

케나프 기반 합성가스 생산을 위한 공정 설계 및 경제성 평가

변재원 · 박호영 · 강동성 · 권오석 · 한지훈[†]

전북대학교 화학공학부
54896 전라북도 전주시 덕진구 백제대로 567
(2020년 2월 25일 접수, 2020년 4월 19일 수정본 접수, 2020년 4월 30일 채택)

Process Design and Economics for Conversion of Kenaf to Syngas

Jaewon Byun, Hoyoung Park, Dongseong Kang, Oseok Kwon and Jeehoon Han[†]

School of Chemical Engineering, Jeonbuk National University, 567, Baekje-daero, Deokjin-gu, Jeonju-si, Jeollabuk-do, 54896, Korea
(Received 25 February 2020; Received in revised form 19 April 2020; accepted 30 April 2020)

요 약

합성가스는 화학제품 및 수송연료의 원료로 이용되며, 최근 목질계 바이오매스의 가스화를 통한 합성가스 생산기술에 대한 연구가 다수 진행되었다. 케나프는 높은 생산성과 이산화탄소 흡수율을 가지는 목질계 바이오매스로 이산화탄소 저감을 위한 대체자원으로서 활용 가능성이 높다. 본 연구는 케나프 가스화 실험연구 데이터를 바탕으로 상용 수준의 케나프 가스화 공정을 개발하고, 해당 공정의 타당성 및 실현가능성을 평가하는 연구로서, 케나프 가스화 통합공정 설계, 열교환망 설계, 기술경제성 평가로 구성된다. 개발된 공정으로부터 생산되는 합성가스의 최소판매가격은 1 GJ당 9.55 달러로, 합성가스의 시장가격보다 낮은 것을 확인하였다.

Abstract – Syngas can be used as raw material for chemical and fuel production. Currently, many studies on syngas production from gasification of biomass have been conducted. Kenaf is a promising renewable resource with high productivity and CO₂ immobilization. This study developed a large-scale kenaf gasification process based on the experimental data, and evaluated the techno-economic feasibility, which consists of three steps (integrated process design, heat exchanger network design, techno-economic assessment). The minimum selling price of syngas is US\$ 9.55/GJ, and it is lower than current market price of syngas.

Key words: Syngas, Kenaf, Process design, Techno-economic feasibility

1. 서 론

합성가스는 수소화 공정, 화학제품 생산(암모니아, 메탄올, 다이메틸에테르 등), 수송연료 생산을 위한 원료로 이용되며, 기존에는 석탄 가스화 공정을 통해 주로 생산되었다[1]. 그러나, 온실가스 감축 및 에너지 자립 등의 이슈로 인해 최근 바이오매스 가스화 공정을 통한 합성가스 생산 공정이 주목받고 있다. 다양한 바이오매스 중 케나프는 서아프리카를 원산지로서 하는 초본식물로서, 최대 4~5 m 까지 성장하며 생장 사이클이 빠르다는 특징을 가지고 있다[2]. 또한, 단위면적당 생산성(ha당 30톤 생산) 및 이산화탄소 흡수(생장 사이클 1회당 30~40톤의 이산화탄소를 흡수)가 타 수목에 비해 높다는 점에서 해당 작물은 이산화탄소 저감을 위한 석유류 대체자원

으로서 매우 유망하다[2,3]. 국내의 경우 전북지역에서 케나프 생산 기술 개발과 간척지 및 유향 논에서의 대량 생산을 위한 실증화 사업을 추진하고 있으며, 그 밖에도 해당 작물을 원료로 하는 가스화 공정에 대한 실험연구가 활발히 수행되고 있다.

가스화 공정은 가스화기에서의 열 공급 방식에 따라 직접 및 간접가스화로 분류되며, 직접가스화의 경우 가스화기에 산소가 투입되어 원료 중 일부의 연소를 통해 열을 공급하는 반면, 간접가스화의 경우 가스화기에 스팀이 투입되어 열을 공급하는 방식이다[4]. 간접 가스화는 연소 생성물(flue gas)이 가스화 이후 흐름에 포함되지 않아 고가의 기체 분리장치를 필요로 하지 않는다는 점에서 직접가스화에 비해 이점을 가지지만[4], 두 가지 가스화 공정 모두 타르 불순물이 발생하며, 가스화 공정 이후 흐름에서 이를 제거하기 위한 고가의 가스 클리닝 공정이 필요하다는 단점을 가진다[5]. 최근 케나프를 원료로 탄화공정 및 간접가스화 공정을 동시에 활용하여, 가스화 공정 이후 불순물인 타르가 생성되지 않는 가스화 공정 전략에 대한 실험연구가 보고되었으며[1], 해당 연구는 가스화를 통한 케나프 기반 합성가스 저가생산 전략의 가능성을 제시한다. 하지만,

[†]To whom correspondence should be addressed.

E-mail: jhhan@jbnu.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.

