

## 갈조류 급속열분해 공정의 모사와 설계

Brigljevic Boris, 우희철, 유준\*

부경대학교 화학공학과  
48547 부산광역시 남구 신선로 365

(2017년 9월 7일 접수; 2017년 10월 5일 수정본 접수; 2017년 10월 5일 채택)

## Process Design and Simulation of Fast Pyrolysis of Brown Seaweed

Boris Brigljevic, Hee Chul Woo, and Jay Liu\*

Department of Chemical Engineering, Pukyong National University  
365 Sinseon-ro, Nam-gu, Busan 48547, Korea

(Received for review September 7, 2017; Revision received October 5, 2017; Accepted October 5, 2017)

### 요 약

바이오 연료 생산을 위한 3세대 바이오매스, 즉 미세조류 및 거대조류의 급속 열분해는 최근 1 세대 및 2 세대 바이오매스와 비교하여 실험적으로 연구된 바 있다. 하지만 거대조류의 경우 스케일업을 위한 공정모사 및 공정설계 연구는 거의 전무한 실정이다. 이 연구에서는 갈조류 급속 열분해의 벤치 스케일 실험 데이터에 근거하여 갈조류로부터 최종적으로 디젤을 생산하는 산업 규모의 공정을 상용 공정모사기를 이용하여 설계하고 모사하였다. 이때 육상 바이오매스 대비 갈조류의 조성 차이를 수용하기 위해 공정 설계에 특별한 주의를 기울였다. 연간 380,000톤의 건조 갈조류 원료를 바이오 디젤로 전환하는 전체 공정을 경제적으로 평가하고 최소 (디젤) 판매 가격 또한 산정하였다.

**주제어** : 급속열분해, 기술-경제성 평가, 거대 조류, 갈조류, 공정 설계

**Abstract** : Fast pyrolysis of third generation biomass, including micro- and macroalgae for biofuel production has recently been studied and compared experimentally to first- and second-generation biomass. Compared to microalgae, however, process design and simulation study of macroalgae for scale-up has been rare in literature. In this study, we designed and simulated an industrial scale process for producing diesel range biofuel from brown algae based on bench scale experimental data of fast pyrolysis using a commercial process simulator. During process design, special attention was paid to the process design to accommodate the differences in composition of brown algae compared to terrestrial biomass. The entire process of converting 380,000 tonnes of dry brown algae per year into diesel range biofuel was economically evaluated and the minimum (diesel) selling price was also estimated through techno-economic analysis.

**Keywords** : Fast pyrolysis, Techno-economic analysis, Macroalgae, Brown algae, Process design

### 1. 서 론

21세기의 기술 발전은 이미 세계 인구의 증가와 더불어 가속화 되고 있으며, 이에 따라 선진국은 물론 개발도상국에서도 에너지 안보가 중요한 지정학적 요인의 하나로 부상하였다. 따라서 에너지 수요와 공급 간의 긴장이 심화되고 있으며 결과적으로 모든 에너지 분야에서 혁신과 개선을 위한 노력 또한 강화되고 있다. 비록 화석 연료가 최고의 일차적인 에너지원이지만,

그 유한성 또한 더욱 분명 해지고 있다. 어느 예측에 따르면 전 세계 석유 생산의 최대치는 10년 안에 도달할 전망이다[1].

새로운 에너지 운반체는 궁극적으로 원유와 원유에서 파생된 유도체를 대체해야 하므로 원유와 유사한 물리적 및 열화학적 성질을 가질 뿐만 아니라, 가능한 작은 탄소 발자국(carbon footprint)도 가져야 한다. 이러한 이유로 바이오 연료는 원유를 대체할 수 있는 물질에 가장 근접해 있다. 이와 더불어 바이오 연료는 공급의 다양화를 통해 지속 가능성, 탄소 중립성

\* To whom correspondence should be addressed.

E-mail: jayliu@pknu.ac.kr; Tel: +51-629-6453; Fax: +51-629-6429

doi: 10.7464/ksct.2017.23.4.435 pISSN 1598-9712 eISSN 2288-0690

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.

과 같은 새로운 가능성을 제시할 뿐 아니라, 국내 연료 공급 부족으로 심각한 문제를 가진 국가들에게 성장 잠재력 또한 제시한다[2].

