

Pemodelan Proses dan Evaluasi Ekonomi Produksi Bio-Oil dari Limbah Tandan Kosong Kelapa Sawit

Muhammad Rifki Fanany¹, Septhian Marno², Tirta Prakoso¹, Aqsha Aqsha¹, Astri Nur Istyami¹, Meiti Pratiwi¹, dan Antonius Indarto¹

¹Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Bandung, Bandung, Indonesia

²Research and Technology Innovation, PT. Pertamina (Persero), Jakarta Timur, Indonesia

mrifki.fanany1998@gmail.com, septhian.marno@pertamina.com, tirta.prakoso@itb.ac.id, aqsha@itb.ac.id, astrinuristyami@itb.ac.id, meiti@cheitb.id, antonius.indarto@itb.ac.id

Abstrak

Tandan kosong kelapa sawit (TKKS) merupakan limbah padat yang merupakan sisa produksi dari pengolahan kelapa sawit menjadi minyak sawit mentah (MSM). Tingginya jumlah TKKS yang dihasilkan memerlukan penanganan yang tepat untuk meminimalisir dampak negatif terhadap lingkungan sekitar. Salah satu solusi untuk menangani hal tersebut adalah dengan mengolah TKKS menjadi bio-oil dengan menggunakan teknologi *fast pyrolysis*. Sebelum mengaplikasikan proses tersebut di dunia nyata, perlu dilakukan evaluasi ekonomi terlebih dahulu untuk mengetahui apakah proses tersebut dapat menguntungkan secara ekonomi. Penelitian ini bertujuan untuk melakukan evaluasi ekonomi pada proses produksi bio-oil berbahan baku TKKS dengan menggunakan teknologi *fast pyrolysis*. Aspen Plus digunakan pada penelitian ini untuk melakukan pemodelan proses, sedangkan evaluasi ekonomi didasarkan pada beberapa literatur seperti buku dan jurnal terdahulu. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi, *total capital cost* (TCC) yang diperlukan untuk membangun fasilitas ini sebesar 1.152.686 USD dengan *operating expenditure* (OpEx) sebesar 168.107 USD. Kemudian, dari indikator ekonomi berupa *payback period* (PBP) dan *internal rate of return* (IRR), fasilitas ini memerlukan waktu 4 tahun untuk mencapai PBP dengan IRR sebesar 22%.

Kata kunci: tandan kosong kelapa sawit, bio-oil, *fast pyrolysis*, tekno-ekonomi

Abstract

Oil palm empty fruit bunches (OPEFB) are solid waste which is the residue from processing palm oil into crude palm oil (CPO). The high number of OPEFB produced requires proper handling to minimize the negative impact on the surrounding environment. One of the solutions to deal with this is to process OPEFB into bio-oil using fast pyrolysis technology. Before applying the process in the real world, it is necessary to do an economic evaluation first to find out whether the process can be economically profitable. This study aims to carry out an economic evaluation of the bio-oil production process made from OPEFB using fast pyrolysis technology. Aspen Plus was used in this study to carry out process modeling, while the economic evaluation was based on several literatures such as previous books and journals. Based on the results of the economic evaluation, the total capital cost (TCC) required to build this facility is USD 1,152,686 with an operating expenditure (OpEx) of USD 168,107. Then, from the economic indicators in the form of payback period (PBP) and internal rate of return (IRR), this facility takes 4 years to reach PBP with an IRR of 22%.

Keywords: empty palm oil bunches, bio-oil, fast pyrolysis, techno-economic

1. Pendahuluan

Salah satu komoditas perkebunan terbesar di Indonesia adalah kelapa sawit. Saat ini, kelapa sawit banyak dimanfaatkan sebagai bahan baku produksi minyak sawit mentah (MSM). Berdasarkan data Badan Pusat Statistik (Statistik, 2020), terjadi peningkatan jumlah produksi MSM dari tahun 2016 yang berjumlah 31,49 ton MSM menjadi 47,12 ton MSM pada tahun 2019. Pada tahun 2020 terjadi sedikit penurunan produksi MSM sehingga jumlahnya menjadi 44,76 ton dengan luas areal perkebunan mencapai 14,59 hektar. Dengan meningkatnya jumlah kelapa sawit yang diolah menjadi MSM, maka terjadi pula peningkatan jumlah tandan kosong kelapa sawit (TKKS) yang ada. Jumlah TKKS mencapai 8,95 juta ton yaitu 20% dari total produksi kelapa sawit (Destyorini & Indayaningsih, 2019).

Dalam produksi minyak sawit, tandan kosong kelapa sawit merupakan produk samping proses yang akan berakhir menjadi limbah. Tingginya jumlah limbah TKKS yang ada dan minimnya pemanfaatan limbah tersebut memerlukan penanganan supaya limbah tersebut tidak menumpuk sehingga dapat meminimalisir dampak negatif terhadap lingkungan (Purnama dkk., 2021). Jika dilihat dari senyawa-senyawa yang terkandung dalam TKKS seperti lignin, holoselulosa, selulosa, hemiselulosa, dan zat ekstraktif lainnya (Sudiyani & Hermiati, 2010), tandan kosong kelapa sawit (TKKS) memiliki potensi untuk diolah menjadi *bio-oil* ataupun *bio-char*.

Salah satu teknologi yang dapat digunakan untuk mengolah limbah TKKS menjadi bio-oil ataupun bio-char adalah teknologi *fast pyrolysis*

Info Makalah:

Dikirim : 09-12-23;

Revisi 1 : 10-06-23;

Diterima : 10-25-23.

Penulis Korespondensi:

Telp : -

e-mail : antonius.indarto@itb.ac.id

(Febriyanti dkk., 2019). Menurut Hu dkk (2017), teknologi *fast pyrolysis* pada suhu tinggi mampu memaksimalkan perolehan gas yang didapat. Namun, aspek ekonomi dari teknologi yang akan digunakan untuk memproduksi bio-oil perlu dievaluasi terlebih dahulu keekonomiannya, sehingga dapat diambil kesimpulan apakah teknologi yang digunakan memungkinkan untuk direalisasikan di dunia nyata. Pada penelitian ini akan dilakukan studi tekno-ekonomi pengolahan tandan kosong kelapa sawit menjadi *bio-oil* dengan menggunakan teknologi *fast pyrolysis*.

