

**PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI BIJI MAHONI
DENGAN PROSES ESTERIFIKASI – TRANSESTERIFIKASI
DENGAN KAPASITAS 54.453 TON/TAHUN**

SKRIPSI

Oleh :

MARIA YUNITA TERA

NIM : 2011510011



**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS TRIBHUWANA TUNGGADEWI MALANG
MALANG
2016**

PRA RANCANG PABRIK BIODIESEL DARI BIJI MAHONI DENGAN
PROSEESTERIFIKASI – TRANSESTERIFIKASI
DENGAN KAPASITAS 54.453 TON/TAHUN

ABSTRAK

Biodiesel merupakan bahan bakar alternatif pengganti solar yang layak, ekonomis, ramah lingkungan dan mudah tersedia. Berbagai macam minyak hewani, lemak hewani serta minyak sisa penggorengan bisa dijadikan bahan baku pembuatan biodiesel. Namun dari beberapa bahan baku tersebut, pada saat ini minyak biji mahoni yang digunakan sebagai bahan baku biodiesel karena dilihat dari sisi ketersediaan bahan bakunya. Proses yang digunakan untuk pembuatan biodiesel dari biji mahoni adalah proses esterifikasi – transesterifikasi. Pabrik biodiesel dari biji mahoni ini direncanakan akan didirikan di Kabupaten Ende, Nusa Tenggara Timur tepatnya di Kecamatan Detusoko desa Dile, dengan kapasitas 54.453 ton/tahun. Bentuk perusahaan Persero Terbatas (PT). Ditinjau dari perhitungan analisa ekonomi, pabrik biodiesel dari biji mahoni ini layak didirikan dengan penilaian investasi sebagai berikut : Total Capital Investment (TCI) : Rp. 50.041.611.808; Return Of Investment (ROI): 49,90%; Pay Out Time (POT) : 4,5 tahun. Break Event Point 31% ; Internal Rate Of Return (IRR): 49,41%.

Kata kunci: biodisel, proses esterifikasi – transesterifikasi, biji mahoni.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang Masalah

Masalah kelangkaan bahan bakar minyak (BBM) yang berimbas pada kenaikan harga BBM membawa pengaruh besar bagi perekonomian bangsa Indonesia. Hal ini disebabkan karena minyak merupakan komoditas strategis yang digunakan semua orang baik langsung maupun tidak langsung dan penggunaannya masih mendominasi kehidupan manusia di dunia. Selain itu tingkat konsumsi energi dunia khususnya bahan bakar minyak semakin meningkat seiring dengan meningkatnya populasi penduduk dan pertumbuhan ekonomi yang tinggi.

Sampai saat ini Indonesia masih menggunakan bahan bakar solar sebagai sumber energi pada mesin diesel untuk keperluan pertanian, transportasi, dan industri. Menurut data pemerintah, kebutuhan solar nasional saat ini diperkirakan mencapai 460.000 barel per hari atau 27 juta kiloliter/tahun dan 30% dari total kebutuhan itu masih diimpor (www.indobiofuel.com). Dengan meningkatnya harga BBM, maka tentu saja kegiatan di bidang pertanian, transportasi, dan

industri akan ikut terpengaruh. Oleh karena itu perlu dilakukan upaya untuk mencari sumber energi alternatif pengganti bahan bakar tersebut dengan harapan ketergantungan akan bahan bakar solar berbasis minyak bumi akan berkurang. Bahan bakar alternatif tersebut harus layak, ekonomis, ramah lingkungan, dan tersedia dengan mudah

Ide penggunaan minyak nabati sebagai pengganti bahan bakar diesel didemonstrasikan pertama kalinya oleh Rudolf Diesel (\pm tahun 1900). Penelitian di bidang ini terus berkembang dengan memanfaatkan beragam lemak nabati dan hewani untuk mendapatkan bahan bakar hayati (*biofuel*) yang dapat diperbaharui (*renewable*). Perkembangan ini mencapai puncaknya pada pertengahan tahun 1980-an dengan ditemukannya alkil ester asam lemak yang memiliki karakteristik hampir sama dengan minyak diesel fosil yang dikenal dengan biodiesel (Haryanto, 2002).

Biodiesel merupakan bahan bakar terbarukan yang dapat diproduksi dari minyak nabati, lemak hewan, bahkan dari sisa minyak hasil penggorengan (jelantah). Biodiesel dapat digunakan baik dalam bentuk murninya maupun berupa campuran dengan bahan bakar diesel tanpa harus mengubah mesin bahan bakar secara signifikan. Pembuatan biodiesel dari minyak nabati dilakukan dengan mengkonversi trigliserida (komponen utama minyak nabati) menjadi metil ester asam lemak atau disebut juga FAME dengan menggunakan katalis.

Pada dasarnya semua jenis minyak nabati dapat digunakan untuk membuat biodiesel. Jenis minyak yang umum digunakan dalam pembuatan biodiesel di antaranya yaitu minyak kedelai, minyak *rapeseed* (kanola), minyak biji bunga matahari, minyak kelapa, minyak kelapa sawit dan fraksinya, minyak biji kapas, minyak jarak (*castor oil*), dan lain-lain. Kelapa sawit adalah penyumbang minyak nabati terbesar di dunia yaitu sebesar 2000-3000 kg per hektar, sedangkan kelapa hanya mencapai 700-1000 kg per hektar. Indonesia juga memiliki potensi yang besar dalam memproduksi minyak kelapa sawit. Maka pembuatan biodiesel berbahan baku minyak kelapa sawit sangat memungkinkan untuk dilakukan di Indonesia. Akan tetapi, mengingat minyak kelapa sawit merupakan bahan pangan (*edible oil*) dan termasuk ke dalam bahan pokok, maka harga minyak pangan tersebut akan naik jika sebagian digunakan untuk biodiesel. Oleh karena itu diperlukan usaha untuk mencari bahan baku alternatif yang sifatnya *non edible oil*.

Biji mahoni merupakan buah dari tanaman mahoni yang dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan biodiesel. Biji mahoni memiliki kandungan minyak 30 – 50%, (Ong dkk,2011) menemukan bahwa 1 kg biji mahoni dapat menghasilkan minyak mahoninya 0,372 kg minyak. Menurut Hermiyawan dan Adriana, 2007 1 kg minyak mahoni menghasilkan 0,896 kg biodiesel.

Untuk mengkonversi trigliserida dalam minyak menjadi metil ester asam lemak yang merupakan komponen dari biodiesel, bisa ditempuh melalui dua jalur reaksi yaitu transesterifikasi trigliserida secara langsung atau trigliserida dikonversi terlebih dahulu menjadi asam lemak kemudian dilakukan esterifikasi. Kedua reaksi ini perlu menggunakan katalis untuk mempercepat laju reaksi. Untuk transesterifikasi bisa menggunakan katalis asam maupun basa, sedangkan untuk esterifikasi digunakan katalis asam. Umumnya katalis yang digunakan adalah katalis homogen. Akan tetapi penggunaan katalis homogen memiliki kekurangan dalam hal pemisahan antara produk dan katalis pada akhir reaksi. Selain itu setelah pemisahan perlu dilakukan netralisasi sehingga dari segi waktu kurang efisien. Oleh karena itu, penulis mencoba menggunakan katalis heterogen dengan harapan waktu pemisahan antara produk dan katalis akan lebih efisien dan tidak perlu penetralan

1.2. SIFAT BAHAN BAKU DAN PRODUK

1.2.1. Bahan baku (Biji Mahoni)

Tabel 1.1 sifat fisik biji mahoni

Bentuk	Kapsul berkuping 5
Warna	Abu-abu coklat
Nilai kalor	18850 J/g
Refractive indeks 400c	1,466-1,469
Kekentalan kinematik 1000f	4,5cp

Setyawardhani, dkk. (2009)

Tabel 1.2 sifat kimia biji mahoni

Minyak	30-50%
Abu	2,71%
Protein	22,17%
Air	0,8%
Karbohidrat	24,21%

Setyawardhani, dkk (2009)

1.2.2 Bahan Pembantu

a. Metanol (CH₃OH)

Tabel 1.3 sifat fisika metanol (CH₃OH)

Sifat	keterangan
Grafitasi spesifik	0,7866
Titik didih, cair	64,6 ⁰ C
Flash point	12 ⁰ C
Auto ignition temperature	470 ⁰ C
Viskositas	1.258
Konduktivitas termal (25)	200mWm-1K-1

(<http://avogrado.chem.iastate.edu/MSDS>)

Tabel 1.4 sifat kimia metanol (CH₃OH)

Sifat	keterangan
Berat molekul (25 ⁰)	32,04
SSBatas keterbakaran (di udara)	Batas bawah 6,0% vol.
Batas atas	36,5% vol
Klasifikasi bahan berbahaya	3

(<http://avogrado.chem.iastate.edu/MSDS>)

b. Natrium Hidrosida(NaOH)

Tabel 1.5 Sifat Fisika Natrium Hidrosida (NaOH)

Sifat	keterangan
Bentuk	Padatan putih semi transparan, serikali berupa pelet seberat kira-kira 0,1 g
Spesifik gravity	2,12
Melting point	318 ⁰ C

(<http://avogadro.chem.iastate.edu/M>)

Tabel 1.6 Sifat Kimia Natrium Hidrosida (NaOH)

Sifat	keterangan
Sinonim	Caustic soda,iye
Chemical name	NaOH
Molecule weight	40
Kelarutan dalam air	Tinggi (pelarutannya sangat eksotermik)
Titik didih	1390 ⁰ C pada 760mmHg
Warna	putih
Titik leleh	318 ⁰ C

(<http://avogadro.chem.iastate.edu/MSDS>)

c. Asam Sulfat (H_2SO_4)

Tabel 1.7 Sifat Fisika Asam Sulfat (H_2SO_4)

Sifat	Keterangan
Warna	Tidak berwarna
Bau	Tidak berbau
Densitas	1,84 g/cm ³
Viskositas	26,7 cp(20 ⁰ C)

(<http://avogrado.chem.iastate.edu/MSDS>)

Tabel 1.8 Sifat Kimia Asam Sulfat (H_2SO_4)

Sifat	Keterangan
Rumus molekul	H_2SO_4
Berat molekul	98,08
Kelarutan	Temperatur penuh dalam air

(<http://avogrado.chem.iastate.edu/MSDS>)

d. Asam Phospat (H_3PO_4)

Tabel 1.9 Sifat Fisika Asam Phospat (H_3PO_4)

Sifat	Keterangan
Warna	Tidak berwarna
Bau	Tidak berbau
Densitas	1,84 g/cm ³
Viskositas	26,7 cp(20 ⁰ C)

(<http://avogrado.chem.iastate.edu/MSDS>)

Tabel 1.10 Sifat Kimia Asam Phospat (H_3PO_4)

Sifat	Keterangan
Rumus molekul	H_3PO_4
Berat molekul	98,08
Kelarutan	Temperatur penuh dalam air

(<http://avogrado.chem.iastate.edu/MSDS>)

1.2.3.Produk

a. Biodiesel/Methyl Ester

Tabel 1.11 Sifat Fisika Biodiesel

Parameter	Satuan	FBI-S01-03
Massa jenis pada 40 ⁰ C	g/ml	0,850-0,890
Viskositas kinematik pada 40 ⁰ C	Mm ² /s(cst)	2,3-6,0
Angka setana		Min.48
Titik kilat (mangkok tertutup)	⁰ C	Min.100

(<http://avogadro.chem.iastate.edu/MSDS>)

Tabel 1.12 Sifat Kimia Biodiesel

Parameter	Satuan	FBI-S01-03
Residu karbon dalam contoh asli dalam 10% ampas distilasi	%-b	Maks.48
Air dan sedimen	%-vol	Maks 0,05
Abu tersulfatkan	%-b	Maks.0,02
Belerang	Ppm-b	Maks.80
Fosfor	Ppm-b	Maks.10
Angka asam	Mg-KOH/g	Maks.0,8
Gliserol bebas	%-b	Maks.0,02
Gliserol total	%-b	Maks.0,24
Kadar ester alki	%-b	Min.96,5
Angka iodium	%-b(g-2/100 g)	Maks.115
Uji halpen		negatif

(<http://avogrado.chem.iastate.edu/MSDS>)

b. Gliserol/Gliserin

Tabel 1.13 Sifat Fisik Gliserol

Sifat	Keterangan
Penampakan	Jernih, tidak berwarna
Bau	Bau, tidak jelas
Specific gravity/density	1.2607
Tekanan uap	<0,1 mm Hg @ 20 ⁰ C
Densitas uap	3,17 (dimana H ₂ O = 1)
Titik didih	290 ⁰ C (55 ⁰ F)
Titik beku/titik leleh	20 ⁰ C

(<http://www.sciencestuff.com/msds/C1794.html>, 21 februari 2008)

Tabel 1.14 Sifat Kimia Gliserol

Sifat	Keterangan
Rumus molekul	C ₃ H ₈ O ₃
Berat molekul	92,1
Kelarutan dalam air	Larut

(<http://www.sciencestuff.com/msds/C1794.html>, 21 februari 2008)

1.3 Perkiraan Kapasitas dan Produksi

Perhitungan kapasitas produksi untuk pabrik yang akan didirikan berdasarkan pada jumlah bahan baku yang tersedia, karena jumlah bahan baku yang sangat melimpah maka di harapkan dengan berdirinya pabrik biodiesel dikabupaten ende akan mengurangi jumlah impor solar indonesia. Perhitungan kapasitas

produksi hanya didasarkan pada data produksi biji mahoni tahun 2012-2014. Dari Tabel diketahui nilai produksi setiap tahun dapat dinyatakan sebagai berikut

$$F = P(1+i)^n$$

Dimana :

F = Perkiraan Tahun Berdirinya Pabrik 2017

P = Jumlah Tahun Sebelumnya 2014

I = Faktor Kenaikan

n = Selisih Tahun (2014-2017)

Tabel 1.15 Data Produksi Biji Mahoni Dari Tahun 2012-2014

Tahun	Luas lahan (Ha)	Produksi(ton)	Kenaikan(%)
2012	548.274	2768783,1	
			3,431%
2013	567.086	2863784,3	
			3,446%
2014	586.626	2962461,3	

Badan pusat statistik provinsi nusa tenggara timur

Diketahui rata-rata kenaikan produksi biji mahoni adalah 3,438%

Perhitungan:

$$\text{Kenaikan rata-rata} = \frac{3,431+3,446}{2}$$

2

$$= 3,438 \%$$

Sehingga produksi biji mahoni diperkirakan

$$F = P(1+i)^n$$

$$F = 2962461,3 (1+0,03438)^{2017-2014}$$

$$F = 2962461,3 (1,03438)^3$$

$$F = 2962461,3 (1,10672659)$$

$$F = 3.278.635 \text{ ton/tahun}$$

Untuk menentukan basis pabrik baru biodiesel diambil 4,9 % dari jumlah produksi biji mahoni maka diperkirakan sebesar:

$$\text{Basis pabrik baru} = 4,9 \% \times 3.267.800 \text{ ton/tahun}$$

$$= 163.390 \text{ ton/tahun}$$

$$= 163.390.000 \text{ kg/ tahun}$$

$$= 544.633 \text{ kg/hari}$$

$$= 22.693 \text{ kg/jam}$$

Jadi basis perhitungan pabrik baru yang akan didirikan tahun 2015 adalah 163.693 ton/tahun

Kandungan minyak dalam biji mahoni berkisar antara 30-50%, (Ong dkk.,2011)

$$1 \text{ kg biji mahoni} = 0,372 \text{ kg minyak}$$

$$22.693 \text{ kg biji mahoni/jam} = 8.441,8 \text{ kg minyak/jam}$$

Konversi minyak ke biodiesel maks 91,8%, (hermiyawan dan adriana,2007)

$$1 \text{ kg minyak} = 0,896 \text{ biodiesel}$$

$$8.441,8 \text{ kg minyak/jam} = 7.563,85 \text{ kg biodiesel/jam}$$

Jadi produksi biodiesel pertahun adalah = 7.563,85 kg/jam

$$= 7.563 \text{ kg/jam}$$

$$= 54.453.600 \text{ kg/tahun}$$

$$= 54.453 \text{ ton/tahun}$$

1.4 Macam- Macam Proses

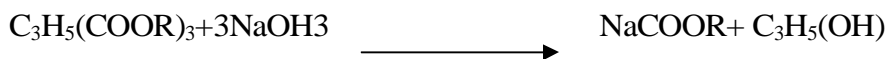
Proses pembuatan biodiesel dilakukan dengan dua macam proses yaitu:

1. Proses dekarboksilasi
2. Proses esterifikasi- transesterifikasi

1.4.1 Proses Dekarboksilasi

Reaksi dekarboksilasi adalah salah satu cara untuk mengubah asam karboksilat menjadi alkana dimana mekanisme kerjanya adalah menghilangkan karbondioksida dari karboksilat menggunakan reaktan soda api. Reaksi dekarboksilasi mudah terjadi pada asam-asam aromatik, asam-asam tersubstitusi dan derivatif- derivatif asam malonat. Adapun tahapan proses dekarboksilasi adalah sebagai berikut:

Mereaksikan minyak biji mahoni yang sudah jernih dengan NaOH kemudian NaCl (reaksi penyambunan). Reaksi ini berlangsung pada suhu 120^oc. mekanisme reaksinya sebagai berikut:

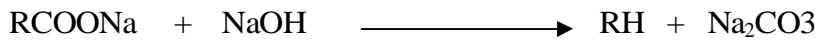


Lemak/minyak soda api natrium stearat gliserol

Gliserol sebagai bahan produk samping, diumpakan didalam *splitter* agar diperoleh gliserol dengan kemurnian yang tinggi, kemudian disimpan dan siap untuk dipasarkan. Sabun yang diperoleh dikeringkan terlebih dahulu menggunakan tray dryer sampai kandungan minyak dalam sabun sekitar 10%.

Sabun hasil pengeringa dengan jumlah tertentu dicampurkan dengan NaOH dan etanol didalam mixer agar tercampur homogen, kemudian diumpankan

kedalam reaktor tangki dekarboksilasi (suhu operasi 500⁰c) agar proses dekarboksilasi berjalan sempurna. Dengan mekanisme reaksi sebagai berikut:



Sodium karboksilat sodium hidrosida alkana sodium karbonat

Hasil dari proses dekarboksilasi dalam reaktor tangki tersebut antara lain: biodiesel, H₂O, H₂, CH₄, dan CO serta tar dan arang. Setelah produk-produk dari reaksi dekarbosilasi terbentuk, produk utama dipisahkan dari produk sampingnya. Pemisahan ini menggunakan dua buah splitter, splitter yang pertama memisahkan H₂, CO₂, CH₄, CO dan H₂O dan biodiesel, sedangkan tar dan arangnya dipisahkan melalui bagian bawah reaktor secara gravitasi.

1.4.2 Proses Esterifikasi- Transesterifikasi

1. Esterifikasi.

Esterifikasi adalah tahap konversi dari asam lemak bebas menjadi metil ester. Esterifikasi mereaksikan minyak lemak dengan alkohol. Katalis- katalis yang cocok adalah zat berkarakter asam kuat dan karena ini asam sulfat, asam sulfonatorganic atau resin penukar kation asam kuat dan merupakan katalis-katalis yang biasa terpilih dalam praktek industrial. Untuk mendorong agar reaksi bisa berlangsung ke konversi yang sempurna pada temperatur rendah (misalnya paling tinggi 120⁰c) reaktan metanol harus ditambahkan dalam jumlah yang sangat berlebih biasanya lebih besar 10 kali (nisbah stoikhometrik) dan air produk ikutan reaksi harus disingkirkan dari fasa reaksi yaitu fasa minyak. Melalui kombinasi-kombinasi yang tepat dari kondisi-kondisi reaksi dan metode penyingkiran air, konversi sempurna asam-asam lemak ke ester metilnya dapat dituntaskan dalam waktu 1 sampai beberapa jam (Zandy *et.al* 2007), reaksi ini dapat dilihat pada gambar 1.1



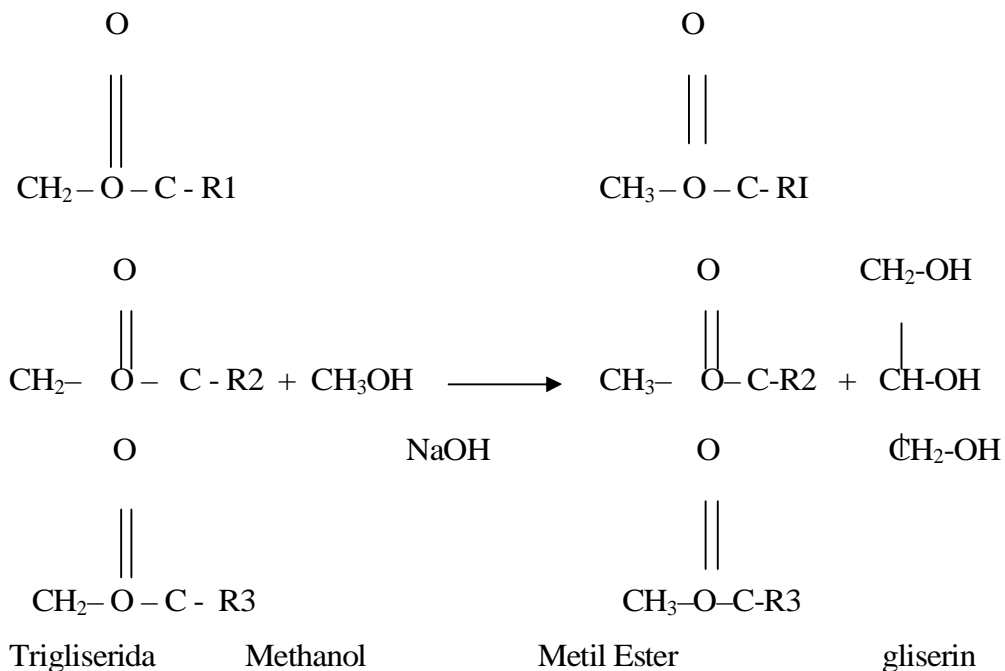
Gambar 1.1 Reaksi esterifikasi dari asam lemak menjadi metil ester

Esterifikasi biasa dilakukan untuk membuat minyak berkadar asam lemak bebas akan dikonversikan menjadi metil ester. Tahap esterifikasi biasa diikuti dengan tahap transesterifikasi. Namun sebelum produk esterifikasi diumpungkan ke tahap transesterifikasi air dan bagian terbesar katalis asam yang di kandunginya harus disingkirkan terlebih dahulu.

