity	0.16	0.58
A200	1.37	1.37	Heating	0.36	0.10
A300	0.78	0.78	Cooling water	0.00	0.01
A400	8.91	5.57	Total utilities cost	0.53	0.69
A500	0.16	0.22			
A600	0.09	0.09			
A700	0.28	0.28			
A800	0.33	0.38			
Total installed cost	12.13	8.89			
E_2 (\$M/yr) (Capital charge factor of 0.20)	-0.40	-0.11			
Level 3: Heat integration					
Saving on utilities	Case 1 (\$M/yr)		Case 2 (\$M/yr)		
Hot utilities	0.13		0.06		
Cold utilities	0.00		0.00		
Total saving	0.13		0.06		
E_3 (\$M/yr)	-0.27		-0.05		
Level 4: Economic feasibility evaluation					
			Case 1	Case 2	
Economic values	TCI (Total capital investment, \$M)		22.24	16.09	
	TPC _{avg} (Average total production cost, \$M/yr)		5.21	6.80	
	ASR _{avg} (Average annual sales revenue, \$M/yr)		6.04	7.22	
	C _{dep} (Depreciation cost, \$M/yr)		1.06	0.77	
	P _{G,avg} (Average gross profit, \$M/yr)		-1.42	-1.21	
	Income tax (\$M/yr)		0.00	0.00	
	CF _{avg} (Average cash flow, \$M/yr)		-0.49	-0.47	
	E_4 (\$M/yr)		-0.95	-0.81	
Economic criteria	ROI (return on investment, %/yr)		-4.3	-5.0	
	PBP (payback period, yr)		(-)	(-)	
	IRR (Internal rate of return, %/yr)		(-)	(-)	

Case 2에서 모두 음의 이익값을 보인다. 100 t/d 공장규모에서 분급속열분해 공정은 이익을 기대할 수 없을 것으로 판단된다.

Table 7은 4-level-EP의 자세한 결과를 보여준다. Level 1에서는 기술된 1 kg 생산에 필요한 원료 및 생성물의 가격(p_i , \$/kg)과 질량(f_i , kg/kg)으로 표현되었다(Eq. (1) 참조). Level 2의 E_2 는 E_1 에서 에너지 비용(C_{TU})과 총 공정설치비를 연간 비용으로 환산한 값(C_{AI})을 차감한다(Eq. (3) 참조). 총설치비의 연간비용 환산인자는 0.2로 가정하였다. Level 3는 열교환망 최적화를 통하여 에너지 비용을 절감하기 때문에 E_3 는 약간 상승한다. 열교환망 최적화 전에 사용된 기존의 열교환망과 pinch analysis를 통하여 얻은 최적 열교환망은 Case 1과 Case 2에 대하여 Appendix A에서 제시되었다. Pinch analysis를 통하여 얻은 Case 1과 Case 2의 열교환기는 기존 열교환망에 각각 3개, 1개 추가되었다(Fig. A2, Fig. A4 참조). Case 1은 수소생산을 위한 reformer가 포함되어 있으므로 Case 2보다 더 많은 열을 회수할 수 있다. Case 2의 순이익값(E_4)이 Case 1 값보다는 약간 높지만, Case 2의 TCI가 Case 1의 TCI보다 낮기 때문에 Case 2의 ROI는 Case 1 보다 약간 낮다.

Level 4는 20년간 운영을 통하여 얻을 수 있는 평균 순이익금(E_4)을 계산한다. 또한 투자결정을 위한 주요한 성능지표인 ROI, PBP, IRR 등을 산출한다. 100 t/d 처리용량의 공장에 대해서는 연

간 순이익이 음수임으로, ROI도 음수이고, PBP와 IRR은 무의미한 값으로 계산되었다. 공장크기에 따른 경제성 평가는 다음 절에서 기술한다.

4-2. Effect of plant capacity on economic values

Fig. 18은 Case 1과 Case 2에 대하여 공장크기에 따른 TCI, TPC, ROI, 그리고 PBP를 보여준다. TCI는 공장의 크기가 커지면서 점진적으로 증가하지만, TPC는 직선적으로 증가한다. 장치의 크기가 증가함에 따라 장치가격의 증가폭이 둔화됨으로 TCI는 점진적으로 증가한다. Case 2의 TCI는 수소생산공정을 포함하지 않음으로 Case 1의 TCI보다 더 적다(Fig. 18a 참조). 공장크기에 따라 직선적으로 증가하는 원료구입비와 에너지소비비가 TPC의 60~85%를 차지하고, 점진적으로 증가하는 인건비/운영비를 포함하는 고정비는 15~40% 임으로 TPC는 대체적으로 직선적으로 증가한다. 수소를 외부로부터 구입하는 Case 2의 TPC가 Case 1의 TPC보다 항상 많다(Fig. 18b 참조). ROI는 당기 순이익을 TCI로 나눈 것으로(Eq. (14) 참조), TCI와 비슷한 증가형태를 갖는다.

일반적인 정유, 석유화학 공장 등에 대하여 신규 공장 투자에 대한 판단기준은 ROI 25~35%, PBP 3년 이내가 사용되었다[32]. 하지만, 신재생에너지 공장의 경우 기술 및 시장의 성숙도가 충분하지

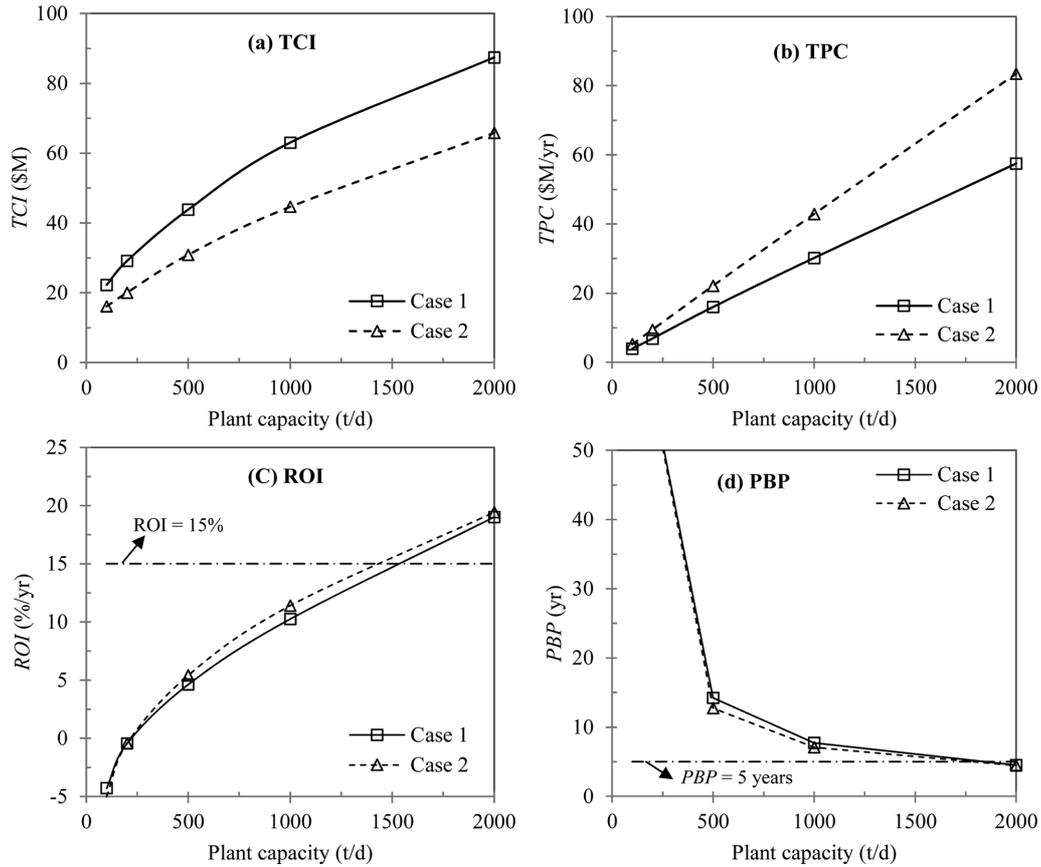


Fig. 18. Variation of TCI, TPC, ROI, and PBP according to the plant capacity from 100 to 2,000 t/d sawdust.