2. Metode

Penelitian dilakukan dengan bantuan perangkat lunak yaitu Aspen Plus. Proses utama dibagi menjadi tiga yaitu persiapan umpan (*pre-treatment*), *fast pyrolysis*, dan pemurnian produk. Terdapat dua fasa utama pada simulasi ini yaitu gas dan padat. Umpan berupa tandan kosong kelapa sawit (TKKS), produk samping berupa *char*, dan *ash* didefinisikan sebagai *nonconventional solid* (Brassard dkk., 2018). TKKS sebagai komponen *nonconventional solid* memerlukan data *proximate analysis* dan *ultimate analysis* untuk mendefinisikannya ke dalam Aspen Plus (dapat dilihat pada Tabel 1), data *proximate* dan *ultimate analysis* diperoleh dari penelitian yang telah dilakukan sebelumnya (Abdul Samad & Saleh, 2022). Peng-Robinson dipilih sebagai *property method* karena kondisi operasi proses melibatkan suhu tinggi serta komponen proses yang terlibat berupa hidrokarbon dan gas ringan.

Tabel 1. *Proximate Analysis* dan *Ultimate Analysis* Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS).

Komposisi	TKKS (basis basah % massa)
<i>Proximate Analysis</i>	
Karbon Tetap	15,37
Zat Mudah Menguap	65,01
Kadar Air	15,77
Kandungan Abu	3,85
<i>Ultimate Analysis</i>	
C	43,53
N	1,73
H	7,20
O	47,09
S	0,46

2.1. Pemodelan Proses

TKKS yang merupakan limbah produksi MSM, memiliki kandungan air yang sangat tinggi, hal ini dapat meningkatkan jumlah energi panas yang perlu disuplai ke dalam reaktor pirolisis. Oleh karena itu, kandungan air dalam TKKS perlu dikurangi terlebih dahulu pada tahap persiapan umpan (*pre-treatment*). Proses persiapan umpan terdiri dari proses pengeringan umpan. Proses pengeringan dilakukan untuk mengurangi kadar air TKKS hingga mencapai kurang dari 8% (Brassard dkk., 2018). Proses pengeringan disimulasikan menggunakan reaktor stoikiometri, flash separator, dan sebuah manipulator. Reaksi yang terjadi pada reaktor stoikiometri yaitu $TKKS + 0,0555084H_2O$ (Aspen Technology Inc., 2013). Kemudian, uap air akan terbawa bersama media pengering berupa udara panas untuk dibuang melalui *exhaust*, sedangkan tandan kosong kelapa sawit (TKKS) kering akan diumpankan menuju reaktor pirolisis.

Proses *fast pyrolysis* dilakukan pada suhu 550 °C dengan menggunakan dua blok utama yaitu reaktor perolehan sebagai tempat terjadinya proses dekomposisi serta *solid separator* sebagai tempat pemisahan gas hasil pirolisis dengan produk samping berupa bio-char (Hu dkk., 2017). Perolehan produk pada reaktor pirolisis menggunakan data dari penelitian yang telah dilakukan oleh Bhattacharya dkk (2009). Produk dari reaktor pirolisis selanjutnya diumpankan menuju *solid separator*. Bio-char yang merupakan produk samping dari reaktor pirolisis memiliki banyak manfaat salah satunya dijadikan sebagai bahan untuk penyubur tanah (Sukmawati, 2020).

Setelah melewati proses pirolisis, selanjutnya gas hasil pirolisis akan didinginkan dan dipisahkan antara fasa gas dan liquidnya. Proses pemisahan antara gas yang tidak bisa dikondensasikan (*non-condensable gas*) dengan bio-oil disimulasikan menggunakan dua blok utama, yaitu *cooler* dan *flash separator*. Penggunaan cooler bertujuan untuk merubah fasa gas menjadi *liquid* sehingga didapat bio-oil dalam fasa *liquid*, kemudian dialirkan menuju flash separator untuk memisahkan bio-oil dari gas hasil pirolisis yang belum terkondensasi dan gas yang tidak dapat dikondensasi.

2.2. Evaluasi Ekonomi

Analisis tekno-ekonomi dilakukan setelah pemodelan proses selesai. Tahapan perhitungan yang digunakan pada evaluasi ekonomi akan didasarkan pada literatur yang digunakan yaitu Turton dkk (2001). Tahap pertama yang dilakukan dalam evaluasi ekonomi adalah menghitung *Capital Expenditure* (CapEx). Perhitungan CapEx diawali dengan menghitung *bare module equipment cost* (C_{BM}). *Bare module cost* merupakan biaya yang dibutuhkan untuk tiap unit alat pada kondisi dasar, untuk menghitung *bare module cost* diperlukan data ukuran alat, kondisi operasi,

ataupun kapasitas alat tersebut. Perhitungan *bare module cost* dapat menggunakan Persamaan 1 dari literatur Turton dkk (2001).

$$C_{BM} = C_p^0 F_{BM} \quad (1)$$

Setelah didapatkan *bare module cost* dari masing-masing alat, maka dapat dilakukan perhitungan terhadap *total module cost* (C_{TM}) yang merupakan biaya yang diperlukan untuk membuat perubahan pada fasilitas yang sudah ada, C_{TM} dapat dihitung menggunakan persamaan 2. Selanjutnya, menghitung *grassroots cost* (C_{GR}) yang merupakan biaya yang diperlukan untuk membangun seluruh fasilitas baru menggunakan Persamaan 3 yang berasal dari Turton dkk (2001).

$$C_{TM} = 1.18 \sum_{i=1}^n C_{BM,i} \quad (2)$$

$$C_{GR} = C_{TM} + 0.50 \times \sum_{i=1}^n C_{BM,i}^0 \quad (3)$$

Tabel 2. Asumsi Analisis Tekno-Ekonomi.

