

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

Elma Anggrayni¹⁾, Hari Rionaldo²⁾

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 : Elma.anggrayni5586@student.unri.ac.id

ABSTRACT

Fatty alcohol 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 150 °C, 147.016 °C and 231.355 °C with a pressure of 1 atm. The fatty alcohol distillation has 5.99 m (235.8268 in) high, 0,8 m (31.52 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

Menurut Econotimes (2016), *Fatty Alcohol* dunia bernilai US\$ 3,52 billion pada tahun 2014 dan diprediksi mencapai US\$ 5,48 billion pada tahun 2023, meningkat pada CAGR 5,1% antara tahun 2015 – 2023. Bahan baku pembuatan *Fatty Alcohol* adalah CPO. Indonesia merupakan penghasil 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).

Berdasarkan data Direktorat Jenderal Perkebunan Kementerian Pertanian, lahan sawit Indonesia mencapai

14,23 juta hektare (ha). Angka tersebut terdiri atas 5,8 juta ha perkebunan rakyat, 635 ribu ha perkebunan besar negara, dan 7,88 juta ha perkebunan besar swasta. Berdasarkan wilayah, Riau merupakan provinsi dengan lahan sawit terluas, yakni mencapai 2,74 juta ha atau sekitar 19% dari total. Tingginya produksi CPO dapat dimanfaatkan untuk menghasilkan produk turunan yang memiliki nilai ekonomis yang tinggi sehingga dapat meningkatkan nilai jual CPO. Faktor pendukung lain 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 perusahaan-perusahaan besar yang merupakan pelaku utama (*major player*) dari industri oleokimia dasar. Salah satu produk dari oleokimia dasar ini adalah *Fatty Alcohol*. 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* CPO 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. Selain CPO, asam sitrat harus diencerkan terlebih dahulu dengan menggunakan air yang sudah

didemineralisasi (air yang bebas dari ion kalsium 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 fosfatida yang tidak terhidrasi (Willey & Sons, 2005) serta sebagai *chelating agent* yang dapat mengendapkan zat metal seperti kalsium 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*, dengan perbandingan rasio asam sitrat encer dan CPO adalah 12:88. *High shear mixer* membutuhkan setidaknya satu impeler 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* setidaknya sekitar 45 feet/s. Dengan waktu campuran kurang dari 5 detik (EP 1158039A2).

Campuran *acid-oil* dipompa menuju *low shear mixer*. 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* 600-950 ft/min. Hasil keluaran *low shear mixer* dipompa menuju *Primary Centrifuge*. Hasil *Primary Centrifuge* adalah campuran impuritis 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* untuk didinginkan hingga suhu 71°C dan *expansion valve (EV-100)* dan menurunkan tekanan 628 mbar. Selanjutnya dialirkan menuju *oil dryer/ Votator Thin Film Dryer* untuk menguapkan air sisa residu dengan suhu 71°C dan tekanan 628 mbar (EP 1158039A2).

RBPO (*Refined Bleached Palm Oil*) dialirkan dengan pompa menuju *heater* () untuk dipanaskan hingga suhu 260°C dan selanjutnya dialirkan menuju *deodorizer (Stripping Tower)* dengan tekanan kurang dari 13 mbar (10 mmHg). Dengan suhu tray pertama adalah 260°C tray pertama yang beroperasi pada suhu sekitar 260 °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°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*. 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°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°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 dengan suhu keluaran reaktor 60°C dan tekanan 1.01325 bar.