한편, 바이오 연료는 현재 여러 가지 단점을 가지고 있는데, 이러한 문제점은 바이오 연료를 화석 에너지 대체물로 사용하는 것에 대한 회의론을 불러일으킨다[3,4]. 이는 육지에서 생산된 바이오매스로 만든 바이오 연료 때문인데, 식품 생산자가 식용 작물 대신에 에너지용 작물을 재배하는 것으로 더 많은 이익을 얻을 수 있어, 바이오 연료의 보급은 결과적으로 세계적인 식량 가격 상승으로 이어지는 부작용이 가장 대표적인 예이다[5].

앞서 설명한 바이오 연료의 장점을 그대로 유지하면서 위와 같은 단점을 배제할 수 있는 유망한 해결책은 수생 바이오매스의 활용에 있다[7,8]. 해양 바이오매스는 경작을 위한 토지가 필요 없고 재배 가능 면적이 훨씬 넓다는 이점 외에도, 육상 바이오매스보다 더 많은 양의 이산화탄소 흡수가 가능하다[6]. 이러한 장점들을 고려하여, 이 논문은 수생 바이오매스 중 거대 조류, 특히 한국의 대표적인 갈색 조류인 다시마를 바이오 연료의 생산을 위한 잠재적인 원료로서 검토 할 것이다.

## 2. 바이오매스 원료로서의 해조류

바이오 연료의 잠재적인 원료로 거대 조류를 고려할 때 거대 조류의 화학 성분이 매우 중요하다. 거대 조류의 화학적 조성은 생물학적 순환과 관련하여 중, 위치 및 시기에 따라 달라져 바이오 연료 생산공정의 지속 가능성에 영향을 미친다[7-10]. 화학적 조성과 관련하여 거대 조류는 1세대 및 2세대 육상 바이오매스의 조성상 상당히 다르다[13,14]. 우선, 가장 중요한 차이점은 지지 물질로서 리그닌(목질계 바이오매스)이나 셀룰로오스(초본계 바이오매스)를 필요로 하지 않는다는 점이다[12]. 목질계 바이오매스는 거대 조류의 최소 분해 온도보다 상당히 높은 약 330 °C에서 분해를 시작하기 때문에, 열 변환에 대한 에너지 요구 조건의 관점에서 거대 조류가 유리하다[13].

거대 조류는 또한 높은 수준의 질소, 유황 등을 포함한다[8-10]. 또한 많은 갈조류 종들이 높은 탄수화물 함량을 가지고 있다고 널리 보고되었기 때문에 갈조류의 화학적 구성은 Ross 등에 의해 관찰된 바와 같이 열화학적 전환에 적합하다[11]. 마지막으로, 거대 조류를 바이오 연료 원료로 사용할 때 화학 성분의 계절적 변화를 신중하게 고려해야 한다. 예를 들어, 광물 함량의 변화는 바이오 연료 생산 과정의 경제성에 큰 영향을 미친다.

바이오매스를 에너지 수송체로 변환하는 방법은 일반적으로 생물학적, 화학적 및 열화학적 변환의 세 가지 경로가 있다[15,16]. 각 경로는 여러 장점과 단점이 있는데 이러한 장점 및 단점은 바이오매스의 종류, 이용 가능성, 지정학적 위치 등과 같은 여러 요소와 밀접하게 관련되어 있다[15,16]. 이 연구에서 거대 조류를 바이오 연료의 원료로 사용할 때 열화학적 전환을 가장 실용적인 방안으로 만드는 이유를 다음과 같이 제시하고자 한다. 첫째, 열화학적 공정은 화학적 또는 생물학적

공정과 비교하여 훨씬 적은 전처리 단계를 필요로 하는 가장 직접적인 전환 경로를 제공한다[16]. 둘째, 제품의 상 분포 및 조성은 온도, 압력, 가열 속도와 같은 다양한 공정 파라미터에 의해 결정되므로, 시장의 수요에 따라 조성의 조정이 가능하다[17]. 마지막으로, 생화학적 공정과는 반대로 열화학적 공정은 연속 모드에서 수행 될 수 있어[18], 회분식 공정에 비해 경제적인 측면과 에너지 절약의 측면에서 큰 이점을 가진다.

## 3. 연구방법

### 3.1. 실험 데이터와 공정모사

이 연구는 상용 공정모사기인 Aspen Plus를 사용하여 갈조류의 급속 열분해 전환경로와 이후의 바이오 연료 생산을 산업 규모(380,000 ton yr<sup>-1</sup>, 건조 원료 기준)에서 모사하고 평가하는 것을 목표로 한다. 공정 모사는 갈조류인 다시마의 간접 가열식, 비촉매 급속 열분해 공정과 후속의 업그레이딩 공정의 벤치 스케일 실험 데이터를 토대로 하였다.