2. Trans – Esterifikasi

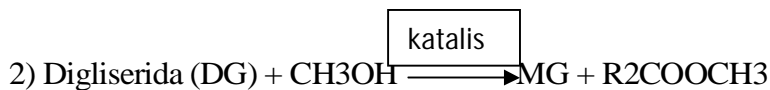
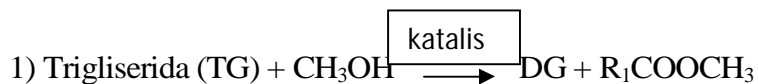
Transesterifikasi (biasa di sebut dengan alkholisasi) adalah tahap konversi dari trigliserida (minyak nabati) menjadi alkyl ester melalui reaksi dengan alkohol dan menghasilkan produk samping yaitu gliserin. Di antara alkohol – alkohol monohidrik yang menjadi sumber pemasok gugus alkyl metanol adalah yang umum di gunakan karena harganya murah dan reaktifitasnya paling tinggi (sehingga reaksi disebut metanolisis).jadi, di sebagian besar dunia ini biodiesel praktis identik dengan ester metil asam – asam lemak (Fatty Acids Metil Ester , atau FAME).

Reaksi transesterifikasi trigliserida menjadi metil ester dapat dilihat pada gambar 1.2



Gambar 1.2 reaksi trans-esterifikasi dari trigliserida menjadi metil ester asam lemak

Trans-esterifikasi juga menggunakan katalis dalam reaksinya. Tanpa adanya katalis konversi yang dihasilkan maksimum namun reaksi berjalan dengan lambat katalis yang biasa digunakan ada beberapa jenis untuk mendapatkan produk biodiesel terbaik. Reaksi trans-esterifikasi sebenarnya berlangsung pada 3 tahap yang di tampilkan berikut ini



Produk yang diinginkan dari reaksi trans-esterifikasi adalah metil ester asam lemak adapun beberapa cara agar kesetimbangan lebih ke arah produk, yaitu:

- a. Menambahkan metanol berlebih dalam reaksi
- b. Memisahkan gliserin
- c. Menurunkan temperatur reaksi (trans-esterifikasi merupakan reaksi eksoterm)

Ada tiga macam proses pembuatan biodiesel dengan reaksi trans-esterifikasi yaitu

- a. Trans-esterifikasi minyak nabati dengan katalis basa.

Menggunakan katalis basah kuat seperti NaOH atau KOH. Reaksi trans-esterifikasi ini memerlukan temperatur reaksi relatif rendah dan berlangsung dengan cepat

- b. Trans-esterifikasi minyak nabati dengan katalis asam.

Menggunakan katalis H₂SO₄ atau HCl. Reaksi ini memerlukan waktu reaksi yang lebih lama dari trans-esterifikasi dengan katalis basah.

c. Trans-esterifikasi minyak nabati menjadi asam lemak bebas kemudian menjadi biodiesel

1.5 Pemilihan Proses

Pada rancang bangun biodiesel dari minyak biji mahoni digunakan proses metode katalis esterifikasi-transesterifikasi, adapun perbandingan untuk kedua proses diatas dapat di lihat pada tabel berikut :

Tabel 1.16 Perbandingan proses Dekarboksilasi dengan Esterifikasi-Trasesterifikasi

Komponen	Proses	
	Dekarboksilasi	Esterifikasi-transesterifikasi
Suhu	500 ⁰ c	70 ⁰ c
Tekanan	3 atm	1 atm
Peralatan	Lebih sulit	Lebih sederhana
Bahan baku	Minyak biji mahoni	Minyak biji mahoni
Katalis	NaCl dan NaOH	NaOH
Biaya operasi	Lebih mahal	Lebih murah

Berdasarkan perbandingan proses pada tabel diatas maka proses yang dipilih dalam pembuatan biodiesel adalah proses esterifikasi-transesterifikasi. Dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Proses pengolahan lebih sederhana
- b. Harga katalis lebih murah
- c. Suhu proses lebih rendah

d. Biaya operasi lebih murah

1.6 Uraian Proses

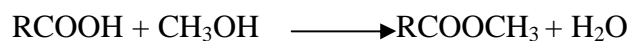
1.6.1 Tahap Persiapan

Biji mahoni dipanaskan menggunakan oven pada suhu $\pm 100^{\circ}\text{C}$ (Aliem 2008), bertujuan untuk mengurangi kadar air agar menghasilkan rendemen minyak yang tinggi, selanjutnya biji mahoni diekstrak menggunakan leaf filter untuk memperoleh minyak. Proses pemurnian minyak dilakukan dengan degumming. Proses degumming dilakukan dengan memanaskan minyak sampai $\pm 70^{\circ}\text{C}$ lalu ditambah asam fosfat 20% sebanyak 0,3% (b/b) dan diaduk selama 15 menit. Selanjutnya dilakukan pencucian minyak dengan menggunakan air panas (suhu 80°C) untuk menghilangkan zat pengotor (CO, fosfatida, getah/lendir, protein, resin, tokoperol dan zat pewarna) yang telah dipisahkan dari minyak.

1.6.2 Tahap Proses Utama

Bahan bakuminyak Biji Mahoni direaksikan dengan campuran alkohol dan katalis asam dengan cara diaduk dan disirkulasi dengan bantuan pompa, sambil dikontrol temperaturnya pada suhu 70°C didalam tangki reaktor. Reaksi ini akan menghasilkan biodiesel (fatty acid methyl ester, fame), trigliserida. Selain itu, terdapat sisa metanol yang tidak bereaksi (excess methanol) karena jumlah metanol dalam reaktor (R-120) dibuat berlebih.

Mekanisme reaksi pada proses esterifikasi sebagai berikut:



Biodiesel dan trigliserida dari reaktor (R-120) dialirkan ke decanter untuk dipisahkan dari air dan metanol sisa reaksi, selanjutnya biodiesel dan trigliserida dialirkan ke reaktor (R-130) untuk direaksikan dengan metoksida pada suhu reaksi 70°C dan tekanan operasi 1 atm. Mekanisme reaksi pada proses transesterifikasi sebagai berikut:





Tiap reaktor dilengkapi dengan pengaduk berkecepatan 150 rpm dan jaket pendingin (Chitra et al. 2005; Ramos et al. 2009). Dari hasil reaksi berupa alkyl ester, gliserin dan sedikit sabun langsung di alirkan ke evaporator untuk dipisahkan dari methanol (excess methanol), selanjutnya alkyl ester dipisahkan dari gliserin, sabun dan air menggunakan decanter, kemudian alkyl ester dimurnikan lagi sisa air dan metanol menggunakan vacuum dryer setelah alkyl ester benar-benar murni selanjutnya disimpan di tempat penyimpanan. Gliserin dan sedikit sabun setelah dipisah dari alkyl ester langsung simpan di tempat penyimpanan akhir.

1.7 Penanganan Produk

1.7.1 Biodiesel

Biodiesel harus disimpan dalam peralatan yang bersih, kering dan dapat menyimpan biodiesel pada suhu $10 - 49^{\circ}\text{C}$. Hindarkan biodiesel dari zat yang menyebabkan oksidasi, panas yang berlebihan, dan sumber api. Simpan dan gunakan biodiesel pada area dengan ventilasi yang baik. Jangan menyimpannya didekat panas, percikan api, ataupun nyala api. Simpan ditempat yang aman sehingga tidak terkena matahari langsung.

Flash point atau titik api kilat biodiesel lebih dari 65°C , jauh diatas bahan bakar diesel petroleum yang flash pointnya sekitar 51°C . oleh karena itu, biodiesel lebih aman dalam penyimpanan, penanganan dan penggunaan dibandingkan dengan minyak diesel petroleum.

1.7.2 Gliserol/Gliserin

Pastikan penyimpanan gliserol dalam keadaan tertutup rapat. Simpan ditempat yang ventilasinya baik, kering, dingin dan jauh dari zat-zat yang dapat mempengaruhi gliserol/incompatible substances. Gliserol memiliki stabilitaskimia yang baik. Akan tetapi, keberadaan panas, sumber api dan material yang tidak kompatibel – yaitu Acetic Anhydride, potassium permanganate, asam kuat dan

basa kuat, harus dihindarkan dari gliserol. Material yang dapat menyebabkan dekomposisi, yaitu karbon monoksida, karbondioksida, asap dan gas yang beracun dan menyebabkan iritasi jika kontak langsung dengan gliserol.

1.8 Utilitas

Utilitas adalah salah satu bagian yang sangat penting dan diperlukan untuk menunjang jalannya proses produksi dalam suatu industri kimia. Unit utilitas yang diperlukan pada Pra Rancangan Pabrik Biodiesel dari biji mahoni ini yaitu:

- Air yang berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air sanitasi dan air untuk pemadam kebakaran.
- Listrik yang berfungsi untuk menjalankan alat-alat produksi, utilitas dan untuk penerangan.

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi 4 unit yaitu :

1. Unit penyediaan air
2. Unit pembangkit tenaga listrik

1. Unit Penyediaan Air

Unit penyediaan air bertugas untuk memenuhi kebutuhan air baik ditinjau dari segi kuantitas maupun kualitas. Segi kuantitas air merupakan jumlah kebutuhan air yang harus dipenuhi sedangkan segi kualitas air menyangkut syarat air yang harus dipenuhi. Didalam Pra Rancangan Pabrik Biodiesel dari biji mahoni keperluan air dipergunakan untuk:

a. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuatan steam yang berfungsi sebagai media pemanas.

Air untuk keperluan ini harus memenuhi syarat-syarat agar air yang digunakan tidak merusak ketel (boiler). Persyaratan yang harus dipenuhi adalah air tidak mengandung kation-kation seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} dan anion-anion seperti SO_4^{2-} , Cl^- , SO_3^{2-} . Untuk itu diperlukan treatment secara lebih sempurna.

b. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan dilingkungan pabrik untuk konsumsi, cuci, mandi, masak, laboratorium, perkantoran dan lain- lain.

c. Air pendingin

Air pendingin berfungsi sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas. Hal ini disebabkan karena:

- Air merupakan materi yang banyak dan mudah didapat
- Mudah dikendalikan dan dikerjakan
- Dapat menyerap panas
- Tidak mudah menyusut karena pendinginan
- Tidak mudah terkondensasi

d. Air Proses

air proses adalah air yang di gunakan dalam proses.

3. Unit Penyediaan Listrik

Kebutuhan listrik Pra Rancangan Pabrik Biodiesel dari *biji mahoni* ini direncanakan disediakan oleh PLN dan generator set. Tenaga listrik yang disediakan dipergunakan untuk menggerakkan motor, penerangan, instrumentasi dan lainnya.

1.9 Instrumentasi Dan Keselamatan Kerja

Untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas produk yang diinginkan maka diperlukan adanya suatu alat control untuk jalannya proses suatu industri. Selain itu juga peranan sumber daya manusia sangat penting dalam mengatur dan mengendalikan suatu proses produksi. Dengan pertimbangan tersebut maka perlu adanya suatu bagian yang berfungsi untuk mengontrol peralatan dan menjaga keselamatan kerja.

1.9.1 Instrumentasi

Instrumentasi merupakan bagian yang penting dalam pengendalian proses suatu pabrik industri. Pengendalian proses meliputi keseluruhan unit pabrik maupun hanya pada beberapa unit pabrik yang benar-benar diperlukan secara cermat dan akurat. Pengetahuan akan pemilihan alat-alat pengendalian proses ini sangat penting karena menyangkut harga peralatan itu sendiri yang cukup mahal.

Instrumentasi dipasang untuk memonitor variable - variabel proses yang penting selama proses berlangsung. Selain itu instrumentasi juga berfungsi untuk mengatur dan mengendalikan harga –harga variable proses baik secara manual, semi otomatis maupun secara otomatis. Variabel - variabel yang dikendalikan adalah tekanan, suhu, laju alir dan tinggi permukaan cairan.

Tujuan utama dari pemasangan alat instrumentasi adalah untuk menjaga keamanan suatu proses dengan jalan :

- Menjaga variable - variabel proses berada dalam batas operasi aman.
- Mendeteksi situasi bahaya dengan membuat tanda-tanda bahaya memutuskan hubungan secara otomatis.
- Untuk mendapatkan rate produksi yang diinginkan.
- Untuk menjaga kualitas produksi.

- Untuk mendapat biaya produksi rendah.

Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi adalah:

- Jenis instrumentasi
- Range yang diperhitungkan untuk pengukuran
- Ketelitian yang diperlukan
- Bahan konstruksi serta pengaruh pemasangan pada kondisi operasi
- Faktor ekonomi

Macam-macam alat kontrol yang umum digunakan dalam industri kimia

Antaralain :

1. Level Control (LC) : alat pengukur tinggi permukaan liquida
2. Flow Control (FC) : alat pengukur laju alir
3. Temperature Control (TC) : alat pengukur suhu
4. Density Control (DC) : alat pengukur densitas liquida
5. Ratio Control (RC) : alat pengukur perbandingan rate masuk
6. Weight Control (WC) : alat pengukur perbandingan produk yang keluar

Jenis-jenis pengontrolan yang dilakukan meliputi :

1. Indikator

Yaitu alat yang dapat menunjukkan kondisi operasi suatu daerah tertentu dari suatu peralatan.

2. Controller

Yaitu alat yang dapat mengendalikan kondisi operasi sehingga sesuai dengan yang diinginkan.

Instrumentasi yang digunakan dalam pabrik ini adalah :

a. Untuk mengukur suhu

- TC (TemperatureController)

Fungsi: Mengendalikan dan mengetahui suhu liquida dalam aliran proses agar sesuai dengan harga yang telah ditentukan.

b. Untuk mengukur tinggi permukaan liquida

- LI (Level Indikator)

Fungsi: Mengatur ketinggian liquida dalam tangki agar tidak melebihi batas tertinggi dan terendah yang ditentukan.

Tabel 1.17 .Instrumentasi pada peralatan

No	Kode	Nama alat	Instrumentasi
1	F-142	Tangki Metanol	LI
2	M-110	Tangki Pencampur	LI
3	R-120,R- 130	Reaktor	LI, TC

1.9.2 Keselamatan Kerja

Dalam suatu pabrik, keselamatan kerja harus mendapatkan perhatian yang besar, karena bila masalah ini diabaikan maka akan mengakibatkan terjadinya hal-hal yang tidak diinginkan. Dengan memperhatikan keselamatan kerja yang baik dan teratur secara psikologis juga akan membuat para pekerja merasa aman dan senang sehingga akan lebih berkonsentrasi pada pekerjaannya dengan demikian produktivitas akan meningkat.

Usaha untuk menjaga keselamatan kerja bukan semata-mata ditunjukkan pada factor manusianya saja, tetapi juga untuk menjaga peralatan yang ada

dipabrik. Dengan terpeliharanya peralatan yang baik maka peralatan akan dapat digunakan dalam jangka waktu yang lebih lama.

Secara umum ada 3 macam bahaya yang biasa terjadi dalam pabrik yang harus diperhatikan dalam perancangannya yaitu :

1. Bahaya kebakaran
2. Bahaya mekanik
3. Bahaya terhadap kesehatan

1. Bahaya Kebakaran dan Peledakan

Pencegahan terhadap bahaya kebakaran dan ledakan bertujuan untuk memperkecil kemungkinan adanya kecelakaan yang mengakibatkan terjadinya luka, kematian, kerusakan pada peralatan serta terhentinya proses produksi. Hal-hal yang harus diperhatikan dalam mengatasi bahaya ini adanya pencegahan, pengontrolan jika terjadi kebakaran dan pemadam kebakaran.

Kebakaran biasanya disebabkan oleh adanya nyala terbuka pada unit utilitas, bengkel dan sebagainya. Disamping itu mungkin adanya loncatan api yang disebabkan oleh aliran listrik pada panel-panel misalnya stop kontak, saklar atau instrumentasi lainnya.

Beberapa cara mencegah terjadinya bahaya dari peledakan antara lain :

- Penempatan bahan-bahan yang mudah terbakar dan meledak ditempat yang tertutup dan jauh dari sumber api.
- Larangan merokok dilingkungan pabrik, kecuali pada tempat-tempat yang telah disediakan.
- Penempatan pipa air yang melingkari seluruh lokasi pabrik.
- Penempatan kabel dan kawat listrik yang diatur rapi dan jauh dari tempat panas.

- Pemasangan alat pemadam kebakaran disetiap tempat yang paling rawan dan pemasangannya harus pada tempat yang mudah dijangkau

2. Bahaya Mekanik

Bahaya mekanik biasanya disebabkan oleh pengerjaan konstruksi yang tidak memenuhi. Bentuk kerusakan yang umum adalah karena panas dan ledakan. Kejadian ini selain mengakibatkan cacat atau meninggalnya pekerja. Secara umum tindakan pencegahan yang dilakukan untuk menghindari bahaya mekanik adalah :

- Pemasangan tanda-tanda bahaya dan instruksi keselamatan kerja di tempat-tempat yang dianggap berbahaya.
- Pengaturan peralatan sedemikian rupa sehingga para pekerja dapat mengoperasikannya dengan aman.
- Sistem penerangan yang baik.

Beberapa kemungkinan kecelakaan mekanik :

a. Tangki-tangki

Bahaya yang paling besar adalah tangki-tangki yang bertekanan tinggi.

Hal-hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah :

- Perencanaan tangki harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, memperhitungkan faktor-faktor korosi dan lain-lain.
- Penempatan furnace pada tempat yang jauh dari kerumunan pekerja.
- Pemasangan alat control yang baik dan sesuai yaitu pressure control, level control dan temperatur control

b. Reaktor

Hal-hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah :

- Perencanaan reactor harus sesuai dengan ketentuan-ketentuan yang berlaku mengenai bahan konstruksi, faktor korosi dan lain-lain.
- Perencanaan isolasi harus baik dengan memperhatikan perpindahan panas yang terjadi karena reaksi bersifat endotermis.
- Pemasangan alat control yang baik dan sesuai, temperature control, pressure control, flow control dan lain-lain.

c. Perpipaan

Kecelakaan yang terjadi karena perpipaan antara lain karena kebocoran zat-zat yang berbahaya.

Hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain :

- Pemasangan pipa hendaknya pada tempat yang tinggi atau ditempat-tempat yang jarang dilalui pekerja dan diusahakan pemasangan pipa tidak didalam tanah karena menimbulkan kesulitan bila terjadi kebocoran.
- Sebelum dipakai hendaknya dicoba kekuatan tekanan dan kekuatan terhadap suhu, terutama pada daerah sambungan.
- Pemasangan valve yang mudah terjangkau.
- Pemasangan isolasi yang baik untuk mencegah kecelakaan luka bakar karena tersentuh, juga untuk mencegah lolosnya panas dalam proses.

3. Bahaya Terhadap Kesehatan

Bahaya yang terjadi umumnya berasal dari bahan baku, bahan yang diproses dan produk yang beracun. Sehingga pekerja yang menangani hal ini perlu menggunakan sarung tangan dan masker pelindung.