Parameter	Satuan	Nilai
Asumsi		
<i>Lifetime</i>	Tahun	10
Kapasitas Produksi Bio-Oil	Ton/Tahun	300
Pabrik mulai beroperasi	Tahun	2
Waktu beroperasi dalam setahun	Jam	7500
<i>Bank Interest</i>	%	5,75
<i>Sales Tax</i>	%	11
<i>Income Tax</i>	%	25
<i>Discount Rate</i>	%	3
Input		
<i>Bare Module Cost</i> (C_{BM})	USD	$C_{BM} = C_p^0 F_{BM}$
<i>Total Module Cost</i> (C_{TM})	USD	$C_{TM} = 1.18 \sum_{i=1}^n C_{BM,i}$
<i>Grassroots Cost</i> (C_{GR})	USD	$C_{GR} = C_{TM} + 0.50 \times \sum_{i=1}^n C_{BM,i}^0$
<i>Process Plant Cost</i> (PCC)	USD	$C_{BM} + C_{TM}$
<i>Total Plant Cost</i> (TPC)	USD	$1,3 \times PCC$
<i>Total Capital Cost</i> (TCC)	USD	$1,1 \times TPC$
<i>Working Capital Investment</i> (WCI)	USD	$0,2 \times TCC$
<i>Operation and Maintenance Cost</i> (OMC)	USD	$0,04 \times TCC$
Input-Variable Cost		
Tandan Kosong Kelapa Sawit	USD/Kg	0,008
Input-Utility Cost		
Listrik	USD/KWH	0,06
Air Pendingin	USD/1000 m ³	14,8
Steam	USD/1000 Kg	29,59
Udara Pengerang	USD/tahun	55
<i>Total Utility Cost</i>	USD/100 std m ³	0,35
Output		
Bio-Oil	USD/Kg	0,07
Bio-Char	USD/Kg	1
Indikator Analisis Tekno-Ekonomi		
<i>Net Present Value</i> (NPV)	USD	$NPV = \sum_{n=0}^N \frac{PV_n}{(1+i)^n} \times (1+i)^{-n}$
<i>Payback Period</i> (PBP)	Tahun	$PBP = \text{years with negative NPV} + \frac{ NPV }{PV}$
<i>Internal Rate of Return</i> (IRR)	%	$0 = \sum_{n=0}^N \frac{PV_n}{(1+IRR)^n}$

Setelah perhitungan Capital Expenditure (CapEx) selesai, selanjutnya dilakukan perhitungan operating expenditure (OpEx). Komponen perhitungan operating expenditure (OpEx) terdiri dari biaya bahan baku tandan

kosong kelapa sawit, biaya pengolahan limbah, biaya utilitas, dan biaya tenaga kerja. Berikut perhitungan dan asumsi-asumsi yang digunakan dalam evaluasi ekonomi tercantum pada Tabel 2.

Catatan:

- a. *Income tax* diperoleh dari Indonesia Investmens (Purnama dkk., 2021).
- b. *Sales tax* diperoleh dari TRADING ECONOMICS (Indonesia Salex Tax Rate, 2023).
- c. Biaya utilitas diperoleh dari Turton dkk (2001).

2.3. Analisis Sensitivitas

Analisis sensitivitas bertujuan untuk mengetahui pengaruh naik turunnya beberapa parameter seperti harga bahan baku, pendapatan pabrik (*revenue*), *operating expenditure* (OpEx), dan parameter lainnya terhadap indikator ekonomi seperti *net present value* (NPV), *internal rate of return* (IRR), dan parameter ekonomi lainnya. Analisis sensitivitas dilakukan pada beberapa scenario yaitu ketika terjadi perubahan harga pada sensitivitas sebesar 90%, 95%, 100%, 105%, 110%, 115%, dan 120%. Hasil analisis sensitivitas dapat ditampilkan dalam bentuk *spider diagram* untuk mengetahui parameter yang berpengaruh terhadap indikator ekonomi.

3. Hasil dan Pembahasan

3.1. Pemodelan Proses

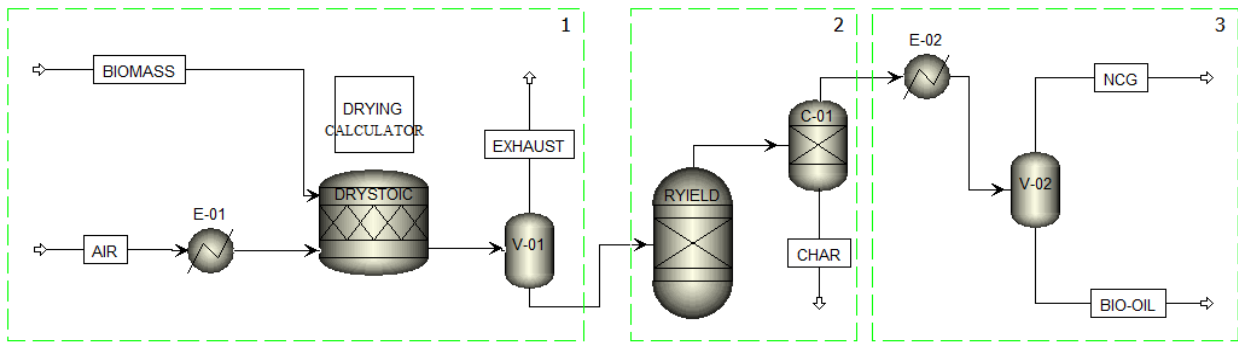
Pemodelan proses merupakan salah satu tahapan dalam perancangan suatu proses yang bertujuan untuk memperoleh neraca massa, neraca energi, spesifikasi alat, dan informasi penting lainnya. Hasil pemodelan proses produksi bio-oil dari TKKS dapat dilihat pada Gambar 1. Pada kotak bagian 1, merupakan proses persiapan umpan (*pre-treatment*), kotak bagian 2 merupakan proses *fast pyrolysis*, dan kotak bagian 3 merupakan proses pemurnian produk. Data mengenai spesifikasi alat dan utilitas akan digunakan untuk menghitung *capital expenditure* (CapEx) dan *operating expenditure* (OpEx) pada evaluasi ekonomi.