않아 이보다 낮은 ROI 10%, PBP 5년 이내가 제시되었다[3,4,13]. 본 FPBU공장에서는 ROI 15% 이상을 수익률 기대값으로 정하였고, Case 1과 Case 2의 최소 공장크기는 1,500 t/d 이상이어야 한다 (Fig. 18c 참조). PBP는 투자회수기간으로 공장크기가 증가하면서 점진적으로 감소하는 경향을 보인다. 100 t/d 공장크기에서는 PBP가 음수의 값을 보임으로 그래프에 나타나지 않았다. 최소공장크기를 정하기 위하여 PBP 5년을 기대값이라고 할 때, Case 1과 Case 2는 2000 t/d를 유지해야 된다(Fig. 18d 참조).

공장크기별 Eq. (19)에 따라 계산된 최소연료판매가(MFSP)는 Table 8에서 보여준다. 수송용 연료 생산량(F_{fuel})은 가솔린과 디젤 생산량의 합이며, 최소판매비용(C_{sell})은 TPC, 차입금 금융비용, 법인세, 감가상각비, 그리고 TCI의 15%에 해당하는 이익금을 포함한다. 공장규모가 커짐에 따라 MFSP는 점차 작아지며, 2000 t/d의 경우 Case 1은 \$0.66/l, Case 2는 \$0.64/l 이다. 수송용 연료의 가격을 \$0.70/l (= \$0.927/kg)로 가정하였으므로, 시장가격 대비 경쟁력을

갖기 위하여 Case 1과 Case 2 모두 1,500 t/d 이상의 공장크기를 갖추어야 할 것으로 판단된다. 이는 Fig. 18에서 분석된 공장크기와 일치한다. 40% 수분을 포함하는 나무조각 90 t/d 공장크기에 대한 Shemfe 등 (2015)의 MFSP는 \$2.4/l이며[1], 본 연구의 100 t/d 공장크기의 MFSP와 비교하여 약 50% 높은 가격이다. 이는 2013년도 영국의 경제 여건에서 높은 TCI와 TPC에 기인한다. NREL (2015) 보고서는 완전 건조된 톱밥 2,000 t/d (또는 40% 수분을 포함하는 톱밥 3,333 t/d)으로부터 자체 생산된 수소와 함께 수송용 연료를 생산하는 공장(Case 1)에 대하여 40% 자기자본금을 가정할 경우 MFSP는 \$0.93/l로 발표하였다[9]. 미국의 경제 여건에 바탕을 둔 NREL (2015) 보고서에서는 부지조성비를 포함한 TCI가 \$550 million 으로서 본 연구 결과로부터 3,333 t/d로 환산한 금액의 4배 이상이고, TPC는 \$114 million/yr 으로서 본 연구결과보다 20% 이상이며, 이자율 8%로 가정하였으므로, NREL (2015)의 MFSP [9]는 본 연구의 MFSP보다 약 40% 높다.

Table 8. Minimum fuel selling price (MFSP) of FPBU plant according to the plant capacity

Plant type		Plant capacity (t/d)				
		100	200	500	1000	2000
Case 1	Total fuel (F_{fuel} , kg/hr)	500	1,000	2,500	5,000	10,000
	Minimum selling cost (C_{sell} , \$/hr)	1,037	1,528	2,918	5,019	8,763
	MFSP (\$/l)	1.56	1.15	0.88	0.76	0.66
Case 2	Total fuel (F_{fuel} , kg/hr)	625	1,250	3,125	6,250	12,500
	Minimum selling cost (C_{sell} , \$/hr)	977	1,508	3,130	5,682	10,545
	MFSP (\$/l)	1.18	0.91	0.76	0.69	0.64

Table 9. Total capital investment (TCI) details for 100 t/d FPBU plant

TCI Details	Amount	
	Case 1	Case 2
Total purchased equipment cost (C_E , \$M)	7.93	5.58
Indirect cost ($C_I = 0.89C_E$, \$M)	7.06	4.97
Total installed cost ($C_{TI} = a \cdot C_E$, \$M)	12.13	8.89
Total direct and indirect cost ($C_{TDI} = C_I + C_{TI}$, \$M)	19.18	13.86
Project contingency ($C_{PC} = 0.1C_{TDI}$, \$M)	1.92	1.39
Extra heat exchanger capital investment (C_{HE} , \$M)	0.08	0.07
Fixed capital investment ($FCI = C_{TDI} + C_{PC} + C_{HE}$, \$M)	21.18	16.32
Working capital ($C_{WC} = 0.05 \cdot FCI$, \$M)	1.06	0.77
Total capital investment ($TCI = FCI + C_{WC}$, \$M)	22.24	16.09

4-3. TCI, TPC, and ASR details for 100 t/d plant capacity

원료 처리용량 100 t/d 공장에 대한 TCI의 자세한 산출과정은 Table 9에서 보여준다. 총장치구입비(C_E)는 수소생산을 위한 reformer가 있는 Case 1이 Case 2에 비교하여 더 크다. C_E 의 89%는 indirect cost (C_I)로 가정하였으며, 장치비와 설치비를 포함하는 total installed cost (C_{TI})는 각 장치마다 정해진 설치비 인자(a)를 곱하여 합산하여 구하였다. 앞서 이미 기술하였듯이 각 장치별 구입비($C_{E,i}$)와 장치별 설치비 인자(a)는 ASPEN Economic Analyzer (ASPEN Tech, USA)로부터 구하였다. Appendix B는 100 t/d plant에 대하여 $C_{E,i}$, a, 장치구입/설치비($C_{TI,i}$), 장치설치 간접비($C_{I,i}$)를 Case 1과 Case 2에 대하여 보여준다. Table 9에서 제시된 총장치구입비(C_E), 장치설치 총간접비(C_I) 등은 Table B1과 B2를 통하여 산출된다.

예비비(C_{PC})는 total direct and indirect cost (C_{TDI})의 10%로 가정하였다. Level 3을 거쳐서 재구성된 열교환망의 추가에 따라 발생하는 열교환기 투자비(C_{HE})는 고정투자비(FCI)에 합산하여 계산하였다. 운전자본비(C_{WC})는 FCI의 5%로 가정하였고, 총투자비(TCI)는 FCI와 C_{WC} 를 합산하였다. TCI는 환율 1,100 won/\$를 적

용하여 Case 1과 Case 2에 대하여 각각 245억원과 177억원이다. 40% 수분을 포함하는 90 t/d 나무조각에 대하여 2013년도 영국에서 산출된 Case 1의 TCI는 \$25.6 million (약 280억원)으로 보고되었으며[1], 본 연구의 100 t/d TCI보다 약 15% 높다.

Table 10은 100 t/d 공장에 대한 총생산비용(TPC)의 자세한 산출 과정을 보여준다. TPC는 크게 원료구입비용, 에너지소비비용, 그리고 고정비로 구분되며, Case 2는 외부 수소를 공급받기 때문에 수소구입비용이 포함된다. 촉매 사용량 및 촉매 비용은 Eq. (2)를 이용하여 계산하였다. 원료구입비는 수소비용으로 인하여 Case 2가 Case 1에 비하여 높다. 전기, 열, 그리고 냉각수를 포함하는 에너지소비비용은 수소의 압축 및 가압에 필요한 전기량의 과다로 Case 2가 Case 1보다 많다. 고정비(C_{fix})는 Eq. (8)에 따라 산출하였으며, Case 1과 Case 2의 인건비는 동일하지만, FCI에 비례적인 유지보수비로 인하여 Case 1의 고정비가 Case 2보다 약간 크다. 결국 총생산비용 TPC는 외부 수소구입으로 인하여 Case 2가 Case 1에 비교하여 높다. 완전 건조된 1톤의 톱밥을 처리하기 위하여 소요되는 생산비용은 Case 1의 경우 약 \$200, Case 2의 경우 \$236이다. Shemfe 등(2015) 논문에서 제시된 영국에서의 TPC는 약 \$9.8 million/yr [1]로서 본 연구 Case 1의 TPC 보다 2배 이상으로 산출되었다.

Table 11에서 보여주듯이 연간판매금액(ASR)은 생산된 수송용 연료(가솔린과 디젤), 전기, 스팀, 그리고 온수 판매금액을 포함한다. 건조된 톱밥 대비 Case 1과 Case 2의 수송용 연료 수출은 각각 20%와 25%임으로(Table 3 참조) Case 2의 ASR이 Case 1의 ASR보다 높다.

4-4. Energy consumption for 100 t/d plant capacity

유입되는 에너지 대비 생산되는 에너지의 비율을 산출하기 위하여 Table 12와 같이 유출입 에너지를 계산하였다. 톱밥, 수소, 가솔린, 디젤의 저위발열량(lower heating value: LHV)은 각각 16.5, 120, 43.4, 42.6 MJ/kg으로 설정하였다.