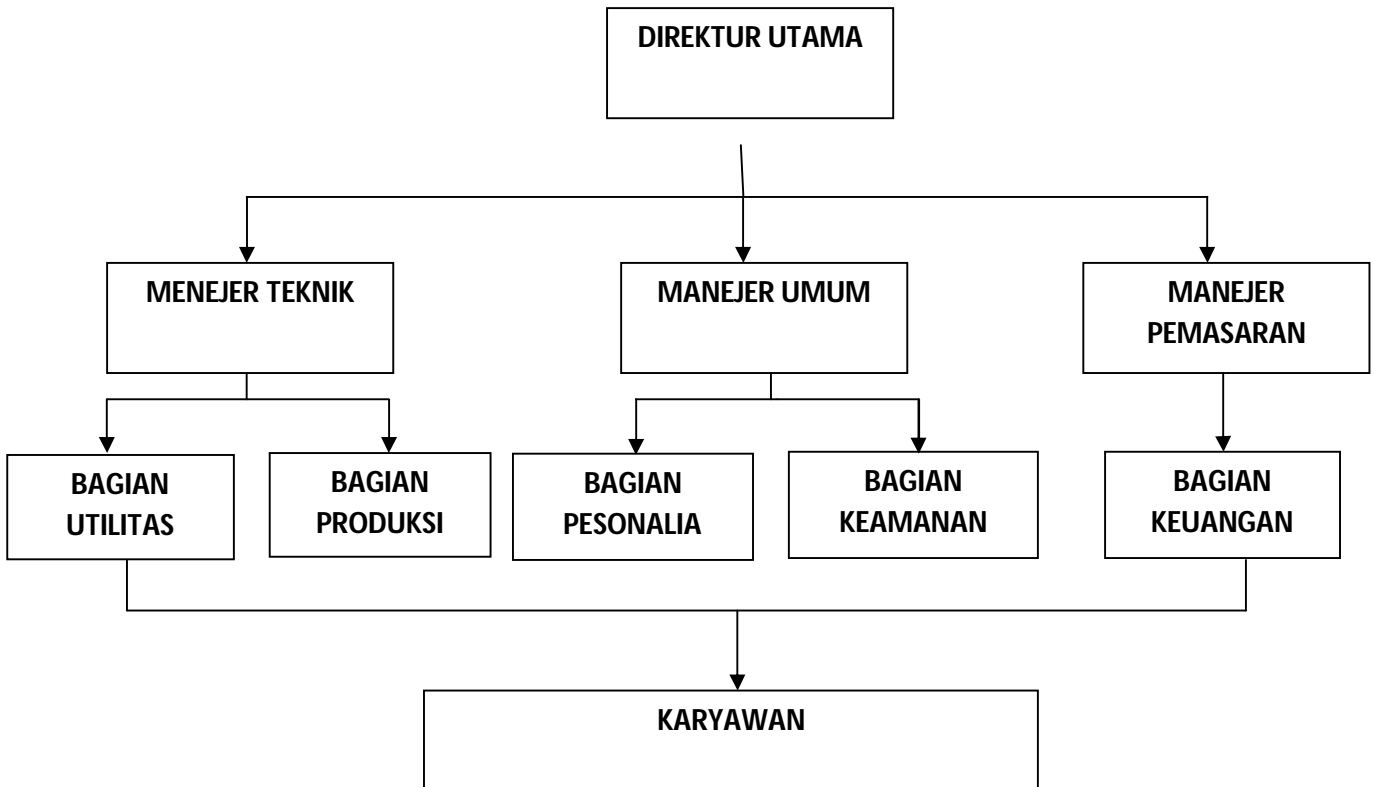
Tabel 1.18. Alat-alat pelindung keselamatan kerja pada pabrik biodiesel

No	Alat pelindung	Lokasi penggunaan
1	Masker	Storage, laboratorium
2	Helm	Semua unit proses
3	Sarung tangan	Storage, laboratorium
4	Sepatu bot	Semua unit proses
5	Isolasi panas	Storage, laboratorium
6	Baju khusus (jas lab.)	Laboratorium
7	Pemadam kebakaran	Semua unit proses

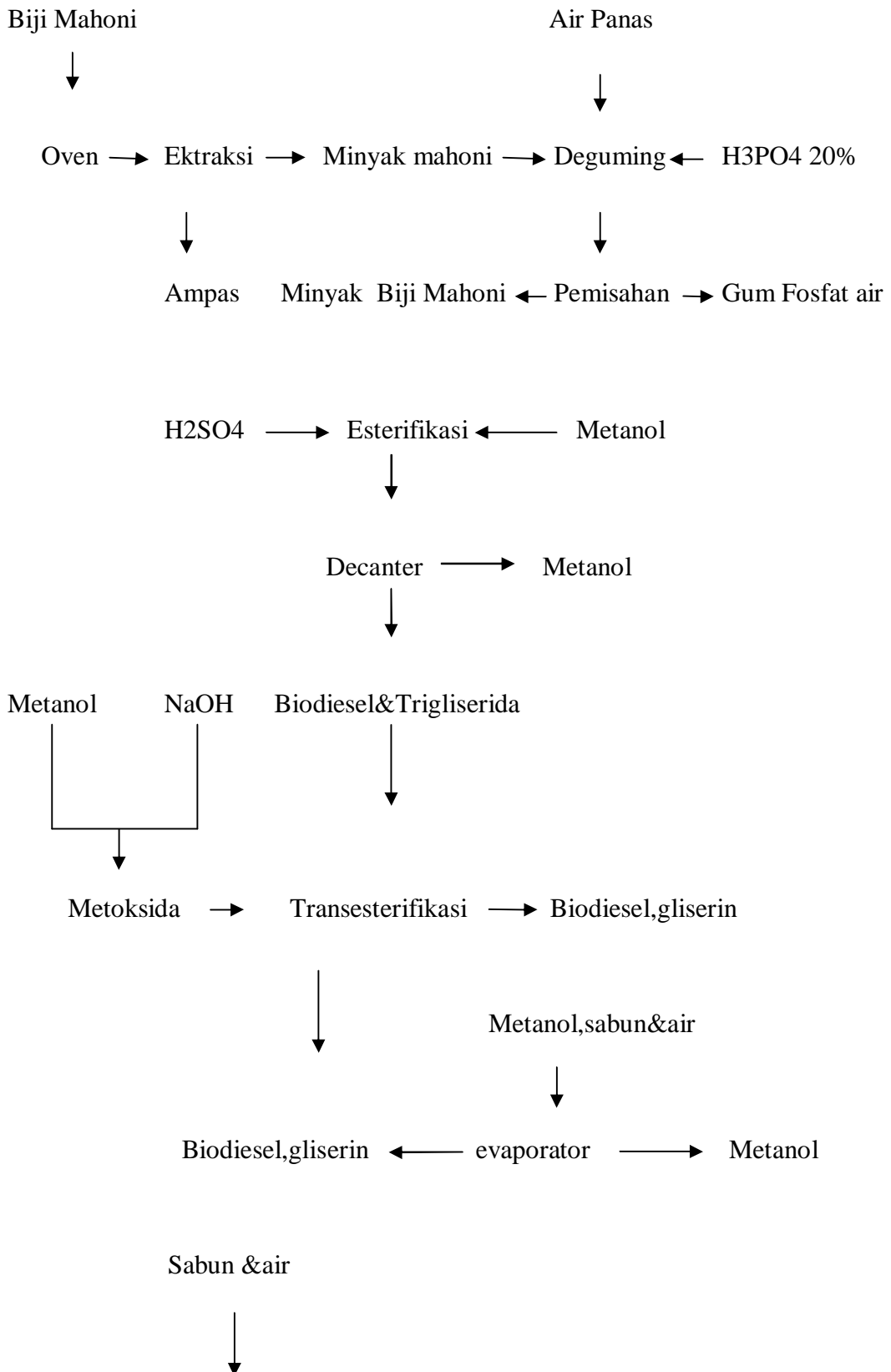
1.10 Struktur Dan Organisasi

Kelancaran dan kontinuitas suatu pabrik merupakan hal yang penting dan menjadi tujuan utama setiap perusahaan. Hal tersebut dapat ditunjang dengan adanya struktur organisasi yang baik. Suatu perusahaan biasanya memiliki suatu bentuk organisasi yang berfungsi sebagai bentuk hubungan yang memiliki sifat dinamis, dalam arti dapat menyesuaikan diri terhadap segala perubahan, yang pada hakekatnya merupakan suatu bentuk yang dengan sadar diciptakan manusia untuk mencapai suatu tujuan tertentu. Pada umumnya organisasi dibuat dalam suatu struktur yang merupakan gambaran secara skematis tentang hubungan atau kerja sama antar departemen yang terdapat dalam kerangka usaha untuk mencapai tujuan tersebut.

STRUKTUR ORGANISASI



Flow Diagram Alir



Biodiesel ← Decanter → Storage gliserin



Vacum Drying



Storage Metil Ester

BAB II

NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 54.453 ton/tahun

$$= \frac{54.453 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{300 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 7.563,85 \text{ kg/jam}$$

Waktu operasi = 300 hari

$$= 24 \text{ jam}$$

Satuan operasi = kg/jam

Basis perhitungan = 22. 693 kg/jam

2.1 BELT CONVEYOR (J- 112)

Fungsi : untuk mengangkut bahan baku yang bersifat basa.

Asumsi neraca massa di belt conveyor masuk dan keluar dianggap sama karena persen lostnya kecil sekali.

Tabel A.2.1 Neraca massa di Belt Conveyor (J-112)

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (kg/jam)
Biji mahoni	22.693	22.693
Total	22.693	22.693

2.2 OVEN (Q- 113)

Fungsi : untuk mengeringkan bahan baku (biji mahoni).

Tabel A.2.2 Neraca massa di Oven (Q-113)

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar(Kg/jam)
Biji mahoni	22.693	22.239,14
Uap air		453,86
Subtotal		22.693
Total	22.693	22.693

2.3 LEAF FILTER (H- 114)

Fungsi : untuk mengekstrak bahan baku (biji mahoni) menjadi minyak.

Tabel A.2.3 Neraca Massa di leaf filter

Masuk	Kg/jam	Keluar	Kg/jam
Minyak biji mahoni	12.009,14	Minyak biji mahoni	12.009,14
Abu	555,98	Ampas	10.230
Protein	4.003,04		
Air	2.779,89		
Karbohidrat	2.891,09		
Total	22.239,14	Total	22.239,14

2.4 MIXER (M-110)

Fungsi : untuk mencampur bahan baku (minyak biji mahoni) dengan H_3PO_4 dan air panas.

Tabel A.2.4 Neraca Massa di Mixer (M 110)

omponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
Trigliserida	8.406,4		8.406,4
FFA	1.200,91		1.200,91
Gum	780,59		780,59
Gum Phopahat	660,50		660,50
H3PO4		432,33	432,33
Air		348,26	348,26
Air Panas		180,14	180,14
Subtotal	11.048,4	960,73	
Total	12.009,13		12.009,13

2.5.DEKANTER 1 (117)

Fungsi : untuk memisahkan air dari minyak setelah dicuci dengan air panas.

Tabel A.2.5 Neraca Massa di Dekanter (117)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
			R - 120	Waste
Trigliserida	8.406,4		8.406,4	
FFA	1.200,91		1.200,91	
Gum Phosphat	660,50			660,50
Air	348,26	180,14		528,4
Subtotal	10.616,07	180,14	9.607,31	1.188,9
Total	10.796,21		10.796,21	

2.6 REAKTOR (R- 120)

Fungsi : untuk mereaksikan bahan baku (Minyak Biji Mahoni) dengan metanol dan katalis asam kuat (H₂SO₄).

Tabel A.2.6 Neraca massa di Reaktor (R-120)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
Trigliserida	8.406,4		8.406,4
FFA	1.200,91		46,11
Metanol		11.180,51	10.062,46
Biodiesel			1.214,04
H ₂ SO ₄		237,3	9,49
Air		585,56	1.056,88
Subtotal	9.607,31	12.039,37	
Total	20.795,38		20.795,38

2.7 DEKANTER (H-121)

Fungsi : untuk memisahkan biodiesel dan trigliserida hasil reaksi di reaktor 120 dari air dan metanol.

Tabel A.2.7 Neraca Massa di Dekanter I (H-121)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		R-130	Waste
Trigliserida	8.406,4	8.406,4	
FFA	46,11	46,11	
Metanol	10.062,46		10.062,46
Biodiesel	1.214,04	1.214,04	
H ₂ SO ₄	9,49		9,49
Air	1.056,88		1.056,88
Subtotal		9.666,55	11.128,83
Total	20.795,38	20.795,38	

2.8 REAKTOR (R-130)

Fungsi : untuk mereaksikan biodiesel dan trigliserida hasil reaksi dari reaktor 120 dengan metanol dan katalis basa kuat (NaOH).

Tabel A.2.8 Nearaca Massa di Reaktor Transesterifikasi (R-130)

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
Trigliserida	8.406,4		16,14
FFA	46,11		0,88
Metanol		10.062,46	7.043,72
Biodiesel	1.214,04		8.377,01
NaOH		237,30	4,56
H ₂ O			222,93
Gliserin			2.711,87
Sabun			49,14
Subtotal	9.666,55	10.299,76	
Total	18.426,25		18.426,25

2.9 EVAPORATOR (V-140)

Fungsi : untuk menguapkan metanol.

Tabel A.2.9 Neraca massa di Evaporator (V-140)

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
		H-141	F-111B
Trigliserida	16,14	16,14	
FFA	0,88	0,88	
Metanol	7.043,72	70,44	6.973,28
Biodiesel	8.377,01	8.377,01	
NaOH	4,56	4,56	
H2O	222,93	222,93	
Gliserin	2.711,87	2.711,87	
Sabun	49,14	49,14	
Subtotal		11.452,97	6.973,28
Total	18.426,25	18.426,25	

2.10 DEKANTER II (H-133)

Fungsi : untuk memisahkan biodiesel dari gliserin, air dan sedikit sabun.

Tabel A.2.10 Neraca massa di Dekanter II (H-141)

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
		D-143	F-111C
Trigliserida	16,14		16,14
FFA	0,88		0,88
Metanol	70,44		
Biodiesel	8.377,01	8.377,01	
NaOH	4,56		4,56
H2O	222,93	2.224,54	
Gliserin	2.711,87		2.711,87
Sabun	49,14		49,14
Subtotal		10.601,55	2.782,59
Total	13.348,14	13.348,14	

2.11 VACUUM DRAYING (D-143)

Fungsi : untuk mengeringkan atau memurnikan minyak biodiesel dari air dan zat – zat yang masih terikut di biodiesel.

Tabel A.2.11 Neraca massa di Vacuum Draying (D-143)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		F-111D	Waste
Biodiesel	8.377,01	7.269,57	1.107,44
Air	2.224,54	294,08	1.930,46
Subtotal		7.563,65	3.037,9
Total	10.601,55	10.601,55	

BAB III

NERACA PANAS

Kapasitas produksi = 54.453 ton/tahun

$$= \frac{54.453 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{300 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 7.563,85 \text{ kg/jam}$$

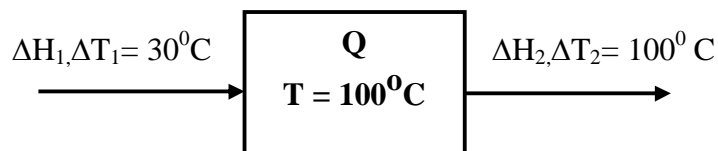
Waktu operasi = 300 hari

$$= 24 \text{ jam}$$

Satuan operasi = kg/jam

Basis perhitungan = 22.693 kg/jam

1. OVEN



Neraca Massa Total:

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana:

ΔH_1 = Panas Yang Terkandung Bahan Masuk

ΔH_2 = Panas Yang Terkandung Bahan Keluar

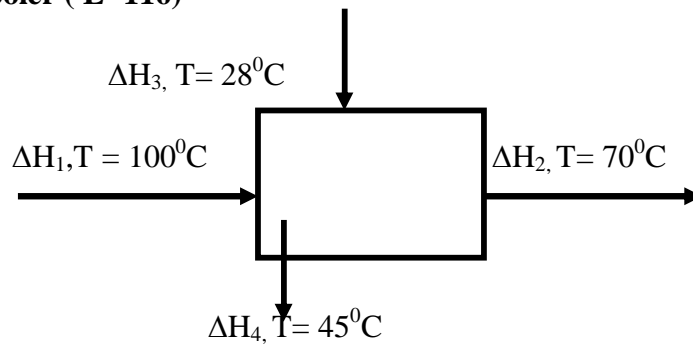
Q = Panas Yang Dibutuhkan

Q_{Loss} = Panas Yang Hilang

Neraca Panas OVEN (Q-113)

Panas masuk (kkal/jam)		Panas keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	59.659,9	ΔH_2	1.680.870,5
Q	23.640.228,5	Q_{loss}	22.019.017,9
TOTAL	23.699.888,4		23.699.888,4

2. Cooler (E- 116)



Neraca panas total:

$$\Delta H_1 + \Delta H_3 = \Delta H_2 + \Delta H_4$$

Dimana:

ΔH_1 = Panas yang terkandung bahan masuk dari oven

ΔH_2 = Panas yang terkandung bahan keluar

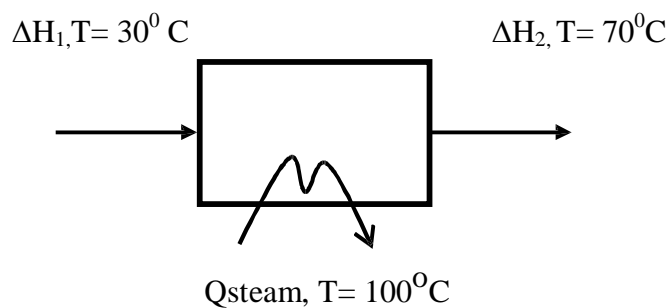
ΔH_3 = panas yang di bawa air pendingin masuk

ΔH_4 = panas yang di bawa air pendingin keluar

Neraca Panas Cooler (E-116)

Panas masuk (kkal/jam)		Panas keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	= 410.081,75	ΔH_2	= 246.049,05
ΔH_3	= 28.946,94	ΔH_4	= 192.979,6
TOTAL	439.028,69		439.028,69

3. Heater di Mixer (M- 110)



Neraca panas total:

$$\Delta H_1 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_2$$

Dimana:

ΔH_1 = Panas yang terkandung bahan masuk

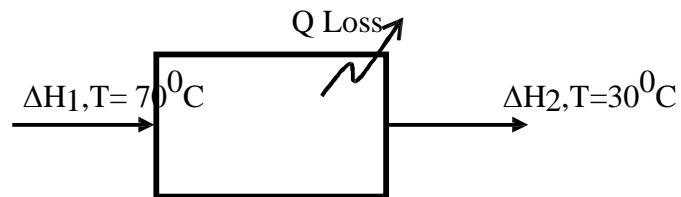
ΔH_2 = Panas yang terkandung bahan keluar

Q_{steam} = Panas yang terkandung steam masuk

Neraca Panas Heater (M-110)

Panas masuk (kkal/jam)		Panas keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	22.246,9	ΔH_2	208.387,73
Q_{steam}	186.140,83		
TOTAL	208.387,73		208.387,73

4. Reaktor (R- 120)



Neraca panas total

$$\Delta H_1 + \Delta H_R = \Delta H_2 + Q_1 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana:

ΔH_1 = Panas yang terkandung bahan masuk

ΔH_2 = Panas yang terkandung bahan keluar

Q_1 = Panas yang diserap air pendingin

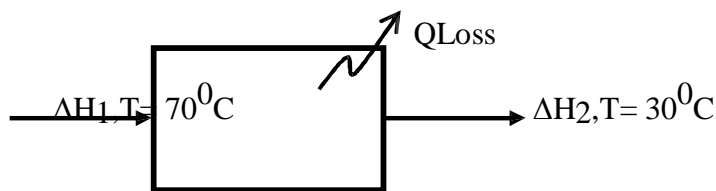
ΔH_R = Panas reaksi

Q_{loss} = Panas yang hilang

Neraca Panas Reaktor(R-120)

Panas masuk (kkal/jam)		Panas keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	456.238,39	ΔH_2	51.282,25
ΔHR	118.457	Q_1	494.678,37
		Q_{loss}	28.734,77
TOTAL	574.695,39		574.695,39

5. Reaktor (R- 130)



Neraca panas total

$$\Delta H_1 + \Delta HR = \Delta H_2 + Q_1 + Q_{Loss}$$

Dimana:

ΔH_1 = Panas yang terkandung bahan masuk

ΔH_2 = Panas yang terkandung bahan keluar

Q_1 = Panas yang diserap air pendingin

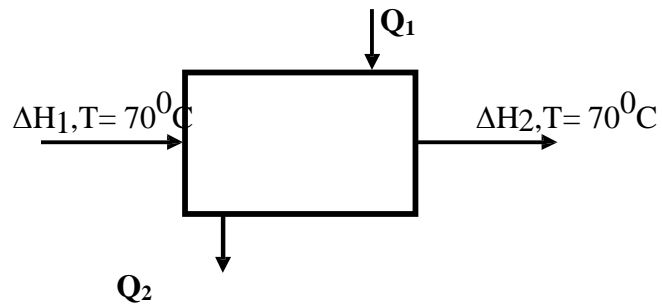
ΔHR = Panas reaksi

Q_{loss} =Panas yang hilang

Neraca Panas Reaktor(R-130)

Panas masuk (kkal/jam)		Panas keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	390.628,87	ΔH_2	51.043,85
ΔHR	82655	Q_1	398.575,83
		Q_{loss}	23.664,19
TOTAL	473.283,87		473.283,87

6. Evaporator



Neraca massa total:

$$\Delta H_1 + Q_1 = \Delta H_2 + Q_2$$

Dimana:

ΔH_1 = Panas yang terkandung bahan masuk

ΔH_2 = Panas yang terkandung bahan keluar

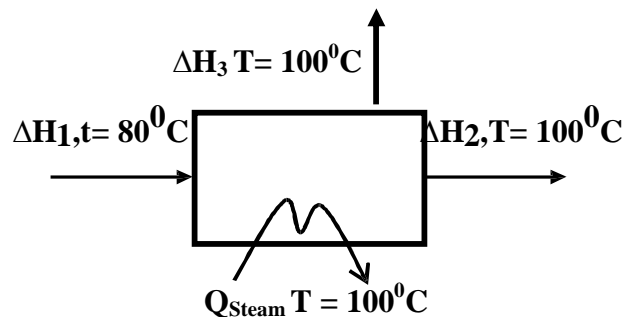
Q_1 = Panas yang dibawa steam

Q_2 = Panas yang dibawa uap metanol

Neraca Panas Evaporator (V-140)

Panas masuk (kkal/jam)		Panas keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	= 464.993,51	ΔH_2	= 227.794,33
Q_1	=6.528.974,4	Q_2	=6.766.173,58
TOTAL	6.993.967,91		6.993.967,91

7. Vacuum Drying



Neraca Panas Total:

$$\Delta H_1 + Q_{\text{Steam}} = \Delta H_2 + \Delta H_3$$

Dimana :

ΔH_1 = Panas yang terkandung bahan masuk

ΔH_2 = Panas yang terkandung bahan keluar

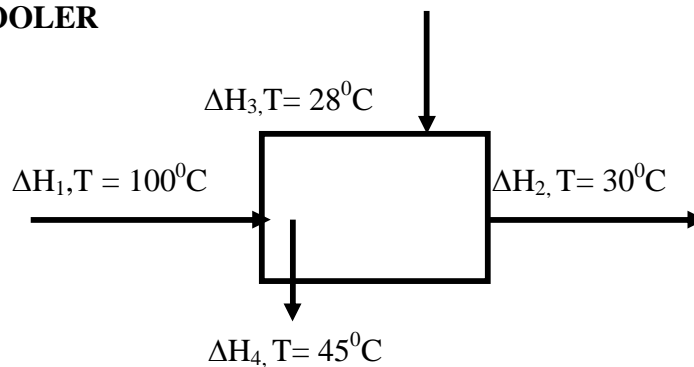
ΔH_3 = Panas Yang Terkandung Uap Air dan Metil Ester Keluar

Q_{Steam} = Panas Yang Terkandung Steam Masuk

Neraca Panas di Vacuum Drying (D-143)

Panas masuk (kkal/jam)		Panas keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	= 399.356,14	ΔH_2	= 327.806,97
Q_{steam}	= 33.030,54	ΔH_3	= 104.579,71
TOTAL	432.386,68		432.386,68

8. COOLER



Neraca Massa Total:

$$\Delta H_1 + \Delta H_3 = \Delta H_2 + \Delta H_4$$

Dimana:

ΔH_1 = Panas yang terkandung bahan masuk

ΔH_2 = Panas yang terkandung bahan keluar

ΔH_3 = Panas yang dibawa air pendingin masuk

ΔH_4 = Panas yang dibawa air pendingin keluar

Neraca Panas Cooler (E-145)

Panas masuk (kkal/jam)		Panas keluar (kkal/jam)	
ΔH_1	= 327.806,97	ΔH_2	=23.322,73
ΔH_3	= 53.732,52	ΔH_4	= 358.216,8
TOTAL	381.539,49	381.539,49	

BAB IV

PERANCANGAN ALAT UTAMA

4.1. Perancangan Alat Utama Reaktor

Nama alat : Reaktor

Kode : R-130

Fungsi : Mereaksikan Bahan Baku dengan campuran metanol dan NaOH sehingga terbentuk Biodiesel dan gliserin sebagai produk samping.