2.2.3 Tahap Pemisahan

Hasil keluaran reaktor akan diumpankan ke dalam *decanter*. Di dalam *decanter*, gliserol akan terpisah dengan senyawa lainnya. Sementara senyawa lain keluaran dari *decanter*, akan dipanaskan dengan *heat exchanger* hingga suhu 70°C dan tekanan 1.01325 bar. Hasil keluaran *heat exchanger* dipompa menuju kolom destilasi dengan suhu 70°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* hingga suhu 110°C dan tekanan 1.01325 bar. Hasil keluaran *heat exchanger shell-and-tube* dipompa menuju kolom destilasi dengan suhu masuk 110°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* hingga suhu 170°C dan tekanan 1.01325 bar. Hasil keluaran *heat exchanger shell-and-tube* dipompa menuju kolom destilasi dengan suhu masuk 170°C dan tekanan 1.01325 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, H₂ dan katalis CuCr. Metil ester dinaikkan tekanannya dengan menggunakan *centrifugal compressor* hingga 100 bar dan suhu 170°C. Sementara H₂ dialirkan dari *storage tank* dengan *centrifugal compressor* untuk dinaikkan tekanannya hingga 100 bar dan suhu 25°C, menuju *heat exchanger shell-and-tube* untuk dipanaskan hingga 170°C dan tekanannya 100 bar.

2.3.2 Tahap Reaksi

Hidrogen dan metil ester diumpankan dari suhu 170°C dan tekanan 100 bar ke dalam *fixed bed reactor* dengan suhu keluaran reaktor 170°C dan tekanan 100 bar.

2.1.3 Tahap Pemisahan

Hasil *fixed bed reactor* didinginkan dengan *cooler* hingga suhu 60°C dan tekanan 100 bar, serta diturunkan tekanannya dengan *expansion valve* (hingga 1.01325 bar dan suhu tetap 60°C). Selanjutnya aliran keluaran *expansion valve* diumpankan ke dalam liquid-gas separator dengan tekanan 1.01325 bar dan suhu tetap 60°C untuk memisahkan hidrogen sisa. Aliran liquid dari liquid-gas separator akan dipanaskan dengan *heat exchanger* hingga suhu 70°C dan tekanan 1.01325 bar serta

dialirkan menuju destilasi menggunakan pompa. Sehingga metanol menguap dan menjadi *top product*.

2.3.4 Tahap Pemurnian

Bottom product dari kolom destilasi akan dipanaskan dengan *heat exchanger shell-and-tube* hingga suhu 150°C dan tekanan 1.01325 bar. Selanjutnya aliran dipompa menuju kolom destilasi *fatty alcohol* dengan tekanan masuk 1.01325 bar dan suhu masuk 150°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 *Fatty Alcohol (D-103)*

Menara distilasi *fatty alcohol (D-103)* berfungsi untuk memisahkan *fatty alcohol* yang merupakan *top product* dengan sisa metil ester yang merupakan *bottom product*. Umpan yang masuk merupakan fasa *liquid* pada *boiling point*. Perancangan menara distilasi dilakukan atas beberapa tahapn 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 *fatty alcohol (D-103)* didapatkan spesifikasi alat yang dapat dilihat pada Tabel 4.1 sebagai berikut.

Tabel 4.1 Spesifikasi Menara Distilasi *Fatty alcohol*

Spesifikasi Menara Distilasi			
Nama alat	Menara Distilasi <i>Fatty alcohol</i>	Kode = D-103	
Fungsi	Memisahkan <i>fatty alcohol</i>		
Tipe	<i>Sieve tray distillation</i>		
Sifat Fisik		Distilat	Bottom
Densitas cairan, (kg/m ³)		292.63	362.38
Densitas uap, (kg/m ³)		18.0738	28.3006
Tegangan permukaan cairan, (N/m)		0,0034216	1,5188665
Kondisi Operasi	Feed	Distilat	Bottom
Laju Alir (kg/jam)	16639.272	16621.029	18.243
Suhu (°C)	150	147.16	231.355
Tekanan operasi (atm)	1	1	1
Mterial dan Desain			
Jenis Shell	<i>Cylindrical Shell</i>		
Material	Stainless steel (SA-240)		
Effisiensi Pengelasan	0,8		