해당 연구는 각 전환 공정에 대한 실험실 규모의 연구로서, 제안된 전환 공정의 기술 경제적 실현가능성을 판단하기 위해서는 실증 플랜트 규모의 타당성 평가 연구가 필요하다. 따라서 본 연구에서는 케나프로부터 합성가스를 생산하는 공정에 대해 시뮬레이션 모델을 개발하고 그 경제성을 평가하였다.

본 연구에서는 기존 실험 연구 데이터를 기반으로 전환 및 분리 공정을 포함하는 실증 플랜트 규모의 통합 공정 및 공정 내 에너지 요구량을 최소화하는 열 교환망을 설계하였다. 최종적으로 설계된 공정에 대해 기술 경제성 타당성 평가를 수행함으로써, 실증화에 있어 병목점을 제시하고 향후 해당 기술의 연구개발 방향을 제시하고자 한다.

2. 이론적 배경

2-1. 가스화 공정 실험데이터 분석

케나프는 2가지 열적 전환 반응(탄화, 가스화)을 거쳐 합성가스로 전환된다[1]. 탄화반응 이후 케나프로부터 고체상의 char와 기체상의 wood gas가 얻어지며, 이후 char는 가스화 공정의 원료로 이용되고, wood gas는 연소를 통해 전체 공정에서의 열공급원으로 활용될 수 있다. 탄화공정에서의 온도에 따라 char의 수율과 조성이 변화하며, 400-1000 °C 범위에 대해 케이스별로 반응온도를 200 °C 씩 변화시키며 반응시킬 때, 360분의 반응시간 이후 4개 케이스(C1, C2, C3, C4)에서 char의 수율 및 조성은 Table 1과 같다. Wood gas의 발열량(higher heating value (HHV)) 비교를 통해 탄화공정에서의 타르의 분해 여부를 확인할 수 있다. C1 케이스에서 wood gas의 발열량이 나머지 케이스(C2, C3, C4)와 비교했을 때

현저히 낮게 나타나는데, 이는 C1에서 탄화공정 이후 char 내에 여전히 타르가 존재함을 의미한다. 따라서, 이후 가스화공정에서 타르생성을 막기 위해서는 600 °C 이상에서 탄화공정이 수행되어야 한다.

탄화공정 이후 얻어진 char는 가스화공정으로 투입되어 합성가스로 전환된다. Char 1g당 0.05 ml/min의 스팀이 투입되며, 각 탄화공정 케이스로 붙어 얻어진 char를 800 °C, 900 °C, 1000 °C에서 가스화 시킨 결과는 Table 2와 같다.

고온의 탄화공정을 거친 char일수록 가스화를 통해 얻어지는 합성가스의 수율이 증가하나, C4 샘플의 char를 가스화 할 때 total 얻어지는 합성가스 내에 CO₂ 증가로 인해 발열량 값이 감소하는 것을 확인할 수 있다. 또한 C1 케이스를 제외한 나머지 케이스에서는 가스화공정의 운전온도가 증가할 때 발열량은 증가하나 합성가스 수율은 감소하는 경향성을 보이며, 900 °C 이후에는 발열량에는 큰 영향을 주지 않으며 수율만 감소하는 것을 확인할 수 있다.

추가적으로, 가스화공정에서 스팀의 투입량은 합성가스의 수율 및 조성에 영향을 주며, char 1g 당 0.1 ml/min의 스팀이 투입될 때,

Table 3. Effect of steam supply rate on syngas yield and composition [1]. Carbonization and gasification are performed at 800 °C and 900 °C

Steam supply (ml/min·g of char)	0.05	0.10	0.15
HHV of syngas (MJ/m ³)	13.07	11.82	11.77
Gas yield, m ³ /kg	4.83	4.95	4.84
H ₂	2.75	2.87	2.82
CO	1.60	1.24	1.21
CH ₄	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.49	0.84	0.81

Table 1. Results of carbonization of kenaf [1]. Reaction time was fixed at 360 min

Case	C1	C2	C3	C4
Carbonization temperature (°C)	400	600	800	1000
Char yield (wt%)	63.29	37.08	31.37	29.73
Char composition (wt%)				
Volatile matter	32.48	15.36	10.58	8.6
Fixed carbon	63.77	78.16	81.68	83.12
Ash	3.75	6.48	7.74	8.28
C	61.71	86.97	92.86	94.31
H	4.91	2.86	1.97	1.83
Wood gas yield (Nm ³ /kg)	0.138	0.308	0.308	0.412
HHV of wood gas	7.54	12.36	13.59	13.84
Wood gas composition (%)				
H ₂	0.00	19.80	26.80	30.89
CO	36.08	23.38	24.47	24.90
CH ₄	2.79	13.41	13.61	12.81
CO ₂	61.13	43.71	35.12	31.40

Table 2. Effect of gasification temperature on syngas yield and composition [1]