Jumlah : 1 buah

Type : Bejana tegak dengan bagian-bagiannya

- Badan (shell) berbentuk silinder
- Tutup atas berbentuk *standart dished head*
- Tutup bawah berbentuk *conical* dengan sudut 120°

Reaksi yang terjadi :



Perlengkapan :

- Jaket pendingin
- Pengaduk

Kondisi Operasi :

- Temperatur(T) : $70^{\circ}C = 158^{\circ}F$

- Tekanan (P) : 1 atm = 14,7 psia
- Fase : liquid – liquid
- Residence time : 1 jam
- Densitas campuran : 58,0646 lb/ft³

Direncanakan :

- Tutup atas berbentuk *standart dished head*
- Tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120⁰
- Bahan konstruksi : Carbonsteel SA 240 Grade M Type 316
- Jenis pengelasan : DoubleWelded Butt Joint (E =0,85)
- Faktor korosi : 1/16
- Fluidamengisi 80 % bejana
- Allowed stress (f): 18750 (Brownell & Young, App. D-4, hal 342)
- Bahan yang masuk 18.426,25 kg/jam = 40.622,51075 lb/jam

Prinsip Kerja :

Reaktor adalah alat yang berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120⁰ di lengkapi 1 pengaduk yang berfungsi untuk mereaksikan bahan baku dengan campuran metanol dan NaOH sehingga terbentuk biodiesel dan gliserin sebagai produk samping. Di dalam reaktor terdapat jaket pendingin untuk menjaga suhu operasinya dan juga nozzle terdapat 4 buah lubang. Nozzle pemasukan umpan bahan baku (minyak biji mahoni) sebagai lubang untuk pemasukan umpan minyak biji mahoni, nozzle pemasukan campuran metanol dan NaOH sebagai lubang pemasukan campuran metanol dan NaOH, nozzle pemasukan air

pendingin sebagai lubang untuk pemasukan air pendingin,serta nozzle pengeluaran air pendingin. Pada saat bahan baku (minyak biji mahoni) masuk kemudian ditambahkan campuran metanol dan NaOH kemudian didiamkan selama 15 menit setelah itu ditambahkan air pendingin sampai suhunya 30⁰c, kemudian bahan dikeluarkan lewat nozzle pengeluaran dan dibawa ke vacum drying setelah itu di simpan pada bak penampung biodiesel dan gliserin.

4.1.1 Rancangan Dimensi Vessel/ Wadah

a. Menentukan Dimensi Silinder

Menentukan Diameter Dalam (di)

$$\begin{aligned} \text{Bahan masuk} &= 18.426,25 \text{ kg/jam} \\ &= 40.622,51075 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$P \text{ campuran} = 58,0646 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} V \text{ liq} &= \frac{m}{p} \\ &= \frac{40.622,51075 \text{ lb/jam}}{58,0646 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 699,6089 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$VT = V_{liq} + V_{RK}$$

Diasumsikan volume ruang kosong = 20% volume tangki

$$= 699,6089 \text{ ft}^3 + 0,20 VT$$

$$VT - 0,20 VT = 699,6089 \text{ ft}^3$$

$$0,80 VT = 699,6089 \text{ ft}^3$$

$$VT = \frac{699,6089 \text{ ft}^3}{0,80}$$

$$VT = 874,5111 \text{ ft}^3$$

$$Ls = 1,5 \text{ di} \dots \dots \dots (\text{ulrich 1984})$$

$$V = V_1 + V_2 + V_3$$

Dimana :

$$V_1 = \text{volume tutup bawah (berbentuk conical)}$$

$$V_2 = \text{volume bagian silinder}$$

$$V_3 = \text{volume tutup atas (berbentuk standart dished)}$$

Dari brownell & young (1959)

$$\begin{aligned} V_1 &= \frac{\pi \text{ di}^2}{4} \frac{1}{3} \frac{\frac{1}{2}d}{\text{tg } \frac{1}{2}\theta} \\ &= \frac{\pi \text{ di}^2 \cdot d}{24 \text{ tg}^{\frac{1}{2}}\theta} \\ &= 0,1308 \times \frac{d^3}{1,7320} \\ &= 0,0755 \text{ di}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_2 &= \frac{\pi \text{ di}^2}{4} \times Ls \\ &= \frac{\pi \text{ di}^2}{4} \times 1,5 \text{ di} \\ &= 1,1775 \text{ di}^3 \end{aligned}$$

$$V_3 = \frac{\pi}{3} \times h^2 (3r - h)$$

Dimana :

$$h = 0,169 \text{ d} \quad (\text{brownell \& young 1959})$$

$$= \frac{\pi}{3} \times (0,169 \text{ d})^2 (3\text{d} - 0,169\text{d})$$

$$= 0,0847 d^3$$

Sehingga :

$$874,5111 = \frac{\pi d i^3}{24 t g^{1/2} \alpha} + \frac{\pi}{4} d i^2 \times l s + \frac{\pi}{3} \times h^2 (3r-h)$$

$$874,5111 = 0,0755 d i^3 + 1,1775 d i^3 + 0,0847 d i^3$$

$$874,5111 = d i^3 (0,0755 + 1,1775 + 0,0847)$$

$$874,5111 = d i^3 (1,3377)$$

$$d i^3 = \frac{874,5111}{1,3377}$$

$$d i^3 = 653,7423$$

$$d i = 8,67898 \text{ ft} = 104,1478 \text{ in}$$

menghitung volume liquid dalam shell (V_1)

$$V_{\text{liquid dalam shell}} = V_{\text{liquid}} - V_{\text{tutup bawah}}$$

$$= 699,6089 \text{ ft}^3 - \frac{\pi d i^3}{24 t g^{1/2} \alpha}$$

$$= 699,6089 \text{ ft}^3 - \frac{\pi (8,67898)^3}{24 t g^{60}}$$

$$= 699,6089 \text{ ft}^3 - 49,4400$$

$$= 650,1689 \text{ ft}$$

Menghitung tinggi larutan dalam tangki (Lis)

$$Lis = \frac{V_{\text{liq dalam shell}}}{\frac{\pi}{4} \times d i^2}$$

$$= \frac{650,1689 \text{ ft}^3}{\frac{\pi}{4} \times (8,67898)^2}$$

$$= 10,9956 \text{ ft} = 131,9472 \text{ in}$$

Menentukan tekanan design (π)

$$\pi = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{p(H-1)}{144} \text{Brownell \& Young. Pers 3.17, hal 46)}$$

$$= \frac{58,0646(10,9956-1)}{144}$$

$$= \frac{580,3905}{144}$$

$$= 4,0305 \text{ psi}$$

Sehingga :

$$P_i = 14,7 \text{ psi} + 4,0305 \text{ psi}$$

$$= 18,7305 \text{ psi}$$

Mencari tebal silinder

$$t_s = \frac{p_i \times d_i}{2(f \times E) - 0,6 p_i} + C \text{ (Brownell \& young, pers 13.12 hal 258)}$$

$$= \frac{18,7305 (104,1478)}{2(18750 \times 0,85) - 0,6(18,7305)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0612 + \frac{1}{16}$$

$$= \frac{0,9792}{16} + \frac{1}{16}$$

$$= \frac{1,9792}{16} \approx 2$$

Standarisasi Do :

$$d_o = d_i + 2t_s$$

$$= 104,1478 + 2(2)$$

$$= 108,1478 \text{ in} = 9,0123 \text{ ft}$$

Dari tabel 5-7 Brownell & Young hal. 101-103 didapatkan :

$$d_o = 108 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 6\frac{1}{2} \text{ in}$$

$$r = 96 \text{ in}$$

$$t_s = 2 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} d_i \text{ baru} &= d_o - 2 t_s \\ &= 108 - 2(2) \\ &= 104 \text{ in} = 8,7 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan tinggi silinder (Ls)

$$\begin{aligned} L_s &= 1,5 \times d_i \\ &= 1,5 \times 8,7 \text{ ft} \\ &= 13,05 \text{ ft} = 156,6 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan dimensi tutup :

a. Menentukan tebal tutup atas (tha) dan tutup bawah (thb) :

- Tutup atas berbentuk standart dished, maka :

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{0,885 \pi r}{F.E - 0,1 P I} + C (\text{Brownell \& young, pers 13.12 hal 270}) \\ &= \frac{0,885 \times 18,7305 \times 96}{(18750 \times 0,85) - 0,1 (18,7305)} + \frac{1}{16} \\ &= 0,0997 + \frac{1}{16} \\ &= \frac{1,5952}{16} + \frac{1}{16} \\ &= \frac{2,5952}{16} \approx 2 \text{ in} \end{aligned}$$

- Tutup bawah berbentuk conical dengan $\alpha = 120^\circ$, maka :

$$\begin{aligned} t_{hb} &= \frac{\pi \cdot d_i}{2(F.E - 0,6 P I) \cos \frac{1}{2} \alpha} + C (\text{Brownell \& young, pers 13.12 hal 270}) \\ &= \frac{18,7305 \times 104}{2(18750 \times 0,85) - (0,6 \times 18,7305) \cos \frac{1}{2} 120} + C \\ &= 0,0611 + \frac{1}{16} \\ &= \frac{0,9776}{16} + \frac{1}{16} \\ &= \frac{1,9776}{16} \approx 2 \end{aligned}$$

b. Menentukan tinggi tutup atas (ha) dan tutup bawah (hb) :

- Tutup atas berbentuk standart dished head :

$$\begin{aligned}ha &= 0,169 \times di \\ &= 0,169 \times 104 \text{ in} \\ &= 17,576 \text{ in} = 1,4647 \text{ ft}\end{aligned}$$

- Tutup bawah berbentuk conical dengan $\alpha = 120^\circ$, maka :

$$\begin{aligned}hb &= \frac{\frac{1}{2}di}{\text{tg } 1/2\alpha} \\ &= \frac{\frac{1}{2} \times 104}{\text{tg } \frac{1}{2}120} \\ &= \frac{51}{\text{tg } 60} \\ &= 30,0222 \text{ in} = 2,5018 \text{ ft}\end{aligned}$$

Menentukan tinggi tangki :

$$\begin{aligned}\text{Tinggi tangki} &= h \text{ shell} + h \text{ tutup atas} + h \text{ tutup bawah} \\ &= 156,6 \text{ in} + 17,576 \text{ in} + 30,0222 \text{ in} \\ &= 204,1982 \text{ in} = 17,0165 \text{ ft}\end{aligned}$$

Kesimpulan perancangan untuk dimensi reaktor :

Dengan bahan konstruksi *High Alloy Steel SA-240 grade M type 316* maka didapat ukuran :

$$\begin{aligned}Do &= 108 \text{ in} = 9 \text{ ft} \\ Di &= 104 \text{ in} = 8,7 \text{ ft} \\ Ls &= 156,6 \text{ in} = 13,05 \text{ ft} \\ ts &= 2 \text{ in} = 0,17 \text{ ft} \\ tha &= 2 \text{ in} = 0,17 \text{ ft} \\ thb &= 2 \text{ in} = 0,17 \text{ ft} \\ ha &= 17,576 \text{ in} = 1,4647 \text{ ft} \\ hb &= 30,0222 \text{ in} = 2,5018 \text{ ft}\end{aligned}$$

4.1.2. Perhitungan Pengaduk

Perencanaan pengaduk :

- Jenis pengaduk : turbin 4 blades sudut 90^0
- Bahan impeler : high alloy steel SA 240 grade M type 316
- Bahan poros pengaduk: hot roller SAE 1020
- Data dari jenis pengaduk : (Mc. Cabe jilid 1 hal 242 kurva A)

$$\begin{array}{ll} S1 & = 0,33 & S4 & = 0,25 \\ S2 & = 1,0 & S5 & = 0,1 \\ S3 & = 0,25 & S6 & = 1,0 \end{array}$$

Diameter pengaduk (Da)

$$S1 = \frac{da}{dt}$$

Dimana :

$$Dt = \text{diameter tangki} = 8,7 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} Da &= 0,33 \times 8,7 \text{ ft} \\ &= 2,871 \text{ ft} = 34,452 \text{ in} \end{aligned}$$

Jarak pengaduk dari dasar tangki (E)

$$S2 = 1,0$$

$$S2 = \frac{E}{Da}$$

$$\begin{aligned} E &= S2 \times da \\ &= 1,0 \times 2,871 \text{ ft} \\ &= 2,871 \text{ ft} = 34,452 \text{ in} \end{aligned}$$

Panjang daun pengaduk (L)

$$S3 = 0,25$$

$$= \frac{L}{Da}$$

$$\begin{aligned} L &= S3 \times Da \\ &= 0,25 \times 2,871 \text{ ft} \\ &= 0,7177 \text{ ft} = 8,613 \text{ in} \end{aligned}$$

Lebar baffle pengaduk (W)

$$S4 = 0,25$$

$$S4 = \frac{W}{Da}$$

$$W = S4 \times Da$$

$$= 0,25 \times 2,871 \text{ ft}$$

$$= 0,7177 \text{ ft} = 8,613 \text{ in}$$

Tebal baffle (J)

$$S5 = 0,1$$

$$S5 = \frac{J}{Dt}$$

$$J = S5 \times Dt$$

$$= 0,1 \times 8,7 \text{ ft}$$

$$= 0,87 \text{ ft} = 10,44 \text{ in}$$

Jumlah pengaduk (N)

$$S6 = 1,0$$

$$S6 = \frac{H}{Dt}$$

$$H = S6 \times Dt$$

$$= 1,0 \times 8,7 \text{ ft}$$

$$= 8,7 \text{ ft} = 104,4 \text{ in}$$

$$N = \frac{H}{2 \times Da^2}$$

$$= \frac{8,7}{2 \times 2,871^2}$$

$$= 0,5277 \approx 1 \text{ buah}$$

Daya pengaduk (P)

Motor penggerak = 200-250 (diambil V = 250)

$$V = \pi \times Da \times n \text{ (brown, hal.507)}$$

$$Da = 2,871 \text{ ft} = 34,452 \text{ in} = 0,8751 \text{ m}$$

$$n = \frac{V}{\pi \times Da}$$

$$= \frac{250}{3,14 \times 0,8751}$$

$$= 90,9814 \text{ rpm} \approx 180 \text{ rpm}$$

$$NRe = \frac{n \times Da^2 \times \rho}{\mu} \text{ (geankoplis, pers 3.4-1, hal 155)}$$

Dimana :

- n = kecepatan putar = 180 rpm, (putaran / menit)
 da = diameter pengaduk = 2,871 ft = 34,452 in
 $p = 58,0646 \text{ lb/ft}^3$
 $\mu = 0,3271 \text{ cp} = 0,0132 \text{ lb/ft menit}$
 Nre = bilangan reynold

Sehingga :

$$\text{Nre} = \frac{(180 \text{ rpm}) \times (2,871 \text{ ft})^2 \times (58,0646 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3})}{0,0132 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{menit}}$$

$$= 6526440,717 \geq 2100 \text{ maka aliran turbulen}$$

Karena Nre > 10.000 maka perhitungan pemakaian daya :

$$P = \frac{k \times n^3 \times Da^5 \times p}{gc} \text{ (Mc.cabe, pers 9-24 hal 245)}$$

Dimana :

- P = daya pengaduk (lbf.ft/min)
 Kt = 1,9 (Mc.cabe, pers 9-24 hal 245)
 n = kecepatan putar = 180 rpm = 3 rps = 10800 rph
 da = diameter pengaduk 2,871 ft
 gc = 32,2 lb.ft/det.lbf
 $p = 58,0646 \text{ lb/ft}^3$

sehingga :

$$p = \frac{1,9 (3 \text{ rps})^3 \times (2,871 \text{ ft})^5 \times 58,0646 \text{ lb/ft}^3}{32,2 \frac{\text{lb} \cdot \text{ft}}{\text{det}} \cdot \text{lbf}}$$

$$= 18044,2524 \text{ lb ft/detik}$$

$$= 32,8079 \text{ hp}$$

Kehilangan daya

Grand loss (kebocoran daya akibat poros dan bearing) = 25% daya

Tranmisi losses (kebocoran daya akibat belt atau gear) = 15% daya

$$\text{P loss} = 25\% \times p$$

$$= 0,25 \times 32,8079 \text{ hp}$$

$$= 8,20197$$

Daya total yang dibutuhkan pengaduk

$$p \text{ total} = p \text{ loss} + p$$

$$= 8,20197 + 32,8079$$

$$= 41,0099\text{hp}$$

Bila :

- Efisiensi motor = 80%
- Efisiensi pengaduk = 60%

Maka :

$$\text{Daya motor}(p) = \frac{p_{total}}{n_{motor} \times n_{pengaduk}}$$

$$= \frac{41,0099}{0,8 \times 0,6}$$

$$= 85,4373 \approx 90 \text{ hp}$$

Sehingga daya motor yang digunakan 90 hp

Menghitung diameter poros pengaduk

$$\text{Diameter poros (Dp)} = \left(\frac{16 T}{\pi S} \right)^{1/3}$$

Dimana :

$$S = \text{maksimal design bearing stress yang di izinkan, lb/in}$$

$$= 20\% \times 36000 \text{ lb/in}$$

$$= 7200 \text{ lb/in}$$

$$T = \text{momen punter}$$

$$= \frac{63025 \times p}{n}$$

$$= \frac{63025 \times 90}{180}$$

$$= 31512,5$$

Sehingga :

$$Dp = \left(\frac{16 \times 31512,5}{\pi \times 7200} \right)^{1/3}$$

$$= 7,4339 \text{ in} = 0,6195 \text{ ft}$$

Menentukan panjang poros

$$L = (H + 1) - Z_i$$

$$L = \text{panjang poros, ft}$$

$$H = \text{Tinggi silinder ditambah tutup atas}$$

$$= 156,6 \text{ in} + 17,576 \text{ in}$$

$$= 174,176 \text{ in} = 14,5147 \text{ ft}$$

I = panjang poros di atas tangki = 1,0 ft = 12 in

Zi = jarak impeler dari dasar tangki

Zi/Di = 0,75 : 1,3 (diambil 0,75)

Maka :

Zi = 0,75 x 34,452 in
= 25,839 in = 2,1532 ft

L = (H + 1) – Zi
= (14,548 ft + 1 ft) – 2,1532 ft
= 13,3948 ft = 160,7376 in.

Kesimpulan perancangan :

Diameter pengaduk (Da) = 2,871 ft = 34,452 in

Panjang daun pengaduk (L) = 0,7177ft = 8,613 in

Lebar daun pengaduk (W) = 0,7177 ft = 8,613 in

Tebal baffle (J) = 0,87 ft = 10,44 in

Daya pengaduk (P) = 90 Hp

Diameter poros (Dp) = 0,6195 ft = 7,4339 in

Panjang poros (Lp) = 13,3948 ft = 160,7376 in

Jumlah pengaduk = 1 buah

4.1.3. Perhitungan Jacket Pendingin

Rate massa air masuk = 222,93 kg/jam = 491,4715 lb/jam

ρ = 62,16

Rate Volumetrik = $\frac{491,4715}{62,16} = 7,9065 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,02196 \text{ ft}^3/\text{dtik}$

Volume air = 7,9065 ft³/jam x 1 jam = 7,9065 ft³

Tekanan operasi = 1 atm = 14,7 psia

Bahan : Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316

a. Menentukan diameter jacket

Volume steam = $\frac{\pi}{4} \times (d_{ij}^2) - (\text{diameter}^2) \times L_{is}$

7,9065 ft³ = $\frac{\pi}{4} \times (d_{ij}^2) - (8,7^2) \times 10,9956$

7,9065 ft³ = 5,5548($d_{ij}^2 - 832,25696$)

$$\begin{aligned}
7,9065 \text{ ft} &= 5,5548 \text{ dij}^2 - 653,3217 \\
661,2282 &= 5,5548 \text{ dij}^2 \\
119,0373 &= \text{dij}^2 \\
\text{dij} &= 10,9104 \text{ ft} = 130,9248 \text{ in}
\end{aligned}$$

b. Menghitung tebal dinding jaket (Tj)

$$\begin{aligned}
H &= L_s + h_b + 6 \\
&= 156,6 \text{ in} + 30,0222 \text{ in} + 6 \\
&= 192,6222 \text{ in} = 16,0518 \text{ ft} \\
P \text{ hidrostatik} &= \frac{p(H-1)}{144} = \frac{62,16(16,0518-1)}{144} = 6,4974 \text{ psia}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
P \text{ design} &= 14,7 + 6,4974 = 21,1974 \text{ psia} \\
&= 21,1974 - 14,7 = 6,4974 \text{ psig}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
t_j &= \frac{pi \times di}{2(f.E-0,6 Pi)} + \frac{1}{16} \\
&= \frac{6,4974 \times 104}{2(18750 \times 0,85) - (0,6 \times 6,4974)} + \frac{1}{16} \\
&= 0,0212 + \frac{1}{16} \\
&= \frac{1,3392}{16} \approx 2 \text{ in}
\end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
D_o &= d_i + 2 t_s \\
&= 130,9248 + 2(2) \\
&= 134,9248 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dengan pendekatan ke atas diperoleh $d_o = 138$

$$\begin{aligned}
d_o &= 138 \\
i_{cr} &= 8 \frac{3}{8} \\
r &= 130 \text{ in} \\
d_i \text{ baru} &= 138 - 2 t_s = 138 - 2(2) \\
&= 134 \text{ in}
\end{aligned}$$

c. Menghitung tebal tutup bawah jaket (thjb)

$$\begin{aligned}
thjb &= \frac{pi \times di}{2(f.e-0,6.pi) \cos 1/2\alpha} + c \\
&= \frac{6,4974 \times 134}{2(18750 \times 0,85) - (0,6 \times 6,4974) \cos 60} + \frac{1}{16}
\end{aligned}$$

$$= 0,0273 + \frac{1}{16}$$

$$= \frac{1,4368}{16} \approx 2 \text{ in}$$

d. Menghitung tinggi tutup bawah (hj)

$$hj = \frac{\frac{1}{2}x di}{tg \frac{1}{2}\alpha}$$

$$= \frac{\frac{1}{2}x 134}{tg 60}$$

$$= 38,6825 \text{ in} = 3,2235 \text{ ft}$$

4.1.4. Perhitungan Nozzle

Perencanaan :

1. Nozzle pada silinder reaktor :
 - Nozzle untuk pemasukan umpan minyak mahoni
 - Nozzle untuk pemasukan campuran methanol dan NaOH
 - Nozzle untuk pemasukan air pendingin
 - Nozzle untuk pengeluaran air pendingin
2. Nozzle pada tutup conical pada bagian bawah :
 - Nozzle untuk pengeluaran produk

Nozzle yang digunakan terbuat dari bahan High Alloy Steel SA-240 grade M type 316.