Case 2의 유입에너지는 외부 수소의 공급으로 인하여 Case 1의

Table 10. Total production cost (TPC) details for 100 t/d FPBU plant

Type	Case 1			Case 2	
	Price (\$/unit)	Rate (unit/yr)	Cost (\$M/yr)	Rate (unit/yr)	Cost (\$M/yr)
Sawdust (t)	50	33,334	1.67	33,334	1.67
Hydrogen (t)	1,050			1,360	1.43
Hydrotreating catalyst (kg)	37	2,240	0.08	2,240	0.08
Cracking catalyst (kg)	37	230	0.01	250	0.01
Reforming catalyst (kg)	50	3,560	0.18		
Adsorbent (kg)	50	3,128	0.16		
Total raw material costs (\$M/yr)			2.09		3.19
Electricity (MWh)	98.0	1,647	0.16	5,963	0.58
Heating (MWh)	26.8	8,536	0.23	1,657	0.04
Cooling water ($10^3 \times m^3$)	273.0	10.4	0.00	17.1	0.00
Total utilities cost			0.39		0.63
Labor Cost			0.58		0.58
Maintenance Cost			0.42		0.31
Operating Charges			0.15		0.15
Plant Overhead			0.29		0.29
General and Administrative Cost			0.05		0.05
Fixed cost			1.49		1.38
Total production cost (TPC) (\$M/yr)			3.98		5.20
TPC per dry sawdust (\$/t-dry feed)			198.9		259.8

Table 11. Annual sales revenue (ASR) details for 100 t/d FPBU plant

Type	Case 1			Case 2	
	Price (\$/unit)	Rate (unit/yr)	Amount (\$M/yr)	Rate (unit/yr)	Amount (\$M/yr)
Diesel (t)	927	1,234	1.14	1,423	1.32
Gasoline (t)	927	2,766	2.56	3,577	3.32
Electricity (MWh)	98	4,928	0.48	4,835	0.47
Steam (t)	45	10,010	0.45	9,738	0.44
Hot water (t)	11	157	0.00	152	0.00
Annual sales revenue (ASR, \$M/yr)			4.64		5.55

Table 12. Energy conversion efficiency (η) of three energy conversion pathways from 100 t/d sawdust containing 40% water

Case study		Case 1	Case 2
Input energy	Biomass (kW)	11,458	11,458
	Hydrogen (kW)	0	5,667
	Hot utility (kW)	1,067	207
	Electricity (kW)	206	745
	Total (kW)	12,731	18,078
Output energy	Gasoline	4,169	5,390
	Diesel	1,825	2,105
	Electricity	616	604
	HP steam	329	355
	MP steam	800	862
	Hot water	18	19
	Total (kW)	7,756	9,336
	Energy conversion efficiency (%)		60.9

유입에너지보다 크다. 생산된 에너지는 가솔린, 디젤, 전기, 스팀, 그리고 온수이며, Case 2는 높은 수송용 연료 생산수율로 인하여 Case 1보다 높은 에너지 생산량을 갖는다. 하지만, 전체 에너지 전환 효율은 Case 1이 61%, Case 2가 52%를 갖는다. 손실된 약 40% 및 50% 에너지는 원료에 40% 포함된 수분을 12.4%로 건조시키는데 주로 소비되었고, 3% 미연소 탄소 및 2% 전기손실에 기인한다. Case 2의 경우, 외부로 공급된 수소열량으로 유입에너지가 Case 1 보다 크고, hydrodreating 반응기에서 생성된 수용액상 탄화수소가 폐수처리영역에서 배출됨으로 전체적인 에너지 전환효율이 Case 1 보다 낮게 계산되었다. Case 1의 에너지 효율은 Shemfe *et al.* (2015) 에서 구한 62%[1]보다 약간 낮은 값이다.

4-5. Sensitivity analysis

TCI, TPC, ASR, 원료가격, 가솔린/디젤 가격, 그리고 수소가격에 대한 ROI의 민감도 분석은 $\pm 50\%$ 범위의 상대적 변화량에서 이

루어졌다. Table 13은 FPBU Case 1과 Case 2에 대하여 6개 인자에 대한 상대적 변화에 따른 절대값들을 보여준다. 기준값(base value)에서의 경제성값들은 Table 7에서 이미 제시되었다.

Fig. 19는 100 t/d FPBU공장에 대한 ROI의 민감도를 보여준다. 100 t/d 공정의 ROI는 기준값에서 음수를 갖기 때문에 ROI값이 증가하는 방향으로만 민감도 분석값을 보여준다. Fig. 19a는 TCI, TPC, 그리고 ASR의 상대적 변화에 따른 ROI값을 보여준다. TCI와 TPC의 감소와, ASR의 증가는 ROI를 증가시킨다. 기준값에서 Case 1 (FPBU-HG)공정 보다 Case 2 (FPBU-EH) 공정이 기준값에서는 ROI가 약간 낮게 위치한다. 하지만, TPC, ASR, 그리고 가솔린 가격의 $\pm 10\%$ 범위를 넘는 구간에서 Case 2의 ROI는 Case 1 보다 높다.

PoS 그래프에서 중요한 단서는 기울기이다. 모든 인자들이 무단위로 동등하게 비교됨으로, 기울기의 절대값이 큰 인자가 공정의 경제성에 큰 영향을 주는 인자로 파악된다. Fig. 19a에서 공정에 영

Table 13. Absolute values of factors used in sensitivity analysis for the plant capacity of 100 t/d sawdust

Factors		Relative changes (%)								
		-50	-30	-20	-10	0	10	20	30	50
TCI (\$M)	Case 1	11.1	15.6	17.8	20.0	22.2	24.5	26.7	28.9	33.4
	Case 2	8.0	11.3	12.9	14.5	16.1	17.7	19.3	20.9	24.1
TPC (\$M/yr)	Case 1	2.0	2.8	3.2	3.6	4.0	4.4	4.8	5.2	6.0
	Case 2	2.6	3.6	4.2	4.7	5.2	5.7	6.2	6.8	7.8
ASR (\$M/yr)	Case 1	2.3	3.3	3.7	4.2	4.6	5.1	5.6	6.0	7.0
	Case 2	2.7	3.9	4.4	5.0	5.5	6.1	6.7	7.2	8.3
Sawdust price (\$/t)		25	35	40	45	50	55	60	65	75
Gasoline/diesel price (\$/t)		463.5	648.9	741.6	834.3	927	1019.7	1112.4	1205.1	1390.5
H ₂ price (\$/t)		525	735	840	945	1050	1155	1260	1365	1575

