

PRARANCANGAN PABRIK *FATTY ALCOHOL* (ALKOHOL LEMAK) DARI CPO (*CRUDE PALM OIL*) DENGAN DISAIN ALAT UTAMA REAKTOR HIDROGENASI JENIS *FIXED BED MULTITUBE*

Supriyanti¹⁾, 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 : Supriyanti2084@student.unri.ac.id

ABSTRACT

Fatty alcohol is a derivative of vegetable fats and animal oils, and is a non-oil and gas export commodity that is needed by various industries such as perfumes, cosmetics, pharmaceuticals, food and beverages. demand for alcohol is increasing every year. The import of alcohol has been carried out, but the domestic demand for alcohol has not been met. This has led to the establishment of a fatty alcohol factory with crude palm oil as the main raw material to meet these needs. The plant has an annual production capacity of 130,000 tons and will be established in Pelintung, Dumai. The production of fatty alcohols is carried out through three processes: pretreatment, transesterification and hydrogenation. The main equipment of this tool is designed as a hydrogenation reactor, which functions to react methyl ester with hydrogen with the help of a CuCr catalyst. The operating temperature used is 1700C with an operating pressure of 100 bar. The hydrogenation reactor is 4,006 m (157.72 in) high and uses skirt supports. Factory economic analysis is carried out to determine the feasibility of the factory to be built. Based on the results of the economic feasibility analysis of the factory, the Fatty alcohol factory is feasible to be built with IRR 24.164%, ROI 27.35% and BEP 58%.

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

1. PENDAHULUAN

Indonesia rata-rata mengekspor 3.035 ton *fatty alcohol* dengan rata-rata pertumbuhan sebesar 6,15% dan mengimpor 127ton *fatty alcohol* per tahun. Hal ini menunjukkan bahwa perlu didirikannya pabrik *fatty alcohol*. 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 negara penghasil CPO terbesar kedua di dunia.

Fatty alcohol disintesis dari lemak nabati dan hewani. Salah satu lemak nabati yang melimpah keberadaannya di Indonesia yaitu CPO. Diantara daerah penghasil CPO terbesar di Indonesia adalah Riau, dengan luas perkebunan sawit mencapai 2.130.000 Ha dan total produksi rata-rata CPO pertahun mencapai 6.215.765,4 ton (Kementerian Perindustrian, 2014). 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) (Kementerian 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.

Fatty alcohol alami di masa mendatang diperkirakan akan mendominasi produksi *fatty alcohol* dunia. Pada tahun 2005 dan 2010, kontribusi *fatty alcohol* alami masing-masing akan mencapai 59,4% dan 62,8 % dari total produksi *fatty alcohol* dunia. Laju peningkatan produksi *fatty alcohol* dunia (alami dan sintetik) selama periode 2000-2010 diperkirakan mencapai 3,7%. Laju peningkatan produksi *fatty alcohol* alami diperkirakan lebih tinggi yaitu mencapai 5,2% / tahun, sementara laju peningkatan produksi sintetisnya hanya 1,6% / tahun.

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*

Tahap pretreatment CPO dimulai dari tangki penyimpanan CPO (ST-100), yang selanjutnya CPO dipompa menuju *heater* untuk dipanaskan dari suhu 88°C hingga suhu 104°C. Fungsi pemanasan CPO untuk mengendalikan viskositas dan memudahkan langkah pencampuran berikutnya. Asam sitrat dalam tangki penyimpanan (ST-101) dialirkan ke mixer (M-100) dan ditambahkan air yang sudah didemineralisasi (air yang bebas dari ion kalsium dan magnesium) dari tangki penyimpanan (ST-102), proses ini dilakukan untuk tahap pengenceran asam sitrat. 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 calcium dan magnesium dan lain-lain (EP 1158039A2).

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 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* (M-101) setidaknya sekitar 45 feet/s. Dengan waktu campuran kurang dari 5 detik (EP 1158039A2).