Konstruksi dari nozzle.

a. Nozzle pemasukan umpan minyak mahoni

$$\text{Bahan masuk} = 12.009,14 \text{ Kg/jam}$$

$$= 26475,3500 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas minyak mahoni} = 62,3933 \text{ lb/ft}^3$$

Perhitungan :

$$\text{Rate volumetric (Q)} = \frac{m}{p} = \frac{26475,3500}{62,3933}$$

$$= 424,3300 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 1,1787 \text{ ft}^3/\text{dtik}$$

Dari Fetter dan Timmerhause pers 14.2 hal 498, didapatkan di Optimum :

$$\begin{aligned} \text{Di opt} &= 3,9(Q)^{0,45} \times (p)^{0,13} \\ &= 3,9 (1,1787)^{0,45} \times (62,3933)^{0,13} \\ &= 7,1874 \text{ in} = 0,5989 \text{ ft} \end{aligned}$$

Pemilihan diameter nozzle didasarkan pada :

Berdasarkan *App.K, Brownell & Young hal 387*, didapatkan dimensi pipa :

$$\begin{aligned} \text{Ukuran pipa nominal (NPS)} &= 1,5 \text{ in} \\ \text{Schedule (NSC)} &= 40 \\ \text{Diameter dalam (ID)} &= 1,610 \\ \text{Diameter luar (OD)} &= 1,9 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal pipa (to)} = 0,145 \text{ in}$$

Berdasarkan hal 221, *Brownell & Young* didapatkan dimensi flange :

$$\begin{aligned} \text{Ukuran pipa nominal (NPS)} &= 1 \frac{1}{2} \text{ in} \\ \text{Diameter luar flange (A)} &= 5 \text{ in} \\ \text{Tebal flange minimum (T)} &= 11/16 \text{ in} \\ \text{Diameter luar bagian menonjol (R)} &= 2 \frac{7}{8} \text{ in} \\ \text{Diameter hubungan pada alas (E)} &= 2 \frac{9}{16} \text{ in} \\ \text{Diameter hub. Pada titik pengelasan (K)} &= 1,90 \text{ in} \\ \text{Panjang nozzle (L)} &= 2 \frac{7}{16} \text{ in} \\ \text{Diameter dalam flange (B)} &= 1.61 \text{ in} \\ \text{Jumlah lubang baut} &= 4 \text{ buah} \\ \text{Diameter lubang baut} &= 5/8 \text{ in} \\ \text{Diameter baut} &= 1/2 \text{ in} \\ \text{Bolt circle} &= 3 \frac{7}{8} \text{ in} \end{aligned}$$

b. Nozzle pemasukan campuran metanol dan NaOH

$$\begin{aligned} \text{Bahan masuk} &= 10.299,76 \text{ Kg/jam} \\ &= 22.706,8509 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas minyak mahoni} = 51,2820 \text{ lb/ft}^3$$

Perhitungan :

$$\text{Rate volumetric (Q)} = \frac{m}{p} = \frac{22.706,8509}{51,2820}$$

$$= 442,7840 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 1,2299 \text{ ft}^3/\text{dtik}$$

Dari Fetter dan Timmerhausse pers 14.2 hal 498, didapatkan di Optimum :

$$\begin{aligned} \text{Di opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} \times (p)^{0,13} \\ &= 3,9 (1,2299)^{0,45} \times (51,2820)^{0,13} \\ &= 7,1418 \text{ in} = 0,5951 \text{ ft} \end{aligned}$$

Pemilihan diameter nozzle didasarkan pada :

Berdasarkan *App.K, Brownell & Young hal 387*, didapatkan dimensi pipa :

$$\text{Ukuran pipa nominal (NPS)} = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Schedule (NSC)} = 40$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 1,380$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 1,660 \text{ in}$$

$$\text{Tebal pipa (to)} = 0,140 \text{ in}$$

Berdasarkan hal 221, *Brownell & Young* didapatkan dimensi flange :

$$\text{Ukuran pipa nominal (NPS)} = 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar flange (A)} = 4 \frac{5}{8} \text{ in}$$

$$\text{Tebal flange minimum (T)} = \frac{5}{8} \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar bagian menonjol (R)} = 2 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{Diameter hubungan pada alas (E)} = 2 \frac{5}{16} \text{ in}$$

$$\text{Diameter hub. Pada titik pengelasan (K)} = 1,66 \text{ in}$$

$$\text{Panjang nozzle (L)} = 2 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam flange (B)} = 1,38 \text{ in}$$

$$\text{Jumlah lubang baut} = 4 \text{ buah}$$

$$\text{Diameter lubang baut} = \frac{5}{8} \text{ in}$$

$$\text{Diameter baut} = \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{Bolt circle} = 3 \frac{1}{2} \text{ in}$$

c. Nozzle pemasukan dan pengeluaran air pendingin

$$\text{Bahan masuk} = 222,93 \text{ kg/jam}$$

$$= 491,4715 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas Air} = 62,16 \text{ lb/ft}^3$$

Perhitungan :

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetric (Q)} &= \frac{m}{p} = \frac{491,4715}{62,16} \\ &= 7,9065 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,02196 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Dari Fetter dan Timmerhause pers 14.2 hal 498, didapatkan di Optimum :

$$\begin{aligned} \text{Di opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} \times (p)^{0,13} \\ &= 3,9 (0,02196)^{0,45} \times (62,16)^{0,13} \\ &= 1,1966 \text{ in} = 0,0997 \text{ ft} \end{aligned}$$

Pemilihan diameter nozzle didasarkan pada :

Berdasarkan *App.K, Brownell & Young hal 387*, didapatkan dimensi pipa :

Ukuran pipa nominal (NPS) = 2 in

Schedule (NSC) = 40

Diameter dalam (ID) = 2,067

Diameter luar (OD) = 2,375 in

Tebal pipa (to) = 0,154 in

Berdasarkan hal 221, *Brownell & Young* didapatkan dimensi flange :

Ukuran pipa nominal (NPS) = 2 in

Diameter luar flange (A) = 6 in

Tebal flange minimum (T) = 3/4 in

Diameter luar bagian menonjol (R) = 3 5/8 in

Diameter hubungan pada alas (E) = 3 1/16 in

Diameter hub. Pada titik pengelasan (K) = 2,38 in

Panjang nozzle (L) = 2 1/2 in

Diameter dalam flange (B) = 2,07 in

Jumlah lubang baut = 4 buah

Diameter lubang baut = 3/4 in

Diameter baut = 5/8 in

Bolt circle = 4 3/4 in

d. Nozzle pengeluaran produk

Bahan masuk = 18.426,25 Kg/jam

=40.622,5107 lb/jam

Densitas minyak mahoni = 54,3271 lb/ft³

Perhitungan :

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetric (Q)} &= \frac{m}{p} = \frac{40622,5107}{54,3271} \\ &= 747,7393 \text{ ft}^3/\text{jam} = 2,0770 \text{ ft}^3/\text{dtik}\end{aligned}$$

Dari Fetter dan Timmerhause pers 14.2 hal 498, didapatkan di Optimum :

$$\begin{aligned}\text{Di opt} &= 3,9(Q)^{0,45} \times (p) \\ &= 3,9(2,0770)^{0,45} \times (54,3271)^{0,13} \\ &= 9,1089 \text{ in} = 0,7591 \text{ ft}\end{aligned}$$

Pemilihan diameter nozzle didasarkan pada :

Berdasarkan *App.K, Brownell & Young hal 387*, didapatkan dimensi pipa :

Ukuran pipa nominal (NPS) = 2 in

Schedule (NSC) = 40

Diameter dalam (ID) = 2,067

Diameter luar (OD) = 2,375 in

Tebal pipa (to) = 0,154 in

Berdasarkan hal 221, *Brownell & Young* didapatkan dimensi flange :

Ukuran pipa nominal (NPS) = 2 in

Diameter luar flange (A) = 6 in

Tebal flange minimum (T) = 3/4 in

Diameter luar bagian menonjol (R) = 3 5/8 in

Diameter hubungan pada alas (E) = 3 1/16 in

Diameter hub. Pada titik pengelasan (K) = 2,38 in

Panjang nozzle (L) = 2 1/2 in

Diameter dalam flange (B) = 2,07 in

Jumlah lubang baut = 4 buah

Diameter lubang baut = 3/4 in

Diameter baut = 5/8 in

Bolt circle = 4 3/4 in

Dari Brownll & Young tabel 12.2 hal.221 didapat dimensi flange untuk semua metode, dipilih flange standart type Welding Neck dengan dimensi sebagai berikut :

Tabel 4.1.Nozzle pada Reaktor

Nozzle	Nps	A	T	R	E	K	L	B
A	1 1/2	5	11/16	2 7/8	2 9/16	1,90	2 7/16	1,61
B	1 1/4	4 5/8	5/8	2 1/2	2 5/16	1,66	2 1/4	1,38
C	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2,38	2 1/2	2,07
D	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2,38	2 1/2	2,07
E	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2,38	2 1/2	2,07

Keterangan :

Nozzle A = Nozzle pemasukan umpan minyak mahoni

Nozzle B = Nozzle pemasukan campuran methanol dan NaOH

Nozzle C = Nozzle pemasukan air pendingin

Nozzle D = Nozzle pengeluaran air pendingin

Nozzle E = Nozzle pengeluaran produk

NPS = Ukuran pipa nominal (in)

A = Ketebalan luar flange (in)

T = Ketebalan flange minimum (in)

R = Diameter luar bagian yang menonjol (in)

E = Diameter hubungan pada alas (in)

K = Diameter hubungan pada titik pengelasan (in)

L = Panjang julakan (in)

B = Diameter flange (in)

4.1.5. Sambungan tutup dengan dinding reaktor

Untuk mempermudah perbaikan dan perawatan dari reaktor, maka tutup bejana dihubungkan dengan bagian shell secara system flange dan bolting.

1. Gasket

Bahan : Flat metal jacketed, asbestos filled

Brownell & Young, fig. 12.11, hal 228)

Gasket factor (*Stainless steels*) = 3,75

Minimum design seating stress = 9000 psia

Penentuan tebal gasket

Dari pers. 12-2 Brownell & Young, hal 226, didapat :

$$\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{Y-p \times m}{Y-p(m+1)}}$$

dimana :

Y	= yeald stress (9000 psia)
M	= gasket faktor (3,75)
Do	= diameter luar gasket
Di	= diameter dalam gasket
P	= internal pressure (14,7 psia)

diketahui :

$$do \text{ gasket} = OD \text{ shell} = 108 \text{ in}$$

maka :

$$\frac{108}{di} = \sqrt{\frac{9000-14,7 \times 3,75}{9000-14,7 (3,75+1)}}$$

$$\frac{108}{di} = 1,0008$$

$$Di = 107,9137 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{lebar gasket (n)} &= \frac{do-di}{2} \\ &= \frac{108-107,9137}{2} \\ &= 0,0431 \approx \frac{1}{16} \end{aligned}$$

Diameter rata-rata gasket (G) = do + n

$$= 108 + 0,0288$$

$$= 108,0288 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal gasket} &= \frac{108,0288-108}{2} \\ &= 0,0144 \approx \frac{1}{16} \end{aligned}$$

Perhitungan jumlah dan ukuran baut

- Perhitungan beban baut

Beban baut supaya gasket tidak bocor (Hy), dengan menggunakan pers. 12.88,

Brownell & Young, hal 240, maka :

$$Wm2 = Hy = b \cdot \mu \cdot G \cdot Y$$

Dari *gbr. 12.12, Brownell & Young, hal 229*, lebar settling gasket bawah :

$$Bo = n/2 = 0,0288 / 2 \\ = 0,0144 \text{ in}$$

$$\text{Untuk } Bo = 0,0144 \text{ in}$$

$$b = Bo = 0,0144 \text{ in}$$

sehingga :

$$Hy = Wm2 = 0,0144 \text{ in} \times 3,14 \times 108,0288 \text{ in} \times 9000 \text{ psia} \\ = 43961,67199 \text{ lb}$$

Beban agar baut tidak bocor (H_p)

$$H_p = 2 b \cdot \mu \cdot G \cdot m \cdot P \\ = 2 \times 0,0144 \text{ in} \times 3,14 \times 108,0288 \text{ in} \times 3,75 \times 14,7 \text{ psia} \\ = 538,5305 \text{ lb}$$

Beban karena tekanan dalam (H) :

$$H = \frac{\pi \times G^2 \times p}{4} (\text{Brownell \& Young, pers. 12.89, hal 240}) \\ = \frac{\pi \times (108,0288)^2 \times 14,7}{4} \\ = 134668,5225 \text{ lb}$$

Jadi total berat pada kondisi operasi ($Wm1$) :

$$Wm1 = H + H_p \\ = 134668,5225 \text{ lb} + 538,5305 \text{ lb} \\ = 135207,053 \text{ lb}$$

karena $Wm1 > Wm2$, maka yang mengontrol adalah $Wm1$

2. Bolting

Bahan : *High Alloy Steel SA 336 Grade M type 316*

(*App. D, Brownell & Young*)

Tensile strength minimum = 75000

Allowable = 18750

Type flange = Ring flange loose type

- Perhitungan luas minimal bolting area

Dengan pers. 12.92, *Brownell & Young* hal 240 :

$$\begin{aligned} Am1 &= \frac{wm1}{fa} \\ &= \frac{135207,053 \text{ lb}}{18750} \\ &= 7,2110 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Perhitungan Bolt Optimum

Dari tabel 10.4, hal. 188 *Brownell & Young*, dicoba :

Ukuran baut : 1 7/8

Root area : 2,049 in²

$$\begin{aligned} \text{Maka jumlah bolting minimum} &= \frac{am1}{\text{root area}} \\ &= \frac{7,2110 \text{ in}^2}{2,049 \text{ in}^2} \\ &= 3,5193 \approx 4 \text{ buah} \end{aligned}$$

Dari tabel 10.4, hal. 188 *Brownell & Young*, didapat :

Bolt spacing distance preference (Bs) = 3 in

Minimum radial distance (R) = 1 7/8 in

Edge distance (E) = 4/8 in

Bolting circle diameter (C) :

$$C = \text{ID shell} + 2 (1,415 \text{ go} + R) \text{ (Brownll \& Young, hal 243)}$$

Dimana :

$$\text{go} = \text{tebal shell} = 2 \text{ in}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} C &= 104 + 2 (1,415 \times 2) + 1,875 \\ &= 111,535 \text{ in} \end{aligned}$$

- Cek bolting :

$$\begin{aligned} \frac{N \times Bs}{\pi} &= \frac{4 \times 3}{\pi} \\ &= 3,8217 \text{ in} \end{aligned}$$

- Diameter luar flange

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{Bolt circle diameter} - 2E \\ &= 111,535 \text{ in} - 2(0,5) \\ &= 110,535 \text{ in} \end{aligned}$$

- Cek lebar gasket

$$\begin{aligned} \text{Ab actual} &= \text{jumlah baut} \times \text{root area} \\ &= 4 \times 2,049 \text{ in}^2 \\ &= 8,196 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

- Lebar gasket minimal

$$\begin{aligned} L &= \text{Ab actual} \times \frac{f}{2\pi \cdot Y \cdot G} \\ &= 8,196 \text{ in}^2 \times \frac{18750}{2\pi \times 9000 \times 108,0288} \\ &= 0,0252 \text{ in} < 0,0625 (\text{memenuhi}) \end{aligned}$$

Perhitungan moment

- Untuk keadaan bolting up tanpa tekanan dalam, dengan *pers. 12.94, hal 243, Brownell & Young*, diperoleh :

$$\begin{aligned} W &= \frac{(Ab+Am)}{2} \times f_a \\ &= \frac{(8,196+7,2110)}{2} \times 18750 \\ &= 144440,625 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Jarak radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt (hG)

$$\begin{aligned} H_g &= \frac{\text{bolt circle diameter} - iD \text{ rata-rata}}{2} \\ &= \frac{111,535 - 108,0288}{2} \\ &= 1,7531 \text{ in} \end{aligned}$$

- Moment flange (Ma)

$$\begin{aligned} M_a &= hG \times W \text{ (Brownell \& Young, hal 243)} \\ &= 1,7531 \text{ in} \times 144440,625 \text{ lb} \\ &= 253218,8597 \text{ lb. In} \end{aligned}$$

- Dalam keadaan operasi :

$$W = W_{m1} = 135207,053 \text{ lb}$$

- Hidrostatik and force pada daerah dalam flange (HD) :

$$HD = 0,785 \times B^2 \times P \text{ (Brownell \& Young, pers. 12.96, hal 243)}$$

Dimana :

$$B = \text{OD shell} = 108 \text{ in}$$

$$P = \text{tekanan operasi} = 14,7 \text{ psia} = 14,7 \text{ lb/ in}^2$$

Maka :

$$\begin{aligned} HD &= 0,785 \times (108 \text{ in})^2 \times 14,7 \text{ lb/ in}^2 \\ &= 134596,728 \text{ lb.} \end{aligned}$$

- Jarak radial bolt circle pada aksi (hD)

$$\begin{aligned} hD &= 0,5 (C - B) \text{ (Brownell \& Young, pers. 12.96, hal 243)} \\ &= 0,5 (111,535 - 108) \\ &= 1,7675 \text{ in} \end{aligned}$$

- Moment MD

$$\begin{aligned} MD &= hD \times HD \text{ (Brownell \& Young, pers. 12.96, hal 242)} \\ &= 1,7675 \text{ in} \times 134596,728 \text{ lb} \\ &= 2378997,959 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

- Perbedaan antara baut flange dengan gaya hidrostatik total (HG)

$$\begin{aligned} HG &= W - H \text{ (Brownell \& Young, pers. 12.96, hal 242)} \\ &= Wm1 - H \\ &= 135207,053 \text{ lb} - 134668,5225 \text{ lb} \\ &= 538,5305 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Momen flange (MG)

$$\begin{aligned} MG &= HG \times hG \text{ (Brownell \& Young, pers. 12.96, hal 242)} \\ &= 538,5305 \text{ lb} \times 1,7531 \text{ in} \\ &= 944,0978 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

- Perbedaan antara gaya hidrostatik total dengan gaya hidrostatik dalam area flange (HT)

$$\begin{aligned} HT &= H - HD \text{ (Brownell \& Young, pers. 12.96, hal 242)} \\ &= 134668,5225 \text{ lb} - 134596,728 \text{ lb} \\ &= 71,7945 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Ht &= \frac{hd+hg}{2} \text{ (Brownell \& Young, pers. 12.96, hal 242)} \\ &= \frac{1,7675+1,7531}{2} \\ &= 1,7603 \text{ in} \end{aligned}$$

- Momen komponen (MT)

$$\begin{aligned} MT &= HT \times hT \text{ (Brownell \& Young, pers. 12.96, hal 244)} \\ &= 71,7945 \text{ lb} \times 1,7603 \text{ in} \\ &= 126,3798 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

- Moment total pada keadaan operasi (MO)

$$\begin{aligned} MO &= MD + MG + MT \text{ (Brownell \& Young, pers. 12.96, hal 244)} \\ &= 2378997,959 \text{ lb.in} + 944,0978 \text{ lb.in} + 126,3798 \text{ lb.in} \\ &= 2380068,437 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Karena $M_a > MO$, maka $M_{max} = M_a = 253218,8597 \text{ lb.in}$

3. Flange

Bahan : *High Alloy Steel SA 336 Grade M type 316*

(*App. D, Brownell \& Young*)

Tensile strength minimum = 75000

Allowable = 18750

Type flange = Ring flange loose type

Perhitungan Tebal Flange

Dengan menggunakan *pers. 12.85, hal 239, Brownell \& Young* :

$$t = \left(\frac{Y \times M_{max}}{f \times B} \right)^{0,5}$$

Dimana :

$K = A/B$

$A = \text{diameter luar flange} = 110,535 \text{ in}$

$B = \text{diameter luar shell} = 108 \text{ in}$

$F = \text{stress yang diijinkan untuk bahan flange} = 18750 \text{ psia}$

$M_{max} = 253218,8597 \text{ lb.in}$

Maka :

$$K = \frac{110,535}{108} = 1,0235 \text{ in}$$

Dengan harga $K = 1,0235 \text{ in}$, diperoleh harga (*Brownell \& Young, fig. 12- 22, hal 238*):

$$Y = 97$$

Sehingga :

$$t = \left(\frac{97 \times 253218,8597}{18750 \times 108} \right)^{0,5}$$

$$= 3,4827 \text{ in}$$

Kesimpulan perancangan :

1. Gasket

Bahan : *Flat metal jacketed, asbestos filled*

(*Brownell & Young, fig. 12.11, hal 228*)

Gasket factor : 3,75

Minimum design seating stress : 9000

Tebal : 1/16 in

Lebar : 1/16 in

2. Bolting

Bahan : *High Alloy Steel SA 336 Grade M type 316*

(*App. D, Brownell & Young, hal 344*)

Tensile strength minimum : 75000

Allowable stress : 18750

Ukuran : 4/8 in

Jumlah baut : 4 buah

Type flange : *Ring flange loose type*

3. Flange

Bahan : *High Alloy Steel SA 336 Grade M type 316*

(*App. D, Brownell & Young, hal 344*)

