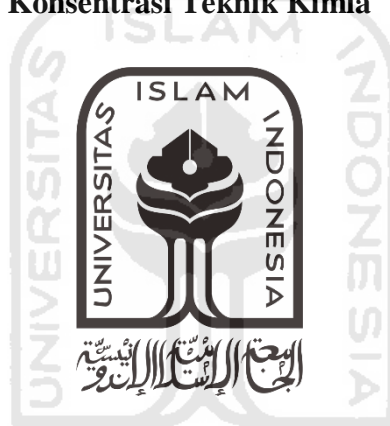


**PRA RANCANGAN
PABRIK BIODIESEL DARI CPO PARIT
KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia**



Oleh :

**Nama : Annisa Sholicha
NIM : 12 521 011**

**Nama : Bayu P Setiawan
NIM : 12 521187**

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2016

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Annisa Sholicha

Nama : Bayu Purwo

NIM :12 521 011

NIM :12 521 187

Yogyakarta,16 Agustus 2016

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



(Annisa Sholicha)



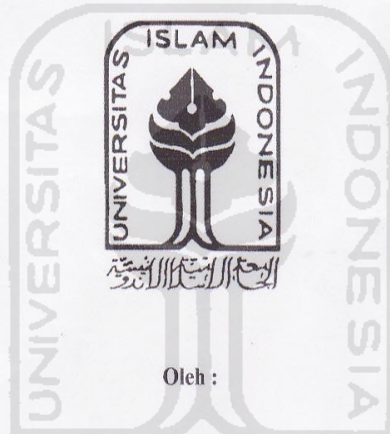
(Bayu Purwo)

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL

DARI CPO PARIT KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK



Oleh :

Nama : Annisa Sholicha

Nama : Bayu P Setiawan

NIM :12 521 011

NIM :12 521 187

Yogyakarta, 16 Agustus 2016

Pembimbing

Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI CPO PARIT
KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN
PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama: Annisa Sholicha

Nama : Bayu P Setiawan

NIM : 12 521 011

NIM : 12 521 187

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia konsentrasi Teknik Kimia Program
Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta, 31 Oktober 2016

Tim Penguji,

Arif Hidayat, S.T., M.T., Dr.

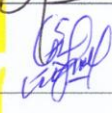
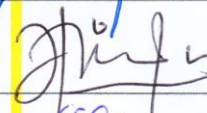
Ketua

Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

Anggota 1

Tintin Mutiara, S.T., M.Eng.

Anggota 2



Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Arif Hidayat, S.T., M.T., Ph.D.

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **“PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI CPO PARIT DENGAN KAPASITAS 60.000 TON PER TAHUN”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terimakasih kepada :

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Inayahnya.
2. Bapak Dr. Drs. Imam Djati Widodo, M.Eng.Sc., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Ir. Drs. Faisal RM, MSIE., Ph.D, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

4. Bapak Arif Hidayat S.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
5. Kedua orang tua dan keluarga yang selalu memberikan dorongan semangat, motivasi, dan kasih sayang yang tak terbatas.
6. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
7. Bpk Radyum Ikono, B.Eng., M.Eng dan Tim Sahabat Beasiswa Indonesia atas semangat, dukungan, motivasi, dan inspirasi yang sangat luar biasa.
8. Teman – teman Teknik Kimia 2012 dan kakak-kakak angkatan yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan doa.
9. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa didalam penyusunan Tugas Akhir ini didalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk menyempurnakan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, Aamiin.

Wassalamu'alaikum Wr., Wb.

Yogyakarta, 11 Agustus 2016

Penyusun

LEMBAR MOTTO

Man Jadda wajada, Man shabara zhafira, man saara ala darbi washala

"Allah akan meninggikan orang-orang yang beriman di antaramu dan orang-orang yang diberi ilmu pengetahuan." (QS. Al-Mujadalah:11)

"Pelajarilah ilmu karena sesungguhnya belajar semata-mata bagi Allah itu merupakan kebaikan, dan mempelajari ilmu merupakan tasbih, dan membahasnya merupakan jihad, dan mencarinya merupakan ibadah, dan mengajarkannya merupakan sedekah sedangkan menggunakannya bagi orang yang membutuhkannya merupakan Qurbah (pedekatan diri kepada Allah).

(Muhammad saw)

If you can't explain it simply, you don't understand it well enough

(Albert Einstein)

A winner is someone who recognizes his God-given talents, works his tail off to develop them into skills, and uses these skills to accomplish his goals.