Campuran CPO dan asam sitrat encer dipompa menuju *low shear mixer* (M-102). Di dalam *low shear mixer* (M-102) 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 impuritis dan RBPO (*Refined Bleached palm oil*). Aliran campuran impuritis yang terhidrasi dialirkan menuju tangki impurities yang mengandung, gum, phospatida hidratable dan phospatida non-hidratable seperti metal. Selanjutnya RBPO (*Refined Bleached palm oil*) dialirkan menuju *cooler* (E-102) untuk didinginkan hingga suhu dari 104 ke 71^oC dan *expansion valve* (EV-100) dan menurunkan tekanan 0,627 bar. Selanjutnya dialirkan menuju *oil dryer/Votator Thin Film Dryer* (DE-100) untuk menguapkan air sisa residu dengan suhu 71^oC dan tekanan dari 0,627 bar ke 0,013 bar (EP 1158039A2).

RBPO (*Refined Bleached Palm Oil*) dialirkan dengan pompa menuju *heater* (E-

106) untuk dipanaskan hingga suhu 260^oC dan selanjutnya dialirkan menuju *Stripping Tower* (T-100) dengan tekanan 1,013. Dengan suhu tray pertama adalah 260^oC 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^oC (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).

2.2 Proses Transesterifikasi

Proses transesterifikasi akan memproduksi metil ester/biodiesel yang akan digunakan sebagai bahan baku dalam proses hidrogenasi suspensi 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. Untuk menghasilkan *fatty alcohol* dengan kapasitas 130.000 ton/tahun dibutuhkan CPO sebesar 16752.77 kg/jam dan metanol sebesar 1816.223 kg/jam. CPO dan metanol dari masing-masing *storage* (ST-105 dan ST-107) dengan suhu 25^oC dan

tekanan 1.013 bar dialirkan dengan pompa (J-109) menuju mixer (M-103). Sementara katalis KOH dimasukkan ke dalam mixer (M-103) dengan menggunakan *screw conveyor* (SC-100). Hasil keluaran mixer (M-103) akan dialirkan menuju *heat exchanger* (E-108). Aliran dipanaskan dengan *heat exchanger* (E-108) hingga suhu 60°C dan tekanan 1.013 bar sebelum masuk ke dalam reaktor.

2.2.2 Tahap Reaksi

CPO, metanol dan KOH selanjutnya diumpankan ke dalam reactor transesterifikasi (R-100) dengan suhu keluaran reaktor 60°C dan tekanan 1.013 bar. Dalam tahap reaksi ini akan terbentuk metil ester 16491.87 kg/jam, gliserol 1705.736 kg/jam, sisa metanol 36.32446 kg/jam dan sisa CPO 335.0553 kg/jam.

2.2.3 Tahap Pemisahan

Hasil keluaran reaktor (R-100) akan diumpankan ke dalam decanter (FL-100). Di dalam *decanter* (FL-101), gliserol akan terpisah dengan senyawa lainnya. Sementara senyawa lain keluaran dari *decanter* (FL-101), akan dipanaskan dengan *heat exchanger* (E-111) hingga suhu 70°C dan tekanan 1.013 bar. Hasil keluaran *heat exchanger* (E-101) dipompa menuju kolom destilasi (D-100) dengan suhu 70°C dan tekanan 1.013 bar.

Di kolom destilasi (D-100), metanol akan dihasilkan dari *top product*. *Bottom product* dari kolom destilasi akan dipanaskan dengan *heat exchanger shell-and-tube* (E-115) hingga suhu 110°C dan tekanan 1.013 bar. Metanol yang dihasilkan selanjutnya dikondesasi lalu di *recycle* dan didinginkan hingga suhu 20°C. *Bottom product* dari kolom destilasi (D-100) akan dipompa menuju decanter (FL-102) untuk memisahkan metil ester dan pengotornya.

2.2.4 Tahap Pemurnian

Dari decanter (FL-102) akan dipanaskan dengan *heat exchanger shell-and-tube* (E-117) hingga suhu 170°C dan tekanan 1.013 bar. Hasil keluaran *heat exchanger shell-and-tube* (E-117) dipompa menuju kolom destilasi (D-101) dengan suhu masuk 170°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 gas hidrogen dan penambahan katalis CuCr 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. Untuk menghasilkan *fatty alcohol* dengan kapasitas 130.000 ton/tahun, metil ester hasil transesterifikasi yang digunakan sebesar 16491.87 kg/jam dan H₂ sebesar 278.1092 kg/jam. Katalis CuCr ditempatkan di dalam reaktor *fixed bed multitube* (R-101). Metil ester dinaikkan tekanannya dengan menggunakan *centrifugal compressor* (JC-101) hingga 100 bar dan suhu 170°C. Sementara H₂ dialirkan dari *storage tank* (ST-107) dengan *centrifugal compressor* (JC-101) untuk dinaikkan tekanannya hingga 100 bar dan suhu 25°C, menuju *heat exchanger shell-*