Allowable Stress (psi)	11500	
Faktor Korosi (in)	0,125	
Jumlah Plat Aktual	13	
Diameter Dalam (ID)	17.14 in	0.43535 m
Diameter Luar (OD)	17.42 in	0.4425 m
Tinggi Menara (H)	235.8268 in	5.99 m
Tebal Shell (ts)	0.1875 in	0.0047625m
Tekanan Desain	14.6959 psi	1 atm
Tipe Head	<i>Torispherical</i>	
Tebal Head (th)	0,1875 in	0.0047625m
Sf	1.175 in	0,0508 m
Icr	0.625 in	0,015875 m
Tinggi Head (OA)	10.43 in	0,2649 m
Spesifikasi Plate		
Downcomer Area, Ad (m ²)	0,067535	
Active Area, Aa (m ²)	0,54028	
Hole Area, Ah (m ²)	0,054028	
Hole Diameter, Dh (m)	0,005	
Tinggi Weir, hw (m)	0,05	
Tebal Plate (m)	0,005	
Ukuran Pipa dan Nozzle		
nominal pipe size	3 in	
schedule number	40	
outside diameter	3.5 in	
inside diameter (ID)	0.9 in	

Tabel 4.2 Spesifikasi Tray Data Sheet Menara Distilasi *Fatty alcohol*

Tray Data Sheet	
Pabrik : <i>Fatty alcohol</i>	
Lokasi pabrik : Dumai, Riau	
Tray no. 1 = Top	-
Section (name/description)	-
Tray numbers included	Tidak termasuk kondensor/reboiler
Loading at actual tray no.	-
Number of tray required	13
Top	
Weight rate, kg/h	6087,17
Density Liquid, kg/m ³	272,1002
Volume rate, actual m ³ /s	-
Molecular weight	-
Viscosity, mPa-s	-
Pressure , kPa	911,925
Temperature , °C	147.16

Design range, % of normal	-
Bottom	
Weight rate, kg/h	719,55
Density Liquid, kg/m ³	333,2630
Volume rate, actual m ³ /s	-
Molecular weight	-
Viscosity, mPa-s	-
Pressure , kPa	911,925
Temperature , °C	231,355
Design range, % of normal	-
Performance Requirements	
Top	
Max ΔP Per Tray, mmHg	2,9380424975493
Max. % jet flood	-
Max. DC liq velocity, m/s	-
Max DC Backup, Clear Liq, mm	231,4557
Derating factor	-
Purpose for derating	-
Bottom	
Max ΔP Per Tray, mmHg	3,2892719055124
Max. % jet flood	-
Max. DC liq velocity, m/s	-
Max DC Backup, Clear Liq, mm	239,6499
Derating factor	-
Purpose for derating	-
Mechanical Requirements	
Tower Inside Diameter, mm	1220,6336
Number of passes	-
Tray Spacing, mm	100
Type Of Tray	Sieve tray
Hole/S diameter, mm	-
Deck material/thickness, mm	5
Valve/S material	-
Hardware material	Stainless steel
Support material/thickness, mm	20,64
Total Corrosion Allowance, mm	3,1750
Vessel Manhole I.D., mm	508