(Larry bird)

Successful people keep taking action .. they make mistakes, but they don't quit

(Anonymous)

HALAMAN PERSEMBAHAN



Hasil karya ini saya persembahkan kepada:

***Ibu , Bapak , Ibu Nury dan Adin** tercinta, terimakasih atas doa,dukungan,dan motivasi setiap hari yang tak pernah putus dalam penyusunan Tugas Akhir ini.*

***Om Ikono , Mbak Ade Irma Elvira ,** beserta seluruh Tim Sahabat Beasiswa Indonesia khususnya Tim SB Yogyakarta terimakasih sudah menyemangatiku serta memberikanku banyak pelajaran tentang nikmatnya menuntut ilmu dan arti perjuangan hidup.*

***The Brotherhood (Noni,Sava,Nadya,dan Ajeng)** atas supportnya selama ini ...*

*Special thanks to **Risa Aliviyanti, Hadiid Hanur, Eldynand, dan Anet** , atas hiburan, dukungan, canda tawa, kekonyolan ,dan telah menerima segala kekuranganku, sangat mengerti aku ,dan selalu menemaniku disaat masa sulitku...Semoga Allah swt membalas segala kebaikan.Aamiin ya Allah...*

*Partner perjuangan Tugas Akhir **Bayu Purwo Setiawan.** Teman satu pembimbing **Robby dan Syelda** atas kerjasamanya. Terima kasih sudah menemani hari-hariku dalam penyusunan Tugas Akhir ini.*

Seluruh saudara seperjuangan Teknik Kimia angkatan 2012 yang tidak bisa disebut satu persatu, terimakasih banyak atas kebersamaannya selama masa perkuliahan..

Camaraderie , RVL 84 , Teman-teman Arisan terimakasih dukungan dan pelajaran hidup yang selalu kalian tularkan kepadaku...

(Annisa Sholicha Hidayat)



HALAMAN PERSEMBAHAN



Hasil karya ini saya persembahkan kepada:

***Ibu, Bapak , Anggüt** tercinta, terimakasih atas doa, dukungan, dan motivasi setiap hari yang tak pernah putus dalam penyusunan Tugas Akhir ini.*

*Special thanks to **teman teman Cabe Icha, Kiki, Rizka, Maria, Anis, mbak Linda, Fadhil, Om Sidiq** atas hiburan, dukungan, canda tawa, kekonyolan ,dan telah menerima segala kekuranganku, sangat mengerti aku ,dan selalu menemaniku disaat masa sulitku...Semoga Allah swt membalas segala kebaikan.Aamiin ya Allah...*

*Partner perjuangan Tugas Akhir **Annisa Sholicha**. Teman satu pembimbing **Robby dan Syelda** atas kerjasamanya. Terima kasih sudah menemani hari-hariku dalam penyusunan Tugas Akhir ini.*

***Seluruh saudara seperjuangan Teknik Kimia angkatan 2012** yang tidak bisa disebut satu per satu, terima kasih banyak atas kebersamaannya selama masa perkuliahan..*

(Bayu P Setiawan)

DAFTAR ISI

Halaman Judul.....	i
Halaman Pernyataan.....	ii
Halaman Pengesahan Pembimbing.....	iii
Halaman Pengesahan Penguji.....	iv
Kata Pengantar.....	v
Halaman Motto.....	vii
Halaman Persembahan.....	viii
Daftar Isi.....	xi
Daftar Tabel.....	xv
Daftar Gambar.....	xviii
Abstraksi.....	xix
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik.....	1
1.1.1 Potensi CPO Parit.....	4
1.1.2 Kebutuhan Biodiesel.....	7
1.2 Tinjauan Pustaka.....	9
1.2.1 Biodiesel.....	9
1.2.2 Proses Pembuatan Biodiesel.....	14
1.2.3 Penjelasan CPO Parit.....	27

BAB II PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Bahan Produk dan Bahan Baku.....	33
2.2 Pengendalian Kualitas Produk	35
2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	35
2.2.2 Pengendalian Kualitas Produk	35
2.2.3 Pengendalian Proses.....	38
2.2.4 Pengendalian Waktu.....	39
2.2.5 Pengendalian Bahan Proses.....	39