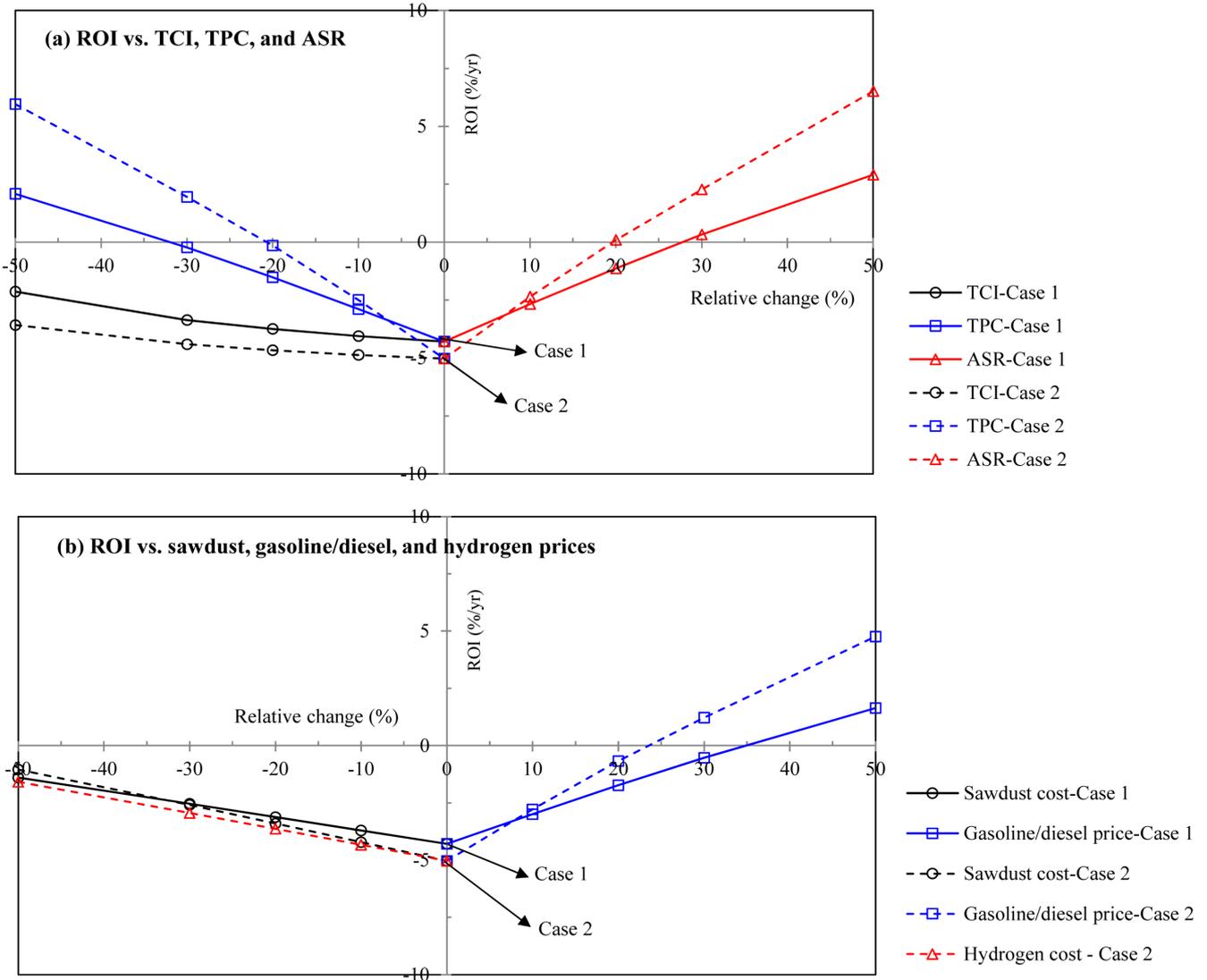


Fig. 19. Plot of sensitivities (PoS) for the 100 t/d FPBU process.

향력이 큰 순서는 ASR, TPC, 그리고 TCI이다. TCI감소하면, 감가상각비와 이자비용이 감소하게 되고, 결국 당기순이익은 증가하며, ROI는 증가한다. 하지만, 감가상각비와 이자비용은 각각 TCI의 약 5% 및 7%만이 반영됨으로 ROI 증가율은 다른 인자에 비하여 가장 작다. TPC와 ASR은 당기순이익에 100% 반영됨으로 ROI에 미치는 영향이 크고, ASR의 절대값이 TPC의 절대값보다 크기 때문에 (Table 10과 11 참조) ASR이 ROI에 미치는 영향이 TPC보다 약간 더 크다. 100 t/d FPBU공장에 대하여 TCI와 TPC가 50% 감소하고, ASR이 50% 증가하더라도 ROI는 10%를 넘지 못한다.

Fig. 19b는 TPC와 ASR에 직접적인 영향을 주는 톱밥원료가격, 가솔린/디젤가격, 그리고 수소구입가격이 ROI에 미치는 영향을 보여준다. 수소구입가격의 민감도는 Case 2에만 적용되었다. 톱밥가격은 TPC, 가솔린/디젤 가격은 ASR에 영향을 준다. 가솔린/디젤 가격이 톱밥가격의 약 20배이고, 당기순이익에 더 큰 영향을 주기 때문에 톱밥원료가격보다 가솔린/디젤 가격이 ROI에 더 큰 영향을 준다. Case 2에서 수소가격은 TPC에 영향을 주며, 원료구입비보다 수소구입비가 약간 적기 때문에 (Table 10 참조) 원료구입비는 수소구입비보다 ROI 증가율이 약간 더 크다.

100 t/d FPBU 공장에 대하여 여러 주요한 경제성 가정인자들의 $\pm 50\%$ 변화에도 ROI 15% 이상을 기대하기가 힘들다. 하지만, Case 1에 대하여 TCI, TPC, 그리고 ASR이 동시에 50% 감소, 20% 감소, 그리고 50% 증가한다고 할 때, ROI는 15.4%를 보여줄 것이다. Case 2에 대하여 TCI, TPC, 그리고 ASR이 동시에 50% 감소, 20% 감소, 그리고 30% 증가한다고 할 때, ROI는 17.6%를 보여줄 것이다.

Table 5에서 제시된 수소의 구입단가는 1.05 \$/kg으로 이는 steam methane reforming (SMR) 공정의 생산단가이다. 하지만, 저장, 수송이 포함된 수소 가격은 3-4 \$/kg을 유지함으로 [33], 수소 공급 방식에 따라 경제성 평가의 결과는 상이할 것이다.

5. Conclusions

40% 수분을 포함하는 톱밥으로부터 급속열분해를 통하여 바이오오일을 생산하고, 수첨 개질반응을 통하여 수송용 연료인 가솔린과 디젤을 최종적으로 생산하는 공장(FPBU)에 대한 기술경제성 평가를 수행하였다. 본 공장은 총 8개 영역으로 구분된다: 원료투입 및 건조영역, 급속열분해영역, 바이오오일 회수영역, 바이오오일 수첨개

질영역, 폐수처리영역, 부대시설영역, 전기생산영역, 그리고 생성물 저장영역. 본 연구의 목적은 수소생산을 포함하는 FPBU-HG공장 (Case 1)과 외부로부터 수소를 공급받아 수첨 개질반응을 진행하는 FPBU-EH공장(Case 2)의 기술경제성 평가를 통하여 어떤 공장이 더 경제성을 갖는지 파악하는 것이다.

기술경제성평가는 크게 기술적인 측면과 경제적인 측면으로 나누어 볼 수 있다. 기술적 측면에서는 공정흐름도(PFD)를 이용하여 각 장치비를 계산하고, 초기투자비(TCI), 그리고 총생산비용(TPC)을 얻기 위하여 공정모사를 수행한다. 경제적인 측면에서는 앞서 구한 TCI와 TPC를 사용하여 투자회수율(ROI), 투자회수기간(PBP), 그리고 내부수익률(IRR)을 계산하고, 이들의 민감도를 여러 불확실한 인자들을 변화시키면서 분석한다. 본 연구에서는 체계적인 기술경제성평가를 수행하기 위하여 4단계로 구분된 4-level EP 기법을 사용하였다. 이 방법은 1단계에서 주어진 공장에 대한 유출입 정보를 수집하고, 2단계에서 공정모사를 수행하고, 3단계에서 열교환망을 최적화하며, 4단계에서는 여러 경제성 지표를 산출한다.

100 t/d FPBU 공장에 대하여 Case 1과 Case 2의 TCI는 각각 약 245억원, 177억원이고, TPC는 각각 57억원/년, 75억원/년으로 예측되었다. 수소생산을 포함하는 Case 1공장이 수소를 외부로 공급받는 Case 2공장보다 공장규모가 500 t/d 이상에서 ROI가 낮고 PBP가 높기 때문에, Case 2공장이 경제적 타당성이 더 높다고 판단되지만, 수소공급가격이 높기 때문에 두 공장의 경제성 지표 차이는 크지 않았다. 민감도 분석을 통하여 ASR이 TCI와 TPC보다 ROI에 더 큰 영향을 주고, 가솔린/디젤 가격이 톱밥가격과 수소가격 보다 ROI에 더 큰 영향을 주는 것으로 밝혀졌다. ROI 15% 이상과 PBP 5년 이하를 달성하기 위한 최소 공장의 규모는 Case 1과 Case 2 모두 1,500 t/d 이상으로 계산되었다.

본 연구에서는 아직 개발단계에 있는 급속열분해 바이오오일 생산공장에 대한 예비적인 경제성 평가를 수행하였고, 기술적 성숙도에 대하여 고려하지 않았다. 공정흐름도(PFD)는 현실적인 측면에서 좀 더 상세히 구현되어야 하고, 바이오오일의 수첨 촉매반응 및 열분해에 대한 실험적 검증이 요구된다. 따라서, 본 논문의 기술경제성평가는 임시적이고, 학술적인 결과로서 활용되어져야 한다.

Acknowledgements

This research was financially supported by the collaboration project between Daekyong Eso and Hankyong National University (Grant number: HKNU-2017-063). Much appreciation goes to Dr. Truong X. Do for the first effort to the process simulation.