and-tube (E-120) untuk dipanaskan hingga 170°C dan tekanannya 100 bar. Hidrogen dan metil ester diumpankan dari suhu 170°C dan tekanan 100 bar ke dalam *fixed bed multitube reactor* dengan suhu keluaran reaktor 170°C dan tekanan 100 bar.

2.3.2 Tahap Reaksi

Hidrogen dan metil ester diumpankan dari suhu 170°C dan tekanan 100 bar ke dalam *fixed bed multitube reactor* (R-101) dengan suhu keluaran reaktor 170°C dan tekanan 100 bar. Dalam tahap reaksi ini akan terbentuk *fatty alcohol* sebesar 14840.18 km/jam, metanol sebesar 1762.1 km/jam, sisa metil ester 164.9187 kg/jam, sisa H₂ sebesar 2.781092 kg/jam.

2.3.3 Tahap Pemisahan

Hasil *fixed bed multitube reactor* (R-101) didinginkan dengan coole hingga suhu 60°C dan tekanan 100 bar, serta diturunkan tekanannya dengan *expansion valve* (EV-104) hingga 1.013 bar dan suhu tetap 60°C. Selanjutnya diumpankan ke dalam liquid-gas separator (SE-100) dengan tekanan 1.01325 bar dan suhu tetap 60°C untuk memisahkan hidrogen sisa. Aliran *liquid* dari *liquid-gas separator* (SE-100) akan dipanaskan dengan *heat exchanger* (E-116) hingga suhu 70°C dan tekanan 1.013 bar serta dialirkan menuju destilasi (D-102). Sehingga metanol menguap dan menjadi *top product*. Metanol yang menguap selanjutnya dikondensasi untuk di *recycle*. Metanol yang telah terkondensasi selanjutnya di *recycle* dan didinginkan hingga suhu 25°C.

2.3.4 Tahap Pemurnian

Bottom product dari kolom destilasi (D-102) akan dipanaskan dengan *heat exchanger shell-and-tube* (E-124) hingga suhu 140°C dan tekanan 1.013 bar.

Selanjutnya aliran dipompa (J-123) menuju kolom destilasi (D-103) dengan tekanan masuk 1.013 bar dan suhu masuk 140°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 (*Reaktor Hidrogenasi jenis Fixed Bed Multitube*)
7. Analisa ekonomi yang meliputi:
 - a. Analisa pasar, prospek industri dan pemasaran produk.
 - b. Penentuan kapasitas produksi, kebutuhan akan produk yang akan dihasilkan.
 - c. Managemen 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 Reaktor Hidrogenasi Jenis Fixed Bed Multitube Fatty Alcohol (R-101)

Reaktor Hidrogenasi Jenis *Fixed Bed Multitube Fatty Alcohol* (R-101) berfungsi untuk mereaksikan metil ester dengan gas hydrogen dengan bantuan katalis CuCr. Proses berlangsung pada kondisi operasi suhu 170°C dan tekanan 100 bar. Perancangan Reaktor Hidrogenasi dilakukan atas beberapa tahapan yakni :