Tabel 4.3 Spesifikasi *Flange*

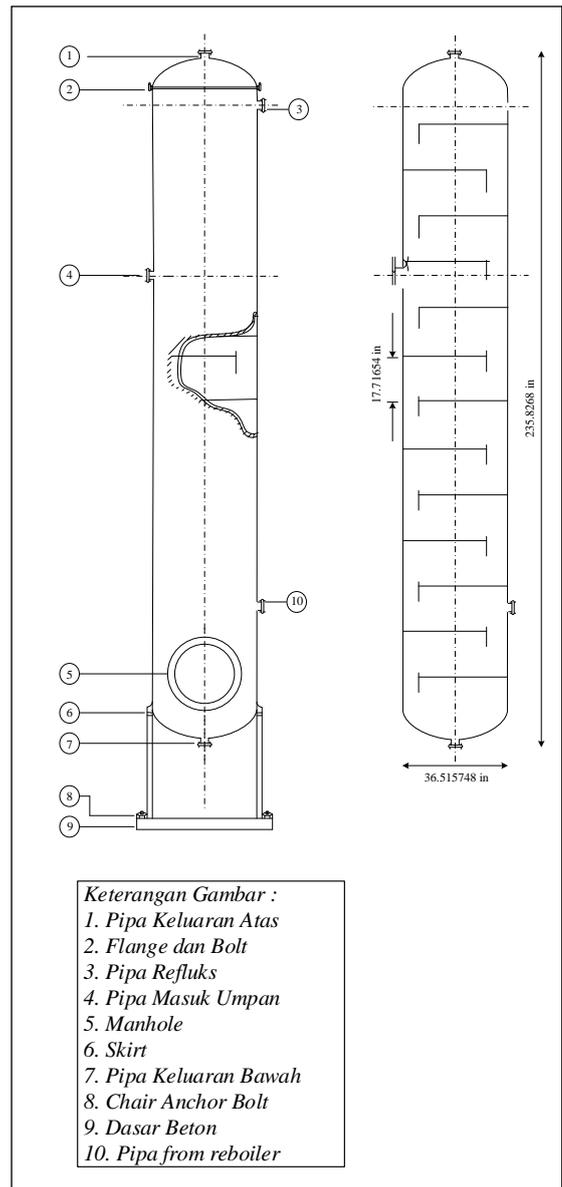
Spesifikasi <i>Flange</i> Pada Sambungan <i>Head</i> Dengan <i>Shell</i>		
Material <i>Flange</i>	SA 283 Grade C	
Tegangan dari Material <i>Flange</i>	17000 psi	
Diameter Luar <i>Flange</i> (A)	22.515 in	0.571881 m
Diameter Dalam <i>Flange</i> (B)	17.14 in	0.435356 m
Tebal <i>Flange</i>	0.4375 in	0,0111 m
Material Baut	SA 193 Grade B7	
Tegangan dari Material Baut	20.000 psi	
Jumlah Baut	20 buah	
Ukuran Baut, d	0,75 in	
Minimum Radius Distance, R	1.125 in	
Edge Distance, E	1,875 in	
Maksimum Fillet Radius, r	0,375in	
Bolt Spacing, B _s	1.75 in	
Material Gasket	<i>Asbestos Composition</i>	
Lebar Gasket	0,6738 in	0,01711 m
Diameter Gasket	17.7972 in	0.452 m

Tabel 4.4 Spesifikasi Penyangga Distilasi

Penyangga Distilasi		
Jenis Penyangga	<i>Skirt</i>	
Diameter Luar <i>Skirt</i> (OD)	22.565 in	0.573 m
Tebal <i>Skirt</i>	0,2197 in	0,00558 m
Ukuran Baut	0,75 in	0,01905 m
Jumlah Baut	20 buah	
Lebar Base Ring	0,5 in	0,0127 m
Ketebalan Base Ring	0.48 in	0,012192 m

Tabel 4.5 Spesifikasi *Manhole Access*

<i>Manhole Acces</i>	
Diameter <i>Manhole</i>	24 in
Ketebalan Cover Plate	0,5 in
Bolting-flange after finishing	0,125 in
Ketebalan <i>Manhole</i>	0,5 in
Ukuran Fillet Weld A	0,1875 in
Ukuran Fillet Weld B	0,5 in
Approx Radius, R	0,5 in
Width of Reinforcing Plate	53,5 in
Diameter <i>Bolt Circle</i> , DB	26,25 in
Diameter of Cove Plate	28,75 in