Tensile strength minimum : 75000

Allowable stress : 18750

Tebal : 3,4827 in

Diameter luar (OD) : 110,535 in

Type flange : *Ring flange loose type*

4.1.6 Perhitungan Sistem Penyangga

Sistem penyangga dirancang untuk mampu menyangga berat bejana total dan perlengkapannya. Bahan-bahan yang tahan terdiri dari :

- Berat silinder dan tutupnya

- Berat larutan dalam reaktor
- Berat pengaduk dan perlengkapannya
- Berat attachment

Berat silinder

$$\text{Rumus} \quad : w_s = \frac{\pi}{4} (OD^2 - ID^2)H - P$$

W_s = berat silinder reaktor, lb

OD = diameter luar silinder = 108 in = 9 ft

ID = diameter dalam silinder = 104 in = 8,7 ft

H = tinggi silinder = 192,6222 in = 16,0518 ft

P = densitas bahan konstruksi = 489 lb/ft³

(Perry edisi 6 tabel 3-118 hal 3-95 stell cold down)

$$\text{Maka : } w_s = \frac{\pi}{4} (9^2 - 8,7^2) \times 489$$

$$= 72,29096 \text{ lb}$$

$$= 32,7912 \text{ kg}$$

Berat tutup bagian atas dan bawah

- Berat tutup atas standar dished

Dari tabel 5.6. B & Y, hal 88 diperoleh:

$$S_f = 2 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 9/16 \text{ in}$$

Dengan persamaan 5.12. B & Y, hal. 88:

$$\begin{aligned} D &= OD + (OD/4) + 2S_f + (2/3 i_{cr}) \\ &= 108 + (108/4) + 2(2) + (2/3 \times 9/16) \\ &= 115,5714 \text{ in} = 9,6309 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} WT &= (\pi/4) D^2 \times t_h \times \rho \\ &= 0,785 \times (9,6309)^2 \times 0,17 \times 489 \\ &= 6052,8677 \text{ lb} = 2745,5808 \text{ kg} \end{aligned}$$

Berat tutup bawah conical

Rumus :

$$Wd = A \cdot t_b \cdot \rho$$

$$T_b = \text{Tebal tutup conical} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$$

$$= \text{Densitas bahan konstruksi} = 489 \text{ lb/ft}^3$$

(Perry edisi 6 tabel 3-118 hal 3-95 steel cold down)

$$\text{Rumus : } A = [(0,785 (D \times m))] \text{ (Hesse pers 4-19 hal 92)}$$

Keterangan :

$$D = \text{Diameter dalam silinder} = 104 \text{ in} = 8,7 \text{ ft}$$

$$h = \text{Tinggi tutup conical} = 30,0222 \text{ in} = 2,5018 \text{ ft}$$

$$m = \text{Flat spot diameter} = \frac{1}{2} \times 104 \text{ in} = 52 \text{ in} = 4,3 \text{ ft}$$

$$\text{Maka : } A = [(0,785 (8,7 \times 4,3))]$$

$$= 29,3668 \text{ ft}^2$$

$$\text{Sehingga : } Wd = 29,3668 \times (0,1875/12) \times 489$$

$$= 224,3807 \text{ lb} = 101,7791 \text{ Kg}$$

Jadi berat tutup bagian atas dan bagian bawah adalah :

$$\varepsilon wd = (6052,8677 + 224,3807) \text{ lb}$$

$$= 6277,2484 \text{ lb}$$

$$= 2847,3599 \text{ Kg}$$

Berat larutan

$$\text{Rumus : } W1 = m \times t$$

$$\text{Dimana : } m = \text{Berat larutan dalam reaktor} = 40622,51075 \text{ lb/j}$$

$$T = \text{Waktu tinggal dalam reaktor} = 1 \text{ jam}$$

$$\text{Maka : } W1 = 40622,51075 \text{ lb/j} \times 1 \text{ jam} = 40622,51075 \text{ lb}$$

Jadi berat larutan dalam reaktor adalah = 40622,51075 lb

- Berat poros pengaduk

$$\text{Rumus : } Wp = V \times P$$

Keterangan :

$$Wp = \text{Berat poros pengaduk, lb}$$

$$V = \text{Volume poros pengaduk, ft}^3$$

$$P = \text{Densitas dari bahan konstruksi, lb/ft}^3$$

Dimana :
$$= V = \frac{\pi}{4} (D^2 \times L)$$

Keterangan :

D = Diameter poros pengaduk = 7,4339 in = 0,6195 ft

L = Panjang poros pengaduk, ft = 13,3948ft = 160,7376 in.

Maka :
$$V = \frac{\pi}{4}(0,6195^2 \times 13,3948) = 0,1527 \text{ ft}^3$$

Sehingga :
$$W_p = 0,1527 \text{ ft}^3 \times 489 \text{ lb/ft}^3 = 74,6703 \text{ lb}$$

- Berat impeller

Rumus :

$$W_i = V \cdot \rho$$

W_i = Berat impeller, lb

V = Volume total dari blades, ft³

= Densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³

Dimana :
$$V = 4 (p \cdot l \cdot t)$$

$$P = D_i/2$$

Keterangan :

P = Panjang 1 kupingan blade, ft

L = Lebar 1 kupingan blade = 0,7177 ft

T = Tebal 1 kupingan blade = 0,87 ft

D_i = Diameter pengaduk = 2,871 ft

Maka

$$p = 2,871 \text{ ft} / 2 = 1,4355 \text{ ft}$$

$$V = 4 (1,4355 \times 0,7177 \times 0,87) = 3,5853 \text{ ft}^3$$

Sehingga :
$$W_i = 3,5853 \text{ ft}^3 \times 489 \text{ lb ft}^3 = 1753,2117 \text{ lb} = 795,2568 \text{ Kg}$$

- Berat jaket pendingin

Rumus :
$$w_c = \frac{\pi}{4} (OD^2 - ID^2) \times H \times \rho$$

Keterangan :

W_C = Berat jaket pendingin, lb

OD = Diameter luar pipa jaket pendingin = 138 in = 11,5 ft

ID = Diameter dalam pipa jaket pendingin = 134 in = 11,17 ft

H = Panjang tinggi jaket pendingin = 192,6222 in = 16,0518 ft

$P =$ Densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³

$$\begin{aligned} \text{Maka : } w_c &= \frac{\pi}{4}(11,5^2 - 11,17^2) \times 16,0518 \times 489 \\ &= 823,6388 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Berat attachment

Berat attachment meliputi seluruh perlengkapan nozzle dan sebagainya.

$$\text{Rumus : } W_a = 18 \% W_s$$

Keterangan :

$W_a =$ Berat attachment

$W_s =$ Berat silinder reaktor = 72,29096 lb

$$\begin{aligned} \text{Maka : } W_a &= 0,18 \times 72,29096 \text{ lb} \\ &= 13,0124 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Berat air pendingin

$$W_{\text{air}} = m \cdot t$$

Dimana :

$m =$ berat air pendingin yang masuk jaket = 491,4715 lb/jam

$t =$ waktu tinggal = 1 jam

$$\begin{aligned} W_{\text{air}} &= 491,4715 \text{ lb/jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 491,4715 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat total} &= W_s + W_d + W_l + W_p + W_i + W_c + W_a + W_{\text{air}} \\ &= (72,29096 + 6277,2484 + 40622,51075 + 74,6703 + \\ &1753,2117 + 823,6388 + 13,0124 + 491,4715) \text{ lb} \\ &= 50128,0548 \text{ lb} \\ &= 22738,0857 \text{ kg} \end{aligned}$$

Dengan factor keamanan adalah 10 % maka berat total reaktor adalah :

$$\begin{aligned} &= 1,1 \times 50128,0548 \text{ lb} = 55140,8603 \text{ lb} \\ &= 25011,8942 \text{ kg} \end{aligned}$$

Kesimpulan perancangan :

Berat silinder = 72,29096 lb

Berat tutup atas = 6052,8677 lb

Berat tutup bawah = 6277,2484 lb

Berat larutan = 40622,51075 lb

Berat poros pengaduk = 74,6703lb
 Berat attachment = 13,0124lb
 Berat jaket pendingin = 823,6388lb
 Berat impeler = 1753,2117lb
 Berat air pendingin = 491,4715 lb
 Berat total = 55140,8603 lb

4.1.7. Perhitungan Kolom Penyangga (Leg)

Perencanaan :

- Digunakan 4 buah kolom penyangga (kaki penahan)
- Digunakan penyangga jenis 1 beam

Perhitungan :

Beban tiap kolom :

$$\text{Rumus : } p = \frac{4pw(H-L)}{nD_{bc}} = \frac{\varepsilon w}{n} \quad (B \ \& \ Y \ pers. \ 10-76 \ hal.197)$$

Keterangan :

P = Beban tiap kolom, lb
 Pw = Total beban permukaan karena angin, lb
 H = Tinggi vessel dari pondasi, ft
 L = Jarak antara level dengan dasar pondasi, ft
 Dbc = Diameter anchor bolt circle, ft
 N = Jumlah support, buah
 $\sum w$ = berat total, lb

Beban terletak didalam ruangan sehingga beban tekanan angin tidak terkontrol, sehingga berlaku rumus :

$$P = \frac{\varepsilon w}{n} = \frac{55140,8603 \ lb}{4} = 13785,2151 \ lb$$

- Ditentukan jarak dengan tanah (L) = 5 ft
- Tinggi reaktor (H) = 192,6222 in = 16,0518 ft

$$\begin{aligned}
 \text{- Tinggi penyangga} &= (1/2 \times H) + L = (1/2 \times 16,0518) + 5 \\
 &= 13,0259 \text{ ft} = 156,3108 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Jadi tinggi penyangga (Leg) = 156,3108 in

a. Trial Ukuran 1 Beam

Untuk ukuran 1 beam dicoba ukuran 3 x 2 3/8, berat 5,7 lbs dengan pemasangan memakai beban eksentrik (terhadap sumbu) dari B & Y, App. G hal. 355

Didapatkan :

- Nominal size = 3 in
- Area of section (Ay) = 1,64 in²
- Depth of beam (h) = 3 in
- Width of flange (b) = 2,390 in
- Axis ky-y = 1,23 in
- factor korosi = 3,4

b. Analisa Terhadap Sumbu Y-Y

$$\text{Dengan } L/r = 156,3108/1,23 = 127,0819$$

Karena L/r antara 60-200 (Brownell) maka :

$$\begin{aligned}
 F_c \text{ aman} &= \frac{18000}{1 + \frac{\left(\frac{L}{r}\right)^2}{18000}} \\
 &= \frac{18000}{1 + \frac{(127,0819)^2}{18000}} \\
 &= 9487,6079 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$F_c \text{ aman} = P/A$$

$$\begin{aligned}
 A &= P/F_c \text{ aman} \\
 &= 13785,2151 \text{ lb}/9487,6079 \text{ psia} \\
 &= 1,453 < 1,64(\text{ok})
 \end{aligned}$$

Karean A yang dibutuhkan < dari A yang tersedia, maka 1 beam dengan ukuran 3" x 2 3/8 berat 5,7 lbs memenuhi.

Kesimpulan perancangan penyangga (Leg) :

- Ukuran = 3" ; 3 x 2 3/8 in

- Berat = 5,7 lbs

- Jumlah penyangga = 4 buah

- Peletakan beban dari beban eksentrik

Base Plate

Luas base plate

$$\text{Rumus : } Abp = \frac{p}{fbp}$$

Keterangan : Abp = Luas base plate, in² P = Beban dari tiap-tiap base plate = beban tiap-tiap kolom = 13785,2151 lb Fbp = Stress yang diterima oleh pondasi (bearing capacity) yang terbuat dari beton = 600 lb/in² (Hesse tabel 7-7 hal.162)

$$\begin{aligned} \text{Maka : } abp &= \frac{13785,2151 \text{ lb}}{600 \frac{\text{lb}}{\text{inz}}} \\ &= 22,9753 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Panjang dan lebar base plate

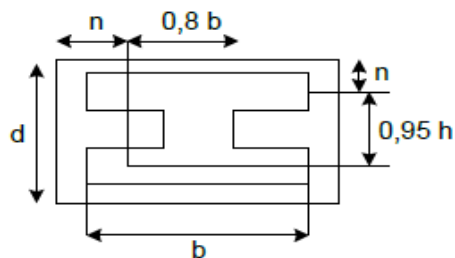
$$Abp = p \times l$$

Keterangan :

p = Panjang base plate, in = 2 m + 0,95

$h l$ = Lebar base plate = 2 n + 0,8 b

Abp = Luas plate, in² = 22,9753 in²



Asumsi :

$$m = n$$

$$b = 2,390 \text{ in}$$

$$h = 3 \text{ in}$$

Maka :

$$\begin{aligned} Abp &= (2 m + 0,95 h) (2 n + 0,8 b) \\ 22,9753 &= (2 m + (0,95 \cdot 3) (2 m + (0,8 \cdot 2,390)) \\ 22,9753 &= (2 m + 2,85) (2 m + 1,912) \\ 22,9753 &= 4 m^2 + 9,524 m + 5,4492 \\ m12 &= \frac{-9,524 \pm \sqrt{9,524^2 - 4 \cdot 4 \cdot 6,5518}}{2 \cdot 4} \end{aligned}$$

Dengan menggunakan rumus a,b,c maka didapatkan :

$$\begin{aligned} m1 &= 1,6602 \text{ in} \\ m2 &= -0,7208 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil $m1 = 1,6602 \text{ in}$

$$\begin{aligned} \text{- Panjang base plate (p)} &= 2 m + 0,95 h \\ &= 2 \cdot 1,6602 + 0,95 \cdot 3 \\ &= 6,1704 \approx 7 \text{ in} \\ \text{- Lebar base plate (l)} &= 2 n + 0,8 b \text{ dimana } m = n \\ &= 2 \cdot 1,6602 + 0,8 \cdot 2,390 \\ &= 5,2324 \approx 6 \text{ in} \end{aligned}$$

Dengan dasar harga tersebut yaitu panjang base plate 7 in, maka ditetapkan ukuran base plate yang digunakan 7 x 6 in dengan $A = 42 \text{ in}^2$

- Peninjauan terhadap bearing capacity

$$F = P/A$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} F &= \text{bearing capacity, lb/in}^2 \\ P &= \text{beban tiap kolom} = 13785,2151 \text{ lb} \\ A &= \text{luas base plate} = 42 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{F maksimal yang diijinkan} &= \frac{13785,2151 \text{ lb}}{42 \text{ in}^2} \\ &= 328,2194 \text{ lb/in}^2 < 600 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Karena $F < f_{bp}$, dimensi base plate memenuhi

Peninjauan terhadap m dan n

- Panjang base plate

$$\begin{aligned} p &= 2 m + 0,95 h \\ 7 &= 2 m + (0,95 \times 3) \\ M &= 2,075 \text{ in} \end{aligned}$$

- Lebar base plate

$$\begin{aligned} l &= 2 n + 0,8 b \\ 6 &= 2 n + (0,8 \times 2,390) \\ n &= 2,044 \text{ in} \end{aligned}$$

Karena harga $m > n$ maka tebal base plate dihitung berdasarkan harga m .

Tebal base plate

$$\text{Rumus} = \sqrt{1,5 \times 10^{-4} \times f \times m^2}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} \text{tbp} &= \text{Tebal base plate, in} \\ F &= 328,2194 \text{ lb} \\ m &= 2,075 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{maka : tbp} &= \sqrt{(1,5 \times 10^{-4}) \times 328,2194 \times (2,075)^2} \\ &= 17,308 \text{ in} = 5,2324/16 \text{ in} \\ &= 6/16 \text{ in} \end{aligned}$$

Ukuran baut

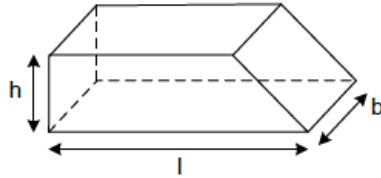
$$\begin{aligned} P \text{ baut} &= \frac{p}{4} = \frac{13785,2151}{4} = 3446,3038 \text{ lb/baut} \\ F \text{ baut} &= \text{stress baut maksimal } 12000 \text{ lb/in} \\ A \text{ baut} &= \frac{pbaut}{fbaut} = \frac{3446,3038}{12000} = 0,2872 \text{ in}^2 \approx 1/2 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Dari Brownell and Young tabel 10 -4 hal. 188 ukuran baut $\frac{1}{2}$ in dengan dimensi baut:

- Ukuran baut : $\frac{1}{2}$ in
- Jarak antar baut : $1 \frac{1}{4}$ in
- Edge distance : $\frac{5}{8}$ in
- nut Dimention : $\frac{7}{8}$ in
- Jarak radial min : $\frac{13}{16}$ in

- Radius fillet max : ¼ in

Tebal plate horisontal



Rumus :

$$Thp = \sqrt{\frac{6my}{fall}} \text{ (Brownell and Young pers. 10 -41, hal.193)}$$

Dimana :

Fall = allowable working stress = 12000 psi

$$My = \frac{p}{4\pi} \left[(1 + \mu) \ln \frac{2L}{e x \pi} + 1 - \gamma 1 \right]$$

Keterangan :

p = beban baut

μ = poisson "s ratio = 0,33 untuk baja

e = ½ nut dimention, dari *brownell and young* didapat nut dimention 7/8 in

Maka : ½ x 7/8 = 0,4375 in

b = jarak antara guset = ukuran baut + 8 in

$$= \frac{1}{2} + 8 \text{ in} = 8 \frac{1}{2} \text{ in}$$

L = jari –jari luar bearing plate

$$= 2 (b - 0,5 \times \text{ukuran baut})$$

$$= 2 (8,5 - 0,5 \times \frac{1}{2}) = 16,5 \text{ in}$$

$\gamma 1$ = konstanta (brownell and young pers. 10 -6, hal.192)

$$= \frac{b}{L} = \frac{8,5}{16,5} = 0,51515 = 1 \text{ maka } \gamma 1 = 0,565$$

$$My = \frac{3446,3038}{4 \times 3,14} \left[(1 + 0,33) \ln \frac{2 \times 16,5}{0,4375 \times 3,14} + 1 - 0,565 \right]$$

$$= 1995,6805 \text{ lb.in}$$

$$Thp = \sqrt{\frac{6 \times 1995,6805}{12000}}$$

$$= 0,9989 \text{ in}$$

Tebal plate vertical (gusset)

$$\begin{aligned} t_g &= 3/8 \times t_{hp} \text{ (Brownell, hal 194)} \\ &= 3/8 \times 0,9989 \\ &= 0,3746 \text{ in} \end{aligned}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} A &= \text{lebar lug} \\ &= \text{ukuran baut} + 9 \text{ in} \\ &= 1/2 + 9 = 9,5 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi gusset

$$\begin{aligned} h_g &= A + \text{ukuran baut (Brownell, fig 10.6 hal 191)} \\ &= 9 \frac{1}{2} + 1/2 \text{ in} = 10 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Lebar gusset (L)} = 9,5 \text{ in}$$

Tinggi lug

$$\begin{aligned} h &= h_g + 2 t_{hp} \\ &= 10 + (2 \times 0,9989) \\ &= 11,9978 \text{ in} \end{aligned}$$

Kesimpulan Perancangan :**Untuk lug :**

$$\begin{aligned} \text{Lebar} &: 9,5 \text{ in} \\ \text{Tebal} &: 0,9989 \\ \text{Tinggi} &: 11,9978 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk gusset :

$$\begin{aligned} \text{Lebar} &: 9,5 \text{ in} \\ \text{Tebal} &: 0,3746 \\ \text{Tinggi} &: 10 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan dimensi pondasi

- Beban total yang harus ditahan pondasi :
 1. Berat beban bejana total
 2. Berat kolom penyanggah

3. Berat base plate

Ditentukan :

1. masing-masing kolom penyanggah diberi pondasi
2. spesifikasi semua penyanggah sama

Perhitungan :

- beban yang ditanggung tiap kolom penyangga (W)
 $W = 13785,2151 \text{ lb}$
- beban base plate (Wbp)

Rumus :

$$W_{bp} = p \times l \times t_{bp} \times \rho$$

Dimana :

- Wbp = beban base plate
- p = panjang base plate = 7 in = 0,5833 ft
- l = lebar base plate = 6 in = 0,5000 ft
- t = tebal base plate = 6/16 in = 0,0312 ft
- P = densitas bahan konstruksi = 489 lb/ft³

Sehingga :

$$\begin{aligned} W_{bp} &= 0,5833 \times 0,5000 \times 0,0312 \times 489 \\ &= 4,4496 \text{ lb} = 2,0183 \text{ kg} \end{aligned}$$

Beban penyangga kolom:

$$W_p = A \times f \times l$$

Dimana :

- Wp = Beban kolom
- A = luas kolom 1 beam = 1,64 in² = 0,011 ft²
- P = densitas bahan konstruksi = 489 lb/ft³
- f = faktor korosi = 3,4
- l = tinggi kolom penyangga = 11,9978in = 0,9998ft

Sehingga :

$$\begin{aligned} W_p &= 0,011 \times 489 \times 3,4 \times 11,9978 \\ &= 219,423 \text{ lb} = 99,5302 \text{ kg} \end{aligned}$$

Jadi :

$$\begin{aligned} \text{Berat total (Wt)} &= W_k + W_{bp} + W_p \\ &= 13785,2151 + 4,4496 + 219,423 \\ &= 14009,0877 \text{ lb} = 6354,5222 \text{ kg} \end{aligned}$$

Gaya yang bekerja pada pondasi dianggap sebagai gaya vertikal berat total kolom, sedangkan bidang kerja dianggap bujur sangkar dengan perencanaan ukuran : Luas tanah untuk atas pondasi = luas pondasi atas = $10 \text{ in} \times 10 \text{ in} = 100 \text{ in}^2$

- Luas tanah untuk dasar pondasi = luas pondasi bawah = $20 \times 20 = 400 \text{ in}^2$
- Tinggi pondasi = 15 in

- Luas rata-rata permukaan (A):

$$A = \frac{10^2 + 20^2}{2} = 250 \text{ in}^2$$

- Volume pondasi (V):

$$V = A \times t = 250 \text{ in}^2 \times 15 \text{ in} = 3750 \text{ in}^3 = 2,1701 \text{ ft}^3$$

- Berat pondasi (W)

$$W = V \times \rho$$

Dimana :

$$\rho = \text{densitas pondasi (cement wet gravel)} = 196 \text{ lb/ft}^3$$

(tabel 3.118, Perry's ed. 6 hal . 3- 95)

sehingga :

$$\begin{aligned} W_o &= 2,1701 \text{ ft}^3 \times 196 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 425,3396 \text{ lb} \\ &= 192,9298 \text{ kg} \end{aligned}$$

Menentukan tekanan tanah

Pondasi didirikan di atas semen dan gravel, dengan asumsi :

$$\text{Save bearing minimum} = 5 \text{ ton/ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
\text{Save bearing maximum} &= 10 \text{ ton/ ft}^2 \text{ (tabel 12.2, Hesse, hal 327)} \\
W_{\text{total}} &= W_t + W_o \\
&= 14009,0877 + 425,3396 \\
&= 14434,4273 \text{ lb}
\end{aligned}$$

Kemampuan tekanan tanah sebesar :

$$P = 10 \text{ ton/ ft}^2 = 22046 \text{ lb/ft}^2 = 153,097 \text{ lb/ in}^2$$

Sehingga tekanan tanah :

$$P = \frac{W_{\text{total}}}{A}$$

Dimana :

$$A = \text{luas bawah pondasi} = (20 \times 20) \text{ in}^2 = 400 \text{ in}^2$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
P &= \frac{14434,4273 \text{ lb}}{400 \text{ in}^2} \\
&= 36,0861 \text{ lb/ in}^2 < 153,097 \text{ lb/ in}^2
\end{aligned}$$

Acuan harga safety didasarkan pada minimum bearing poer yaitu 6000 kg/ft² atau sebesar 99,5302lb/in² , karena tekanan tanah = 36,0861 lb/ in² kurang dari 153,097 lb/in², berarti pondasi dapat digunakan.