갈조류와 같은 물질을 공정모사기에 참여 물질로 입력하기 위해서는 비전통적인 고체(non-conventional solid)로 정의해야 한다. 이 작업을 수행하려면 공업분석, 원소분석 정보가 필요하다. 공정모사기는 이 정보를 사용하여 일련의 상관관계 기반 모델을 사용하여 엔탈피와 밀도를 계산한다. 이 연구에서 갈조류의 열용량 및 밀도 결정을 위해 사용한 상관관계 기반 모델은 각각 HCOALGEN와 DCOALIGT이다. 또한 공정모사기는 비전통적인 고체와의 평형 계산을 수행할 수 없기 때문에 모든 화학 반응과 변화(건조)와 관련된 물리적 과정은 FORTRAN 서브루틴에 의해 정의되어야 한다.

### 3.2. 원료와 생성물의 물성 모델링

이 연구를 위해 공업분석과 원소분석은 다음의 두 가지 다시마 시료 - (i) 전처리 전 시료, (ii) 산세척 후 건조 시료 - 에 대해 실시하였으며 그 결과는 Table 1과 같다.

바이오 연료 생산에서 급속 열분해의 주요 목표는 공정 변

**Table 1.** Ultimate and proximate analyses of as received and treated *Saccharina japonica*

	As received (wt%)	Acid washed and dried (wt%)
<i>Proximate analysis</i>		
Moisture (M)	85.0	0.01
Fixed carbon (FC)	3.65	4.20
Volatile matter (VM)	76.07	93.30
Ash (A)	20.28	2.50
<i>Ultimate analysis</i>		
C	30.63	30.63
H	12.09	12.09
N	0.84	0.84
S	0.42	0.42
O	56.02	56.02

**Table 2.** Phase distribution of fast pyrolysis products (wt%)

Gas	19
Solids (bio-char)	40
Liquid (bio-oil)	41
(organic phase)	(6)
(aqueous phase)	(7)
(water)	(28)
	100

**Table 3.** Chemical group distribution in the liquid bio crude

	Organic (wt%)	Aqueous (wt%)
Acids	20.1	7.9
Phenolics	5.4	1.0
Polycyclic aromatic hydrocarbon	1.0	0.0
Heterocyclics	7.4	5.3
Furans	20.0	2.2
Esters	5.7	0.0
Cyclics	9.6	4.2
Carbohydrates	0.0	72.7
Benzens	4.5	0.0
Aromatics	0.6	0.0
Aliphatics	9.3	0.0
Aliphatic ketones	16.4	6.6

수의 최적화를 통해 바이오 오일(액상)의 수율을 극대화하는 것이다. 거대 조류의 급속 열분해 액상 생성물은 비교적 많은 양의 물로 이루어져 있으며, 다양한 유기 성분이 다소 용해되

어 있는데(Table 2) GC-MS 분석에 따르면 유기물상과 수상 모두 200 가지가 넘는 성분이 존재한다. 시뮬레이션은 화합물의 각 쌍에 대한 평형 조건 데이터가 필요하기 때문에, 이와 같이 200개가 넘는 많은 수의 화합물로 구성된 혼합물의 정확한 시뮬레이션은 매우 어렵다.