3.2. Pre-Treatment

Proses *pre-treatment* bertujuan untuk mengurangi kandungan air yang terdapat dalam tandan kosong kelapa sawit (TKKS) dari 15,77% menjadi 8%. Berdasarkan literatur dari Fair & Walas (2012), pengeringan TKKS dilakukan pada suhu 120 °C. Udara digunakan sebagai media pemanas didalam reaktor, sebelum memasuki reaktor udara dipanaskan terlebih dahulu hingga suhunya mencapai 120 °C dengan bantuan *heater* (E-01). Udara dipilih sebagai media pemanas karena lebih menguntungkan dari segi ekonomi (Turton dkk., 2001). TKKS dengan kandungan air yang tinggi diumpankan kedalam DRYSTOIC untuk dikurangi kadar airnya sehingga didapat TKKS kering dengan kandungan air kurang dari 8%. Jumlah udara yang dibutuhkan untuk mengurangi kadar air hingga kurang dari 8% adalah sebesar 4000 kg/h, laju alir udara diatur supaya delta perubahan suhu aliran masuk dan keluar *dryer* tidak lebih dari 7 °C (Fair & Walas, 2012). Uap air yang terbentuk akan dibuang bersama dengan udara melalui *exhaust* yang terdapat pada vessel (V-01).

Pengeringan TKKS menggunakan metode pengeringan langsung yaitu TKKS yang berbentuk granular akan dikontakkan secara langsung dengan udara panas yang merupakan media pengeringnya. *Dryer* yang digunakan adalah berupa *belt conveyor dryer*, pemilihan *dryer* ini didasarkan pada beberapa hal seperti proses pengeringan yang berlangsung secara kontinu, skala produksi yang termasuk kedalam skala menengah, serta wujud TKKS yang berbentuk granular. *Belt conveyor* lebih ekonomis daripada *dryer* lain dan juga memiliki rentang efisiensi yang cukup tinggi yaitu 46-58% (Fair & Walas, 2012).

Proses pengeringan TKKS merupakan proses penguapan, dimana kandungan air yang terkandung didalam TKKS akan dihilangkan dengan bantuan panas yang berasal dari udara pengering. Berdasarkan Fair & Walas (2012), perbedaan suhu maksimum pada proses penguapan air adalah sebesar 7 °C. Dapat dilihat pada tabel 3, perbedaan suhu antara udara pengering dengan keluaran pengering menurun seiring bertambahnya jumlah udara pengering yang diumpankan. Perbedaan suhu sebesar 7 °C tercapai ketika udara pengering yang dialirkan adalah sebesar 4000 kg/jam, sehingga dapat diambil kesimpulan jumlah udara pengering yang diumpankan menuju pengering adalah sebesar 4000 kg/jam.



Gambar 1. Diagram Alir Produksi Bio-Oil.

Tabel 3. Hasil Simulasi Pengaruh Aliran Udara Pengering Terhadap Perbedaan Suhu Keluaran Pengering.

Udara Pengering (Kg/Jam)	Udara Pengering (°c)	Keluaran Pengering (°c)	Delta T (°c)	Udara Pengering (Kg/Jam)	Udara Pengering (°c)	Keluaran Pengering (°c)	Delta T (°c)
2000,00	120	106,50	13,50	3591,84	120	112,26	7,74
2061,22	120	106,87	13,13	3653,06	120	112,38	7,62
2122,45	120	107,23	12,77	3714,29	120	112,50	7,50
2183,67	120	107,56	12,44	3775,51	120	112,62	7,38
2244,90	120	107,88	12,12	3836,73	120	112,73	7,27
2306,12	120	108,19	11,81	3897,96	120	112,84	7,16
2367,35	120	108,48	11,52	3959,18	120	112,95	7,05
2428,57	120	108,75	11,25	4000,00	120	113,02	6,98
2489,80	120	109,01	10,99	4020,41	120	113,05	6,95
2551,02	120	109,26	10,74	4081,63	120	113,15	6,85
2612,24	120	109,50	10,50	4142,86	120	113,25	6,75
2673,47	120	109,73	10,27	4204,08	120	113,35	6,65
2734,69	120	109,95	10,05	4265,31	120	113,44	6,56
2795,92	120	110,16	9,84	4326,53	120	113,53	6,47
2857,14	120	110,36	9,64	4387,76	120	113,62	6,38
2918,37	120	110,55	9,45	4448,98	120	113,70	6,30
2979,59	120	110,74	9,26	4510,20	120	113,79	6,21
3040,82	120	110,91	9,09	4571,43	120	113,87	6,13
3102,04	120	111,09	8,91	4632,65	120	113,94	6,06
3163,27	120	111,25	8,75	4693,88	120	114,02	5,98
3224,49	120	111,41	8,59	4755,10	120	114,10	5,90
3285,71	120	111,56	8,44	4816,33	120	114,17	5,83
3346,94	120	111,71	8,29	4877,55	120	114,24	5,76
3408,16	120	111,86	8,14	4938,78	120	114,31	5,69
3469,39	120	111,99	8,01	5000,00	120	114,38	5,62
3530,61	120	112,13	7,87				

3.3. Fast Pyrolysis

Proses *Fast Pyrolysis* berfungsi untuk mendekomposisi senyawa-senyawa penyusun bio-oil yang terkandung didalam TKKS. Proses ini melibatkan 2 alat utama yaitu reaktor (RYIELD) dan *solid separator* (C-01). Pemilihan proses didasarkan pada beberapa parameter yaitu suhu operasi, waktu tinggal, dan perolehan produk yang didapat. Penggunaan RYIELD pada penelitian kali ini tidak memungkinkan dilakukannya analisis pengaruh suhu terhadap perolehan bio-oil yang didapat. Proses berlangsung pada suhu 550 °C karena pada suhu tersebut dapat menghasilkan perolehan bio-oil yang maksimum (Hu dkk., 2017). Selain dapat memaksimalkan perolehan bio-oil yang didapat, dengan waktu tinggal yang cepat (0,5-10 s) maka dapat menekan biaya pembelian reaktor karena tidak memerlukan ukuran reaktor yang besar sehingga dapat menekan *capital expenditure* (CapEx).