Case	C1			C2			C3			C4		
Gasification temperature (°C)	800	900	1000	800	900	1000	800	900	1000	800	900	1000
HHV of syngas (MJ/m ³)	12.12	13.39	13.31	11.74	13.09	13.31	11.55	13.07	13.58	10.69	12.72	13.05
Total gas yield (m ³ /kg of char)	3.06	3.20	3.33	5.11	4.92	4.72	5.43	4.83	4.91	6.21	6.13	6.06
H ₂	1.81	1.80	1.92	3.23	2.83	2.79	3.37	2.75	2.80	3.90	3.22	2.92
CO	0.59	0.94	0.95	0.96	1.50	1.55	1.12	1.60	1.66	1.14	1.60	1.49
CH ₄	0.07	0.08	0.07	0.04	0.03	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.57	0.39	0.40	0.87	0.56	0.38	0.94	0.49	0.32	1.42	0.62	0.45

합성가스의 수율이 가장 높은 것을 확인하였다(Table 3). 최종적으로, 본 연구에서는 합성가스의 수율과 발열량을 고려하여, 800 °C 조건 탄화공정 및 900 °C 조건 가스화공정 데이터를 기반으로 공정을 설계하고자 하였다.

2-2. 공정 모사

본 연구에서 전환 및 분리공정을 포함하는 통합공정은 ASPEN PLUS Process Simulator를 이용해 모사된다. 일반적으로 전환공정의 경우 각 전환반응에서의 kinetic model을 분석하고 이를 바탕으로 공정모사를 수행한다. 그러나 바이오매스 열적 전환의 경우 특정 반응조건에 대한 실험수율만을 제시하는 연구가 대부분으로 kinetic model이 명확히 규명되지 않은 반응을 다루는 공정연구들과 동일한 모사 기법을 적용하여 본 연구를 수행하였다[6-8]. 각 성분들의 기본 물성치는 ASPEN Plus Simulator내 물성 데이터베이스를 활용하였다. 케나프의 물성은 전라북도 농업기술원의 실험보고서를 활용하였다[9]. 기존 실험 연구데이터(반응조건 및 수율)를 기반으로 각 전환공정을 설계하며, ASPEN Plus Process Simulator에서 지원되는 반응기 타입 중 전환반응에서의 전환율 또는 반응진척도가 알려져 있을 때 이용가능한 Rstoic, RYield 반응기를 이용해 dryer와 carbonization을 모사하고, RGibbs를 이용해 gasification과 combustion을 모사한다. 전환반응에서의 반응 변수는 반응기의 종류, 온도, 압력, 반응물 조성 등이 있으며, 각 반응기는 실험연구에서 제시된 반

응조건 및 수율 데이터와 동일한 값을 가지도록 설계된다. 또한 본 연구는 실험실 규모 반응기 운영결과를 이용한 수치해석을 통해 실제 플랜트 규모 반응기 스케일-업을 위한 설계연구으로써 각 장치들은 실제에 가깝도록 모사하기 위해 장치의 크기나 재질, 조업조건 등의 실제적 제약사항들을 고려하였다. 전환공정의 경우 반응기의 종류와 반응시간과 같은 설계정보와 장치내의 압력강하, 열 교환과 같이 수율에 영향을 미칠 수 있는 변수들을 고려하여 각 장치의 크기와 재질을 결정하였다.

3. 결과 및 고찰

3-1. 통합 공정 설계

본 연구에서는 케나프로부터 합성가스를 생산하는 통합 공정을 설계하였다. 설계된 공정은 이산화탄소, 수소와 같은 대부분 무극성의 기체로 이루어진 약한 극성의 혼합가스의 흐름이 지배적이며, gasification과 combustion 등 고온의 반응모사를 위해 PR (Peng Robinson) 모델을 이용했다. 개발된 공정은 dehydration, carbonization, gasification, combustion의 4개 세부 서브-시스템으로 구성된다. 먼저 케나프는 dehydration을 통해 건조되고, 이후 carbonization으로 보내져, 고체상의 char와 기체상의 wood gas와 액상의 wood vinegar로 전환된다[1]. 이후 생산된 gasification 서브시스템에서 스팀을 이용해 합성가스를 생산한다. 통합공정은 일일 2000톤의 케나프를 처리