Nomenclature

a	: installed cost factor
ASR	: annual sales revenue [\$/yr]
b	: purchased equipment cost factor
c	: project contingency factor
C_{AI}	: annualized installed equipment cost [\$/yr]
C_{cap}	: capital expenditure [\$/yr]
C_{cat}	: catalyst cost [\$/yr]
C_{dep}	: depreciation cost [\$/yr]

C_E	: purchased equipment cost [\$/yr]
CF	: cash flow [\$/yr]
C_{fix}	: fixed cost [\$/yr]
C_{GA}	: general and administrative cost [\$/yr]
C_{HI}	: Extra heat exchanger cost after heat integration [\$/yr]
C_{labor}	: labor cost [\$/yr]
C_{main}	: maintenance cost [\$/yr]
C_{OH}	: overheat cost [\$/yr]
C_{PC}	: project contingency [\$/yr]
C_{raw}	: raw material cost [\$/yr]
C_{sell}	: minimum selling cost [\$/yr]
C_{tax}	: tax cost [\$/yr]
C_{TDI}	: total direct and indirect cost [\$/yr]
C_{TI}	: total installed cost [\$/yr]
C_{TU}	: total utility cost [\$/yr]
C_{TUS}	: total utility saving cost [\$/yr]
C_{WC}	: working capital cost [\$/yr]
d	: working capital factor
E	: economic potential [\$/yr]
EFB	: empty fruit bunches
FCI	: fixed capital investment [\$/yr]
F_{fuel}	: fuel mass flow rate [t/yr]
i	: interest rate in NPV
I	: price index
C_{ID}	: indirect cost [\$/yr]
IRR	: internal rate of return [%]
L_{cat}	: catalyst life [yr]
L_p	: plant life [yr]
M	: number of equipment
MFSP	: minimum fuel selling price [\$/l]
n	: year index
NPV	: net present value [\$/yr]
p	: price [\$/kg]
PBP	: payback period [yr]
PFD	: process flow diagram
P_G	: gross profit [\$/yr]
P_N	: net profit [\$/yr]
PoS	: plot of sensitivity
PSA	: pressure swing adsorption
ROI	: return on investment [%]
S	: sensitivity
TCI	: total capital investment [\$/yr]
TEA	: techno-economic analysis
TPC	: total production cost [\$/yr]
V_s	: salvage value [\$/yr]
v_{space}	: space velocity [1/hr]
x	: uncertain variable
y	: targeted variable

Greek letters

α	: inflation rate
----------	------------------

β	: corporation tax rate
γ	: interest rate
ϕ	: equipment capacity exponent
λ	: debt ratio
ρ	: density [g/l]
τ	: annualizing factor [yr]

References

- Shemfe, M. B., Gu, S. and Ranganathan, P., "Techno-Economic Performance Analysis of Biofuel Production and Miniature Electric Power Generation from Biomass Fast Pyrolysis and Bio-Oil Upgrading," *Fuel*, **143**, 361-372(2015).
- Abnisa, F., Arami-Niya, A., Wan Daud, W. M. A., Sahu, J. N. and Noor, I. M., "Utilization of Oil Palm Tree Residues to Produce Bio-Oil and Bio-Char Via Pyrolysis," *Energy Convers. Manage.*, **76**, 1073-1082(2013).
- Do, T. X. and Lim, Y.-I., "Techno-Economic Comparison of Three Energy Conversion Pathways from Empty Fruit Bunches," *Renew. Energ.*, **90**, 307-318(2016).
- Do, T. X., Lim, Y.-I., Jang, S. and Chung, H.-J., "Hierarchical Economic Potential Approach for Techno-Economic Evaluation of Bioethanol Production from Palm Empty Fruit Bunches," *Bioresour. Technol.*, **189**, 224-235(2015).
- Do, T. X., Lim, Y.-I. and Yeo, H., "Techno-Economic Analysis of Biooil Production Process from Palm Empty Fruit Bunches," *Energy Convers. Manage.*, **80**, 525-534(2014).
- Do, T. X., Lim, Y.-I., Yeo, H., Lee, U.-D., Choi, Y.-T. and Song, J.-H., "Techno-Economic Analysis of Power Plant Via Circulating Fluidized-Bed Gasification from Woodchips," *Energy*, **70**, 547-560(2014).
- Wright, M. M., Daugaard, D. E., Satrio, J. A. and Brown, R. C., "Techno-Economic Analysis of Biomass Fast Pyrolysis to Transportation Fuels," *Fuel*, **89**, Suppl., S2-S10(2010).
- Choi, H. S., Choi, Y. S. and Park, H. C., "The Influence of Fast Pyrolysis Condition on Biocrude-Oil Yield and Homogeneity," *Korean J. Chem. Eng.*, **27**(4), 1164-1169(2010).
- Dutta, A., Sahir, A., Tan, E., Humbird, D., Snowden-Swan, L. J., et al., "Process Design and Economics for the Conversion of Lignocellulosic Biomass to Hydrocarbon Fuels: Thermochemical Research Pathways with in Situ and Ex Situ Upgrading of Fast Pyrolysis Vapors," NREL/TP-5100-62455, U.S. Department of Energy, Oak Ridge(2015).
- Park, Y. B., Lim, H. and Woo, H.-C., "Hydrogen Production by Steam Reforming of Aqueous Bio-Oil from Marine Algae," *Korean Chem. Eng. Res.*, **54**(1), 94-100(2016).
- Jones, S., Meyer, P., Snowden-Swan, L., Padmaperuma, A., Tan, E., Dutta, A., Jacobson, J. and Cafferty, K., "Process Design and Economics for the Conversion of Lignocellulosic Biomass to Hydrocarbon Fuels: Fast Pyrolysis and Hydrotreating Bio-Oil Pathway," NREL/TP-5100-61178, U.S. Department of Energy, Oak Ridge(2013).
- Christensen, P. and Dysert, L. R., "Cost Estimate Classification System - as Applied in Engineering, Procurement, and Construction for the Process Industries," AACE International Recommended Practice No. 18R-97(2011).
- Do, T. X., Lim, Y.-I., Cho, H., Shim, J., Yoo, J., Rho, K., Choi, S.-G., Park, C. and Park, B.-Y., "Techno-Economic Analysis of Fry-Drying and Torrefaction Plant for Bio-Solid Fuel Production," *Renew. Energ.*, **119**, 45-53(2018).
- Lim, Y.-I., Choi, J., Moon, H. and Kim, K., "Techno-Economic Comparison of Absorption and Adsorption Processes for Carbon Monoxide (Co) Separation from Linze-Donawitz Gas (Ldg)," *Korean Chem. Eng. Res.*, **55**(2), 201-213(2016).
- Park, Y. C., Lee, T.-Y., Park, J. and Ryu, H.-J., "Performance and Economic Analysis of Natural Gas/Syngas Fueled 100 Mwth Chemical-Looping Combustion Combined Cycle Plant," *Korean Chem. Eng. Res.*, **47**(1), 65-71(2009).
- Lee, J. H., Kim, J.-H., Lee, I. Y., Jang, K. R. and Shim, J.-G., "Performance and Economic Analysis of 500 Mw_e Coal-Fired Power Plant with Post-Combustion CO₂ Capture Process," *Korean Chem. Eng. Res.*, **49**(2), 244-249(2011).
- Chun, D.-H., Kim, S.-D., Rhim, Y. J. and Lee, S. H., "Economic Analysis of Upgrading Low Rank Coal Process," *Korean Chem. Eng. Res.*, **49**(5), 639-643(2011).
- Shin, J.-H., Lee, L.-S. and Lee, S.-H., "Economic Assessment of a Indirect Liquefaction Process Using a Gasification with Petroleum Coke/Coal Mixtures," *Korean Chem. Eng. Res.*, **54**(4), 501-509(2016).
- Byun, J. and Han, J., "Process Development and Economic Evaluation for Catalytic Conversion of Furfural to Tetrahydrofurfuryl Alcohol," *Korean Chem. Eng. Res.*, **55**(5), 609-617(2017).
- Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., Shaiwitz, J. A. and Bhattacharyya, D., Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes, 4th ed., Prentice Hall, New York(2012).
- Towler, G. and Sinnott, R., Chemical Engineering Design, 2nd ed., Elsevier, Boston(2008).
- Do, T. X., Lim, Y.-I., Lee, J. and Lee, W., "Techno-Economic Analysis of Petrochemical Complex Retrofitted with Simulated Moving-Bed for Olefins and Aromatics Production," *Chem. Eng. Res. Des.*, **106**, 222-241(2016).
- Upadhye, A. A., Qi, W. and Huber, G. W., "Conceptual Process Design: A Systematic Method to Evaluate and Develop Renewable Energy Technologies," *AIChE J.*, **57**(9), 2292-2301(2011).
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D. and West, R. E., Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 5th ed., McGraw-Hill, New York(2003).
- Kemp, I. C., Pinch Analysis and Process Integration, 2nd ed., Butterworth-Heinemann, Oxford(2006).
- Luyben, W. L., "Heat Exchanger Simulations Involving Phase Changes," *Comput. Chem. Eng.*, **67**, 133-136(2014).
- Humbird, D., Davis, R., Olthof, B., Worley, M. and Sexton, D., "Process Design and Economics for Biochemical Conversion of Lignocellulosic Biomass to Ethanol: Dilute-Acid Pretreatment and Enzymatic Hydrolysis of Corn Stover," NREL/TP-5100-47764, U.S. Department of Energy, Oak Ridge(2011).
- Yoo, Y. D., Kim, S. H., Cho, W., Mo, Y. and Song, T., "Basic Economic Analysis for Co-Production Process of Dme and Electricity Using Syngas Obtained by Coal Gasification," *Korean Chem. Eng. Res.*, **52**(6), 796-806(2014).
- Lozowski, D., Ondrey, G., Jenkins, S. and Bailey, M. P., "Chemical Engineering Plant Cost Index (Cepci)," Chemical Engineering, Access Intelligence LLC, New York(2015).