Ketika TKKS diumpungkan kedalam RPEROLEHAN maka senyawa-senyawa volatile yang terkandung pada TKKS akan terdekomposisi karena terjadinya pemanasan pada RYIELD, dimana sumber panas pada RYIELD bersumber dari energi listrik. Selanjutnya gas hasil pirolisis akan dipisahkan antara fasa gas dengan padatan berupa *char* dengan bantuan *solid separator* (C-01). Pemisahan padatan pada *solid separator* memanfaatkan gaya sentrifugal sehingga padatan akan terdorong ke dinding *separator* kemudian akan menuju ke bagian bawah *separator* untuk selanjutnya dikumpulkan. Gas hasil pirolisis yang telah terbebas dari padatan akan dialirkan menuju proses

permurnian produk. Sementara, *char* yang merupakan produk samping dari proses pirolisis dapat dimanfaatkan sebagai bahan bakar boiler ataupun dijadikan media penyubur tanah.

3.4. Produk

Proses pemurnian dimulai dengan kondensasi gas hasil pirolisis dengan suhu 550 °C menjadi 25 °C dengan bantuan *condenser* (E-02), sehingga terbentuk dua fasa yaitu fasa liquid berupa bio-oil dan fasa gas berupa *non-condensable gas* (NCG). Setelah didinginkan, maka akan dipisahkan antara bio-oil dengan NCG dengan bantuan vessel (V-02). Bio-oil merupakan produk bawah sementara produk atas dari vessel yaitu NCG. Komposisi bio-oil hasil pirolisis dapat dilihat pada tabel 2, komposisi bio-oil tersebut sama dengan bio-oil yang diperoleh pada penelitian sebelumnya yang dilakukan oleh Brassard dkk (2018), hal ini dapat terjadi karena reaktor yang digunakan pada proses pirolisis adalah reaktor perolehan.

Tabel 4. Komposisi Bio-Oil.

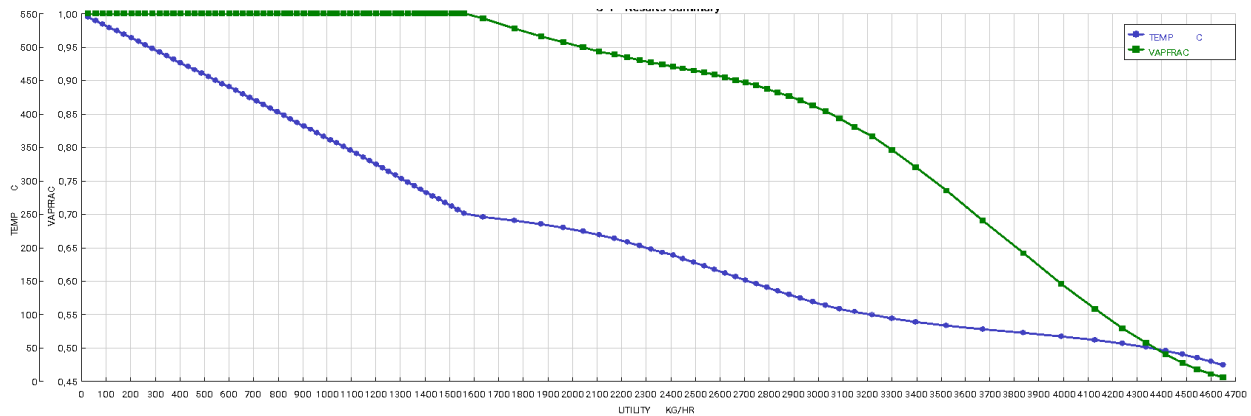
Komponen	Bio-oil (% berat)	
	Simulasi	Literatur Brassard dkk (2018)
Acetol	4,12	4,12
Furfural	12,36	12,36
Dextrose	51,99	51,99
1,2-benzenediol	16,53	16,53
Guaiacol	11,73	11,73
Benzoic Acid	0,33	0,33
Vanilin	1,49	1,49
Oleic Acid	1,45	1,45

3.5. Suhu Kondensasi

Gas hasil pirolisis yang bersuhu 550 °C akan diumpungkan kedalam *condenser* (E-02) untuk dikondensasikan, sehingga terbentuk dua fasa yaitu gas dan cair. Fasa gas didominasi oleh *non-condensable gas* (NCG), sedangkan fasa cair terdiri dari komponen penyusun bio-oil, dan air. Pemilihan suhu kondensasi dapat didasarkan pada dua parameter yaitu fraksi uap dan massa air pendingin. Dapat dilihat pada tabel 3, fraksi uap mulai mengalami penurunan secara signifikan, pada suhu 242,42 °C fraksi uap dalam aliran adalah sebesar 1 artinya seluruh komponen dalam fasa gas, kemudian proses kondensasi terus berlanjut hingga pada suhu 51,52 °C fraksi uap dalam aliran adalah sebesar 0,51. Kemudian proses kondensasi terus dilanjutkan hingga suhu 15 °C, namun penurunan fraksi uap dalam aliran tidak terjadi secara signifikan. Dari data yang telah didapat, kondensasi dapat berjalan optimum pada rentang suhu 25 sampai 51,52 °C. Penurunan fraksi uap tidak terjadi secara signifikan karena aliran gas sudah didominasi oleh NCG, sementara *condensable gas* sudah banyak yang terkondensasi.

Tabel 5. Hasil Simulasi Pengaruh Suhu Terhadap Massa Air Pendingin dan Fraksi Uap.