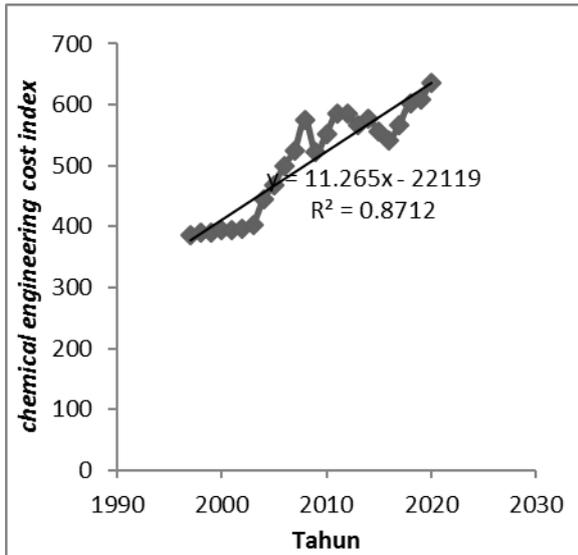
Gambar 4.1 Menara Distilasi *Fatty Alcohol*

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 index* 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:

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

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 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

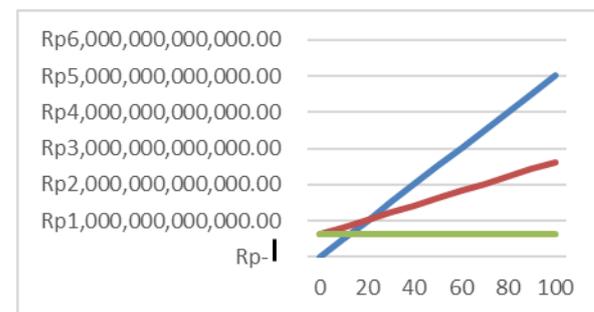
Indikator	Persamaan	Biaya (Rp)
Direct Production Cost (DPC)		
Raw Material		1,695,563,148,626.95
Operating Labor	OL	15,154,800,000
Direct Supervisory and Clearing Labor (DS)	15% dari OL	1,515,480,000
Utilities	10 % TPC	263,350,869,610.49
Maintenance and Repairs (MR)	7% dari FCI	60,327,490,644.95
Operating 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
Total Direct Production Cost		2,102,162,940,933.47
Fized Change (FC)		
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
Total Fixed Charges	18%	Rp124,913,392,394.24
Plant Overhead Cost (PO)	50% (OL+MR+DS)	Rp37,741,145,322.47
Total Manufacturing Cost (MC)		2,264,817,478,650.18
General Expenses (GE)		
Administrative Costs	3% TPC	79,005,260,883.15
Distribution and Marketing Costs	8% TCP	210,680,695,688.39
Research and Development Costs	3% TPC	79,005,260,883.15
Total General Expenses		368,691,217,454.68

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

$$TPC = MC + GE \quad TPC = Rp \quad 2,633,508,696,104.86$$

d. *Break Event Point* (BEP)

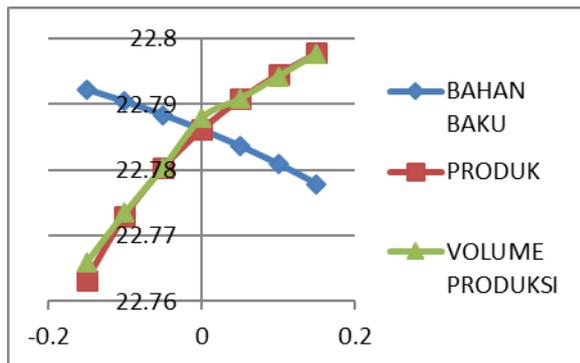
BEP adalah kondisi dimana jika pabrik berhasil menjual sebagian produk dari kapasitas produknnya, pabrik tidak mendapat keuntungan maupun kerugian. Titik impas pendapatan dan biaya produksi yang diperoleh dari kapasitas produksi. Pada pendirian pabrik ini pabrik akan mengalami keuntungan setelah pabrik 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.
- Peter, M.S., Timmerhause, K.D., dan West, R.E., 2003, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, New York: McGraw Hill Book Co.
- PT. Air Product Indonesia. 2019. *Specification of hydrogen*.
- 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.