

# PRARANCANGAN PABRIK *FATTY ALCOHOL* DARI CPO (*CRUDE PALM OIL*) DENGAN DISAIN ALAT UTAMA MENARA DISTILASI *METHYL ESTER*

Angga Marusaha Tamba Panjaitan<sup>1)</sup>, Hari Rionaldo<sup>2)</sup>

1) Mahasiswa Program Studi Teknik Kimia, 2) Dosen Teknik Kimia  
Program Studi Teknik Kimia S1, Fakultas Teknik Universitas Riau  
Kampus Bina Widya Jl. HR. Soebrantas Km. 12,5 Simpang Baru, Panam,  
Pekanbaru 28293

Email : [angga.marusaha5830@student.unri.ac.id](mailto:angga.marusaha5830@student.unri.ac.id)

## ABSTRACT

*Fatty Alcohol (fat alcohol) is a product of CPO processing. Fatty Alcohol is a derivative of vegetable fats and animal oils and is a non-oil and gas export commodity that is needed in various industries such as the perfume, cosmetics, pharmaceutical, food and beverage industries. The need for fatty alcohol continues to increase every year. The import of fatty alcohol has been carried out but the demand for fatty alcohol has not been met. this led to the establishment of a fatty alcohol factory with the main raw material being crude palm oil to cover this need. This factory was built with a capacity of 130,000 tons/year which will be established in Pelintung, Dumai. The fatty alcohol production process is carried out with 3 processes such as pretreatment, transesterification and hydrogenation. The main equipment design in this factory is fatty alcohol distillation which works to separate fatty alcohol as the top product from methyl ester as the base product. The feed, distillate and bottom temperatures in this distillation tower are 170 °C, 160.969 °C and 330.336 °C with a pressure of 1 atm. The fatty alcohol distillation has 11.225 m (441.929 in) high, 1,859 m (73.191 in) outside diameter, and uses skirt support. Economic analysis on the design of this plant shows that this plant is feasible to build with a factory Payback Period (PBP) of 0.93 years and BEP at a capacity of 20 %.*

**Keywords:** *Crude palm oil, economic analysis, fatty alcohol, hydrogenation, transesterification,*

## 1. PENDAHULUAN

*Fatty Alcohol* (alkohol lemak) merupakan produk dari pengolahan minyak kelapa sawit yang merupakan komoditas ekspor non migas yang dibutuhkan di berbagai industri seperti dalam industri parfum, kosmetika, industri farmasi, makanan, dan minuman. Indonesia merupakan penghasil minyak kelapa sawit terbesar dunia dengan produksi mencapai 48,68 juta ton (angka sementara) pada 2018. Jumlah tersebut terdiri atas 40,57 juta ton minyak kelapa sawit (*Crude Palm Oil/CPO*) dan 8,11 juta ton minyak inti sawit (*Palm Kernel Oil/PKO*). Tingginya produksi CPO dapat dimanfaatkan untuk menghasilkan

produk turunan yang memiliki nilai ekonomis yang tinggi sehingga dapat meningkatkan nilai jual CPO.

Berdasarkan data Direktorat Jenderal Perkebunan Kementerian Pertanian, Indonesia memiliki lahan sawit sebesar 14,85 juta hektare (ha) dengan laju pertumbuhan nasional 0,91%. Riau merupakan provinsi dengan lahan sawit terluas, yakni mencapai 2,85 juta ha atau sekitar 19% dari total. Faktor pendukung yang menjadi alasan dalam mendirikan pabrik alkohol lemak ini adalah bahan baku pembuatan alkohol lemak berbasis oleokimia yang dapat dengan mudah didapatkan seperti CPO, serta sebagai salah satu upaya peningkatan lapangan kerja di provinsi Riau.

Banyak terdapat perusahaan besar yang merupakan pelaku utama. Berikut perusahaan-perusahaan yang memproduksi oleokimia dasar adalah PT. Musim Mas (kapasitas 450.000 Ton/tahun); PT. Ecogreen (419.000 Ton/tahun); PT. Nubika Jaya (150.000 Ton/tahun); PT. Wilmar Nabati Indonesia (132.000 Ton/tahun); PT. Domba Mas (104.600 Ton/tahun); PT. Sumi Asih 101.000 (Ton/tahun); PT. Cisadane Raya (100.000 Ton/tahun); PT. Soci Mas (88.000 Ton/tahun); dan PT. Flora Sawita (55.100 Ton/tahun) (Kementrian Perindustrian, 2014). Dari beberapa perusahaan yang telah dipaparkan tidak ada perusahaan oleokimia dasar yang berada di Riau. Oleh karena itu, salah satu alasan pembuatan pabrik *Fatty Alcohol* ini karena kecilnya daya saing pabrik *Fatty Alcohol* di Riau.

Indonesia masih mengimpor *Fatty Alcohol* selama 5 tahun terakhir. Dengan rata-rata impor tiap tahunnya sebesar 2.9126.855,6 kg/tahun atau 2.9126,8556 ton/tahun (BPS, 2019). Hal ini juga menunjukkan bahwa perlu didirikannya pabrik *Fatty Alcohol* untuk memenuhi kebutuhan *Fatty Alcohol* dalam negeri. Sehingga Indonesia tidak lagi mengimpor *Fatty Alcohol* dari luar negeri.

## 2. DESKRIPSI PROSES

Pada pembuatan *fatty alcohol* dari *crude palm oil* dilakukan dalam 3 proses, yaitu proses *pre-treatment*, proses transesterifikasi dan proses hidrogenasi.