Suhu (°C)	Air Pendingin (kg/hr)	Fraksi Uap	Suhu (°C)	Air Pendingin (kg/hr)	Fraksi Uap
15,00	4731,89	0,45	136,36	2827,74	0,88
20,35	4688,94	0,45	141,67	2783,53	0,89
25,00	4649,02	0,46	146,97	2740,01	0,89
30,30	4599,62	0,46	152,27	2696,84	0,90
35,61	4545,00	0,47	157,58	2653,82	0,90
40,91	4483,64	0,48	162,88	2610,85	0,91
46,21	4413,52	0,49	168,18	2567,94	0,91
51,52	4332,00	0,51	173,48	2525,10	0,91
56,82	4235,61	0,53	178,79	2482,33	0,92
62,12	4120,12	0,56	184,09	2439,50	0,92
67,42	3981,77	0,60	189,39	2396,32	0,92
72,73	3821,97	0,65	194,70	2352,30	0,93
78,03	3655,78	0,70	200,00	2306,76	0,93
83,33	3507,35	0,74	205,30	2258,80	0,93
88,64	3387,18	0,77	210,61	2207,28	0,94
93,94	3290,58	0,80	215,91	2150,79	0,94
99,24	3210,18	0,82	221,21	2087,61	0,95
104,55	3140,66	0,83	226,52	2015,63	0,95
109,85	3078,65	0,85	231,82	1932,23	0,96
115,15	3022,07	0,86	237,12	1834,14	0,97
120,45	2969,55	0,86	242,42	1717,23	0,98
125,76	2920,15	0,87	247,73	1576,20	1,00
131,06	2873,09	0,88	253,03	1547,80	1,00
258,33	1522,67	1,00	406,82	778,76	1,00
263,64	1497,43	1,00	412,12	750,90	1,00
268,94	1472,09	1,00	417,42	722,96	1,00
274,24	1446,63	1,00	422,73	694,94	1,00
279,55	1421,07	1,00	428,03	666,83	1,00
284,85	1395,41	1,00	433,33	638,65	1,00
290,15	1369,64	1,00	438,64	610,39	1,00
295,45	1343,77	1,00	443,94	582,06	1,00
300,76	1317,80	1,00	449,24	553,64	1,00
306,06	1291,73	1,00	454,55	525,15	1,00
311,36	1265,56	1,00	459,85	496,59	1,00
316,67	1239,29	1,00	465,15	467,95	1,00
321,97	1212,93	1,00	470,45	439,23	1,00
327,27	1186,47	1,00	475,76	410,45	1,00
332,58	1159,92	1,00	481,06	381,59	1,00
337,88	1133,27	1,00	486,36	352,65	1,00
343,18	1106,53	1,00	491,67	323,65	1,00
348,48	1079,70	1,00	496,97	294,57	1,00
353,79	1052,78	1,00	502,27	265,42	1,00
359,09	1025,76	1,00	507,58	236,21	1,00
364,39	998,66	1,00	512,88	206,92	1,00
369,70	971,48	1,00	518,18	177,56	1,00
375,00	944,20	1,00	523,48	148,14	1,00
380,30	916,84	1,00	528,79	118,65	1,00
385,61	889,39	1,00	534,09	89,08	1,00
390,91	861,86	1,00	539,39	59,46	1,00
396,21	834,24	1,00	544,70	29,76	1,00
401,52	806,55	1,00	550,00	0,00	1,00



Gambar 2. Pengaruh Suhu Terhadap Laju Alir Air Pendingin dan Fraksi Uap.

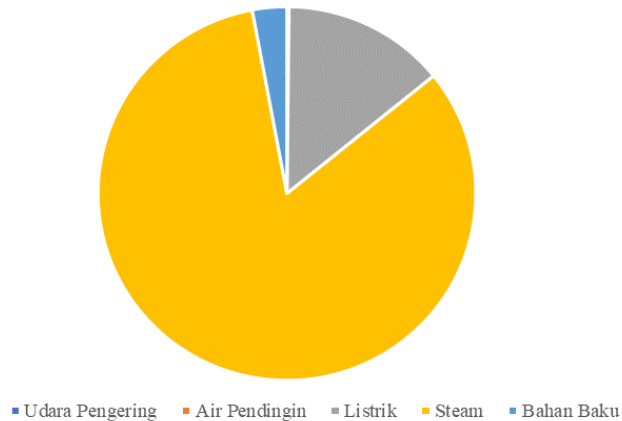
3.6. Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi diawali dengan menghitung *bare module equipment cost* (C_{BM}) dari masing-masing alat. Perhitungan C_{BM} seluruhnya menggunakan persamaan yang berasal dari Turton dkk (2001). Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam perhitungan C_{BM} antara lain pemilihan material, kondisi operasi, dan kapasitas alat tersebut. Setelah perhitungan C_{BM} dari tiap-tiap alat selesai, selanjutnya dilakukan perhitungan *total module expenditure* (C_{TM}). Hasil analisis tekno-ekonomi tercantum pada tabel 2. *Total capital cost* (TCC) proses produksi bio-oil dari tandan kosong kelapa sawit (TKKS) dengan kapasitas 315 ton/tahun nilainya sebesar 1.152.686 USD (CapEx) sementara itu *operating expenditure* (OpEx) pertahunnya sebesar 168.107 USD/tahun.

Hal yang dapat mempengaruhi besarnya TCC adalah kapasitas pabrik, semakin besar kapasitas pabrik maka semakin besar pula TCC yang perlu diinvestasikan pada saat pembangunan plant. Berdasarkan data pada tabel 5, unit persiapan umpan merupakan unit dengan *capital cost* paling tinggi yaitu mencapai 64,13% dari TCC. Kemudian hal yang berpengaruh pada OpEx adalah adanya fluktuasi harga bahan baku yaitu TKKS, hal ini sangat berpengaruh karena semakin tinggi harga bahan baku akan mengurangi keuntungan yang didapat. Berdasarkan diagram rincian OpEx pada gambar 3, harga bahan baku tidak berpengaruh besar pada OpEx yaitu hanya sebesar 2,9%, sementara itu kebutuhan steam menjadi penyumbang terbesar pada OpEx yaitu mencapai 84,9% dari total OpEx.