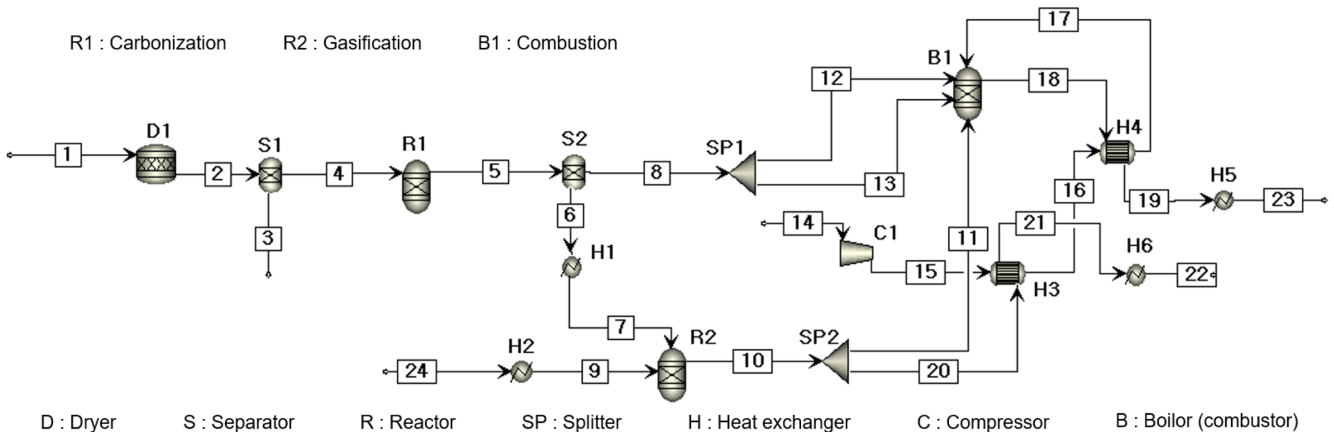


Fig. 1. Process flow diagram of the integrated process.

Table 4. Detailed stream data of the integrated process (1)

Stream	1	2	4	5	7	9	10	11	12	13
Mass Flows [t/d]										
H ₂ O	-	826.4	-	-	-	1480.9	-	0.0	0.0	0.0
CO	-	-	-	423.0	-	-	990.3	198.1	243.0	180.0
CO ₂	-	-	-	954.0	-	-	1030.8	206.2	548.0	406.0
O ₂	-	-	-	0.0	-	-	-	-	-	-
H ₂	-	-	-	33.1	-	-	165.7	33.1	19.0	14.1
CH ₄	-	-	-	134.4	-	-	-	-	77.2	57.2
CHAR	-	-	-	706.0	706.0	-	-	-	-	-
KENAF	3076.9	2250.5	2250.5	-	-	-	-	-	-	-
N ₂	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Total Flows [t/d]	3076.9	3076.9	2250.5	2250.5	706.0	1480.9	2186.8	437.4	887.2	657.3
Temperature [C]	25.0	104.4	104.4	800.0	800.0	900.0	900.0	900.0	800.0	800.0
Pressure [bar]	1.0	1.0	1.0	2.3	2.3	2.0	2.0	2.0	2.3	2.3

Table 5. Detailed stream data of the integrated process (2)

Stream	14	15	16	17	18	19	10	20	21
Mass Flows [t/d]									
H ₂ O	-	-	-	-	893.8	893.8	-	-	-
CO	-	-	-	-	-	-	990.3	792.2	792.2
CO ₂	-	-	-	-	2504.7	2504.7	1030.8	824.7	824.7
O ₂	2753.3	2753.3	2753.3	2753.3	1336.6	1336.6	-	-	-
H ₂	-	-	-	-	-	-	165.7	132.6	132.6
CH ₄	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CHAR	-	-	-	-	-	-	-	-	-
KENAF	-	-	-	-	-	-	-	-	-
N ₂	4112.2	4112.2	4112.2	4112.2	4112.2	4112.2	-	-	-
Total Flows [t/d]	6865.5	6865.5	6865.5	6865.5	8847.4	8847.4	2186.8	1749.5	1749.5
Temperature [C]	25.0	133.5	530.2	683.2	910.0	810.0	900.0	900.0	150.0
Pressure [bar]	1.0	2.3	2.3	2.3	2.3	2.3	2.0	2.0	2.0

하는 실증플랜트 규모로 설계되었으며, 디자인에 대한 세부사항은 다음과 같다. Fig. 1은 ASPEN Process Simulator를 이용해 설계한 공정 흐름도이다. 각 흐름에 대한 세부사항은 Table 4와 5에 제시된다.

케나프는 dehydration 서브시스템(DRYER)에서 combustion에서 발생하는 flue gas (8847.4 t/d)를 이용해 건조되며, 최초 35 wt%의 수분은 10 wt%까지 감소한다[10,11]. 건조된 케나프는 carbonization 서브시스템(CARBONI)에서 char로 전환되며, 이때 wood gas와 wood vinegar이 부산물로 생성된다. 탄화온도에 따른 char와 wood gas의 수율 및 발열량 데이터를 고려하여, 800 °C, 33 psi를 운전조건으로 선정하였으며, carbonization 이후 케나프 질량 대비 31.4 wt% 수율로 char (706.0 t/d)가 생성된다. wood gas와 wood vinegar의 수율은 각각 29.2 wt% (657.6 t/d), 39.4 wt% (889.9 t/d)이다[1]. Char는 스팀을 이용하는 indirect gasification (GASIFIER)을 통해 합성가스를 생산한다. Gasification 온도는 생산되는 합성가스의 수율 및 조성에 영향을 주며, 900 °C의 운전조건을 선정하였다[1]. Gasification이후 합성가스의 조성이 실험데이터와 동일하도록 Char 1t당의 2.1t의 스팀이 투입되도록 설계하였으며, Char (706.0 t/d)와 스팀(1480.9 t/d)으로부터 일일 3.2 million Nm³ (2186.8 t/d)의 합성가스가 생산된다. 전체 공정에서 발생하는 부산물인 wood gas, wood vine은 combustion (COMB)으로 보내져 공정에서의 열에너지를 공급하며, 전체 공정에서의 요구되는 열에너지를 자급하기 위해 합성가스의 일부(20%, 437.4 t/d)를 combustion으로 보내 열에너지로 전환한다. 최종적으로 통합 공정에서는 일일 2,000톤의 케나프로부터, 발열량이 10.6 MJ/Nm³인 합성가스를 일일 2.5 million Nm³ (1749.5 t/d) 생산한다.