### 2.1 *Pre-treatment*

Dalam tahap pretreatment CPO, terlebih dahulu CPO yang disimpan dalam *storage tank* (ST-100) dipompa menuju *heater* untuk dipanaskan dari suhu 88°C hingga suhu 104°C. Tujuan pemanasan CPO untuk mengendalikan viskositas dan memfasilitasi/memudahkan langkah pencampuran berikutnya. Asam sitrat dalam tangki (ST-101) di alirkan ke *mixer* (M-100) dan ditambahkan air yang sudah didemineralisasi (air yang bebas dari ion calcium dan magnesium). Tujuan pemakaian

air yang telah didemineralisasi untuk menghindari kemungkinan terjadinya perubahan fosfatida *hidratable* menjadi fosfatida *non-hidratable* serta mengurangi kemungkinan terbentuknya kerak pada alat-alat yang digunakan (EP 1158039A2). Sementara asam sitrat digunakan untuk mengendapkan *fospatida* yang tidak terhidrasi (Willey & Sons, 2005) serta sebagai *chelating agent* yang dapat mengendapkan zat metal seperti calcium dan magnesium dan lain-lain (EP 1158039A2).

Air yang sudah didemineralisasi dari *reecycle water tank* di pompa menuju *mixer* untuk mengencerkan asam sitrat. Konsentrasi asam sitrat encer adalah 3.5 % dari berat campuran air dan asam sitrat. Asam sitrat selanjutnya dipanaskan dengan *heater* hingga suhu 104°C. CPO dan asam sitrat encer yang sudah dipanaskan selanjutnya dialirkan menuju *High Shear Mixer* (M-101), dengan perbandingan rasio asam sitrat encer dan CPO adalah 12:88. *High shear mixer* (M-101) membutuhkan setidaknya satu *impeller* berputar pada kecepatan dari sekitar 900 hingga sekitar 1500 rpm dan memiliki kecepatan ujung pisau dari sekitar 1219 hingga sekitar 2743 m/mnt (4000 hingga sekitar 9000 ft/min) sehingga menghasilkan kecepatan aliran *High shear mixer* (M-101) setidaknya sekitar 45 feet/s. Dengan waktu campuran kurang dari 5 detik (EP 1158039A2).

Campuran *acid-oil* dipompa menuju *low shear mixer* (M-102). Di dalam *low shear mixer* terjadi pencampuran yang menyebabkan kontaminan khususnya metal menjadi fasa impuritis yang terhidrasi. Waktu pencampuran selama 12 menit dengan kecepatan aliran *low shear mixer* (M-102) 600-950 ft/min. Hasil keluaran *low shear mixer* (M-102) dipompa menuju *Primary Centrifuge* (CF-100). Hasil *Primary Centrifuge* (CF-100) adalah campuran *impurities* dan RBPO (*Refined Bleached palm oil*). Aliran campuran impuritis yang terhidrasi dialirkan menuju tangki *impurities* yang mengandung, *gum*, fosfatida *hidratable* dan fosfatida *non-hidratable*

seperti metal. Sementara RBPO (*Refined Bleached palm oil*) dialirkan menuju *cooler* (E-102) untuk didinginkan hingga suhu 71<sup>0</sup>C dan *expansion valve* (EV-100) menurunkan tekanan 628 mbar. Selanjutnya dialirkan menuju *oil dryer/ Votator Thin Film Dryer* (DE-100) untuk menguapkan air sisa residu dengan suhu 71<sup>0</sup>C dan tekanan 628 mbar (EP 1158039A2).

RBPO (*Refined Bleached Palm Oil*) dialirkan dengan pompa menuju *heater* (E-106) untuk dipanaskan hingga suhu 260<sup>0</sup>C dan selanjutnya dialirkan menuju *deodorizer (Stripping Tower)* (T-100) dengan tekanan kurang dari 13 mbar (10 mmHg). Dengan suhu tray pertama adalah 260<sup>0</sup>C tray pertama yang beroperasi pada suhu sekitar 260<sup>0</sup>C (500 F), RBPO di tray pertama dikontakkan dengan uap untuk menguapkan sebagian besar dari pengotor dalam fase uap pertama, meninggalkan residu cair yang mengandung bagian sisa dari pengotor. Selanjutnya residu cair dialirkan ke dalam tray kedua. Tray kedua beroperasi pada suhu dari sekitar 224<sup>0</sup>C (435 F). Residu cair dalam tray kedua dikontakkan dengan uap untuk menguapkan sebagian besar dari bagian sisa dari pengotor volatil yang tidak dapat diterima ke dalam fase uap kedua, sehingga dihasilkan RBPO yang tidak berbau atau RBDPO (*Refined Bleached Deodorized Palm Oil*). RBDPO dialirkan menuju *storage tank* RBDPO. Fase uap pertama dan fase uap kedua dialirkan ke dalam *scrubber* (SC-100). Di dalam *scrubber*, gas yang mengandung pengotor dikontakkan dengan air. Sehingga gas akan dikeluarkan ke atas dan pengotor turun ke bawah menuju tangki pengotor.

## 2.2 Proses Transesterifikasi

Proses transesterifikasi akan memproduksi metil ester/biodiesel yang akan digunakan sebagai bahan baku dalam proses hidrogenasi untuk menghasilkan produk *fatty alcohol*. Dalam proses transesterifikasi dilakukan beberapa proses yaitu tahap penyiapan umpan, tahap reaksi, tahap pemisahan dan tahap pemurnian produk.