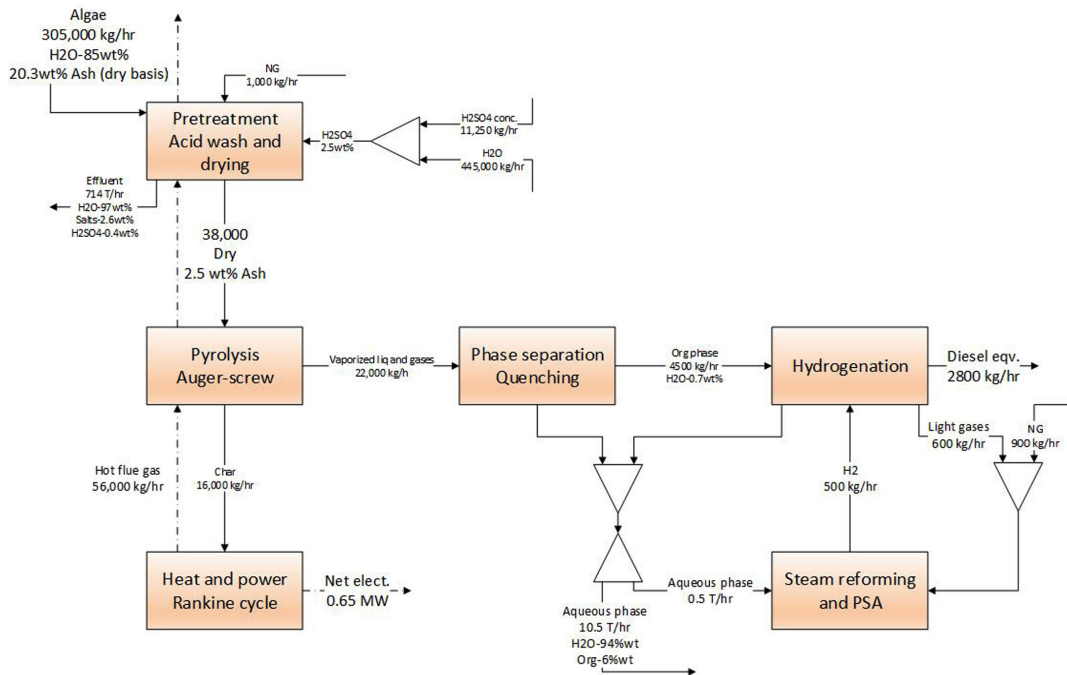
이와 같은 문제는 바이오 오일을 구성하는 화합물의 개수를 공정모사기가 다룰 수 있는 현실적인 숫자로 줄임으로써 해결이 가능하다. 그러나 이 개수의 화합물은 원래의 혼합물을 물리적으로 대표해야 한다. 생성 혼합물 중 확인된 화합물을 수용성 상 및 물에 용해되지 않은 상으로 발견된 것들로 나누었다. 그런 다음 이들을 주요 화합물 군으로 세분했다(Table 3).

원래의 바이오 오일을 다음과 같은 기준을 사용하여 총 22 개의 대표적인 화합물로 나타내었다: (1) 화합물 그룹 분포는 일정 범위(예를 들면  $\pm 1 \sim 5\%$ ) 내에서 실험 데이터와 유사해야 한다. (2) 화합물 그룹의 가중 평균 분자 질량은 일정 범위(예를 들면  $\pm 20 \text{ g mole}^{-1}$ ) 내에서 실험 데이터와 유사해야 한다. (3) 화합물 그룹의 가중 평균 끓는 점점 범위는 일정 범위(예를 들면  $\pm 30 \text{ }^\circ\text{C}$ ) 내에서 실험 데이터와 유사해야 한다. (4) 원자량 균형은 원료 물질의 원소 분석과 일치해야 한다. (5) 선택한 대표 화합물은 공정모사기의 순수 구성 요소 데이터베이스에 포함되어야 한다.

위와 동일한 방법이 바이오 오일을 수소 처리한 후 얻은 생성물에 적용되었고 실험 데이터를 이용하여 검증하였다. 총 164개의 화합물 개수가 23개로 감소되었다.

**3.3. 공정 설계와 모사**

산업 규모의 해조류 급속 열분해의 전체 공정을 다음과 같이 6개의 구역으로 나누었다(Figure 1): (i) 전처리, (ii) 열분해,



**Figure 1.** Block process diagram of the industrial seaweed pyrolysis process.

(iii) 열 및 전력 생산, (iv) 상 분리, (v) 업그레이딩, 및 (vi) 수소 생산. 전처리 구역에서는 먼저 분쇄기를 사용하여 307 ton h<sup>-1</sup>의 원료(수분 85% 함유)의 크기를 줄인다. 그 후 원료 내 미네랄 함량의 제거를 위해 산세척 공정으로 옮겨진다. 교반탱크에서 원료는 원료의 1.5배에 해당하는 묽은 황산(0.025%, W/V)과 혼합되는데, 이때 탱크의 온도는 90 °C로 유지되며 체류 시간은 1시간이다. 이 후 원료의 미네랄 함량은 2.5%로 감소한다. 산세척 후, 원료는 회전식 진공 필터에서 깨끗한 물로 세척되어 잔류 산 및 미네랄이 제거된다. 이때 원료의 수분 함량은 60%로 감소한다. 회석된 잔류 산 및 미네랄은 물과 함께 폐기물 흐름으로 간주된다. 다시 필터 프레스에서 원료의 수분함량은 20%로 추가 감소되고, 최종적으로 원료는 0.1%까지 수분을 감소시키는 건조기로 이송된다. 전처리 후 원료의 질량유속은 약 37.5 ton h<sup>-1</sup>이다. 필터 프레스와 건조기에서 나온 물은 회전 진공 필터를 통해 재활용된다.