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses	40
3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku.....	41
3.1.2 Tahap Reaksi.....	41
3.1.3 Tahap Pemurnian Produk.....	44
3.2 Spesifikasi Alat	45
3.2.1 Spesifikasi Alat Proses.....	45
3.3 Perencanaan Produksi	84
3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku	84
3.3.2 Analisis Kebutuhan Alat Proses.....	84

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik	86
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	86
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	88
4.2 Tata Letak Pabrik.....	89

4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses	93
4.4 Alir Proses dan Material	96
4.4.1 Neraca Massa	96
4.4.2 Neraca Panas	106
4.4.3 Diagram Alir Kualitatif	113
4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif	114
4.5 Pelayanan Teknik (<i>Utilitas</i>)	115
4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	115
4.5.2 Unit Pembangkit <i>Steam</i>	125
4.5.3 Unit Pembangkit Listrik	126
4.5.4 Unit Penyediaan Udara Instrumen	130
4.5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar	130
4.5.6 Spesifikasi Alat – Alat Utilitas	130
4.6 Organisasi Perusahaan	144
4.6.1 Bentuk Perusahaan	144
4.6.2 Struktur Organisasi Perusahaan	144
4.6.3 Tugas dan Wewenang	149
4.6.4 Pembagian Jam Kerja	153
4.6.5 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji	155
4.7 Evaluasi Ekonomi	160
4.7.1 Harga Alat	161
4.7.2 Dasar Perhitungan	165
4.7.3 Perhitungan Biaya	166

4.7.4 Analisa Kelayakan 167

4.7.5 Hasil Perhitungan 172

BAB V PENUTUP

5.1 Kesimpulan 175

5.2 Saran..... 175

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN A

LAMPIRAN B

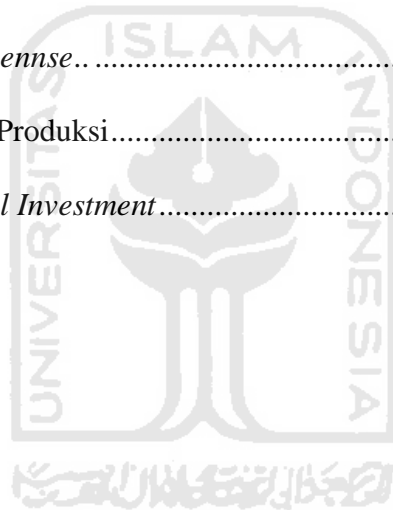


DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Pemasaran Minyak Dalam Negeri Satuan Kilo Liter	4
Tabel 1.2 Perkiraan Potensi Produksi Biodiesel dari CPO Parit menurut wilayah	6
Tabel 1.3 Proyeksi Kebutuhan Biodiesel di Indonesia	8
Tabel 1.4 Syarat Mutu Biodiesel SNI 04-7182-2006.....	12
Tabel 1.5 Karakteristik CPO Parit	31
Tabel 1.6 Komposisi Asam Lemak (Fatty Acid) Dari CPO Parit.....	32
Tabel 2.1 Spesifikasi Produk.....	33
Tabel 3.1 Spesifikasi Bahan Baku	34
Tabel 3.2 Kebutuhan Bahan Baku	85
Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik.....	91
Tabel 4.2 Neraca Massa Pada Mixer-01	96
Tabel 4.3 Neraca Massa Pada Reaktor-01A.....	97
Tabel 4.4 Neraca Massa Pada Reaktor-01B.....	98
Tabel 4.5 Neraca Massa Pada Reaktor-02A	99
Tabel 4.6 Neraca Massa Pada Reaktor-02B.....	100
Tabel 4.7 Neraca Massa Pada Mixer-02.	101
Tabel 4.8 Neraca Massa Pada Washing tank 01	102
Tabel 4.9 Neraca Massa Pada Decanter 01	103
Tabel 4.10 Neraca Massa Pada Adsorber 01	104
Tabel 4.11 Neraca Massa Pada Vaporizer 01	105