### 2.2.1 Tahap Penyiapan Umpan

Bahan baku yang digunakan dalam proses transesterifikasi adalah CPO, metanol dan katalis KOH. CPO dan metanol dari masing-masing *storage* dengan suhu 25<sup>0</sup>C dan tekanan 1.01325 bar dialirkan dengan pompa menuju *mixer*. Sementara katalis KOH dimasukkan ke dalam *mixer* dengan menggunakan *screw conveyor*. Hasil keluaran *mixer* akan dialirkan menuju *heat exchanger*. Aliran dipanaskan dengan *heat exchanger* hingga suhu 60<sup>0</sup>C dan tekanan 1.01325 bar sebelum masuk ke dalam reaktor.

### 2.2.2 Tahap Reaksi

CPO, metanol dan katalis kemudian diumpankan ke dalam reaktor transesterifikasi (R-100) dengan suhu keluaran reaktor 60<sup>0</sup>C dan tekanan 1.01325 bar.

### 2.2.3 Tahap Pemisahan

Hasil keluaran reaktor (R-100) akan diumpankan ke dalam *decanter* (FL-100) Di dalam *decanter*, gliserol akan terpisah dengan senyawa lainnya. Sementara senyawa lain keluaran dari *decanter*, akan dipanaskan dengan *heat exchanger* (E-111) hingga suhu 70<sup>0</sup>C dan tekanan 1.01325 bar. Hasil keluaran *heat exchanger* (dipompa menuju kolom destilasi (D-100) dengan suhu 70<sup>0</sup>C dan tekanan 1.01325 bar. Di kolom destilasi, metanol akan dihasilkan dari *top product*. *Bottom product* dari kolom destilasi akan dipanaskan dengan *heat exchanger shell-and-tube* (E-115) hingga suhu 110<sup>0</sup>C dan tekanan 1.01325 bar. Hasil keluaran *heat exchanger shell-and-tube* dipompa menuju kolom destilasi dengan suhu masuk 110<sup>0</sup>C dan tekanan 1.01325 bar untuk memisahkan air dari campuran. Sehingga didapatkan air sebagai *top product*.

### 2.2.4 Tahap Pemurnian

Dari kolom destilasi *bottom product* akan dipanaskan dengan *heat exchanger shell-and-tube* (E-117) hingga suhu 170<sup>0</sup>C dan tekanan 1.01325 bar. Hasil keluaran *heat exchanger shell-and-tube* dipompa menuju kolom destilasi (D-101) dengan suhu masuk 170<sup>0</sup>C dan tekanan 1.013 bar untuk

memisahkan metil ester dari senyawa lainnya. Metil ester akan dihasilkan dari *top product* sedangkan residu menjadi *bottom product*.

### 2.3 Proses Hidrogenasi Metil Ester

Proses hidrogenasi metil ester merupakan lanjutan pembuatan *fatty alcohol* dengan bahan baku metil ester/biodiesel yang telah diproduksi pada proses transesterifikasi. Metil ester akan direaksikan dengan hidrogen dan penambahan katalis untuk menghasilkan produk *fatty alcohol*. Dalam proses hidrogenasi suspensi dilakukan beberapa proses yaitu tahap penyiapan umpan, tahap reaksi, tahap pemisahan dan tahap pemurnian produk.

#### 2.3.1 Tahap Penyiapan Umpan

Bahan baku yang digunakan dalam proses hidrogenasi adalah metil ester, H<sub>2</sub> dan katalis CuCr. Metil ester dinaikkan tekanannya dengan menggunakan *centrifugal compressor* (JC-101) hingga 100 bar dan suhu 170<sup>0</sup>C. Sementara H<sub>2</sub> dialirkan dari *storage tank* (ST-107) dengan *centrifugal compressor* (JC-101) untuk dinaikkan tekanannya hingga 100 bar dan suhu 25<sup>0</sup>C, menuju *heat exchanger shell-and-tube* (E-120) untuk dipanaskan hingga 170<sup>0</sup>C dan tekanannya 100 bar.

#### 2.3.2 Tahap Reaksi

Hidrogen dan metil ester diumpankan dari suhu 170<sup>0</sup>C dan tekanan 100 bar ke dalam *fixed bed reactor* dengan suhu keluaran reaktor 170<sup>0</sup>C dan tekanan 100 bar.

#### 2.3.3 Tahap Pemisahan

Hasil *fixed bed reactor* (R-101) didinginkan dengan *cooler* hingga suhu 60<sup>0</sup>C dan tekanan 100 bar, serta diturunkan tekanannya dengan *expansion valve* (EV-104) hingga 1.01325 bar dan suhu tetap 60<sup>0</sup>C. Selanjutnya aliran keluaran *expansion valve* diumpankan ke dalam liquid-gas separator (SE-100) dengan tekanan 1.01325 bar dan suhu tetap 60<sup>0</sup>C untuk memisahkan hidrogen sisa. Aliran liquid dari liquid-gas separator akan dipanaskan dengan *heat exchanger* (E-

116) hingga suhu 70<sup>0</sup>C dan tekanan 1.01325 bar serta dialirkan menuju destilasi (D-102) menggunakan pompa. Sehingga metanol menguap dan menjadi *top product*.