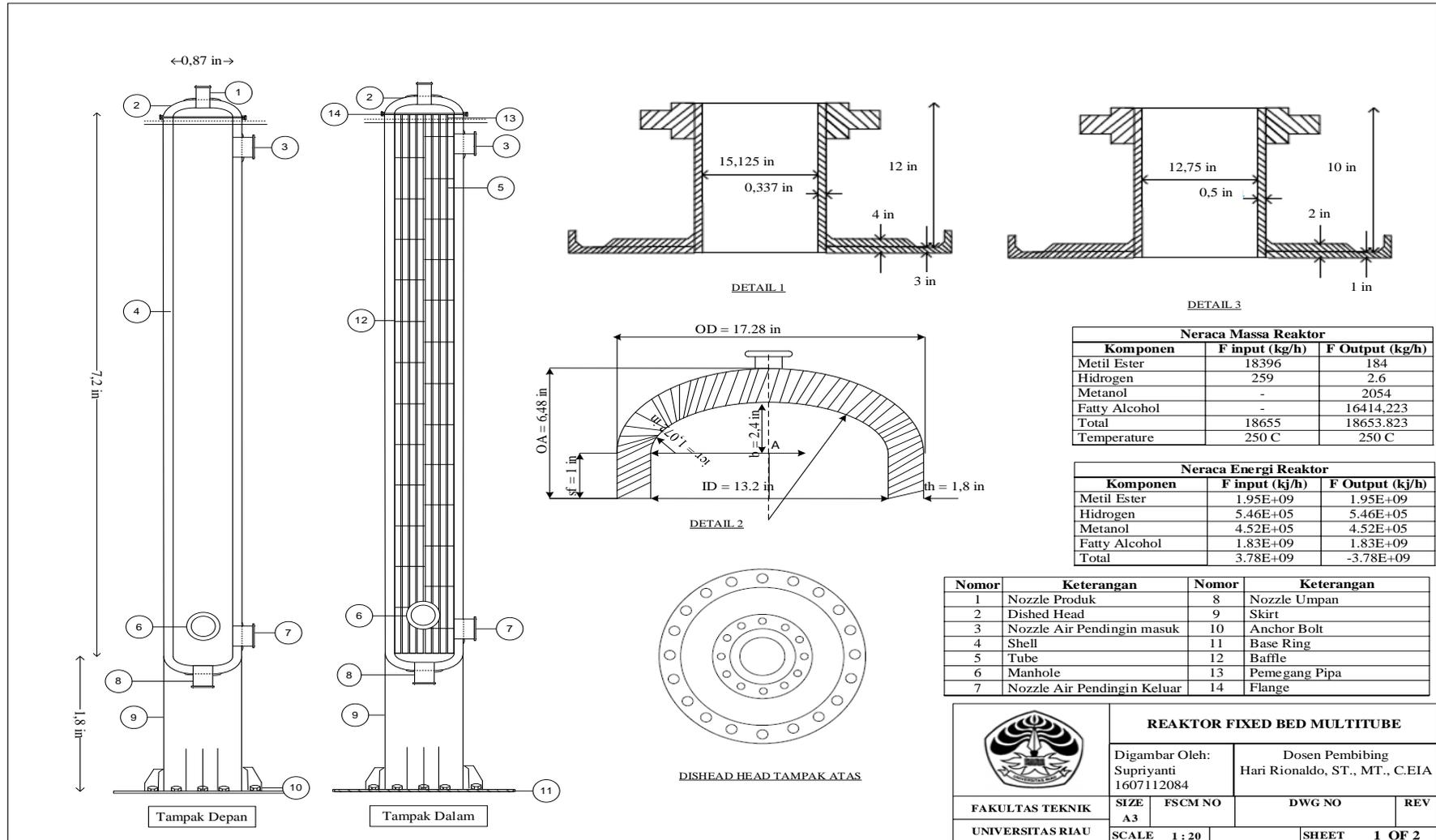
1. Menentukan persamaan laju reaksi
2. Menentukan data fisis dan termal bahan
3. Menentukan volume reaktor
4. Menentukan ukuran dan jumlah *tube*
5. Merancang *Shell*
6. Merancang *Head and Bottom*
7. Menentukan kebutuhan pemanas pada reaktor
8. Menentukan *pressure drop* pada *shell*
9. Menghitung luas dari permukaan reaktor
10. Menentukan volume reaktor total
11. Menentukan *nozzle* umpan dan produk
12. Menentukan penyangga tumpukan katalisator
13. Menghitung tebal pemegang pipa
14. Menghitung *flange, bolt* dan *gasket*
15. Menghitung berat reaktor
16. Merancang *skirt*
17. Merancang *anchor bolt*
18. Merancang *base ring*

Adapun hasil perancangan reaktor hidrogenasi *fatty alcohol* (R-101) didapatkan spesifikasi alat yang dapat dilihat pada Tabel 4.1 berikut:

Tabel 4.1 Spesifikasi Alat Reaktor Hidrogenasi

Reactor Hydrogenation data sheet		R-101	
		Fungsi: untuk mereaksikan Metil Ester dan gas Hidrogen dengan katalis CuCr	
		1 of 1	
Spesifikasi Alat			1
Jenis alat	Fixed Bed Multitube		2
Katais	CuCr		3
Material Kontruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C		4
Media pemanas	Steam		5
Kondisi Operasi			6
Tekanan	100 bar		7
Suhu	170		8
Laju Alir Massa Umpan dan Produk	16769.9792 kg/hr		9
Perancangan Shell			10
Inside Diameter Shell	0,337 m	13,25 in	11
Outside Diameter Shell	0,442 m	17,27 in	12
Tebal Shell	0,052 m	2,061 in	13
Tinggi Shell	4,006 m	157,72 in	14
Tekanan Desain Shell	120 bar	1740,456 psi	15
Perancangan Tube			16
Jumlah Tube	27 buah		17
Inside diameter Tube	0,027 m	1,049 in	18
Outside diameter Tube	0,034 m	1,32 in	19
Tebal Tube	0,003 m	0,135 in	20
Perancangan Head dan Bottom			21
Tipe	Elliptical Flanged And Dishead Head		22
Jenis Bahan	Carbon Sreel SA 212 Grade B		23
Tinggi	0,174 m	6,86 in	24
Tebal	0,046	1,81 in	25
Katalis			26
Massa	23,8012 kg	23801,2206 lb	27
Tinggi	2,889 m	115 in	28
Perancangan Nozzle			29
Aliran umpan			30
Inside diameter	4,026 in		31
Outside diameter	4,5 in		32
Aliran Produk			34
Inside Diameter	3,068 in		35
Outside Diameter	3,5 in		36
Luas area	7,38 in ²		37
Aliran Pemanas Input dan Output			38
Inside Diameter	12,09 in		39
Outside Diameter	12,75 in		40

Luas area	155 in ²		41
Pererancangan Alat Pendukung			42
Manhole			43
Tinggi Reaktor	157,72	4 m	44
Diameter Manhole	20 in	0,51 m	45
Ketebalan Cover Plate	0,31 in	0,008 m	46
Ukuran Filter Wield A	0,19 in	0,005 m	47
Ukuran Filter Wield B	0,31 in	0,008 m	48
Approx radius	0,31 in	0,008 m	49
Length Of Side	42,25 in	1,07 m	50
Perforate Plate			52
Material	Carbon Steel SA 212 Grade B		53
Diameter	0,311 m	12,25 in	54
Tebal	0,06 m	2,36 in	55
Flange Vessel			56
Material	Carbon Steel SA-240 Grade A		57
Outside Diamater	17,372 in	0,44 m	57
Tebal	2,061 in	0,0523 m	58
Bolt Vessel			59
Material	Carbon Steel SA-193 Grade B6		60
Ukuran	0,076 m	3 in	61
Root Area	0,143 m	5,62 in ²	62
Jumlah	64 buah		63
Circle Diameter	0,669 m	26,33 in	64
Gasket Vessel			65
Material	<i>Iron atau Soft steel</i>		66
Inside Diameter	13,25 in	0,337 m	67
Outside Diameter	17,37 in	0,441 m	68
Lebar	0,11 in	4,364 m	69
Berat Reaktor			70
Pada Kondisi Operasi	643958,9812 kg	1419686,54 lb	71
Padar Kondisi Ereksi	187065,5125 kg	412408,861 lb	72
Skirt Support			73
Diameter Luar	24,86 in	0,63 m	74
Jari jari	12,85 in	0,33 m	75
Tebal	1,5 in	0,04 m	76
Anchor Bolt			77
Jumlah Anchor Bolt	4 buah		78
Bolt Circle	30 in	0,76 m	79
Base Ring			80
Lebar	6,437 in	0,163 m	81
Tebal	2,06 in	0,052 m	82