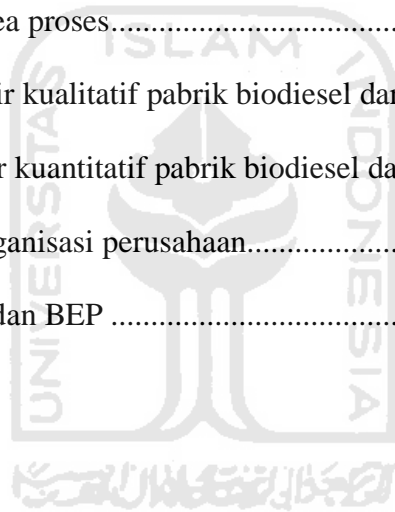
Tabel 4.12 Neraca Massa Pada Menara Destilasi 01	106
Tabel 4.13 Neraca Panas Mixer 01	106
Tabel 4.14 Neraca Panas Heater 01	107
Tabel 4.15 Neraca Panas Reaktor 01	108
Tabel 4.16 Neraca Panas Reaktor 02	109
Tabel 4.17 Neraca Panas Mixer 02.....	109
Tabel 4.18 Neraca Panas Washing Tank 01.....	110
Tabel 4.19 Neraca Panas Vaporizer 01	110
Tabel 4.20 Neraca Panas Menara Destilasi 01.....	111
Tabel 4.21 Neraca Panas Cooler 02.....	111
Tabel 4.22 Neraca Panas Cooler 03.....	112
Tabel 4.23 NeracaPanas Cooler 04.....	112
Tabel 4.24 Syarat Air umpan boiler.....	116
Tabel 4.25 Kebutuhan Air Pendingin.....	123
Tabel 4.26 Kebutuhan Air Pembangkit Steam.....	124
Tabel 4.27 Kebutuhan Air Proses	124
Tabel 4.28 Kebutuhan Air Perkantoran dan Rumah Tangga	125
Tabel 4.29 Kebutuhan Listrik Alat Proses.....	127
Tabel 4.30. Jadwal Kerja Karyawan Shift	150
Tabel 4.31 Penggolongan Jabatan.....	151
Tabel 4.32 Jumlah Karyawan dan Gaji Masing-Masing Karyawan	152
Tabel 4.33 Harga CEP Index	157
Tabel 4.34 Harga Alat Pada Tahun 2016.....	158

Tabel 4.35. <i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	166
Tabel 4.36 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	166
Tabel 4.37 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	167
Tabel 4.38 <i>Direct Manufacturing Cost</i>	167
Tabel 4.39 <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	168
Tabel 4.40 <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	168
Tabel 4.41 <i>Total Manufacturing Cost</i>	169
Tabel 4.42 <i>Working Capital</i>	169
Tabel 4.43 <i>General Expennse</i>	170
Tabel 4.44 Total Biaya Produksi.....	170
Tabel 4.45 <i>Total Capital Investment</i>	170



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Hubungan Pengaruh Kadar Air Terhadap Yield Metil Ester	28
Gambar1.2 Rumus Bangun Trigliserida	28
Gambar 3.1 Reaksi Esterifikasi di Dalam Reaktor	42
Gambar 3.2 Reaksi Transesterifikasi di dalamreaktor	43
Gambar 4.1 Tata letak pabrik.....	92
Gambar 4.2 Lay out area proses.....	95
Gambar 4.4 Diagram alir kualitatif pabrik biodiesel dari CPO Parit.....	113
Gambar 4.5Diagram alir kuantitatif pabrik biodiesel dari CPO Parit.....	114
Gambar 4.6 Struktur organisasi perusahaan.....	155
Gambar 4.8 Nilai SDP dan BEP	174



ABSTRACT

As of today, the Indonesian Rely the energy needs only from fossils fuel. In other hand the demand of fuel oil in Indonesia increase every year. Biodiesel can bean alternative fuel which is able to be applied in Indonesia. Pre-design of Biodiesel production from Sludge palm oil with a capacity of 60,000 tons per year was established with a number of considerations, those are availability of raw materials in Indonesia and the results obtained from the reaction. The factory is planned to be in collaboration with PMKS that exist around the plant site, so the plant does not need to pay in obtaining raw materials. The source of the raw material is from PMKS plant PT. Sinar Mas, PT. Wilmar International group and PT. Golden Agri. The source from the PMKS is adjusted to the desired amount of plant capacity.

Making of biodiesel from Sludge palm oil was conducted by esterification process using acid catalyst, followed by the transesterification process using alkaline catalyst. The factory was in operation for 330 days per year in 24 hours. The products is predicted to fulfill the needs of biodiesel in Dumai, Riau. The area of the plant is 5,154 m². The reaction will be run using a Continuous stirred tank Reactor (CSTR) with the conversion reaction in esterification reactor at 97% and the conversion in transesterification reactor at 99%.