#### 2.3.4 Tahap Pemurnian

*Bottom product* dari kolom destilasi (D-102) akan dipanaskan dengan *heat exchanger shell-and-tube* (E-124) hingga suhu 150<sup>0</sup>C dan tekanan 1.01325 bar. Selanjutnya aliran dipompa (J-123) menuju kolom destilasi *fatty alcohol* dengan tekanan masuk 1.01325 bar dan suhu masuk 150<sup>0</sup>C. Sehingga *fatty alcohol* menjadi *top product* dan *bottom product* berupa sisa metil ester

## 3. METODOLOGI

Adapun langkah – langkah dalam perancangan pabrik *fatty alcohol* dari CPO ini adalah sebagai berikut :

1. Pengumpulan sumber data pendukung pendirian pabrik dan proses produksi yang akan dilakukan.
2. Perhitungan neraca massa dan energi pada setiap unit.
3. Perhitungan alat penukar panas dan massa.
4. Perhitungan dan disain setiap unit utama dan utilitas yang akan digunakan. Penentuan spesifikasi setiap unit utama dan utilitas yang akan digunakan.
5. Penambahan sistem pengendalian dan instrumentasi proses yang dibutuhkan dalam pabrik.
6. Analisa dan disain alat utama (menara destilasi *fatty alcohol*)
7. Analisa ekonomi yang meliputi :
  - a. Analisa pasar, prospek industri dan pemasaran produk.
  - b. Penentuan kapasitas produksi, kebutuhan akan produk yang akan dihasilkan.
  - c. Manajemen yang meliputi pemilihan lokasi pendirian pabrik dan pertimbangan-pertimbangan pendukung.
  - d. Studi kelayakan pasar, kelayakan teknis, kelayakan manajemen, studi

- kelayakan budaya, studi kelayakan lingkungan dan studi kelayakan legal.
- e. Tata letak pabrik, tata letak alat dan *master schedule* pendirian pabrik.
  - f. Struktur organisasi pabrik yang meliputi sistem kerja karyawan, jumlah karyawan, sistem penggajian karyawan dan kesejahteraan karyawan.
  - g. Melakukan perhitungan ekonomi dari penaksiran harga peralatan utama dan utilitas.
  - h. Melakukan perhitungan ekonomi dan kelayakan ekonomi dari pabrik yang mencakup :
    - Perkiraan biaya pembangunan pabrik berdasarkan spesifikasi yang telah dibuat dan biaya manufacturing berdasarkan kebutuhan bahan baku dan utilitas pada neraca massa dan energi.
    - Menilai kelayakan ekonomi pabrik dengan memperkirakan aliran kas tahunan (*pro-forma*) dan kemudian menghitung parameter kelayakan: *Return on Investment* (ROI), *Payout Period* (POP), *Net Payout Time* (NPT), *Net Present Value* (NPV), *Internal Rate of Return* (IRR), dan *Break-Even Point* (BEP).
    - Melakukan analisis sensitivitas untuk mengetahui faktor-faktor yang secara signifikan mempengaruhi kelayakan proyek. Analisis dilakukan terhadap variabel-variabel: harga bahan baku, harga produk, penjualan, dan gaji karyawan. Prosedurnya adalah memvariasikan nilai suatu variabel dengan menjaga variabel-variabel lainnya tetap (*ceteris paribus*) untuk melihat kecenderungan pengaruhnya terhadap keuntungan serta nilai maksimal atau minimalnya agar hasil operasional pabrik memberikan IRR lebih besar dari minimum.

#### 4. Disain Menara Distilasi Metil Ester (D-101)

Menara distilasi metil ester (D-101) berfungsi untuk memisahkan metil ester yang merupakan *top product* dengan trigliserida. Sebelum feed dimasukkan ke dalam menara destilasi, feed dipanaskan terlebih dahulu oleh heat exchanger (E-118) hingga suhu 170oC berdasarkan perhitungan neraca massa dan tekanan 1 atm. Tekanan atmosferik lebih mudah digunakan karena tidak diperlukan perlakuan khusus untuk reaktan, sehingga tidak menambah biaya penambahan alat. Perancangan menara destilasi dilakukan atas beberapa tahapan yakni :

1. Tentukan tingkat pemisahan yang akan dilakukan.
2. Pilih kondisi operasi yang diperlukan (*batch* atau *continue*).
3. Pilih tipe alat pengontakan (*tray* atau *packing*).
4. Tentukan persyaratan tahap dan refluks.
5. Tentukan spesifikasi alat.
6. Rancang kolom bagian internal dan alat pendukung alat.