3-2. 열 교환망 설계

개발된 공정의 dehydration, carbonization, gasification에서 각각 24.8 MW, 62.0 MW, 156.4 MW의 열에너지가 요구된다. 그 중, 가스화반응 및 탄화반응에서 218.4 MW의 열 에너지가 요구되며, 이는 전체 공정에 필요한 열에너지(243.2 MW)중 90%를 차지한다 (Table 6). 본 공정에서는 외부로부터 열에너지 공급이 없는 공정을 설계하기 위해 carbonization에서 발생하는 부산물인 wood gas와 wood vinegar를 연소시키기 위한 combustion 서브시스템이 설계되었다. Combustion에서 발생하는 열에너지는 olivine sand (calcined magnesium silicate)의 순환을 통해 carbonization, gasification,

Table 6. Heating requirements for the integrated process

Equipment	Operating temperature [°C]	Load [MW]
Dryer	104.4	24.8
Carbonization	800	62.0
Gasification	900	156.4
Total	-	243.2

dehydration, 그리고 Heat exchanger1,2에 전달되며[12], 연소반응에서 나오는 열이 전체공정에서 대부분의 열에너지를 필요로 하는 탄화반응과 가스화 반응에 공급할 수 있도록 설계하였다. Dehydration의 경우 combustion에서 발생하는 flue gas와 gasification이후 얻어지는 고온의 합성가스로부터 필요한 열에너지를 공급한다. combustion에서의 열에너지 생산을 증가시키기 위해 combustion에서의 발생하는 flue gas와 gasification이후 얻어지는 고온의 합성가스로부터 열회수를 위한 열교환기(H3, H4)를 설계하고, 합성가스의 일부(20%)를 combustion으로 보내 연소시킴으로써 공정내 모든 열에너지를 자체적으로 공급할 수 있었다. Combustion으로부터 생산된 220.4 MW의 에너지는 olivine을 통해 carbonization과 gasification으로, flue gas 에너지(85 MW) 중 24.8 MW는 dehydration으로 공급되며, 전체 공정에서의 열에너지 요구량이 0이 되는 통합공정의 열 교환망을 설계하였다. 전체 공정에 필요한 전기에너지는 8.6 MW이고, 이는 외부로부터 공급된다. 전체 공정에서의 에너지 효율은 에너지 입력 (케나프 421.3 MW[9], 전기에너지 공급을 위한 일차에너지 26.0 MW[13]) 및 출력(합성가스 312 MW)의 비로 결정되며, 통합공정 에너지 효율은 69.7%이다.

3-3. 기술경제성 평가

본 논문에서는 개발된 공정의 기술 경제성 평가를 위해 nth plant 분석법을 이용하였으며, 기존 바이오매스 가스화 연구들과 동일한 경제적 변수 및 가정을 고려하여 기술 경제성 평가를 수행하였다 [12,14]. 모든 장치비 및 운영비는 chemical engineering plant cost index와 producer price index를 활용해 2018년을 기준으로 계산하였다.

통합 공정의 장치비(total installed cost (TIC))는 공정 모사 결과로 도출된 물질 수지를 바탕으로 결정되며, ASPEN Economic Analyzer와 기존 연구에서 보고된 장치 사이즈 및 비용 데이터를 활용해 결정