30. Perry, R. H. and Green, D. W., Perry's Chemical Engineers' Handbook: Chapter 12. Psychrometry, Evaporative Cooling, and Solids Drying, 7th ed., McGraw-Hill, New York(1999).
31. Wang, B., Gebreslassie, B. H. and You, F., "Sustainable Design and Synthesis of Hydrocarbon Biorefinery Via Gasification Pathway: Integrated Life Cycle Assessment and Technoeconomic Analysis with Multiobjective Superstructure Optimization," *Comput. Chem. Eng.*, **52**, 55-76(2013).
32. Couper, J. R., Process Engineering Economics, 1st ed., Marcel Dekker, New York(2003).
33. Ruth, M., Laffen, M. and Timbario, T. A., "Hydrogen Pathways: Cost, Well-to-Wheels Energy Use, and Emissions for the Current Technology Status of Seven Hydrogen Production, Delivery, and Distribution Scenarios," NREL/TP-6A1-46612, U.S. Department of Energy, Oak Ridge(2009).

Appendix

A. Heat integration by pinch analysis

A1. Case 1 (FPBU-HG)

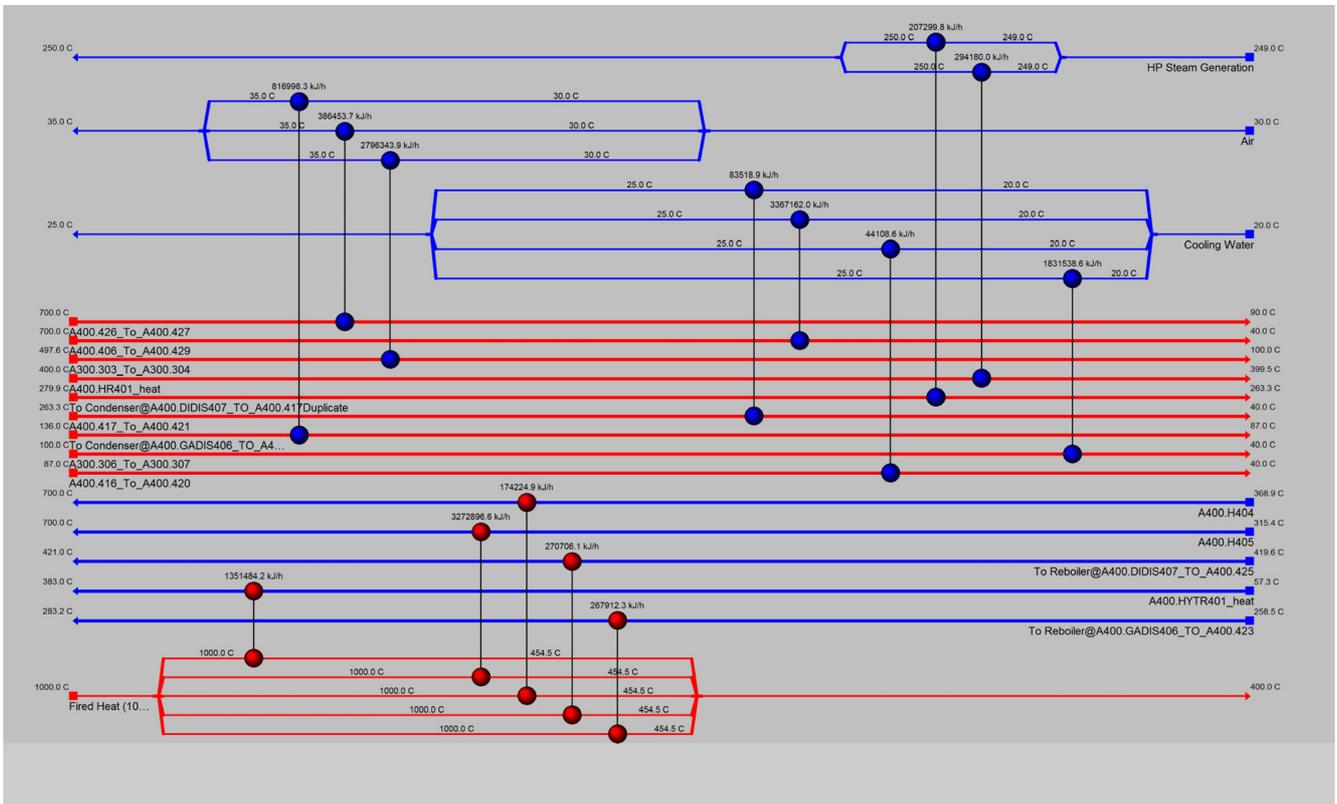


Fig. A1. Heat exchanger network before heat integration of FPBU with H₂ generation (FPBU-HG).

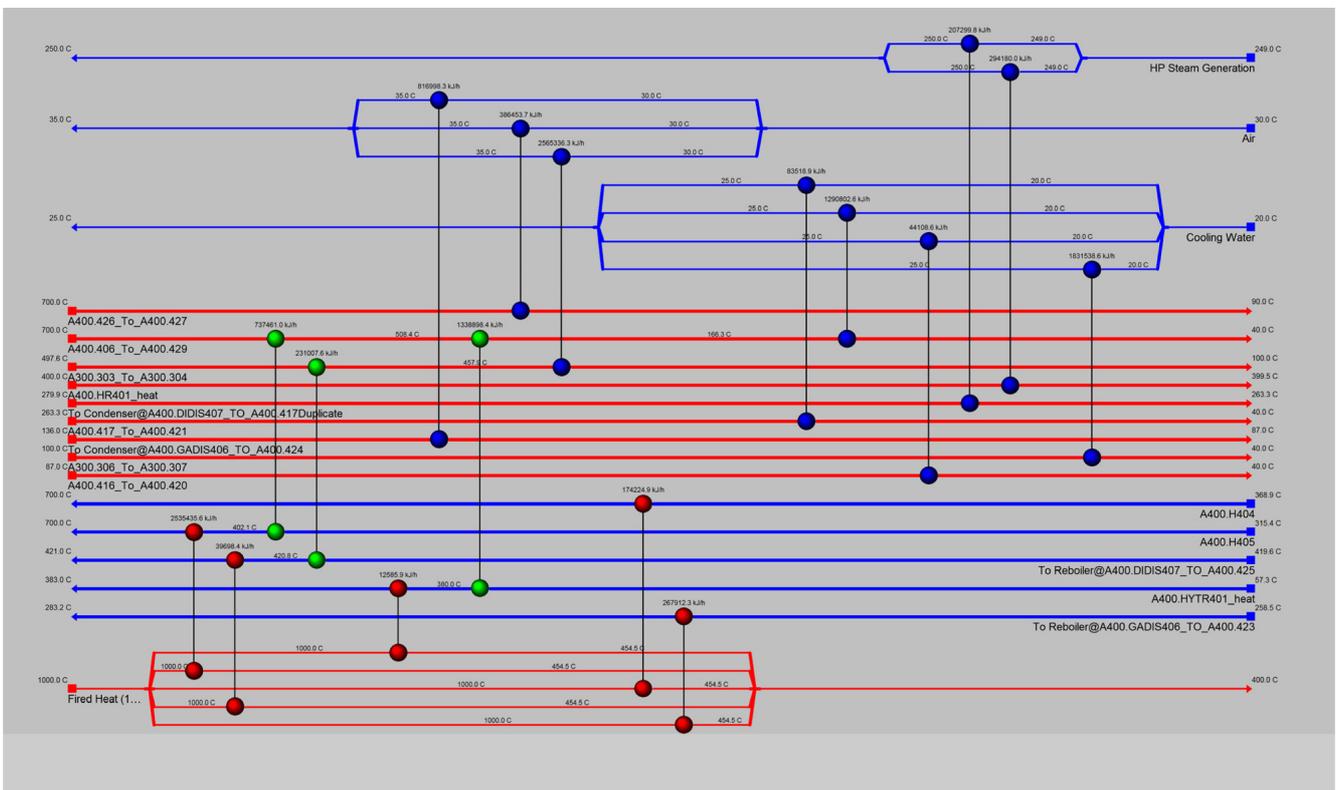


Fig. A2. Heat exchanger network after heat integration of FPBU with H₂ generation (FPBU-HG).