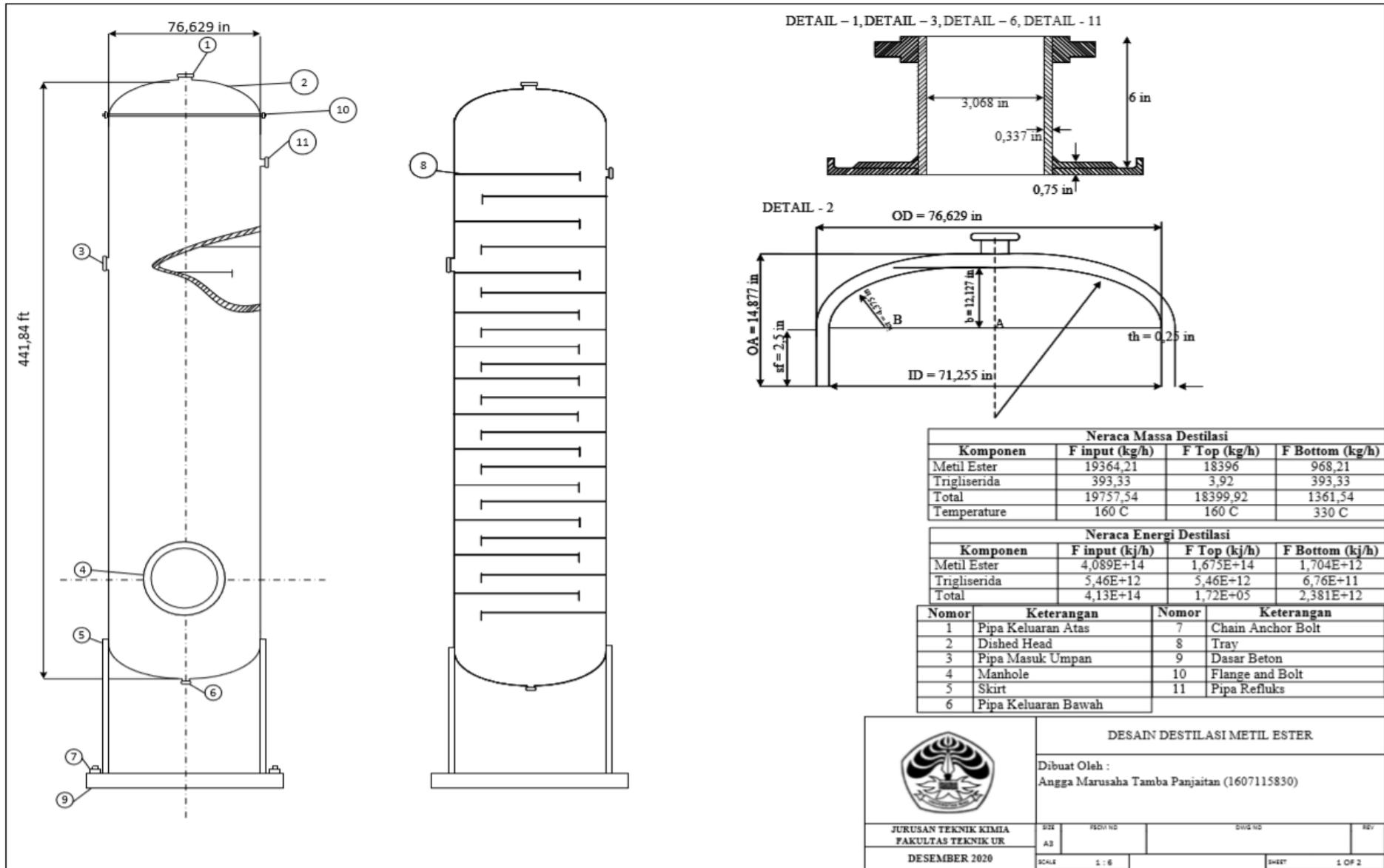
Adapun hasil perancangan menara distilasi metil ester (D-101) didapatkan spesifikasi alat yang dapat dilihat pada Tabel 4.1 sebagai berikut.

Tabel 4.1 Spesifikasi Alat Destilasi Metil Ester

<b>Destilasi Metil Ester data sheet</b>		D-101	
		Fungsi: untuk memisahkan Metil Ester dan Trigliserida	
		1 of 1	
<b>Spesifikasi Alat</b>			1
Jenis alat	Destilasi Atmosferik		2
Tipe	<i>Sieve tray distillation</i>		3
Material Kontruksi	<i>Stainless Steel SA 283 Grade B.</i>		4
<b>Kondisi Operasi</b>			6
Tekanan	1 bar		7
Suhu	170		8
Laju Alir Massa Umpan	66.1406 kmol/hr		9
<b>Perancangan Shell</b>			10
Inside Diameter Shell	1,809 m	71,22 in	11
Outside Diameter Shell	1,859 m	73,191 in	12
Tebal Shell	0,052 m	2,061 in	13
Tinggi Menara	4,006 m	157,72 in	14
Tekanan Desain	120 bar	1740,456 psi	15
Tipe Head	<i>Torispherical head</i>		16
Tebal Head	0,25 in	0,00635 m	17
Sf	2,5 in	0,0635 m	18
Icr	4,375 in	0,111 in	19
Tinggi head	15,118 in	0,384 m	20
<b>Spesifikasi Plate</b>			21
Downcomer Area	2,28 m <sup>2</sup>		22
Active Area, Aa	2,057 m <sup>2</sup>		23
Hole Area, Ah	0,205 m <sup>2</sup>		24
Hole Diameter, Dh	50 mm		25
Tinggi Weir, hw	50 mm		26
Tebal Plate	5 mm		27
<b>Tray Data Sheet</b>			28
Tray no.1 = Top	-		29
Section (name/description)	-		30
Tray numbers included	Tidak termasuk kondensor/reboiler		31
Loading at actualy tray no	-		32
Numbers of tray required	23		33
<b>Top</b>			34
Weight rate, kg/h	18786		35
Density Liquid, kg/m <sup>3</sup>	354,758		36
Volume rate, actual m <sup>3</sup> /s	-		37
Molecular weight	-		38

Viscosity,mPa-s	-		39
Pressure , Pa	99997,6425		40
Temperature , °C	160,969		41
Design range, % of normal	-		42
<b>Bottom</b>			43
Weight rate, kg/h	1361,54		44
Density Liquid, kg/m <sup>3</sup>	308,303		45
Volume rate, actual m <sup>3</sup> /s	-		46
Molecular weight	-		47
Viscosity,mPa-s	-		48
Pressure , Pa	99997,6425 Pa		49
Temperature , °C	330,336		50
Design range, % of normal	-		51
<b>Mechanical Requirements</b>			52
Tower Inside Diameter, mm	16,906		53
Number of passes	-		54
Tray Spacing, m	0,45		55
Type Of Tray	Sieve tray		56
Hole/S diameter, mm	-		57
Deck material/thickness, m	0,005		58
Valve/S material	-		59
Hardware material	Stainless steel		60
Support material/thickness, mm	20,64		61
Total Corrosion Allowance, mm	3,175		62
Vessel Manhole I.D., in	24		63
<b>Flange</b>			64
Material <i>Flange</i>	23,8012 kg	80	65
Tegangan dari Material <i>Flange</i>	2,889 m	81	66
Diameter Luar <i>Flange</i> (A)	78,926 in	82	67
Diameter Dalam <i>Flange</i> (B)	71,22 in	1,809 m	68
Tebal <i>Flange</i>	4,2332 in	0,1 m	69
Material Baut	SA 193 <i>Grade</i> B16		70
Tegangan dari Material Baut	20.000 psi		71
Jumlah Baut	8 buah		72
Ukuran Baut, d	1 in	0,0254 m	73
Bolt Spacing, B <sub>s</sub>	-		74
Material Gasket	<i>Asbestos Composition</i>		75
Lebar Gasket	0,15 in	0,00381 m	76