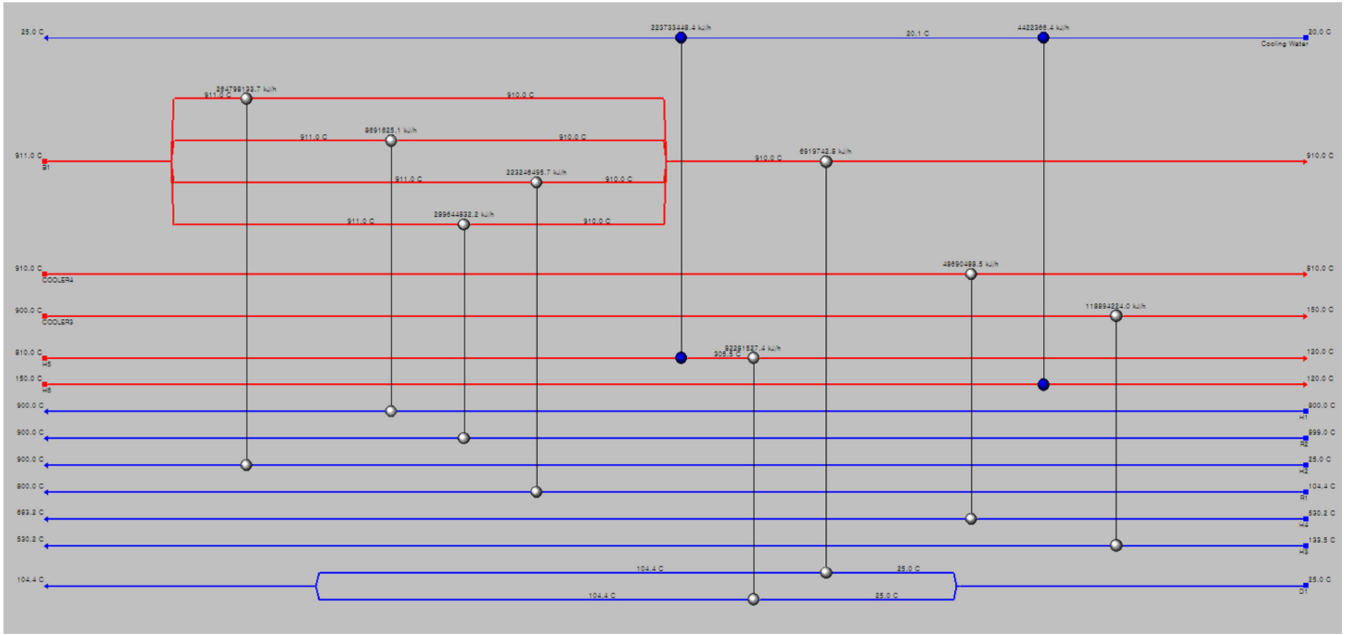


Fig. 2. Grid diagram for the integrated process.

Table 7. Details of heat exchangers of the integrated process

Heat exchanger	Equipment	Load [kJ/hr]	Area [m ²]	LMTD [°C]	Overall U [kJ/h·m ² ·°C]
E-1	H5	223733448	664	494	684
E-2	H4	48690488	559	252	360
E-3	H5 / D1	82281527	1885	141	360
E-4	B1 / H1	8691625	566	43	360
E-5	B1 / R2	289644832	73214	11	360
E-6	H6	4422366	57	114	684
E-7	H3	118894224	3565	114	360
E-8	B1 / R1	223246496	1772	350	360
E-9	B1 / D1	6919743	23	845	360
E-10	B1 / H2	264798134	3696	199	360

Table 8. Equipment size for the integrated process

Equipment	scaling stream flow(t/d)	New stream flow(t/d)	Size ratio
Dryer	2857	2857	1.00
Carbonization	1338	2250	1.70
Gasification	5.44	10.89	2.00
Combustion	58961	8847	0.15
Compressor	4686	6865	1.50

되었다. Table 8에는 공정에 사용된 열 교환망을 구성하는 장치의 사이즈를 나타내었다. 본 논문에서는 결정된 설치비에 간접비와 working capital을 고려하여, 총 자본투자(total capital investment (TCI))를 결정하였으며, 세부사항은 Table 9과 같다. 전체 장치비는 US\$ 92.0 million으로, gasifier (US\$ 49.7 million)가 전체 장치비 중 가장 큰 비중(54.0%)을 차지한다.

운영비의 경우 물질 및 에너지 수지를 기반으로 결정되는 가변 운영비(원료, 유틸리티 등)와 공장의 규모나 장치투자 비용을 기반으로 결정되는 고정 운영비(임금, 유지보수, 보험 등)로 구성되며, 운영비 세부사항은 Table 10과 같다.

전체 운영비 US\$ 67.9 million/yr 중 주요 원료인 케나프 비용 (US\$ 51.7 million/yr)이 가장 큰 비중(76.1%)을 차지하고, 전기 비용(US\$ 5.0 million/yr)이 다음으로 큰 비중(7.4%)을 차지한다. 앞서 결정된 설치비와 운영비를 바탕으로 투자의 결과 발생하는 연간 현금유입의 현재에서 총 자본투자(total capital investment (TCI))와 이자의 합을 차감하여 순현재가치의 합계를 의미하는 현금흐름 할인법을 활용하여 생산되는 합성가스에 대해 순현재가치가 0이 되는 최소판매가격을 결정하였다. 개발된 공정에서 합성가스의 최소판매가격은 GJ당 US\$ 9.55로 이는 현재 합성가스의 시장가격 US\$ 16.48-27.87/GJ보다 낮은 가격을 보인다[15,16]. 또한 우리는 민감도 분석을 수행하여 전체 운영비에 영향이 큰 요인인 전기 비용, 케나프 비용과 고정자본투자비용을 ±20%만큼 증감시켜 합성가스의 최소판매가격을 계산하였다. 전기 가격 인하에 따른 합성가스 최소 판매가격은 US\$ 9.09 million/yr로 5% 감소하였고, 케나프 가격 인하에 따른 합성가스 최소판매가격은 US\$ 8.44 million/yr로 12% 감소하였으며, 고정자본투자비용 인하에 따른 합성가스 최소 판매가격은 US\$ 9.44 million/yr로 1% 감소하였다. 따라서 케나프 비용이 전체 운영비의 가장 큰 비중을 차지하는 것과 마찬가지로 최소 판매가격에 영향이 큰 것을 확인하였다.