A2. Case 2 (FPBU-EH)

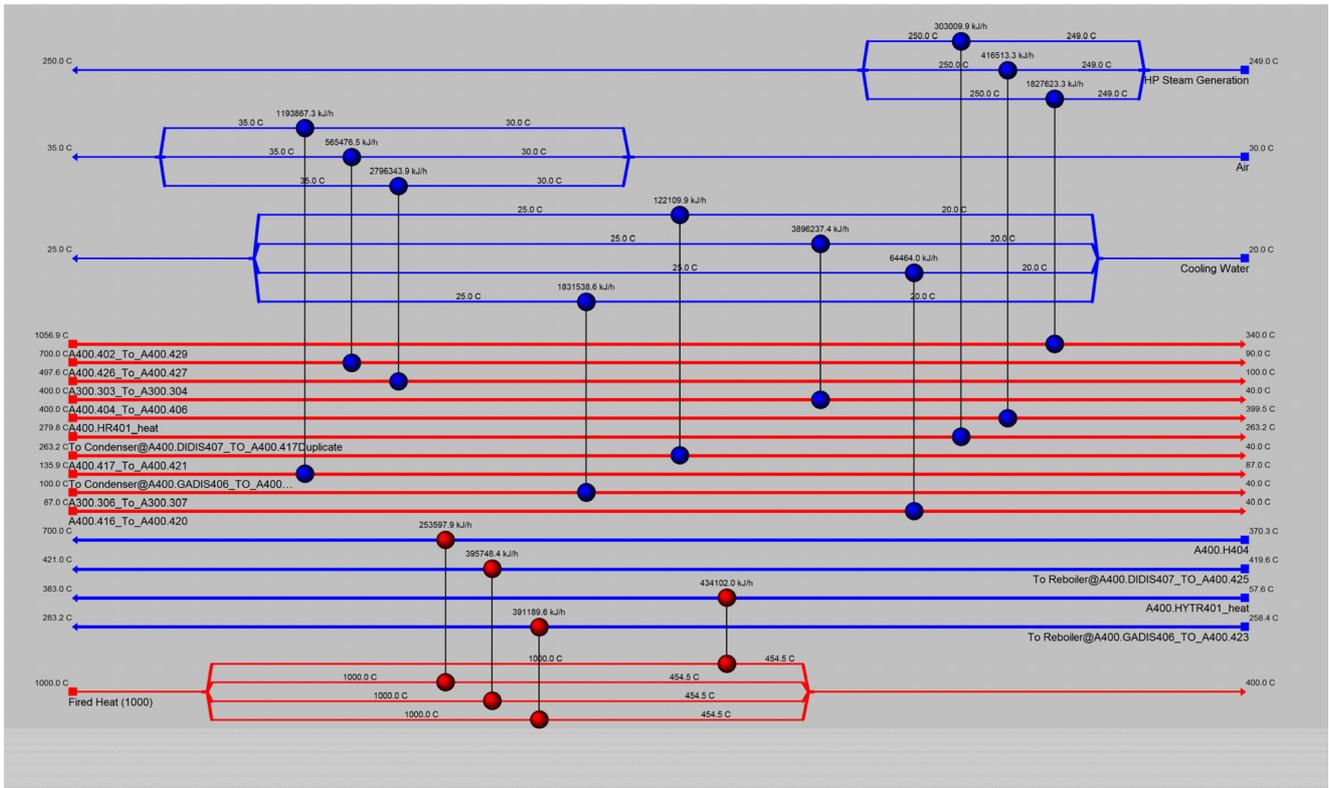


Fig. A3. Heat exchanger network before heat integration of FPBU with external H₂ supply (FPBU-EH).

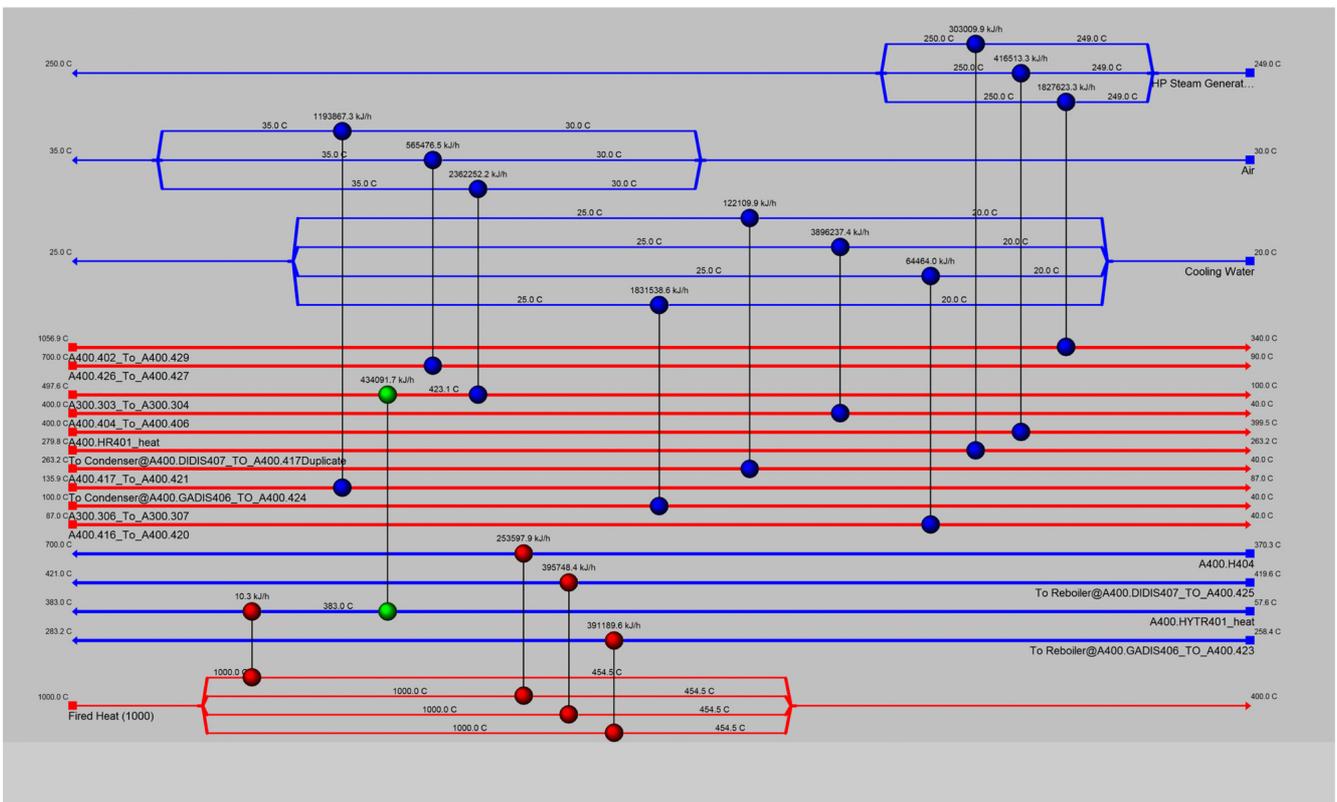


Fig. A4. Heat exchanger network after heat integration of FPBU with external H₂ supply (FPBU-EH).