Diameter Gasket	17,097 in	2,91 m	77
<b>Penyangga Distilasi</b>			78
Jenis Penyangga	Skirt		79
Diameter Luar Skirt (OD)	81,657 in		80
Tebal Skirt	0,0139 in		81
Ukuran Baut	1 in		82
Jumlah Baut	8		83
Lebar Base Ring	0,7279 in		84
<b>Manhole Access</b>			85
<b>Manhole</b>			86
Diameter Manhole	24 in		87
Ketebalan Cover Plate	0,5 in		88
Bolting-flange after finishing	-		89
Ketebalan Manhole	0,5 in		90
Ukuran Fillet Weld A	0,1875 in		91
Ukuran Fillet Weld B	0,375 in		92
Approx Radius, R	0,375 in		93
Width of Renforcing Plate	63 in		94
Diameter Bolt Circle, DB	30.25 in		95
Diameter of Cove Plate	32,75 in		96



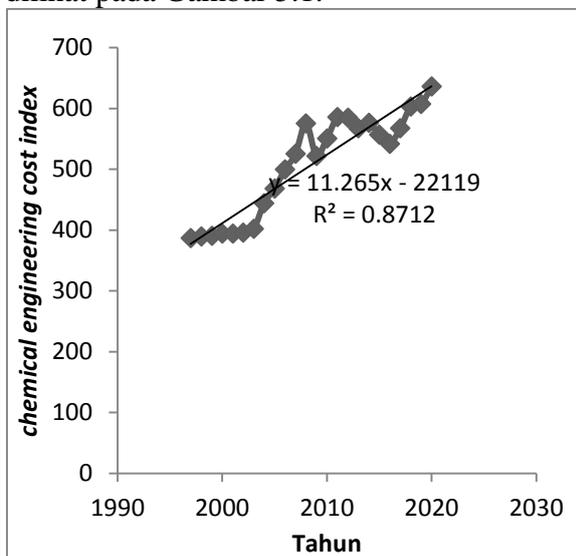
Gambar 4.1 Menara Destilasi *Fatty Alcohol*

## 5. Analisa Kelayakan Ekonomi

### 5.1 Penaksiran Biaya Peralatan

Indeks harga merupakan suatu nilai *index* yang diberikan pada suatu waktu yang dapat menunjukkan harga atau nilai pada waktu tertentu. Harga peralatan pada tahun pendirian pabrik ditentukan dengan menggunakan indeks harga CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*).

Untuk mengetahui indeks harga pada tahun 2020, digunakan metode regresi *linear*, pada regresi ini diplotkan data nilai cost indeks dari tahun 1997-2019 yang dapat dilihat pada Gambar 5.1.



**Gambar 5.1** Grafik Metode Regresi Linear

Dari grafik diperoleh persamaan linear sebagai berikut:

$$y = y = 11,265x - 22119 \dots \dots \dots (5.1)$$

Dengan memasukkan nilai  $x$ , maka diperoleh indeks pada tahun selanjutnya yang dapat dilihat pada Tabel 5.1 berikut :

**Tabel 5.1** Cost Index Hasil Regresi Linear

Tahun	Indeks Harga
2020	636,32
2021	647,586
2022	658,852
2023	670,118
2024	681,384
2025	692,65

Sehingga didapatkan total harga peralatan Rp 19.320.777.496

### 5.2 Total Capital Investment (TCI)

*Total capital investment* terdiri dari biaya pendirian pabrik (*Fixed Capital Investment*) dan biaya pengoperasian pabrik pada jangka waktu tertentu (*Working Capital Investment*). Untuk memperkirakan modal investasi tetap digunakan persentase dari Tabel 6.3 *typical percentages of fixed-capital investment values for direct and indirect cost segments for multipurpose or large additions to existing facilities* (Peters dkk, 2003) dan diperoleh besarnya FCI Rp 1.206.549.812.899. WCI adalah jumlah biaya yang harus dikeluarkan setelah pabrik berdiri dan mulai beroperasi, seperti listrik, gaji karyawan, dana sosial dan sebagainya. Pada industri kimia perhitungan WCI yaitu 10-20 % dari total *capital investment*. Besarnya WCI pada pabrik ini adalah 15% dari *Total Capital Investment (TCI)* sebesar Rp 212.920.555.217. Sehingga didapatkan besarnya TCI Rp 1.419.470.368.116.