In utility,we need water cooler is 142542,9531 Kg/hour,water steam is 5523,3584 kg/hour,water process is 2405,4590 Kg/hour,water to office and households is 3030 kg/hour, fuel is 453,914 Kg/hour,and electricity is 140,64 Kwatt .The results of the economic analysis shows that Total capital investment is Rp 520,499,429,061.28 ,Fixed Capital is 412,268,392,050.96 ,Working capital is Rp 108,231,037,010.32,Profit before tax is Rp 122,738,991,677.13 ,Profit after tax is 98,191,193,341.71 ,BEP value is 42.84%, SDP percentage is 15.96%, ROI before tax is 29.8% ,ROI after tax is 23.8%,POT before tax is 2.5 year,and POT after tax is 2.95 year. The results of the economic analysis indicates that Biodiesel Plant from Sludge Palm oil with the capacity of 60,000 tons/year is visible to be built and included in the low risk chemical plants.

Keywords: Sludge Palm oil, Biodiesel, esterification, transesterification.

ABSTRAKSI

Selama ini masyarakat Indonesia hanya sering menggantungkan kebutuhan energi BBM bersumber pada minyak yang terbuat dari bahan fosil. Padahal Kebutuhan bahan bakar minyak (BBM) di Indonesia meningkat setiap tahun. Biodiesel merupakan bahan bakar alternatif yang sesuai untuk diterapkan di Indonesia. Pra-Rancangan pabrik Biodiesel dari CPO Parit dengan kapasitas 60.000 ton per tahun didirikan dengan berbagai pertimbangan yaitu, ketersediaan bahan baku di Indonesia dan hasil yang diperoleh dari reaksi. Pabrik ini beroperasi selama 330 hari tiap tahun dalam 24 jam. Produk yang dihasilkan di gunakan untuk memenuhi kebutuhan biodiesel di Dumai, Riau. Luas dari pabrik adalah 5.154 m². Pabrik ini direncanakan akan bekerja sama dengan PMKS (Pabrik Pengolahan Minyak Sawit) yang ada disekitar lokasi pabrik, sehingga pabrik tidak perlu mengeluarkan biaya dalam memperoleh bahan baku. Adapun sumber bahan baku pabrik direncanakan berasal dari PMKS PT.Sinar Mas, PT.Wilmar International group dan PT.Golden Agri. Bahan baku ini disesuaikan dengan jumlah kapasitas pabrik yang diinginkan.

Pembuatan biodiesel dari CPO Parit dilakukan dengan menggunakan proses esterifikasi dengan menggunakan katalis asam dan dilanjutkan dengan proses transesterifikasi menggunakan katalis basa. Reaksi akan dijalankan menggunakan Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan konversi reaksi pada reaktor esterifikasi 97% dan konversi pada reaktor transesterifikasi sebesar 99%.

Pada unit utilitas, kebutuhan air pendingin adalah 142542,9531 Kg/jam, air steam 5523,3584 Kg/jam, air proses 2405,4590 kg/jam, air perkantoran dan rumah tangga 3030 kg/jam, bahan bakar 453,914 kg/jam serta kebutuhan tenaga listrik adalah 140,64 Kwatt. Hasil analisa ekonomi menunjukkan bahwa Total biaya investasi adalah Rp.520.499.429.061,2, Modal tetap Rp.412.263.392.050,96, Modal kerja Rp.108.231.037.010,32, Keuntungan sebelum pajak Rp.122.738.991.677,13, Keuntungan setelah pajak Rp.98.191.193.341,71, nilai BEP sebesar 42,84% dan presentase SDP sebesar 15,96%. ROI sebelum pajak 29,8%, ROI setelah pajak 23,8%, POT sebelum pajak 2,514 tahun, dan POT setelah pajak 2,95 tahun. Hasil analisa ekonomi menunjukkan bahwa Pabrik Biodiesel dari CPO Parit dengan kapasitas produksi sebanyak 60.000 ton/tahun dapat dibangun dan termasuk dalam pabrik kimia dengan resiko rendah.