Table 9. Detailed project costs for the integrated process

Unit: US\$ million

Total installed cost (TIC)			92.0
Other direct cost			
Land			1.8
Site development	4%	of ISBL	3.7
Total direct cost (TDC)			97.5
Indirect cost			
Prorated expenses	10%	of TDC (without land)	9.6
Home office and construction fees	20%		19.1
Field expenses	10%		9.6
Project contingency	10%		9.6
Other costs (start-up and permits)	10%		9.6
Total indirect cost			57.4
Fixed capital investment (FCI)			154.9
Working capital	5%	of FCI	7.7
Total capital investment (TCI)			162.7

Table 10. Detailed operating costs for the integrated process

Unit: US\$ million/yr

Variable operating			
Kenaf			51.7
Olivine			0.1
Water			0.2
Electricity			5.0
Fixed operating			
Salaries			2.7
Benefits and general overhead			2.4
Maintenance	3% of FCI		4.39
Insurance and taxes	0.7% of FCI		1.02
Total operating cost			67.9

4. 결 론

본 연구에서는 케나프 가스화를 통해 합성가스를 생산하는 공정을 개발하고 기술경제적 타당성을 검증하였다. 케나프 전환반응에서 carbonization 및 gasification 온도에 따라 합성가스의 수율 및 발열량이 달라지며, carbonization 및 gasification이 각각 800 °C 및 900 °C에서 운전되도록 공정을 설계했다. 일일 2,000톤의 케나프로부터 생산되는 합성가스는 일일 2.5 million Nm³이며, 생산되는 합성가스의 발열량은 10.6 MJ/Nm³이다. 전체공정에서의 열에너지 요구량은 243.2 MW로 carbonization에서의 부산물인 wood gas와 wood vinegar 및 생산되는 합성가스 중 일부의 연소를 통해 만족되며, 전기의 경우 외부로부터 공급된다. 열교환기 설계를 통해 Combustion 이후 고온의 flue gas와 gasification 이후 고온의 합성

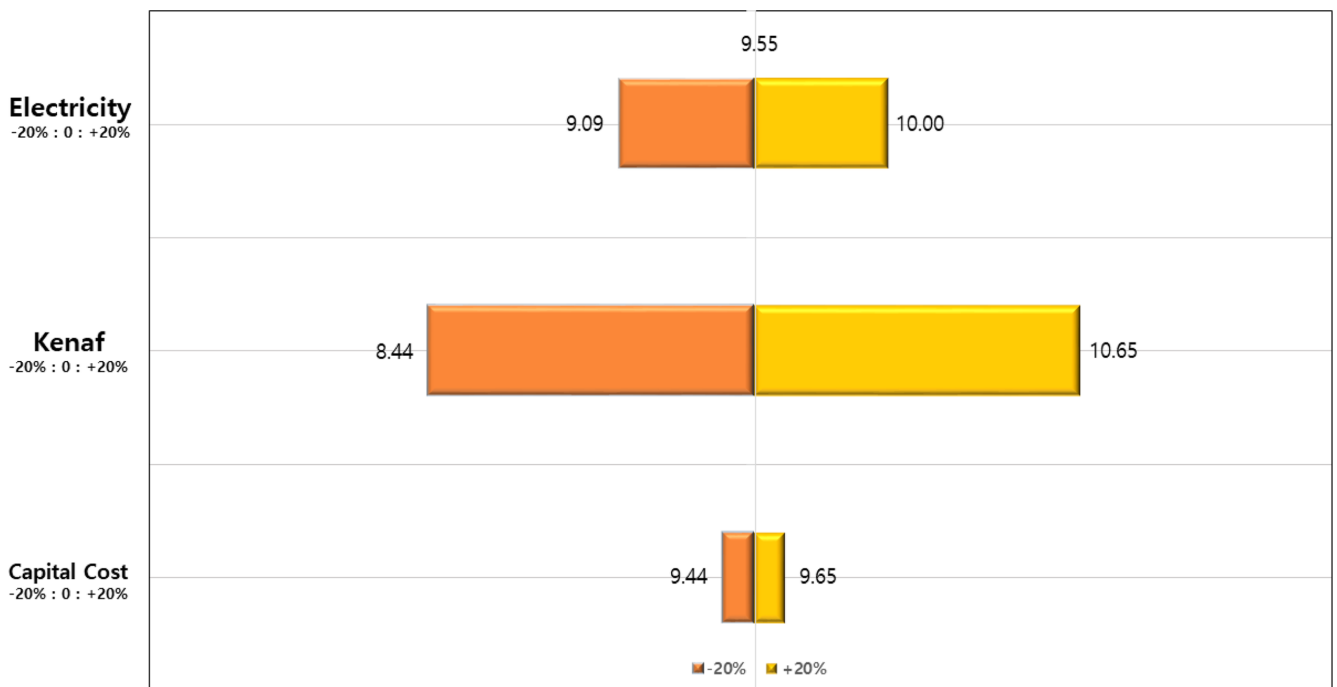


Fig. 3. The MSP (Minimum selling price) sensitivity analysis of syngas depending on electricity price, kenaf price, capital cost.