### 5.3 Analisa Profitabilitas

Dari data hasil penjualan produk dan total *production cost* akan menghasilkan laba kotor yang dihasilkan pada pabrik ini yaitu sebesar Rp 37.969.740.961.943,90. Laba bersih dapat dihitung dengan selisih antara laba kotor dengan laba kotor setelah dikurangi pajak sebesar 35%. Beberapa parameter yang digunakan untuk mengetahui kelayakan dari suatu pabrik, yaitu :

a. *Percent Return On Investment (ROI)*

*Return on investment* adalah tingkat keuntungan yang dihasilkan dari investasi yang dikeluarkan untuk pembangunan suatu pabrik. *Return on investment* merupakan perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, didasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap

(fixed capital investment) yang

Indikator	Persamaan	Biaya (Rp)
<b>Direct Production Cost (DPC)</b>		
Raw Material		1,695,563,148,626.95
Operating Labor	OL	15,154,800,000
Direct Supervisory and Clearing Labor (DS)	15% dari OL	1,515,480,000
Utilities	10 % TPC	263,350,869,610.49
Maintenance and Repairs (MR)	7% dari FCI	60,327,490,644.95
Operating Supplies	15% dari MR	12,065,498,128.99
Laboratory Charges	10% dari OL	1,515,480,000.00
Patent and Royalties	2% dari TPC	52,670,173,922.10
<b>Total Direct Production Cost</b>		<b>2,102,162,940,933.47</b>
<b>Fized Change (FC)</b>		
Financing	5% dari TCP	28,389,407,362.33
Deprisation	10% dari FCI	60,327,490,644.95
Local Taxes	2% dari FCI	24,130,996,257.98
Insurance	1% dari FCI	12,065,498,128.99
<b>Total Fixed Charges</b>		<b>Rp124,913,392,394.24</b>
Plant Overhead Cost (PO)	50% (OL+MR+DS)	Rp37,741,145,322.47
<b>Total Manufacturing Cost (MC)</b>		<b>2,264,817,478,650.18</b>
<b>General Expenses (GE)</b>		
Administrative Costs	3% TPC	79,005,260,883.15
Distribution and Marketting Costs	8% TCP	210,680,695,688.39
Research and Development Costs	3% TPC	79,005,260,883.15
<b>Total General Expenses</b>		<b>368,691,217,454.68</b>

diinvestasikan. Pada pabrik DME ini diperoleh ROI setelah pajak sebesar 86,93%.

#### b. Pay Out Time (POT)

Pay out time adalah waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai. Perhitungan dilakukan dengan membagi

capital investment dengan profit sebelum dikurangi depresiasi. Pay out time pada pabrik DME ini adalah selama 0,93 Tahun.

#### c. Total Production Cost (TPC)

TPC (Total Production Cost) adalah sebesar Rp 2,633,508,696,104.86. Adapun dasar perhitungan diambil dari buku Peter dan Timmerhouse, 2003 sebagaimana dijelaskan pada Tabel 5.2 berikut ini :

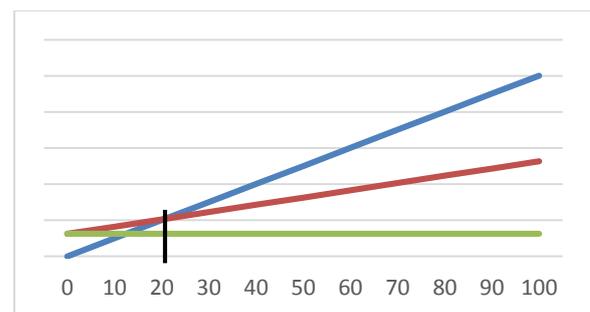
#### Tabel 5.2 Perhitungan TPC

Nilai dar GE ( General Expensers) didapat sebesar Rp 368,691,217,454.68. Kemudian nilai dari TPC ( Total Production Cost) dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{TPC} &= \text{MC} + \text{GE TPC} \\ &= \text{Rp } 2,633,508,696,104.86 \end{aligned}$$

#### d. Break Event Point (BEP)

BEP adalah kondisi dimana jika pabrik berhasil menjual sebagian produk dari kapasitas produksinya, pabrik tidak mendapat keuntungan maupun kerugian. Titik impas pendapatan dan biaya produksi yang diperoleh dari kapasitas produksi. Pada pendirian pabrik ini pabrik akan mengalami keuntungan setelah pabrik memiliki kapasitas produksi diatas 20%, karena BEP diperoleh pada titik tersebut.

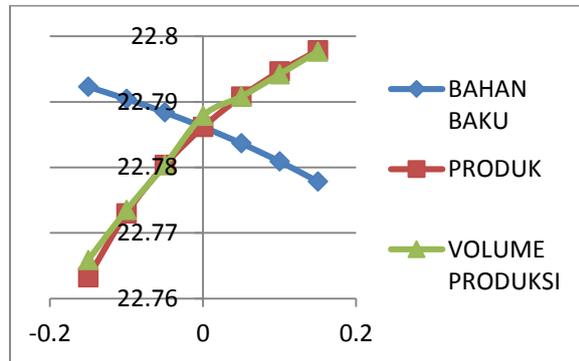


Gambar 5.2 Break Even Point (BEP)

#### e. Analisa Sensitivitas

Analisa sensitivitas bertujuan untuk mengetahui besarnya pengaruh perubahan persentase bahan baku, investasi, penjualan dan kapasitas produksi terhadap nilai Internal Rate of Retrun (IRR) dalam perhitungan ekonomi pra-rancangan pabrik ini dengan metode trial and error.

Gambar 5.3 menunjukkan hasil pemplotan sensitivitas dengan variabel bahan baku, harga produk serta volume produksi.



**Gambar 5.3** Hasil Pemplotan Sensitivitas

Dari Gambar 5.3 diatas terlihat bahwa parameter volume penjualan, harga produk dan kapasitas pabrik berpengaruh terhadap ekonomi dari pabrik. Kapasitas pabrik dan harga produk memperlihatkan trane peningkatan yang tajam ketika terjadi perubahan kapasitas dan harga sedikit saja. Sementara untuk volume penjualan juga memiliki trane peningkatan yang signifikan tetapi sedikit lebih landai dari dua lainnya.