열분해 장치는 이중관 형태로 개념설계 되었다. 내부 관에 장착된 스크루 컨베이어는 열분해 장치로 바이오매스를 운반함과 동시에 경우 체류 시간을 제어한다. 연소로에서 나오는 고온의 연소 가스는 바이오매스 이동과 반대 방향으로 외부관을 통과한다. 내부관의 양단에는 공기가 시스템에 유입되는 것을 방지하는 공기 버퍼 챔버와 연결되어 있으며, 프로세스를 연속적으로 유지한다. 대류 열 손실은 Aspen HXFLUX 모델을 사용하여 열분해 장치가 내관 온도 450 °C 및 압력 1.7 bar(최적 조건은 실험에서 결정됨)인 향류 열교환기임으로 고려하여 평가하였다. 전처리된 원료는 열분해 장치에서 열분해되어 가스 및 고체상으로 분포된 저분자량 생성물로 된다. 고체상(바이오 차)은 수집되어 연소 공정으로 이송된다.

바이오차는 강제 대류 연소로로 이송된다. 예열된 공기는 완전 연소를 위해 계산된 최적 양(공기/바이오 차 중량비 8.75)으로 공급된다. 고온의 배기 가스 열의 일부는 열분해 반응에 사용되는 반면, 다른 부분은 보일러에서 사용되어 랭킨공정(Rankine cycle)을 위한 가압 증기를 생산한다. 회분이 사이클론에서 제거되고 가스는 전처리 건조기로 들어가 추가적인 열을 제공한다. 랭킨 사이클은 7.1 ton h<sup>-1</sup>의 물을 사용한다. 랭킨 사이클의 응축기는 공기 조절기의 역할을 하여 공기를 연소로에 들어가기 전에 예열한다.

열분해의 기체 생성물(460 °C)은 첫 번째 급랭탑으로 이송되어 탑 내에서 냉각된 응축물(90 °C)과 접촉하여 냉각되고 부분적으로 응축된다. 응축되지 않은 증기는 110 °C의 온도로 탑 상부를 지나며, 응축된 액체는 127 °C의 온도로 탑 하부를 지난다. 98%의 액체가 냉각되어 급랭탑으로 재순환되어 급냉액으로 작용하고 나머지는 업그레이딩 공정으로 이송된다. 이때, 급냉 공급/급냉 액체/액체 생성물의 질량비는 1/12.6/0.14이다. 두 번째 급랭탑도 동일한 원리로 작동하며 차이점은 급랭액의 온도가 30 °C인 점이다. 물의 대부분은 두 번째 급랭탑의 액상 제품에 포함되어 있기 때문에 이 흐름을 AQU, 첫 번째 탑의 생성물 흐름을 ORG라고 하였다(Figure 1). 두 번째 탑의 증기는 대부분 합성가스이며 가벼운 탄화수소 및 기화된 잔류 액체를 포함한다. 잔류 액체는 demister에서 제거되

고 가스는 압축되어 수소 생산 공정으로 이송되며 작은 부분은 열분해 섹션 공기 버퍼에서 공기를 제거하는 데 사용된다. 이 구역의 액상 생성물은 업그레이딩 공정으로 이동한다.

업그레이딩 구역에서는 유기상을 각각 60 bar 및 330 °C로 가압, 예열한 후 수소 처리 반응기로 공급한다. 이 때 수소는 공급되는 유기상의 5.5배의 몰비로 제공되며 반응기의 조건은 350 °C와 100 bar이다. 생성물은 3상 분리기에서 수상 및 잔류 가스로부터 분리되고 2.7 ton h<sup>-1</sup>의 유속을 갖는다. 기체는 수소생산구역으로 다시 재순환되고 수상은 상 분리 구역의 수상과 합쳐져 수소생산구역으로 운반된다.