Gambar 4.1 Reaktor *Fixed Bed Multitube*

5. Analisa

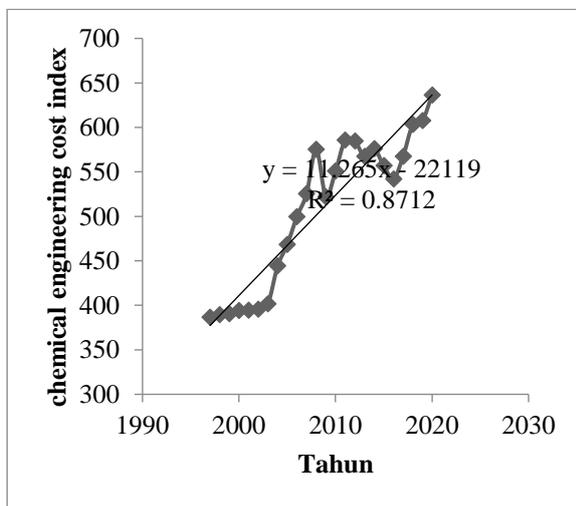
6. Kelayakan Ekonomi

Tujuan analisa kelayakan ekonomi terhadap perancangan suatu pabrik adalah untuk mengetahui kelayakan pendirian pabrik tersebut jika dilihat dari sisi ekonominya. Kelayakan suatu pabrik tidak saja ditinjau dari faktor teknis saja tapi juga ditinjau dari segi ekonomisnya

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 Regresi Linear dari Tahun 1997-2019

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

No	Tahun	Indeks
1	2020	636,32
2	2021	647,586
3	2022	658,852
4	2023	670,118
5	2024	681,384

5.2 Fixed Capital Investment

FCI dibagi menjadi biaya langsung dan tak langsung. 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 786.035.193.360.

5.3 Working Capital Investment

WCI adalah jumlah biaya yang harus dikeluarkan setelah pabrik berdiri dan mulai beroperasi, seperti listrik, gaji karyawan, dana sosial dan sebagainya. Besarnya WCI pada pabrik ini adalah 15% dari *Total Capital Investment (TCI)* atau senilai Rp 138.712.092.946

5.4 Total Capital Investment

TCI diperoleh dari beberapa investor maupun pribadi, dengan perkiraan 40% dari modal keseluruhan berasal dari investor atau pribadi, sedangkan 60% merupakan modal pinjaman dari bank. *Total capital investment* terdiri dari biaya pendirian pabrik (FCI) dan biaya pengoperasian pabrik (WCI). Setelah

didapatkan nilai FCI dan WCI didapatkan nilai TCI sebesar Rp 924.747.286.306.

5.5 Analisa Profitabilitas

Dari data hasil penjualan produk dan total *production cost* dengan dasar perhitungan diambil dari buku Peter dan Timmerhouse (2003). Dari data hasil penjualan produk dan total *production cost* akan menghasilkan laba kotor yang dihasilkan pada pabrik ini yaitu sebesar Rp 4.113.955.922.474. 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 :

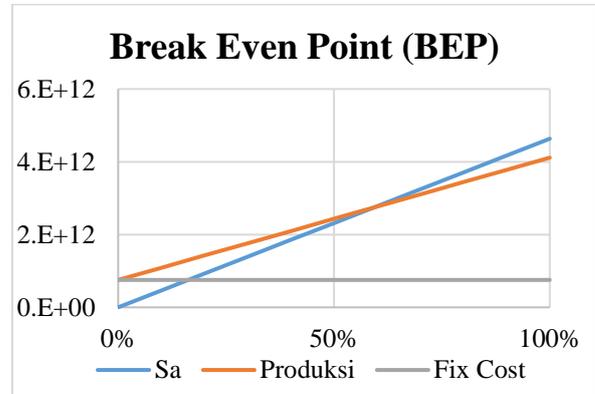
a. *Percent Return On Investment (ROI)*
Return on investment merupakan perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, didasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap (*fixed capital investment*) yang diinvestasikan. Pada pabrik *Fatty Alcohol* ini diperoleh ROI setelah pajak sebesar 27,35% .

b. *Total Production Cost (TPC)*
 TPC (*Total Production Cost*) adalah sebesar Rp 4.113.955.922.474. Adapun dasar perhitungan diambil dari buku Peter dan Timmerhouse, 2003.