## 6. Saran

Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.

## DAFTAR PUSTAKA

- Bart, J. C. J., Natale, P., Stefano, C. 2010. Biodiesel Science and Technology: From Soil to Oil. CRC Press. Washington, DC.
- BPS. 2019. *Ekspor-Impor Fatty Alcohol*. Jakarta: Badan Pusat Statistik Indonesia.
- Brown, G. G., 1950, Unit Operations, Modern Asia Edition, New York, John Wiley and Sons, Inc.
- Brownell, L. E. and Young, E. H., 1959, Process Equipment Design, New York, John Willey & Sons
- Chemeng, 2020, <https://www.chemengonline.com/2019-chemical-engineering>

- plant-cost-index-annual-average/ diakses tanggal 17 November 2020
- CNBC.2018. *Ekspor-Impor Fatty Alcohol*. Kuala Tanjung: CNBC Indonesia
- Coulson. J. M. and Richardson. J. F., 1999, Chemical Engineering Design, New York, Pergamon Press Inc.
- Fogler, H. S., 1999, Element of Chemical Reaction Engineering, London, Prentice Hall International.
- Froment. F. Gilbert dan Bischoff. B. Kenneth, 2010, Chemical Reactor Analysis and Design, United States of Amerika, John Wiley & Sons, Inc.
- Gajimu, 2020, Daftar Upah Minimum Provinsi, <https://gajimu.com/gaji/gaji-minimum/daftar-upah-minimum-provinsi-ump-2020> diakses tanggal 17 November 2020.
- Gajimu, 2020, Daftar Upah Minimum Regional, <https://gajimu.com/garmen/gaji-pekerja-garmen/gaji-minimum/ump-umk-riau> diakses tanggal 17 November 2020.
- Geankoplis, C. J., 1993, Transport Processes and Unit Operations, 3rd Edition, London, Prentice Hall International.
- Gibson, James L. et al., 1996, Organisasi: Perilaku, Struktur, Proses. Diterjemahkan oleh Ninuk Adriani. Jakarta: Binarupa Aksara.
- Hesse, H. c., Rushton, J. H., 1945, Process Equipment Design, New Jersey, D. Van Nostrand Company.
- J. Van Gerpen, B. Shanks, R. Pruszko, D. Clements, G. Knothe, 2004, Biodiesel production technology. National Renewable Energy Laboratory.
- Joshi, M. V., 1981, Process Equipment Design, India, McGraw Hill Indian Ltd.
- Kern, D. Q., 1969, Process Heat Transfer, New York, McGraw-Hill.
- Kirk, R. E. and Othmer, V. R., (1997) "Encyclopedia of Chemical

- Technology*". Vol/1, John WILEY & Sons Inc., Newyork.
- Levenspiel, O., 1976, Chemical Reaction Engineering, 2nd ed., New York, John Wiley and Sons, inc
- Lubis, Apriadi., Astrina, Dian dan Amri, Muhammad. (2013). *Fatty Alcohol. Makalah Proses Industri Petro & Oleokimia*. Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Riau : Pekanbaru.
- Marlina, Ena., 2016, Pengaruh Variasi Larutan Elektrolit Terhadap Produksi Brown's Gas, Universitas Islam Malang. 17(2):187-196.
- Megyesy E. F., 1983, Pressure Vessel Handbook, USA, Pressure Vessel Handbook Publishing Inc
- Naimah, S. And Ratnawati,E. 2010. *Pemisahan dan Pengambilan Kembali Gliserol dari Hasil Samping Pembuatan Biodiesel Berbahan Baku Kelapa*
- Noweck, Klaus. 2011. *Production, Technologies and Applications of Fatty Alcohols*. Karlsruhe : GermanySupihatini, Rohayati. 2013. *Prospek Pasar Fatty Alcohol Menjanjikan*. Lembaga Riset Perkebunan Indonesia (LRPI) : Bogor.
- Perry. H. Robert dan Green. W. Don, 2007, Chemical Engineering Handbook, New York, McGraw-Hill.
- PT. Wilmar Nabati Indonesia. 2019. *Specification fatty alcohol*.
- Rase, H.F., and Holmes, J. R., 1977, Chemical Reactor Design for Process Plant, Volume One : Principles and Techniques, New York, John Wiley and Sons, Inc.
- Shahidi, Fereidoon. 2005. Bailey's Industrial Oil and Fat Products, sixth edition. New York: John Willey & Sons Inc
- Susilo, Bambang, 2006, "Biodiesel; Pemanfaatan Biji Jarak Pagar Sebagai Alternatif Bahan Bakar", Trubus Agrisarana, Surabaya.
- Surya Dumai Group. 2007. *Specification of crude palm oil*
- Ulrich, G.D., 1984, A Guide To Chemical Engineering Process Design and Economics, Canada, John Wiley and Sons Inc,
- Walas, M. S., 1988, Chemical Process Equipment Selection and Design, 3rd edition London, Betterworth-Heinemann.
- Wirlisman, A. M. Devid, dan Herry, 2020, Desa Peduli Gambut Provinsi Riau Desa Pelintung, Dumai: Badan Restorasi Gambut.
- Yaws, C. L., 1999, Chemical Properties Handbook: Physical, Thermodynamic, Environt-mental, Transport, Safety, and Health Related Properties for Organic and Inorganic Chemicals, New York, McGraw-Hill.