가스로부터 열에너지를 회수함으로써, 전체 공정에서의 에너지 효율이 78.3%까지 증가한다. 최종적으로 기술 경제성 평가를 통해 전체 공정에서의 주요 비용원을 규명하고, 생산되는 합성가스의 최소 판매가격을 결정하였다. 전체 설치비 중 가장 큰 비중을 차지하는 것은 gasification (54.0%)이며, 전체 운영비 중 가장 큰 비중을 차지하는 것은 원료인 케나프 비용(76.1%)이다. 본 공정에서 생산되는 합성가스의 최소판매가격은 US\$ 9.55/GJ로 현재 합성가스의 시장 가격(US\$ 16.48-27.87/GJ)보다 낮음을 확인하였다. 합성가스는 다양한 탄화수소제품의 원료로 활용될 수 있으며, 향후 케나프로부터 범용 화학제품을 생산하는 통합공정 개발을 통해 케나프의 활용 가능성 확대가 가능할 것이다.

감 사

이 성과는 2019년 정부(교육부)의 재원으로 한국연구재단의 지원을 받아 수행 기초연구 사업임(No. 2019R111A3A01061118).

Nomenclature

FCI	: Fixed capital investment
HHV	: Higher heating value
ISBL	: Inside battery limit
LMTD	: Logarithmic mean temperature difference
MSP	: Minimum selling price
NPV	: Net present value
TDC	: Total direct cost
TIC	: Total installed cost

References

- Kojima, Y., et al., *Kenaf as Bioresource for Production of Hydrogen-rich Gas*. *Agrotechnology*, **3**(1), 125(2014).
- Saba, N., et al., *Potential of Bioenergy Production from Industrial Kenaf (Hibiscus cannabinus L.) Based on Malaysian Perspective*. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, **42**, 446-459(2015).
- Lee, C.-K., et al., *Preparation and Physical Properties of the Biocomposite, Cellulose Diacetate/kenaf Fiber Sized with Poly (vinyl alcohol)*. *Macromolecular Research*, **18**(6), 566-570(2010).
- Aranda, G., et al., *Comparing Direct and Indirect Fluidized Bed Gasification: Effect of Redox Cycle on Olivine Activity*. *Environmental Progress & Sustainable Energy*, **33**(3), 711-720(2014).
- Kaisalo, N., *Tar Reforming in Biomass Gasification gas Cleaning*(2017).
- AlNouss, A., et al., *Techno-economic and Sensitivity Analysis of Coconut Coir Pith-biomass Gasification Using ASPEN PLUS*. *Applied Energy*, **261**, 114350(2020).
- Mehrpooya, M., Khalili, M. and Sharifzadeh, M. M. M. *Model Development and Energy and Exergy Analysis of the Biomass Gasification Process (Based on the Various Biomass Sources)*. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, **91**, 869-887(2018).
- Formica, M., Frigo, S. and Gabbriellini, R., *Development of a New Steady State Zero-dimensional Simulation Model for Woody Biomass Gasification in a Full Scale Plant*. *Energy conversion and management*, **120**, 358-369(2016).
- Kang, C.-H., et al., *Development of Paddy Field Culture Techniques and Elevate the Energy Density of Biomass Kenaf (Hibiscus cannabinus L.)*. Jeollabuk-do Agricultural Research and Extension Service, Iksan (Korea) (2016).
- Dutta, A., et al., *Techno Economics for Conversion of Lignocellulosic Biomass to Ethanol by indirect Gasification and Mixed Alcohol Synthesis*. *Environmental Progress & Sustainable Energy*, **31**(2), 182-190(2012).
- Li, P., *Process Design and Simulation of Producing Liquid Transportation Fuels from Biomass*(2017).
- Dutta, A., et al., *Process Design and Economics for Conversion of Lignocellulosic Biomass to Ethanol: Thermochemical Pathway by Indirect Gasification and Mixed Alcohol Synthesis*. National Renewable Energy Lab.(NREL), Golden, CO (United States) (2011).
- Darrow, K., et al., *Catalog of CHP technologies*. US Environmental Protection Agency, Washington, DC, p. 5-6(2015).
- Phillips, S., et al., *Thermochemical Ethanol via Indirect Gasification and Mixed Alcohol synthesis of Lignocellulosic Biomass*. National Renewable Energy Lab.(NREL), Golden, CO (United States) (2007).
- Rauch, R., J. Hrbek, and H. Hofbauer, *Biomass Gasification for Synthesis Gas Production and Applications of the Syngas*. *Advances in Bioenergy: The Sustainability Challenge*, **3**, 73-91(2015).
- Verbeeck, K., et al., *Upgrading the Value of Anaerobic Digestion via Chemical Production from Grid Injected Biomethane*. *Energy & Environmental Science*, **11**(7), 1788-1802(2018).