B. Equipment purchased cost ($C_{E,i}$) and installation factor (a_i)

B1. Case 1 (FPBU-HG)

Table B1. Total installed cost ($C_{TL,i}$), equipment purchased cost ($C_{E,i}$), indirect cost ($C_{I,i}$) and equipment installation factor (a_i) of 100 t/d FPBU-HG plant

Area	Equipment	Equipment type	$C_{TL,i}$ (\$)	$C_{E,i}$ (\$)	$C_{I,i}$ (\$)	a_i
A100	A100.Dryer	ERD DIRECT	110,100	72,900	64,881	1.51
	A100.Belt conveyor	DCO OPEN BELT	93,000	50,600	45,034	1.84
A200	A200.Pyrolysis unit	EFU PYROLYSIS	383,100	265,700	236,473	1.44
	A200.Cyclone	EDC CYCLONE	135,900	75,200	66,928	1.81
	A200.Combustor	EFU BOX	812,700	614,400	546,816	1.32
	A200.Fan	EFN CENTRIF	18,100	6,900	6,141	2.62
	A200.Feeder	EFE ROTARY	23,200	19,200	17,088	1.21
A300	A300.ESP	DDC ELC H VOLT	225,300	106,900	95,141	2.11
	A300.Heat exchanger 1	DHE TEMA EXCH	89,300	12,100	10,769	7.38
	A300.Flash 1	DVT CYLINDER	107,800	17,600	15,664	6.13
	A300.Heat exchanger 2	DHE TEMA EXCH	61,000	11,100	9,879	5.50
	A300.Flash 2	DVT CYLINDER	114,000	17,700	15,753	6.44
	A300.Biooil tank	DVT CYLINDER	133,800	22,100	19,669	6.05
	A300.Gas blower	EFN CENTRIF	16,900	6,500	5,785	2.60
	A300.Pump	DCP CENTRIF	31,100	3,800	3,382	8.18
A400	A400.HydrotreatingReactor	EFU VERTICAL	270,600	163,500	145,515	1.66
	A400.Decanter	DHT HORIZ DRUM	283,600	64,000	56,960	4.43
	A400.Reformer	EFU REFORMER	2,882,000	2,200,000	1,958,000	1.31
	A400.Cracker	EFU VERTICAL	156,500	63,000	56,070	2.48
	A400.Aqueous cooler	DHE TEMA EXCH	176,200	44,300	39,427	3.98
	A400.Flash	DVT CYLINDER	97,900	18,700	16,643	5.24
	A400.PSA	DVT CYLINDER	195,900	37,400	33,286	5.24
	A400.Compressor 1	DGC CENTRIF	1,845,100	1,725,000	1,535,250	1.07
	A400.Compressor 2	DGC CENTRIF	1,916,100	1,792,900	1,595,681	1.07
	A400.GasoColum-condenser	DHE TEMA EXCH	59,600	9,800	8,722	6.08
	A400.GasoColum-drum	DHT HORIZ DRUM	92,500	13,800	12,282	6.70
	A400.GasoColum-reboiler	DRB U TUBE	92,600	12,500	11,125	7.41
	A400.GasoColu-reflux pump	DCP CENTRIF	8,800	4,400	3,916	2.00
	A400.GasoColum-tower	DTW TRAYED	192,700	45,600	40,584	4.23
	A400.DieselCo-condenser	DHE TEMA EXCH	45,600	8,000	7,120	5.70
	A400.DieselCo-drum	DHT HORIZ DRUM	103,800	13,800	12,282	7.52
	A400.DieselCo-reboiler	DRB U TUBE	66,700	13,000	11,570	5.13
	A400.DieselCo-reflux pump	DCP CENTRIF	9,200	4,400	3,916	2.09
	A400.DieselCo-tower	DTW TRAYED	246,700	45,800	40,762	5.39
	A400.Gasoline cooler	DHE TEMA EXCH	44,500	8,000	7,120	5.56
	A400.Diesel cooler	DHE TEMA EXCH	45,600	8,000	7,120	5.70
	A400.CrackingProd cooler	DHE TEMA EXCH	80,800	23,900	21,271	3.38
	A500	A500.AnaerReactor	DVT CONE BTM	85,700	49,100	43,699
A500.Aerobic Reactor		DWTS AERATOR	38,700	22,200	19,758	1.74
A500.Pressure filter		EF LEAF WET	40,200	29,000	25,810	1.39
A600	A600.Cooling tower	ECTWPACKAGED	89,600	6,000	5,340	14.93
A700	A700.Steam turbine	ETURCONDENSING	168,700	58,600	52,154	6.28
	A700.Deaerator	DVT CYLINDER	109,200	17,600	15,664	1.25
A800	A800.Ash storage	DVT CONE BTM	46,100	20,500	18,245	2.25
	A800.Gasoline storage	DVT STORAGE	173,100	64,200	57,138	2.70
	A800.Diesel storage	DVT STORAGE	106,200	39,800	35,422	2.67
Total			12,125,800	7,929,500	7,057,255	1.53

B2. Case 2 (FPBU-EH)

Table B2. Total installed cost ($C_{T,i}$), equipment purchased cost ($C_{E,i}$), indirect cost ($C_{I,i}$) and equipment installation factor (a_i) of 100 t/d FPBU-EH plant

Area	Equipment	Equipment type	$C_{T,i}$ (\$)	$C_{E,i}$ (\$)	$C_{I,i}$ (\$)	a_i
A100	A100.Dryer	ERD DIRECT	110,100	72,900	64,881	1.51
	A100.Belt conveyor	DCO OPEN BELT	93,000	50,600	45,034	1.84
A200	A200.Pyrolysis unit	EFU PYROLYSIS	387,800	270,100	240,389	1.44
	A200.Cyclone	EDC CYCLONE	135,900	75,200	66,928	1.81
	A200.Combustor	EFU BOX	802,500	604,800	538,272	1.33
	A200.Fan	EFN CENTRIF	18,400	6,900	6,141	2.67
	A200.Feeder	EFE ROTARY	23,200	19,200	17,088	1.21
A300	A300.ESP	DDC ELC H VOLT	225,300	106,900	95,141	2.11
	A300.Heat exchanger 1	DHE TEMA EXCH	89,300	12,100	10,769	7.38
	A300.Flash 1	DVT CYLINDER	107,800	17,600	15,664	6.13
	A300.Heat exchanger 2	DHE TEMA EXCH	61,000	11,100	9,879	5.50
	A300.Flash 2	DVT CYLINDER	114,000	17,700	15,753	6.44
	A300.Biooil tank	DVT CYLINDER	133,800	22,100	19,669	6.05
	A300.Gas blower	EFN CENTRIF	16,900	6,500	5,785	2.60
	A300.Pump	DCP CENTRIF	31,100	3,800	3,382	8.18
A400	A400.HydrotreatingReactor	EFU VERTICAL	191,300	93,600	83,304	2.04
	A400.Decanter	DHT HORIZ DRUM	283,600	64,000	56,960	4.43
	A400.Cracker	EFU VERTICAL	169,800	76,100	67,729	2.23
	A400.Aqueous cooler	DHE TEMA EXCH	132,500	17,500	15,575	7.57
	A400.Compressor 1	DGC CENTRIF	1,221,200	1,205,600	1,072,984	1.01
	A400.Compressor 2	DGC CENTRIF	2,403,100	2,266,800	2,017,452	1.06
	A400.GasoColum-condenser	DHE TEMA EXCH	59,800	10,000	8,900	5.98
	A400.GasoColum-drum	DHT HORIZ DRUM	92,500	13,800	12,282	6.70
	A400.GasoColum-reboiler	DRB U TUBE	94,000	13,300	11,837	7.07
	A400.GasoColu-reflux pump	DCP CENTRIF	8,800	4,400	3,916	2.00
	A400.GasoColum-tower	DTW TRAYED	192,700	45,600	40,584	4.23
	A400.DieselCo-condenser	DHE TEMA EXCH	45,600	8,000	7,120	5.70
	A400.DieselCo-drum	DHT HORIZ DRUM	103,800	13,800	12,282	7.52
	A400.DieselCo-reboiler	DRB U TUBE	68,700	14,500	12,905	4.74
	A400.DieselCo-reflux pump	DCP CENTRIF	9,200	4,400	3,916	2.09
	A400.DieselCo-tower	DTW TRAYED	246,700	45,800	40,762	5.39
	A400.Gasoline cooler	DHE TEMA EXCH	45,100	8,500	7,565	5.31
A400.Diesel cooler	DHE TEMA EXCH	46,300	8,500	7,565	5.45	
A400.CrackingPro cooler	DHE TEMA EXCH	155,300	24,000	21,360	6.47	
A500	A500.AnaerReactor	DVT CONE BTM	128,700	57,400	51,086	2.24
	A500.Aerobic Reactor	DWTS AERATOR	52,600	36,000	32,040	1.46
	A500.Pressure filter	EF LEAF WET	40,200	29,000	25,810	1.39
A600	A600.Cooling tower	ECTWPACKAGED	89,600	6,000	5,340	14.93
A700	A700.Steam turbine	ETURCONDENSING	169,900	59,400	52,866	6.28
	A700.Deaerator	DVT CYLINDER	109,200	17,600	15,664	1.25
A800	A800.Ash storage	DVT CONE BTM	46,100	20,500	18,245	2.25
	A800.Gasoline storage	DVT STORAGE	205,700	76,900	68,441	2.67
	A800.Diesel storage	DVT STORAGE	127,400	45,700	40,673	2.79
Total			8,889,500	5,584,200	4,969,938	1.59