Tabel 6. Analisis Tekno-Ekonomi.

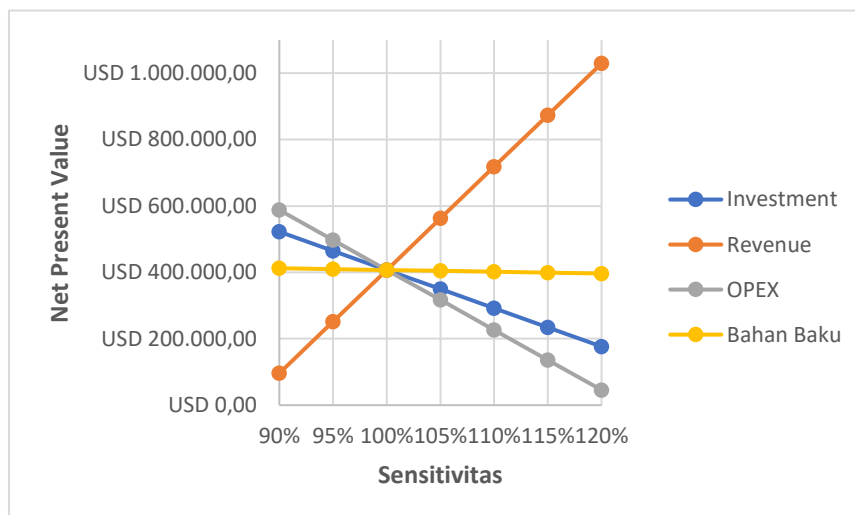
Parameter	Satuan	Biaya
Input Fixed Cost		
<i>Bare Module Cost</i> (C_{BM})		
Unit persiapan umpan	USD	180.751
Unit <i>fast pyrolysis</i>	USD	52.368
Unit pemurnian produk	USD	48.724
<i>Total Module Cost</i> (C_{TM})	USD	332.576
<i>Grassroots Cost</i> (C_{GR})	USD	473.498
<i>Process Plant Cost</i> (PCC)	USD	806.074
<i>Total Plant Cost</i> (TPC)	USD	1.047.896
<i>Total Capital Cost</i> (TCC)	USD	1.152.686
<i>Working Capital Investment</i> (WCI)	USD	230.537
<i>Operation and Maintenance Cost</i> (OMC)	USD	46.107
Input-Variable Cost		
Tandan Kosong Kelapa Sawit	USD/tahun	4800
Input-Utility Cost		
Listrik	USD/tahun	23.544
Air Pendingin	USD/tahun	197
Steam	USD/tahun	139.519
Udara Pengereng	USD/tahun	105
Total Utility Cost	USD/tahun	163.365
Output		
Bio-Oil	USD/tahun	212.638
Bio-Char	USD/tahun	80.645
Indikator Analisis Tekno-Ekonomi		
NPV	USD	913.386
PBP	Tahun	4
IRR	%	22



Gambar 3. Diagram Rincian *Operating Expenditure* (OpEx).

3.7. Analisis Sensitivitas

Analisis sensitivitas dilakukan terhadap indikator ekonomi yaitu *net present value* (NPV), parameter yang akan dilakukan uji sensitivitasnya antara lain investasi awal (*investment*), pendapatan (*revenue*), *operating expenditure* (OpEx), dan baku. Pada penelitian ini dilakukan perubahan harga sebesar 90%, 95%, 100%, 105%, 110%, 115%, dan 120% dari harga normal. Berdasarkan spider diagram pada gambar 4, besarnya *revenue*, *investment*, dan OpEx sangat berpengaruh pada perubahan nilai NPV. Sementara itu, perubahan harga bahan baku tidak berpengaruh signifikan pada perubahan nilai NPV.



Gambar 4. *Spider Diagram* Sensitivitas NPV.

Kesimpulan

Penelitian ini bertujuan untuk menganalisis proses produksi bio-oil dari tandan kosong kelapa sawit (TKKS) dari aspek tekno-ekonominya. Berdasarkan hasil analisis tekno-ekonomi yang dilakukan, untuk mendirikan fasilitas produksi bio-oil dengan bahan baku TKKS memerlukan *total capital cost* (TCC) sebesar 913.386 USD dan *operating expenditure* (OpEx) sebesar 168.107 USD/tahun. Kemudian, fasilitas ini akan mencapai *payback period* (PBP) pada tahun ke-4 dengan *internal rate of return* (IRR) sebesar 14%. Dapat diambil kesimpulan bahwa pendirian fasilitas ini menguntungkan dari aspek ekonominya serta berdampak positif terhadap lingkungan sekitar pabrik pembuatan minyak sawit mentah (MSM) karena limbah padat yang dihasilkan dari pembuatan MSM dapat diubah menjadi suatu produk yang memiliki nilai jual.

Ucapan Terima Kasih

Penulis mengucapkan terima kasih kepada Bapak Antonius Indarto S.T., M.Eng., Ph.D. atas bantuan yang diberikan selama penelitian ini berlangsung, serta kepada beberapa pihak lain yang telah memberikan dukungan selama penelitian ini berlangsung.