수소는 예비 개질, 개질 및 수성 가스 전환으로 이루어진 전형적인 천연가스 개질반응으로 생성된다. 이 구역에 필요한 추가 열은 천연가스 연소에 의해 생성된다. 열에 필요한 천연가스에 대한 공급 혼합물(천연가스 + 공정가스 + 스팀)의 몰비는 21배이다. 공급 혼합물에서 수소의 몰 분율은 2.3%이고 개질 후에는 53%이다. 개질된 가스는 압력전환축삭 공정으로 보내지며, 여기에서 순수한 수소 가스가 열분해 액체의 수소처리를 위해 생성된다.

#### 4. 결과 및 고찰

Table 4는 바이오 오일과 업그레이딩(수소 처리)된 생성물의 실험 결과와 모사 결과를 비교해준다. 바이오 오일에 대한 실험 데이터는 증류 후 분석한 결과에서 간접적으로 계산되었으므로, 실험 결과와 모사 결과는 어느 정도 차이가 있지만 전체적으로 공정모사기에서 물성을 모사한 결과가 실제 실험 결과에 매우 근접함을 알 수 있다.

주요 물질 흐름은 Table 5에 제시되었다. 전처리된 거대 조류 바이오매스 및 생성물 흐름을 비교하면 건조 원료 1 톤당 바이오 디젤의 수율은 81 리터임을 추론할 수 있다. 모사의 수율과 실험 수율[19] 간의 약간의 차이는 실험 및 시뮬레이션 된 제품 밀도의 차이에서 비롯된다고 할 수 있다.

랭킨 사이클이 생산한 전체 전력은 1.98 MW이며 Table 6에

**Table 4.** Comparison of key parameters from experimental and reduced mixtures

	Bio crude		Hydrotreated	
	experimental	simulated	experimental	simulated
Total number of compounds	+200	22	164	23
Density (kg m <sup>-3</sup> )	1.03	1.36	0.93	0.87
C	71.57	60.46	75.23	77.60
H	9.03	7.97	10.45	9.63
N	2.52	1.90	2.6	2.03
S	0.2	0.05	0.02	0.00
O	15.9	29.62	6.76	10.74
HHV (MJ kg <sup>-1</sup> )	33.96	27.41	37.84	37.30

**Table 5.** Major material balance

INPUT STREAMS	ton h <sup>-1</sup>
Algae (85% H <sub>2</sub> O)	304
Algae (after pretreatment)	45.5
Acid (0.025% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	450
Natural gas (for heating)	1.5
Natural gas (for H <sub>2</sub> )	0.5
OUTPUT STREAMS	ton h <sup>-1</sup>
biofuel (diesel)	2.7
Hydrogen	0.025
Filtrate	46.5
Flue gas	16.5
Ash	14.4
RECIRCULATED STREAMS	ton h <sup>-1</sup>
Cooling water	208
Refrigerant (NH <sub>3</sub> )	0.25
Rankine cycle water	7

**Table 6.** Power requirement breakdown by process area

Process area	%
H <sub>2</sub> Production	45
Product upgrading	12
Phase separation	10
Net power	33
	100

**Table 7.** Heat requirement breakdown by process area

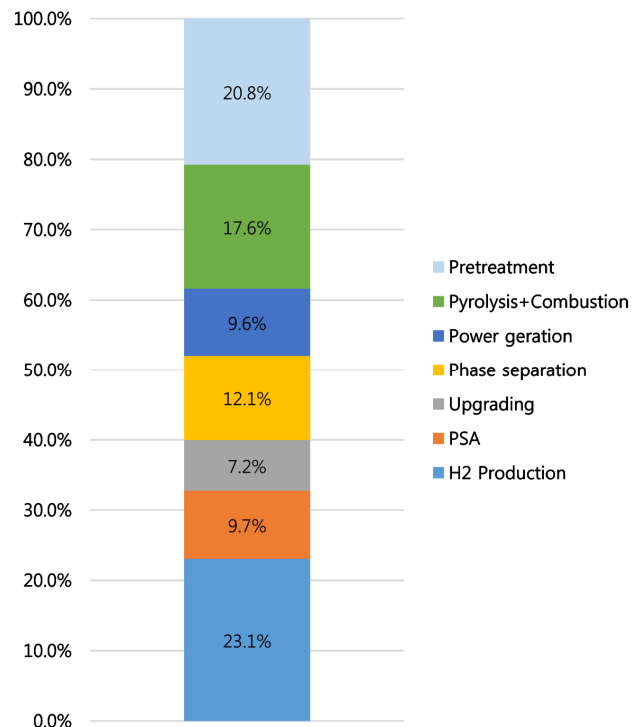
Process area	%
Pretreatment	46
Pyrolysis	21
Power production	22
H <sub>2</sub> Production	11
	100

서 알 수 있듯이 수소 생산(스팀 개질 및 압력전환흡착)이 가장 전력을 많이 소비한다. 최종적으로 프로세스의 순 전력생산은 655 kW이다. 반면에 전처리 구역은 총 162 GJ h<sup>-1</sup> 발생 열량 중 75 GJ h<sup>-1</sup>을 필요로 하는 것을 알 수 있다(Table 7). 바이오 차 연소는 전체 열 요구량의 약 50%를 생산하므로 천연 가스 연소를 통해 외부에서 50%가 추가로 공급된다.