Kesimpulan Pondasi:

$$\text{Luas atas} = 10 \times 10 = 100 \text{ in}^2 = 0,0644 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas bawah} = 20 \times 20 = 400 \text{ in}^2 = 0,2578 \text{ m}^2$$

$$\text{Tinggi} = 15 \text{ in} = 0,4064 \text{ m}$$

Bahan Konstruksi cemen and Gravel

BAB V

ANALISA EKONOMI

Perencanaan suatu industri perlu ditinjau dari faktor- faktor ekonomi yang menentukan apakah industri tersebut layak didirikan atau tidak. Faktor – faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan pabrik biodiesel ini sebagai berikut:

- Pay Out Time (POT)
- Return On Investment (ROI)
- Break Even Point (BEP)
- Internal Rate of Return (IRR)

Sedangkan untuk menghitung factor – factor di atas perlu diadakan penafsiran beberapa hal yang menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu:

5.1 Faktor – Factor Penentu

5.1.1 Total Capital Investment (TCI)

Yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan sebelum berproduksi. meliputi :

1. Fixed Capital Investment (FCI)

a. Biaya langsung (direct cost) meliputi :

1. Harga peralatan

Harga satuan alat akan berubah tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Untuk itu digunakan beberapa cara konversi harga alat terhadap harga alat pada beberapa tahun yang lalu sehingga diperoleh harga yang ekuivalen dengan harga sekarang. Sedangkan untuk menafsir harga alat pada tahun 2017 digunakan persamaan berikut :

$$C_x = C_k \times \frac{I_x}{I_k} \text{ (Peter dan Timmerhause, 164)}$$

Dimana :

C_x = Tafsiran harga alat saat ini

C_k = Tafsiran harga alat pada tahun k

I_x = indeks harga saat ini

I_k = indeks harga tahun k

Sedangkan untuk menafsir harga alat yang sama dengan kapasitas yang berbeda digunakan persamaan sebagai berikut :

$$V_A = V_B \times \left(\frac{C_A}{C_B}\right)^n \text{ (Peter dan Timmerhause, 194)}$$

Dimana :

V_A = Harga alat A

V_B = Harga alat B

C_A = Kapasitas alat A

C_B = Kapasitas alat B

n = Eksponen harga alat (Peter dan Timmerhause, 170)

Harga alat dalam Pra Rancangan Pabrik Biodiesel dari minyak biji mahoni didasarkan pada harga alat di peter dan Timmerhaus dan G.D.Ulrich

Tabel 5.1. Indeks harga alat pada tahun sebelum evaluasi

No	Tahun Y	Indeks Harga X	X^2	XY
1	1985	325	105625	645125
2	1986	318	101124	631548
3	1987	324	104976	643788
4	1988	343	117649	681884
5	1989	355	126025	706095
6	1990	356	126736	708440

Σ	11925	2021	682135	4016886
----------	-------	------	--------	---------

Sumber : Timmerhaus hal 163 tabel 3

Kenaikan harga tiap tahun merupakan fungsi linear tahun dari indeks harga tahun K sehingga membentuk persamaan garis lurus :

$$Y = Mx + c \dots\dots\dots (1)$$

Dimana :

Y = Tahun

m = Gradien

X = Indeks harga

c = konstanta

untuk mencari harga m dan c, didapatkan dengan metode kuadrat terkecil sebagai berikut :

misalkan : selisih ruas kiri dan kanan persamaan 1 = R

$$R = Mx + c - Y$$

$$R^2 = (Mx + c - Y)^2$$

$$\frac{\delta R^2}{\delta m} = 2 (mX + c - Y) X$$

Sedangkan :

$$\frac{\delta n^2}{\delta m} = 0$$

Maka :

$$0 = 2(mX + c - Y) X$$

$$m \times \Sigma X^2 + X \Sigma X = \Sigma XY \dots\dots\dots (2)$$

$$m \times \sum X + nC = \sum Y \dots \dots \dots (3)$$

Dimana :

$$C = n \times c$$

n = jumlah data

Dari persamaan (2) dan (3) diperoleh :

$$m = \frac{n\sum XY - \sum Y \sum X}{n\sum X^2 - (\sum X)^2} \text{(Montgomery, 1992)}$$

$$C = \frac{\sum Y \sum X^2 - \sum X \sum XY}{n\sum X^2 - (\sum X)^2} \text{(Montgomery, 1992)}$$

Maka :

$$m = \frac{(6 \times 4016880) - (11925 \times 2021)}{(6 \times 682135) - (2021)^2} = \frac{855}{8369} = 0,1022$$

$$c = \frac{(11925)(682135) - (2021)(4016880)}{6(682135) - (2021)^2} = \frac{16345395}{8369} = 1953,0881$$

jika persamaan harga indeks adalah :

$$Y = 0,1022X + 1953,0881$$

Indeks harga X pada tahun 2012 (Y = 2012) adalah :

$$2012 = 0,1022X + 1953,0881$$

$$X = 576,4374$$

Indeks harga X pada tahun 2017 (Y = 2017) adalah :

$$2017 = 0,1022X + 1953,0881$$

$$X = 625,3611$$

Contoh perhitungan peralatan :

Nama alat : pompa vacuum dryer (L- 144)

Bahan kontruksi : carbon steel SA – 240 grade M type 316

Dari [http : //www.alibaba.com](http://www.alibaba.com), diperoleh

Harga tangki tahun 2012 = Rp 25.000,000,.

Asumsi tahun 2017

$$\text{\$ 1} = \text{Rp 10.000,}$$

Harga tangki minyak mahoni tahun 2017

$$= \frac{\text{indeks harga tahun 2015}}{\text{indeks harga tahun 2012}} \times \text{harga tahun 2012}$$

$$= \frac{625,3611}{576,4374} \times \text{Rp 25.000.000,}$$

$$= \text{Rp 27.121.700,}$$

Jadi harga tangki minyak mahoni pada tahun 2017 adalah Rp 27.121.700,.

Selanjutnya dengan perhitungan yang sama ditaksir harga peralatan pra rancangan pabrik biodiesel dari biji mahoni dari biji mahoni dapat dilihat pada tabel 5.2

Tabel 5.2 Harga Peralatan Proses Pada Tahun 2017

No	Nama peralatan	Unit	Harga tahun/ unit (Rp)		Harga total tahun 2017(Rp)
			2012	2017	
1	Storage	2	114.185.665	123.876.600	247.753.200
2	Belt conveyor	1	91.348.532	99.101.300	99.101.300
3	Oven	1	798.000.000	865.726.300	865.726.300
4	Leaf filter	1	461.000.000	500.125.100	500.125.100
5	Pompa mixer	1	404.500.000	438.829.900	438.829.900
6	Cooler	2	682.000.000	739.881.300	1.479.762.600
7	Mixer	1	583.000.000	632.479.200	632.479.200
8	Pompa reaktor	2	75.000.000	81.365.200	162.730.400
9	Reaktor	2	1.127.003.796	1.222.652.600	2.445.305.200
10	Pompa evaporator	1	53.000.000	57.498.110	57.498.110
11	Evaporator	1	45.000.000	48.819.150	48.819.150
12	Pompa vacum dryer	1	25.000.000	27.121.700	27.121.700
13	Vacum dryer	1	50.000.000	54.243.500	54.243.500
Total					7.059.495.660

Tabel 5.3 Harga Peralatan Utilitas pada tahun 2017

No	Nama alat	Unit	Harga tahun		Harga total tahun 2017(Rp)
			2012 (Rp)	2017	
1	Pompa bahan bakar boiler	1	41.000.000	44.479.700	44.479.700
2	Boiler	1	19.600.000	21.263.400	21.263.400
3	Pompa air sanitasi	1	73.000.000	79.195.500	79.195.500
4	Bak air sanitasi	1	19.000.000	20.612.500	20.612.500
5	Pompa air pendingin	1	35.000.000	37.970.400	37.970.400
6	Pompa air proses	1	54.000.000	58.582.980	58.582.980
7	Pompa anion exchanger	1	70.000.000	75.940.900	75.940.900
8	Pompa cation exchanger	1	70.000.000	75.940.900	75.940.900
9	Cation exchanger	1	140.000.000	151.881.800	151.881.800
10	Anion exchanger	1	150.000.000	162.730.500	162.730.500
11	Cooling tower	1	325.000.000	352.582.750	352.582.750
Total					1.081.181.330

Dari tabel 5.2 dan 5.3 maka dapat diketahui total harga peralatan proses dan utilitas.

$$\text{Harga total peralatan} = \text{harga peralatan proses} + \text{harga utilitas}$$

$$= \text{Rp } 7.059.495.660 + \text{Rp } 1.081.181.330$$

$$= \text{Rp } 8.140.676.990$$

Dengan faktor keamanan (safety factor) sebesar 20% maka :

$$\text{Harga peralatan total} = 20\% \times \text{Rp } 8.140.676.990$$

$$= \text{Rp } 1.628.135.398$$

$$\text{Sehingga total biaya peralatan} = \text{Rp } 8.140.676.990 + \text{Rp } 1.628.135.398$$

$$= \text{Rp } 9.768.812.388$$

2. Pemasangan

Biaya pemasangan diperkirakan 35% dari total harga peralatan (Timerhaus, 2004)

$$\text{Biaya pemasangan} = 35\% \times 9.768.812.388$$

$$= \text{Rp } 3.419.084.336$$

3. Instrumen dan alat control

Diperkirakan biaya instrumen dan alat control 20% dari harga peralatan (Timerhaus et al,2004)

$$\text{Instrumen dan alat control} = 20\% \times 9.768.812.388$$

$$= \text{Rp } 1.953.762.478$$

4. Biaya perpipaan

Diperkirakan biaya perpipaan 31% dari total peralatan (timerhaus et al,2004)

$$\text{Biaya perpipaan} = 31\% \times 9.768.812.388$$

$$= \text{Rp } 3.028.331.840$$

5. Biaya instalasi

Diperkirakan biaya instalasi listrik 15% dari total harga peralatan (timerhaus et al, 2004)

$$\begin{aligned} \text{Biaya instalasi} &= 15\% \times 9.768.812.388 \\ &= \text{Rp } 1.465.321.858 \end{aligned}$$

6. Tanah dan bangunan

$$\begin{aligned} \text{Luas tanah} &= 1000 \text{ m}^2 \\ \text{Luas bangunan} &= 500 \text{ m}^2 \\ \text{Harga tanah per m}^2 &= \text{Rp } 100.000 \\ \text{Harga bangunan per m}^2 &= \text{Rp } 300.000 \\ \text{Harga tanah} &= 1000 \times 100.000 \\ &= \text{Rp } 100.000.000 \\ \text{Harga bangunan} &= 300.000 \times 500 \\ &= \text{Rp } 150.000.000 \end{aligned}$$

7. Fasilitas dan pelayanan umum

Diperkirakan biaya fasilitas umum 25% dari biaya peralatan (Timerhaus et al, 2004)

$$\begin{aligned} &= 25\% \times 9.768.812.388 \\ &= \text{Rp } 2.442.203.097 \end{aligned}$$

8. Pengembangan lahan

Diperkirakan biaya pengembangan lahan

Biaya fasilitas dan bengkel 30% dari biaya peralatan

$$\begin{aligned} &= 30\% \times 9.768.812.388 \\ &= \text{Rp } 2.930.643.716 \end{aligned}$$

Jadi total biaya langsung/ direct cost (DC) = Rp 25.258.159.713

2. Biaya tak langsung/ indirect cost (IC)

1. Engeneering dan supervise

Diperkirakan 40% dari total harga peralatan (Timerhaus et al,2004)

$$\begin{aligned} &= 40\% \times 9.768.812.388 \\ &= \text{Rp } 3.907.524.955 \end{aligned}$$

2. Biaya Kontruksi

Diperkirakan 33% dari total harga peralatan (Timerhaus et al, 2004)

$$= 33\% \times 9.768.812.388$$

$$= \text{Rp } 3.223.708.088$$

Jadi total biaya tak langsung (indirect cost) = Rp 7.131.233.043

3. Fixed Capital Investment (FCI)

1. Biaya kontraktor (K)

$$= 20\% \times (\text{DC} + \text{IC})$$

$$= 20\% \times (25.258.159.713 + 7.131.233.043)$$

$$= \text{Rp } 6.477.878.551$$

2. Biaya tak terduga (T)

$$= 30\% \times (\text{DC} + \text{IC})$$

$$= 30\% \times (25.258.159.713 + 7.131.233.043)$$

$$= \text{Rp } 9.716.817.827$$

$$\text{Fixed Capital Investment (FCI)} = \text{DC} + \text{IC} + \text{K} + \text{T}$$

$$= \text{Rp } 48.584.089.134$$

9. Modal kerja (Working Capital Investment (WCI))

$$\text{Modal kerja (3\% x FCI)} = 0,03 \times 48.584.089.134$$

$$= \text{Rp } 1.457.522.674$$

$$\text{Total Capital Investment} = \text{FCI} + \text{WCI}$$

$$= 48.584.089.134 + 1.457.522.674$$

= Rp 50.041.611.808

Komponen	Skala (%)	Harga (Rp)
Direct Cost (DC)		
Harga peralatan	100	9.768.812.388
Instrument dan control	20	1.953.762.478
Perpipaan	31	3.028.331.840.
Listrik	15	1.465.321.858
Bangunan		150.000.000
Tanah		100.000.000
Fasilitas pelayanan umum	25	2.442.203.097
Pengembangan lahan	30	2.930.643.716
Pemasangan	35	3.419.084.336

Total direct cost		Rp 25.258.159.713
Indirect cost (IC)		
Engineering dan supervise	40	Rp 3.907.524.955
Biaya kontruksi	33	Rp 3.223.708.088
Total indirect cost		Rp 7.131.233.043
Biaya kontraktor	20% (DC+IC)	Rp 6.477.878.551
Biaya tak terduga	30%(DC + IC)	Rp 9.716.817.827
Fixed Capital Investment (FCI)		Rp 48.584.089.134
Modal kerja	3%(FCI)	Rp 1.457.522.674
Total Capital Investment (TCI)		Rp 50.041.611.808

Modal perusahaan :

1. Modal sendiri 60% = 60% x TCI
= 60% x Rp 50.041.611.808
= Rp 30.024.967.085
2. Modal pinjaman 40% = 40% x TCI
= 40% x Rp 50.041.611.808
= Rp 20.016.644.723

5.1.2 Biaya Produksi

Biaya produksi = biaya manufactur + biaya umum

1. Biaya manufactur

A. Biaya Produksi langsung

1. Bahan baku

❖ minyak biji mahoni

Kebutuhan minyak biji mahoni = 12.009,14 kg/jam

Harga biji mahoni = Rp 1000/kg

Harga biji mahoni/ tahun = 12.009,14 kg x Rp1000 x 300
= Rp 3.602.742.000/tahun

❖ methanol

Kebutuhan methanol = 11.768,96 kg/jam

Harga methanol = Rp 5.200,./kg

Harga methanol/tahun = 11.768,96 kg x Rp 5.200 x 300
= Rp 18.359.577.600/tahun

❖ NaOH

Kebutuhan NaOH = 240,18 kg/jam

Harga NaOH = Rp 6.250,./kg

Harga NaOH/tahun = 240,18 kg x Rp 6.250 x 300
= Rp 450.337.500/tahun

Harga bahan baku = 3.602.742.000 + 18.359.577.600 + 450.337.500

= Rp 22.412.657.100

2. Gaji karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji /bulan(Rp)	Total / bulan(Rp)
1	Direktur utama	1	30.000.000	30.000.000
2	Manejer teknik	1	25.000.000	25.000.000
3	Manejer keuangan	1	25.000.000	25.000.000
4	Manejer pemasangan	1	25.000.000	25.000.000
5	Manejer utilitas	1	25.000.000	25.000.000
6	Karyawan produksi dan teknik	10	3.000.000	30.000.000
Total				Rp 160.000.000

Gaji karyawan /tahun = Rp 160.000.000 x 12 = Rp 1.920.000.000

3. Biaya pengemasan

Produksi biodiesel = 7.563,85 kg/jam
= 7.563,85 x 24 x 300 hari
= 55.107.720 kg
Harga = Rp 3.500,./liter
Total = 55.107.720 x Rp 3.500
= Rp 16.532.316.000

4. Utilitas

- Listrik

- **Kebutuhan listrik untuk proses**

Kode Alat	Nama Alat	Daya (Hp)	Jumlah Alat	Total daya (Hp)
	Mixer	10	1	10
	Pompa	1	3	3
	Belt Conveyer	2	1	2
Total				15

Jumlah kebutuhan total untuk motor penggerak

$$= 15 \text{ Hp} \times 0,7454 = 11,18 \text{ kW}$$

Kebutuhan listrik untuk instrumen

Tenaga listrik yang dibutuhkan untuk instrumen 15% dari total tenaga yang dibutuhkan. sehingga kebutuhan listrik untuk instrumen

$$15\% \times 11,18 = 1,68 \text{ Kw}$$

Untuk kebutuhan penerangan dapat diperoleh dengan mengetahui luas bangunan dan areal tanah yang diperlukan, dengan rumus :

$$\mathbf{L = (A \times F) / (U \times D)}$$

Dimana :

L = Lummen Outlet

U = Koefisien Utilitas = 0,8

F = Food Candle

A = Luas Daerah

D = Efisiensi rata – rata Penerbangan = 0,75

Lokasi kebutuhan untuk daya penerangan :

No	Lokasi	Ukuran	Luas		Candle	Lummen	Jumlah
			M ²	Ft ²			
1	Parkir kendaraan	7 x 5	35	376,47	10	3764,7	1
2	Kantor Pusat	7 x 6	42	451,75	10	451,75	1
3	Aula	8 x 6	48	516,29	10	5162,9	1
4	Perpustakaan	6 x 3	18	193,613	20	3872,25	1
5	Toilet	4 x 3	12	129,072	5	645,36	3
6	Laboratorium	4 x 3	12	129,072	20	2581,4	1
7	Gudang bahan	6 x 5	30	322,68	5	1613,4	1
8	Stroage	6 x 5	30	322,68	5	1613,4	2
9	Gudang produk	6 x 5	30	322,688	5	1613,4	1
10	Kantin	6 x 4	24	258,14	10	2581,4	1
11	Area produksi	10 x 8	80	860,48	15	12907,2	2
12	Area utilitas	8 x 6	48	516,29	10	5162,5	1
			409	6550,5563		41.969.7	16

Sehingga listrik yang dibutuhkan = 16 x 40 watt = 640 watt = 0,64 kw

Total kebutuhan listrik = 1,68 kW + 0,64 kW = 2,32 kW

Safety factor = 10%

Jadi total kebutuhan listrik = 1,1 x 2,32 = 2,55 kW

- Kebutuhan air

- Air kebutuhan karyawan

Kebutuhan karyawan = 60 L/hari/orang (standar WHO)

Jumlah karyawan = 10 orang

$$\text{Densitas air (30}^\circ\text{C)} = 995,27 \text{ kg/m}^3 = 0,99527 \text{ kg/L}$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air} &= 60 \text{ L/hari/orang} \times 10 \text{ orang} \\ &= 600 \text{ L/hari} = 25 \text{ L/jam} \times 0,9953 \text{ kg/L} \\ &= 24,88 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

- Air untuk laboratorium dan taman

Diperkirakan 50% dari kebutuhan karyawan, sehingga ;

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air} &= 50 \% \times 24,88/\text{jam} \\ &= 12,44 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Jadi kebutuhan untuk air sanitasi adalah:

$$\begin{aligned}&= (24,88 + 12,44) \text{ kg/jam} \\ &= 37,32 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

- Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air

Diperkirakan 50% berlebih dari kebutuhan air sanitasi, sehingga total kebutuhan air adalah:

$$\begin{aligned}&= 0,5 \times 37,32 \text{ kg/jam} \\ &= 18,66 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

- Air media pendingin cooler

Air untuk cooler yang dibutuhkan:

Kapasitas drum cooler : 200 L APP.C-12

Diperkirakan dalam sekali proses produksi diperlukan pergantian air sebanyak 3 kali, maka air yang digunakan adalah:

$$200 \text{ L} \times 3 = 600 \text{ L/ hari} \times 0,9953 \text{ kg/L} = 597,18 \text{ kg/hari} = 24,8825 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan air untuk rancang bangun biodiesel dapat dilihat pada tabel dibawah ini.:

No.	Keperluan	Kebutuhan (kg/jam)
1	Karyawan	24,88
2	Laboratorium dan taman	12,44
3	Pemadam kebakaran dan cadangan	18,66
4	Air media pendingin cooler	24,8825
Jumlah		80,8625