Nilai dari GE (*General Expenses*) didapat sebesar Rp 575.953.820.000. Kemudian nilai dari TPC (*Total Production Cost*) dihitung dengan persamaan sebagai berikut : $TPC = MC + GE$ TPC = Rp 4.113.955.922.474

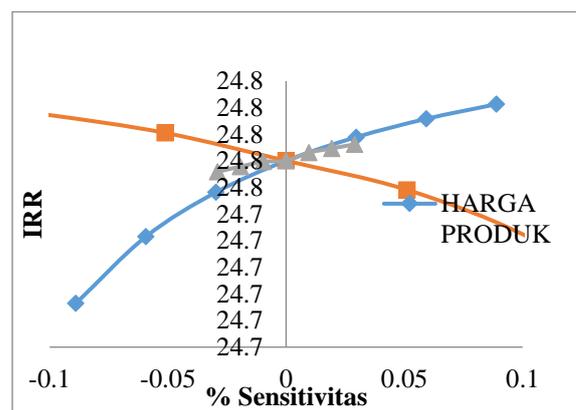
c. *Break Event Point (BEP)*
 BEP adalah kondisi dimana jika pabrik berhasil menjual sebagian produk dari kapasitas produksinya, pabrik tidak mendapat keuntungan maupun kerugian. Titik impas pendapatan dan biaya produksi

yang diperoleh dari kapasitas produksi. Pada pendirian pabrik ini pabrik akan mengalami keuntungan setelah pabrik memiliki kapasitas produksi diatas 58%, karena BEP diperoleh pada titik tersebut.



Gambar 5.2 Break Even Point (BEP)

d. *Analisa Sensitivitas*
 Analisa sensitivitas dilakukan untuk mengetahui besarnya pengaruh perubahan persentase harga bahan baku, harga jual produk dan kapasitas produksi terhadap nilai discounted rate of return (IRR) dalam perhitungan ekonomi perancangan pabrik ini dengan metoda 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 dilihat pengaruh perubahan harga produk, harga bahan baku, dan kapasitas produksi. Jika

harga produk, volume penjualan, dan kapasitas produksi naik, maka nilai IRR juga akan naik. Jika harga bahan baku naik, maka nilai IRR akan menurun. Jadi, perubahan harga produk, harga bahan baku, dan kapasitas produksi memberikan tingkat sensitivitas yang besar terhadap perubahan nilai IRR. Nilai IRR yang tetap tinggi ketika terjadi perubahan terhadap harga bahan baku, produk dan kapasitas produksi menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan.

7. PENUTUP

6.1 Kesimpulan

Berdasarkan kebutuhan *Fatty Alcohol* di Indonesia, kapasitas pabrik yang akan dibangun sebesar 130.000 ton/pertahun yang berlokasi di daerah Pelintung, Kota Dumai Provinsi Riau. Jenis reaktor yang di gunakan adalah Reaktor Hidrogenasi Jenis fixed Bed Multitube dengan tinggi 4,006 m. Pabrik ini memiliki IRR sebesar 24.164% dimana lebih besar dari RRR bank yaitu 22.55%. Dari beberapa faktor diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik *Fatty Alcohol* layak dibangun.

6.2 Saran

Sebaiknya pada saat merancang reaktor dehidrogenasi dengan jenis *fixed bed multi-tube*, menggunakan aplikasi simulasi (seperti, aspen *hysys*, matlab, dll) untuk mendapatkan hasil perhitungan yang lebih akurat dalam menentukan kapasitas dan spesifikasi rancangan alat. Serta optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.

DAFTAR PUSTAKA

BPS. 2019. *Ekspor-Impor Fatty Alcohol*. Jakarta: Badan Pusat Statistik Indonesia.

Brownell, L. E. and Young, E. H., 1959, *Process Equipment Design*, New York, John Willey & Sons.

Chemeng, 2020, www.chemengonline.com/2019.chemicalengineeringplntcostindexannualaverage, diakses tanggal 17 November 2020

CNBC.2018. *Ekspor-Impor Fatty Alcohol*. Kuala Tanjung: CNBC Indonesia

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](https://gajimu.com/garmen/gaji-pekerja-garmen-gaji-minimum-ump-umk-riau) diakses tanggal 17 November 2020.

Megyesy E. F., 1983, *Pressure Vessel Handbook*, USA, Pressure Vessel Handbook Publishing Inc

Noweck, Klaus. 2011. *Production, Technologies and Applications of Fatty Alcohols*. Karlsruhe : Germany Supihatini, 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.