자본 투자 및 기술-경제성 평가는 CAPCOST [20]를 사용하여 계산하였다. 베어 모듈(bare module) 비용과 grass root 비용은 각각 36.6 백만 달러와 47.8 백만 달러로 추산되었다(Table 8). 섹션 별 자본 비용 내역은 Figure 2에서 볼 수 있는데 전처리, 수소 생산 및 압력전환흡착 공정이 전체 자본 투자비용의

**Table 8.** Capital investment costs and annual costs

CAPITAL INVESTMENT	USD	
Total module	\$36,600,000	
Land cost	\$1,250,000	
Taxation rate	42%	
Annual interest rate	8%	
Working capital	\$8,530,000	
Total module factor	1.18	
Grass roots factor	0.50	
Grass roots	\$47,800,000	
ANNUAL COSTS	USD/yr	
Feedstock	\$47,800,000	9.69 \$/wet ton
Other raw material	\$8,836,009	
Natural gas	\$3,687,283	0.23\$/kg
Annual power cost	\$515,180	power produced
Waste and carbon tax	\$4,143,294	27.5 \$/ton



**Figure 2.** Capital cost breakdown by process units

절반 이상인 약 54%를 차지함을 알 수 있다.

이것은 이론적으로 자본투자 비용이 해조류의 전처리가 필요치 않은 전환공정의 경우 또는 바이오 오일 업그레이딩에 필요한 수소를 자체 생산하지 않고 구매할 경우 훨씬 더 낮을 수 있음을 나타낸다. 천연 가스, 원료(화학 물질), 폐기물 및 탄소세 그리고 전기의 가격 변동은 원료인 거대 조류 가격의 변동량에 비해 무시할 수 있으므로 이 평가에서 고려하지 않았다. 본 연구에서 설계한 바이오 연료 생산 공정의 경제적

지표라고 할 수 있는 최소 판매 가격(minimum product selling price, MPSP)은 거대 조류의 가격이 건조물 기준으로  $25 \$ \text{ton}^{-1}$ ,  $92 \$ \text{ton}^{-1}$ 일 때 각각  $2.51 \$ \text{L}^{-1}$ ,  $4.12 \$ \text{L}^{-1}$ 로 추정되었다. 추정된 MPSP는 유사한 공정으로 목질계 바이오매스로부터 바이오 연료(diesel)를 생산하는 경우의 MPSP ( $0.735\text{-}0.816 \$ \text{L}^{-1}$ ) 보다 상대적으로 크다[21].

## 5. 결론

이 연구에서는 거대 조류 중 갈조류를 원료로 사용하는 산업 규모의 급속 열분해 및 바이오 연료 생산 공장을 위해 공정 설계, 공정 모사 및 기술-경제성 평가가 이루어졌다. 공정 설계와 모사는 다시마의 급속 열분해 벤치 스케일 실험 데이터를 기반으로 이루어졌다. 연간 380,000톤의 건조 다시마를 처리하기 위해 모사된 공정은 30.8 백만 리터의 디젤과 유사한 바이오 연료를 생산한다. 이 용량에서의 다양한 바이오매스 원료 가격에 대한 예상 MPSP 범위는 목질계 바이오매스를 사용하는 유사한 공정에 비해 상대적으로 더 크다. 본 연구에서 설계한 공정을 보다 경제적으로 만들 수 있는 조치들은 다음과 같이 예상된다: (i) 열분해 장치를 간접 가열식에서 유동층식으로 변경하여 제품 수율을 높인다. (ii) 자체 수소 생산 대신 수소를 구입하여 업그레이딩에 사용한다.

## 감사

이 논문은 부경대학교 자율창의학술연구비(2016년)에 의하여 연구되었음.