Daftar Notasi

- C_{BM} = bare module equipment cost
 C_{TM} = total module cost of the plant
 C_{GR} = grassroots cost
 C_p^0 = biaya pembelian pada 25 °C dan 1 bar
 F_{BM} = bare module cost factor
 C_{BM}^0 = bare module equipment cost at base conditions

Daftar Pustaka

- A. Alcazar-Ruiz, M.L. Ortiz, F. Dorado, L. S.-S. (2022). Gasification versus fast pyrolysis bio-oil production: A life cycle assessment. *Journal of Cleaner Production*, 336(November 2021), 130373. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2022.130373>
- Abdul Samad, N. A. F., & Saleh, S. (2022). Analysis of Volatile Composition Released from Torrefaction of Empty Fruit Bunch. *Materials Today: Proceedings*, 57(xxxx), 1202–1207. <https://doi.org/10.1016/j.matpr.2021.10.462>
- Aspen Technology Inc. (2013). Getting Started Modeling Processes with Solids. *Aspen Technology, Inc.*, 83.
- Bhattacharya, P., Steele, P. H., Hassan, E. B. M., Mitchell, B., Ingram, L., & Pittman, C. U. (2009). Wood/plastic copyrolysis in an auger reactor: Chemical and physical analysis of the products. *Fuel*, 88(7), 1251–1260. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2009.01.009>
- Brassard, P., Nikoo, M. B., Mahinpey, N., Zheng, H., Kaliyan, N., Morey, R. V., Nugrahany, F., Brown, J. N., Brown, J. N., Ringer, M., Putsche, V., & Scahill, J. (2018). Modelling of Biomass Pyrolysis with Ex-situ Catalytic Upgrading for Bio-crude Production. *Biomass and Bioenergy*, 56(November), 197–210. <http://dx.doi.org/10.1016/j.biombioe.2013.04.032>
- Detchusananard, T., Wuttipisan, N., Limleamthong, P., Prasertcharoensuk, P., Maréchal, F., & Arpornwichanop, A. (2022). Pyrolysis and gasification integrated process of empty fruit bunch for multi-biofuels production: Technical and economic analyses. *Energy Conversion and Management*, 258(February). <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2022.115465>
- Fair, J. R. C. W. R. P. J. R., & Walas, S. M. (2012). *Chemical Procces Equipment*.
- Febriyanti, F., Fadila, N., Sanjaya, A. S., & Bindar, Y. (2019). *Pemanfaatan Limbah Tandan Kosong Kelapa Sawit Menjadi Bio-Char, Bio-Oil Dan Gas Dengan Utilization Of Empty Fruit Bunches Waste Into Bio-Char, Bio-Oil And Gases With Pyrolysis Method*. 03(2).
- Herianto. (2018). Economic Analysis of Data Engineering On Production Sharing Contract Case Study Field “A.” *Journal of Economics and Sustainable Development*, 3(1), 10–27. <https://medium.com/@arifwicaksanaa/pengertian-use-case-a7e576e1b6bf>
- Hu, C., Xiao, R., & Zhang, H. (2017). Ex-situ Catalytic Fast Pyrolysis of Biomass Over HZSM-5 in a Two-Stage Fluidized-Bed/Fixed-Bed Combination Reactor. *Bioresource Technology*, 243, 1133–1140. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.07.011>
- Indonesia Salex Tax Rate*. (2023). Trading Economics. <https://tradingeconomics.com/indonesia/sales-tax-rate>
- Junsittiwate, R., Srinophakun, T. R., & Sukpancharoen, S. (2022). Techno-economic, environmental, and heat integration of palm empty fruit bunch upgrading for power generation. *Energy for Sustainable Development*, 66, 140–150. <https://doi.org/10.1016/j.esd.2021.12.001>
- Limbong, H. P. (2019). *Performa Reaktor Pirolisis Dengan Bahan Tandan Kosong Kelapa Sawit*. 14(28), 28–32.
- Mo, W., Xiong, Z., Leong, H., Gong, X., Jiang, L., Xu, J., Su, S., Hu, S., Wang, Y., & Xiang, J. (2022). Processes simulation and environmental evaluation of biofuel production via Co-pyrolysis of tropical agricultural waste. *Energy*, 242. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2021.123016>
- Prabowo, D. S., Almada, W., & Sakti, A. (2016). *Sistem Pajak Indonesia*. Indonesia Investmens. <https://www.indonesia-investments.com/id/keuangan/sistem-pajak/item277?>
- Purnama, K. O., Setyaningsing, D., Hambali, E., & Taniwiryono, D. (2021). Peluang *Palm Fatty Acid Distillate* Dari Industri Minyak Sawit Dalam Pembuatan Mono-Digliserida. *Perspektif*, 20(1), 11. <https://doi.org/10.21082/psp.v20n1.2021.11-25>
- Sari, A. N. (2022). *ROI vs IRR: Dua Ukuran Profitabilitas yang Membantu Investor Membuat Keputusan*. <https://www.djkn.kemenkeu.go.id/artikel/baca/15254/ROI-vs-IRR-Dua-Ukuran-Profitabilitas-yang-Membantu-Investor-Membuat-Keputusan.html>
- Su, G., Zulkifli, N. W. M., Ong, H. C., Ibrahim, S., Cheah, M. Y., Zhu, R., & Bu, Q. (2023). Co-pyrolysis of medical protective clothing and oil palm wastes for biofuel: Experimental, techno-economic, and environmental analyses. *Energy*, 273(November 2022), 127221. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2023.127221>
- Statistik, B. P. (t.t.). *Statistik Kelapa Sawit Indonesia 2020*.
-

- Sudiyani, Y., & Hermiati, E. (2010). Utilization of Oil Palm Empty Fruit Bunch (Opefb) for Bioethanol Production Through Alkali and Dilute Acid Pretreatment and Simultaneous Saccharification and Fermentation. *Indonesian Journal of Chemistry*, 10(2), 261–267. <https://doi.org/10.22146/ijc.21471>
- Sukmawati. (2020). Bahan Organik Menjanjikan Dari Biochar Tongkol Tagung, Cangkang Dan Tandan Kosong Kelapa Sawit Berdasarkan Sifat Kimia. *J. Agrolantae*, 9(2), 82–94. <https://scholar.archive.org/work/e4lqwldzirfd7hjdq6fkqmkgmy/access/wayback/https://ppnp.e-journal.id/agro/article/download/223/172>
- Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., Shaeiwitz, J. A., & Bhattacharyya, D. (2001). *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes* (Vol. 40, Nomor 6). [https://doi.org/10.1002/1521-3773\(20010316\)40:6<9823::AID-ANIE9823>3.3.CO;2-C](https://doi.org/10.1002/1521-3773(20010316)40:6<9823::AID-ANIE9823>3.3.CO;2-C)