Tabel 5.4. harga bahan utilitas pada tahun 2017

No	Utilitas	Harga (Rp)	Kebutuhan / Hari	Biaya 1 Tahun Rp
1	Listrik	1500	2,55 kW	1.147.500
2	Air	1000	80,8625	24.258.750
Total				25.406.250

Jadi total biaya utilitas adalah : Rp 25.406.250

5. Biaya pemeliharaan

Diperkirakan 3% dari direct cost (DC)

$$= 3\% \times \text{Rp } 25.258.159.713$$

$$= \text{Rp } 757.744.791$$

6. Biaya pemasaran

Diperkirakan 4% dari gaji karyawan

$$= 4\% \times \text{Rp } 1.920.000.000$$

$$= \text{Rp } 76.800.000$$

7. Biaya laboratorium

Diperkirakan 65% dari gaji karyawan

$$= 65\% \times \text{Rp } 1.920.000.000$$

$$= \text{Rp } 1.248.000.000$$

8. Operator supplies

Diperkirakan 10% dari biaya pemeliharaan

$$= 10\% \times \text{Rp } 757.744.791$$

$$= \text{Rp } 75.774.479$$

Jadi total biaya produksi langsung (TPC) = Rp 43.048.698.620

Bahan baku		Rp 22.412.657.100
Gaji karyawan		Rp 1.920.000.000
Biaya utilitas		Rp 25.406.250
Biaya pengemasan		Rp 16.532.316.000
Pemeliharaan	5% (DC)	Rp 757.744.791
Laboratorium	65% (upah karyawan)	Rp 1.248.000.000
Pemasaran	4% (upah karyawan)	Rp 76.800.000
Operator supplies	10% (pemeliharaan)	Rp 75.774.479
Total production cost (TPC)		Rp 43.048.698.620

B. Biaya produksi tetap (fixed production cost = FPC)

1. Depresiasi peralatan

Diperkirakan 1% dari direct cost (DC)

$$= 1\% \times \text{Rp } 25.258.159.713$$

$$= \text{Rp } 252.581.597$$

2. Depresiasi bangunan

Diperkirakan 20% dari direct cost (DC)

$$= 20\% \times \text{Rp } 25.258.159.713$$

$$= \text{Rp } 5.051.631.942$$

3. Pajak kekayaan

Sesuai dengan undang – undang pajak kekayaan dikenakan 20% dari fixed capital investment (FCI)

$$= 20\% \times \text{Rp } 48.584.089.134$$

$$= \text{Rp } 9.716.817.827$$

4. Bunga bank

Bunga bank 10% dari modal pinjaman

$$= 10\% \times \text{Rp } 20.016.644.723$$

$$= \text{Rp } 2.001.664.472$$

Jadi fixed production cost (FPC) = Rp 3.731.091.046

Depresiasi peralatan 1% DC	Rp 252.581.597
Depresiasi bangunan 20% DC	Rp 5.051.631.942
Pajak kekayaan 20% FCI	Rp 9.716.817.827
Bunga bank 10% modal pinjaman	Rp 2.001.664.472
Total FPC	Rp 17.032.695.838

C. Biaya overhead (55% dari gaji karyawan)

$$= 55\% \times \text{Rp } 1.920.000.000$$

$$= \text{Rp } 1.056.000.000$$

Total biaya manufactur = Rp TPC + FPC + Biaya Overhead

$$= \text{Rp } 61.137.392.058$$

2. Biaya umum (GE)

1. Biaya administrasi

Diperkirakan 3% gaji karyawan

$$= 3\% \times \text{Rp } 1.920.000.000$$

$$= \text{Rp } 57.600.000$$

2. Biaya distributor

Diperkirakan 2% total production cost

$$= 2\% \times \text{Rp } 41.839.098.620$$

$$= \text{Rp } 836.781.972$$

3. Penelitian

Diperkirakan 2% total production cost

$$= 2\% \times \text{Rp } 41.839.098.620$$

$$= \text{Rp } 836.781.972$$

4. Biaya PBB

Dari perhitungan pajak bumi dan bangunan (PBB) mengacu kepada undang – undang RI No.20 Tahun 2000 Jo UU No.21 Tahun 1997 tentang bea perolehan hak atas tanah dan bangunan sebagai berikut :

- ❖ Yang menjadi objek pajak adalah perolehan hak atas tanah dan atas bangunan (pasal 2 ayat 1 UU No. 20/00)
- ❖ Dasar pengenaan pajak adalah nilai perolehan objek pajak (pasal 6 ayat 1 UU No. 20/00)
- ❖ Tarif pajak ditetapkan sebesar 5% (pasal 5 UU No.21/97)
- ❖ Besarnya pajak yang terutang dihitung dengan cara mengalihkan tarif dengan nilai perolehan objek kena pajak (pasal 8 ayat 2 UU No. 21/97)

maka berdasarkan penjelasan diatas, perhitungan PBB ditetapkan sebagai berikut :

Wajib Pajak Rancang Bangun Biodiesel dari Biji Mahoni

Nilai perolehan objek pajak

Tanah Rp100.000.000

Bangunan Rp 150.000.000

Total Rp 250.000.000

Nilai perolehan objek kena pajak Rp 250.000.000

Pajak yang terutang (5% NPOKP) Rp 12.500.000

Biaya administrasi	3% (gaji karyawan)	Rp 57.600.000
Biaya distribusi	2% (TPC)	Rp 836.781.972
Penelitian	2% (TPC)	Rp 836.781.972
Pajak PBB	5% (Tanah + pabrik)	Rp 12.500.000
Total GE		Rp 1.743.663.944

Total biaya produksi = biaya manufactur + biaya umum

= Rp 61.137.392.058 + Rp 1.743.663.944

= Rp 62.881.056.002

5.2 ANALISA PROFITABILITAS

a. Modal

- 60% modal sendiri = Rp 30.024.967.085

- 40% modal pinjaman = Rp 20.016.644.723

b. bunga kredit sebesar 10% pertahun

c. masa kontruksi 1 tahun

d. kapasitas produksi

- tahun I : 60% dari produksi total

- tahun II : 100% dari produksi total

e. pajak penghasilan = 10% pertahun

- menghitung biaya variabel (VC)

bahan baku = Rp 22.412.657.100

utilitas = Rp 25.406.250

Total VC = Rp 22.438.063.350

- Menghitung biaya semi variabel (SVC)

Upah karyawan = Rp 1.920.000.000

Biaya overhead = Rp 1.056.000.000

Laboratorium = Rp 1.248.000.000

Biaya umum = Rp 1.743.663.944

Total SVC = Rp 5.967.663.944

Produk utama

Biodiesel = 54.453 ton/tahun

= 54.453 ton/tahun x 1000 kg

Diketahui densitas biodiesel = 0,8 lb/ft³

Sehingga

= 54.453.000 kg/tahun x 0,8 lb/ft³

= 43.562.400 kg/tahun

Harga jual per liter =Rp 2.000

Total harga jual = 43.562.400 x Rp 2.000

= Rp 87.124.800.000

- Hasil penjualan untuk kapasitas 100% = Rp 87.124.800.000
- Laba kotor = hasil penjualan – biaya produksi total
 = Rp 87.124.800.000 - Rp 62.881.056.002
 = Rp 24.243.743.998
- Pajak penghasilan (80%) = 80% x Rp 24.243.743.998
 = Rp 19.394.995.198
- Laba bersih = laba kotor – pajak
 = Rp 24.243.743.998 – 19.394.995.198
 = Rp 4.848.748.800

Menghitung penilaian investasi

$$\begin{aligned}
 CA &= \text{depresiasi alat} + \text{laba bersih} \\
 &= \text{Rp } 252.581.597 + \text{Rp } 4.848.748.800 \\
 &= \text{Rp } 5.101.330.397
 \end{aligned}$$

Metode POT (Pay Out Time)

Data :

$$\text{FCI} = \text{Rp } 48.584.089.134$$

$$\text{Cash Flow} = \text{Rp } 5.101.330.397$$

Perhitungan POT :

$$\text{POT} = \frac{\text{FCI}}{\text{cash flow}} \times 1 \text{ tahun}$$

$$\text{Kapasitas 100\%} = \frac{\text{Rp } 48.584.089.134}{\text{Rp } 5.101.330.397} \times 1 \text{ tahun}$$

$$= 4,5 \text{ tahun}$$

5.2.1 Return Of Investment (ROI)

$$\text{Laba kotor} = \text{Rp } 24.243.743.998$$

Laba bersih = Rp 4.848.748.800

Modal tetap = Rp 48.584.089.134

$$\begin{aligned} \text{ROIbt} &= \frac{\text{laba kotor}}{\text{modal tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp}24.243.743.998}{\text{Rp} 48.584.089.134} \times 100\% \\ &= 49,90\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ROIat} &= \frac{\text{laba bersih}}{\text{modal tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp}4.848.748.800}{\text{Rp} 48.584.089.134} \times 100\% \\ &= 9,98\% \end{aligned}$$

5.2.2 Break Event Point (BEP)

Data :

FPC = Rp 17.032.695.838

SVC = Rp 5.967.663.944

VC = Rp 22.438.063.350

S = Harga jual = Rp 87.124.800.000

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{FPC} + 0,3 \text{ SVC}}{\text{S} - 0,7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 100\% \quad \dots\dots\dots \text{Aries dan Newton, hal 206} \\ &= \frac{17.032.695.838 + (0,3 \times 5.967.663.944)}{(87.124.800.000 - (0,7 \times 5.967.663.944) - 22.438.063.350)} \times 100\% \\ &= 31\% \end{aligned}$$

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi = 31% x 54.453.000 kg/tahun
= 16.880.430 kg/tahun

Nilai BEP Rancang Bangun Biodiesel dari Biji Mahoni ini berada diantara nilai 30-40%, maka nilai BEP memadai. Untuk produksi tahun pertama kapasitas Rancang Bangun 60% dari kapasitas sesungguhnya, sehingga keuntungannya adalah :

$$\frac{PBI}{PB} = \frac{(100 - BEP) - (100 - \% \text{ kapasitas})}{(100 - BEP)}$$

Dimana :

PBI = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

%kap = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{PBI}{4.848.748.800} = \frac{(100 - 31) - (100 - 60)}{(100 - 31)}$$

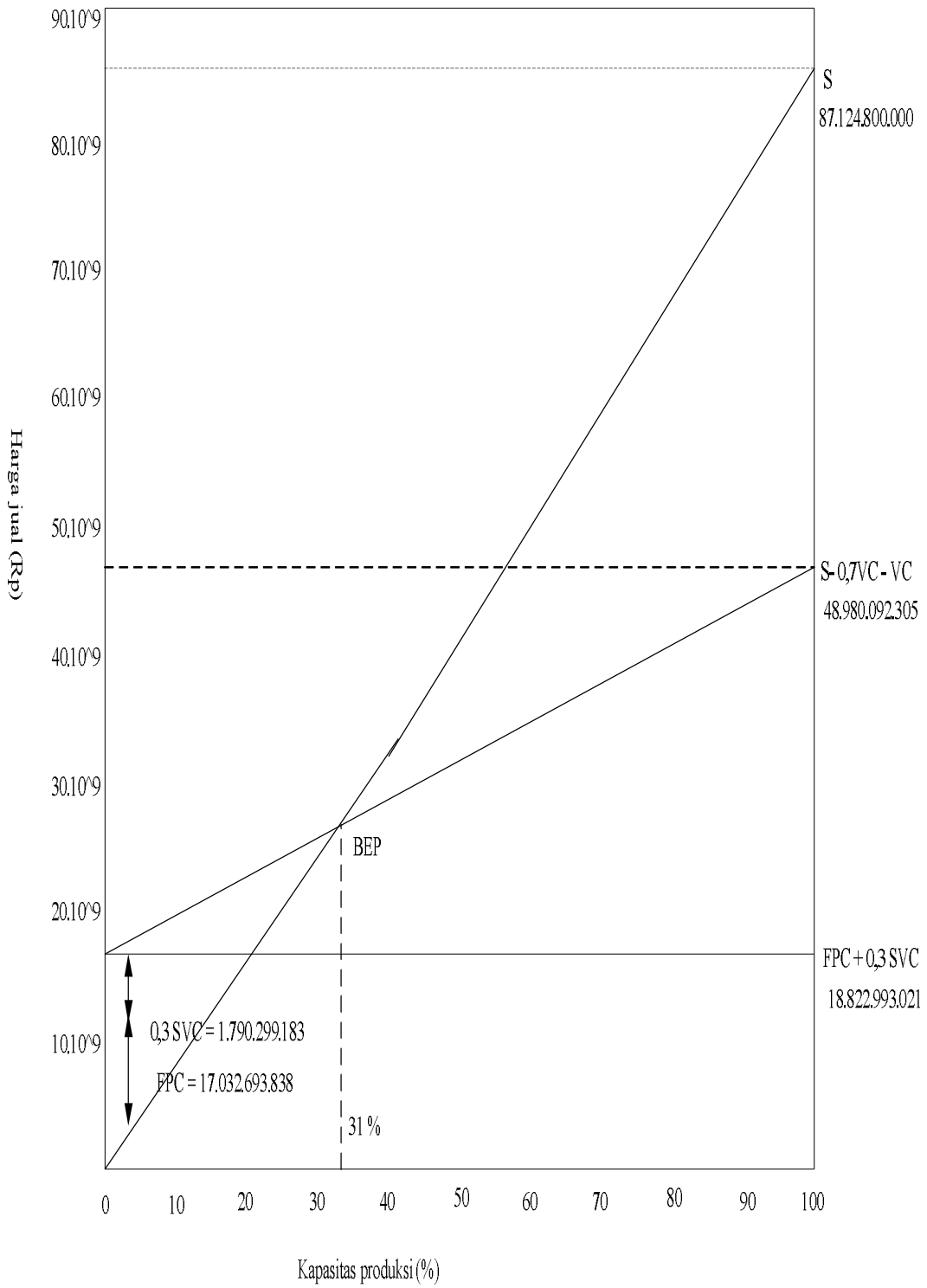
$$PBI = \text{Rp } 2.036.474.496$$

Sehingga Cash Flow setelah pajak untuk tahun pertama adalah :

$$CA = \text{laba bersih tahun pertama} + \text{depresiasi peralatan}$$

$$= \text{Rp } 2.036.474.496 + \text{Rp } 252.581.597$$

$$= \text{Rp } 2.289.056.093$$



Gambar 5.1 Break even point rancang bangun biodiesel

5.2.3 Shut Down Point (SDP)

$$\begin{aligned}
 \text{SDP} &= \frac{0,3 \text{ SVC}}{S-0,7 \text{ SVC}-VC} \times 100\% \\
 &= \frac{0,3 \times 5.967.663.944}{(87.124.800.000 - (0,7 \times 5.967.663.994) - 22.438.063.350)} \times 100\% \\
 &= 2,9\%
 \end{aligned}$$

Titik Shut Down Point terjadi pada kapasitas = 2,9 % x 54.453.000 kg/tahun
= 157.913.700 kg/tahun

5.2.3 Net Present Value (NPV)

Metode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih dengan nilai investasi sekarang.

Langkah – langkah menghitung NPV:

$$\begin{aligned}
 \text{CA-2} &= 40\% \times \text{CA} \times (1 + i)^2 \\
 &= 40\% \times \text{Rp} \times 5.101.330.397 (1 + 0,1)^2 \\
 &= \text{Rp} 2.469.043.912 \\
 \text{CA-1} &= 60\% \times \text{Rp} 5.101.330.397 \times (1 + 0,1)^1 \\
 &= \text{Rp} 3.366.878.062 \\
 \text{CA-0} &= (\text{CA-2} - \text{CA-1}) \\
 &= \text{Rp} 2.469.043.912 - \text{Rp} 3.366.878.062 \\
 &= - \text{Rp} 897.834.150
 \end{aligned}$$

Data :

Bunga bank = 10% pertahun

Masa produksi pabrik = 10 tahun

Menghitung NPV tiap tahun :

$$\text{NPV} = \text{CA.Fd}$$

Dimana :

$Fd = \text{faktor diskon} = 1/(1+i)^n$

$i = \text{tingkat bunga}$

$CA = \text{Cash Flow setelah pajak}$

$n = \text{tahun ke } -n$

Tahun	Cash Flow (Rp)	Fd (i = 10%)	NPV
0	- 897.834.150	1	-897.834.150
1	5.101.330.397	0,91	4.642.210.661
2	5.999.164.547	0,83	4.979.306.574
3	5.999.164.547	0,75	4.499.373.410
4	5.999.164.547	0,68	4.079.431.892
5	5.999.164.547	0,62	3.719.482.019
6	5.999.164.547	0,56	3.359.532.146
7	5.999.164.547	0,51	3.059.573.919
8	5.999.164.547	0,47	2.819.607.337
9	5.999.164.547	0,42	2.519.649.109
10	5.999.164.547	0,39	2.339.674.173
Total			35.120.007.090

Karena harga NPV positif (+) maka, pabrik biodiesel dari biji mahoni layak didirikan. NPV yang diperoleh memiliki harga positif, sehingga dapat disimpulkan rancang bangun ini layak didirikan dengan kondisi tingkat harga bunga 10% pertahun karena pengembalian bunga pada tahun ke 10 adalah Rp 0,39 %.

5.2.4 Internal Rate Of Return (IRR)

Metode yang digunakan untuk menghitung tingkat bunga yang menyamakan nilai sekarang investasi dipenuhi persamaan dibawah ini dengan mencoba – coba harga 1 yaitu laju bunga.

$$IRR = i + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1)$$

Tahun	Cash Flow (Rp)	Fd (i = 10%)	NPV	Fd (i= 31%)	NPV2
0	- 897.834.150	1	-897.834.150	1	-897.834.150
1	5.101.330.397	0,91	4.642.210.661	0,76	3.877.011.102
2	5.999.164.547	0,83	4.979.306.574	0,58	3.479.515.437
3	5.999.164.547	0,75	4.499.373.410	0,44	2.639.632.400
4	5.999.164.547	0,68	4.079.431.892	0,34	2.039.715.946
5	5.999.164.547	0,62	3.719.482.019	0,26	1.559.782.782
6	5.999.164.547	0,56	3.359.532.146	0,198	1.187.834.580
7	5.999.164.547	0,51	3.059.573.919	0,15	899.874.682
8	5.999.164.547	0,47	2.819.607.337	0,11	659.908.100
9	5.999.164.547	0,42	2.519.649.109	0,09	539.924.809
10	5.999.164.547	0,39	2.339.674.173	0,07	419.941.518.
Total			35.120.007.090		16.405.307.206

$$IRR = i + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1)$$

$$= 10 + \frac{35.120.007.090}{35.120.007.090 - 16.405.307.206} \times (31 - 10)$$

$$= 49,41 \%$$

Karena IRR yang diperoleh yakni 49,41% lebih besar dari bunga pinjaman bank yang di tetapkan yakni 12% maka dapat disimpulkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan dengan tingkat bunga pinjaman sebesar 10% pertahun.

BAB VI

KESIMPULAN

Pra Rancang pabrik biodiesel dari Biji Mahoni ini diharapkan akan mencapai hasil yang maksimal sesuai dengan tujuan, sehingga dari hasil produksi tersebut dapat memenuhi kebutuhan konsumen.

Lokasi pabrik biodiesel ini terletak di Kabupaten Provinsi Nusa Tenggara Timur, karena memenuhi beberapa kriteria pemilihan lokasi pabrik seperti jarak lokasi ke wilayah pemasaran, tersedianya tenaga kerja, serta mudah dijangkau dengan sarana transportasi.

Ditinjau dari perhitungan analisa ekonomi terhadap Rancang Bangun Biodiesel maka diperoleh data sebagai berikut :

Total Capital Investment (TCI)	: Rp 50.041.611.808
Return Of Investment (ROI _{BT})	: 49,90%
Return Of Investment (ROI _{AT})	: 9,98%
Pay Out Time (POT)	: 4,5 tahun
Break Event Point (BEP)	: 31%
Internal Rate Of Return (IRR)	: 49,41 %

Maka dapat disimpulkan bahwa Pra Rancang Bangun Biodiesel dari Biji Mahoni dengan proses esterifikasi – transesterifikasi dengan kapasitas 54.453 ton/tahun layak didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

Damayanti, A. dan Bariroh, S., (2012), Pengolahan Biji Mahoni (*Swietenia Macrophylla King*) Sebagai Bahan Baku Alternatif Biodiesel, *Jurnal Bahan Alam Terbaharukan*, 1(1), hal.8 -15

Towaha, J., (2011) Biji Mahoni sebagai Bahan Baku Alternatif Biodiesel, *Majalah Semi Populer Tanaman Rempah dan Industri*, Pusat Penelitian Dan Pengembangan Tanaman Perkebunan, 2(6), hal.23.

Chakrabarty, M. M., Chowdhuri, D. K. 2007. *The fatty acid composition of the seed fat from Swietenia macrophylla*. Journal of the American Oil Chemists' Society 489-490, Volume 34, Number 10, October, 1957. Springer Berlin, Heidelberg.

Fangrui, Ma., Milford, A., Hanna. 1999. *Biodiesel Production : review*. *Jurnal Bioresource Technology* 70 1 – 5.

Badan Pusat Statistik (BPS). Data produksi biji mahoni.

Brownell E. Lloyd dan Edwin H. Young. 1959. **Process Equipment Design**. Jhon Willey and Sons Inc: New York.

Geankoplis, C.I. 1993. **Transport Processes and Unit operations**. 3rd ed. Prentice-Hall, Inc: New Jersey.

Hesse, H.C.J., and Rushton, JH. 1959, **Proses Equipment Design**. D. Van Nostrand Co: New York..

Zandy, A., Destianna, M., Nazef, Puspasari, S. "*Intensifikasi Proses Produksi Biodiesel*", *Karya Ilmiah*, Fakultas Matematika dan Pengetahuan Alam, ITB, Bandung, 2007.

Perry, Robert H. 2006. **Perry's Chemical Engineering Handbook**, 8th ed. McGraw-Hill Companies Inc: New York.

Ulrich, D. Gael. 1984. **A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic**. Jhon Willey and Sons Inc: New York.