## References

- Owen, N. A., Inderwildi, O. R., and King, D. A., "The Status of Conventional World Oil Reserves - Hype or Cause for Concern?," *Energy Policy*, **38** 4743-4749 (2010).
- Rowbotham, J. S., Dyer, P. W., Greenwell, H. C., and Theodorou, M. K., "Thermochemical Processing of Macroalgae: a Late Bloomer in the Development of Third-Generation Biofuels?," *Biofuels*, **3**, 441-461 (2012).
- Giampietro, M. and Mayumi, K., *The Biofuel Delusion: The Fallacy of Large Scale Agro-Biofuels Production*, 1st ed., Routledge, London, 69-104 (2009).
- MacKay, D. J. C., *Sustainable Energy - without the Hot Air*, UIT Cambridge (2009).
- Mitchell, D., "A Note on Rising Food Prices," World Bank, Washington, DC. Policy Research Working Paper No. 4682. (2008).
- Gao, Kunshan, and McKinley, K. R., "Use of Macroalgae for Marine Biomass Production and CO<sub>2</sub> Remediation: A Review," *J. Appl. Phycol.*, **6**, 45-60 (1994).
- Adams, J. M., Ross, A. B., Anastakis, K., Hodgson, E. M., Gallagher, J. A., Jones, J. M., Donnison, I. S., "Seasonal Variation in the Chemical Composition of the Bioenergy Feedstock *Laminaria Digitata* for Thermochemical Conversion," *Bioresour. Technol.*, **102**, 226-234 (2011).
- Suutari, M., Leskinen, E., Fagerstedt, K., Kuparinen, J., Kuuppo, P., and Blomster, J., "Macroalgae in Biofuel Production," *Phycol. Res.*, **63**, 1-18 (2015).
- Roesijadi, G., Jones, S. B., Snowden-Swan, L. J., and Zhu, Y., "Macroalgae as a Biomass Feedstock: a Preliminary Analysis," Pacific Northwest National Laboratory (PNNL), Richland, WA, Report No. PNNL-19944 (2010).
- Milledge, J. J., Smith, B., Dyer, P. W., and Harvey, P., "Macroalgae-Derived Biofuel: A Review of Methods of Energy Extraction from Seaweed Biomass," *Energies*, **7**, 7194-7222 (2014).
- Ross, A. B., Jones, J. M., Kubacki, M. L., Bridgeman, T., "Classification of Macroalgae as Fuel and its Thermochemical Behaviour," *Bioresour. Technol.*, **99**, 6494-6504 (2008).
- Li, D., Chen, L., Yi, X., Zhang, X., and Ye, N., "Pyrolytic Characteristics and Kinetics of two Brown Algae and Sodium Alginate," *Bioresour. Technol.*, **101**, 7131-7136 (2010).
- Wang, J., Wang, G., Zhang, M., Chen, M., Li, D., Min, F., Chen, M., Zhang, S., Ren, Z., and Yan, Y., "A Comparative Study of Thermolysis Characteristics And Kinetics of Seaweeds and Fir Wood," *Process Biochem.*, **41**, 1883-1886 (2006).
- Goyal, H. B., Diptendu S., and Saxena, R. C., "Bio-Fuels from Thermochemical Conversion of Renewable Resources: a Review," *Renew. Sust. Energ. Rev.*, **12**, 504-517 (2008).
- Rutz, D., and Rainer J., *Biofuel Technology Handbook*, WIP Renewable energies (2007).
- Luque, R., and James C., eds. *Handbook of Biofuels Production: Processes and Technologies*, Elsevier (2010).
- Haveren, J., Elinor L. S., and Johan S., "Bulk Chemicals from Biomass," *Biofuel. Bioprod. Bior.*, **2**, 41-57 (2008).
- Vispute, T. P., Zhang, H., Sanna, A., Xiao, R., and Huber, G. W., "Renewable Chemical Commodity Feedstocks from Integrated Catalytic Processing of Pyrolysis Oils," *Science*, **330**, 1222-1227 (2010).
- Choi, J. H., "Pyrolysis and Catalytic Upgrading of Macroalgal Biomass for Liquid Biofuel Production," Ph.D. Dissertation, Pukyong National University, Busan (2015).
- Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., and Shaeiwitz, J. A., *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*. 3rd ed. Prentice Hall, New York, 163-198 (2008).
- Jones, S. B., Meyer, P. A., Snowden-Swan, L. J., Padmaperuma, A. B., 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. Pacific Northwest National Laboratory (PNNL), Report No. PNNL-23053 (2013).