Kata kunci : CPO Parit, Biodiesel, Esterifikasi, Transesterifikasi.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Pada dasarnya kehidupan manusia tidak akan pernah bisa lepas dari kebutuhan energi. Selama ini masyarakat Indonesia hanya sering menggantungkan kebutuhan energi BBM bersumber pada energi minyak yang terbuat dari fosil. Padahal cadangan energi fosil di Indonesia dan dunia semakin hari semakin menipis, sedangkan kebutuhan energi terus meningkat. Banyak yang memperkirakan bahwa minyak bumi di Indonesia dengan tingkat konsumsi seperti saat ini akan habis dalam waktu 10-15 tahun lagi. Saat ini, bahan bakar fosil berkontribusi sebesar 94% terhadap bauran energi nasional, yang terdiri atas 47% berbasis minyak bumi, 21% gas bumi, dan 26% batubara. Dengan pertumbuhan ekonomi 6,3 – 6,8 per tahun, kebutuhan energi diproyeksikan tumbuh sekitar 6% per tahun sampai dengan 2014. Pemerintah Indonesia menargetkan pada tahun 2025 kontribusi minyak bumi sekitar 20%, gas bumi 30% dan energi terbarukan 17%. Pemerintah Indonesia tengah melakukan berbagai program untuk menurunkan ketergantungan terhadap minyak bumi termasuk program konversi minyak tanah ke LPG dan meningkatkan penggunaan gas bumi pada konsumen rumah tangga dan industri. Pemerintah menerbitkan *blue print* Pengelolaan Energi Nasional 2010-2025 yang disiapkan menjadi dasar penyusunan pola pengembangan dan pemanfaatan energi secara nasional hingga 2025. Pengelolaan energi nasional didasari Pasal 33 UUD 1945 diterapkan melalui visi untuk

merealisasikan terjaminnya energi dengan harga wajar. Penyusunan *blue print* merupakan tindak lanjut dari Peraturan Presiden (Perpres) No. 5/2006 tentang Kebijakan Energi Nasional. Kebijakan Energi Nasional tersebut berisi tentang target penggunaan *biofuel* sebesar 5% dari total energi *mix* pada tahun 2025 dan instruksi Presiden No.1 Tahun 2006 tentang penyediaan dan pemanfaatan bahan bakar nabati (*biofuel*) sebagai bahan bakar lain di Indonesia. Dalam Peraturan Menteri ESDM No 25/2013, telah ditetapkan kewajiban melakukan bauran (*mandatory blending*) Biodiesel sebesar 10% per Januari 2014, dan 20% per Januari 2016 sampai dengan 2020. Mandatori Biodiesel pada 2013-2015 ditetapkan sebesar 10%. Namun ke depan persinya akan terus meningkat menjadi 20% pada 2016-2020. Jika konsumsi solar pada 2016 sebanyak 38,20 juta kl, konsumsi Biodiesel bisa mencapai 7,64 juta kl. Sementara itu, pada 2020 konsumsinya diperkirakan menjadi 9,29 juta kl atau 20% dari total konsumsi solar 46,43 juta kl. (CDMI, Potensi Bisnis dan Pelaku Utama Industri, 2015).

Selama tahun 2011, total pasokan energi primer Indonesia sebesar 1.686,4 juta SBM. Jumlah ini meningkat 15% jika dibandingkan dengan pasokan energi primer tahun sebelumnya. Di sisi permintaan, membaiknya perekonomian Indonesia yang ditunjukkan dengan meningkatnya pertumbuhan ekonomi hingga mencapai 6,0% telah ikut mendorong peningkatan konsumsi energi nasional tahun 2011 hingga 2,8% dibandingkan tahun sebelumnya atau sebesar 1.112,1 juta SBM. (*Handbook of Energy and Economic Statistic of Indonesia 2012*).

Melihat kenyataan yang ada saat ini dengan sedikitnya persediaan minyak bumi perlu dipikirkan pencarian sumber energi alternatif pengganti minyak bumi.

Sumber energi baru yang dikembangkan haruslah yang terbarukan dan lebih ramah lingkungan. Salah satu pilihan alternatif sumber energi baru pengganti solar yang berbahan dasar minyak bumi adalah Biodiesel. Biodiesel mempunyai beberapa keunggulan apabila dibandingkan dengan solar. Beberapa keunggulan Biodiesel diantaranya adalah bahan baku yang terbarukan, tidak tergantung minyak bumi dan gas alam, gas buang hasil pembakaran Biodiesel lebih ramah lingkungan karena hampir tidak mengandung gas SO_x, akselerasi mesin lebih baik, dan tarikannya lebih ringan. Banyak negara termasuk Indonesia, mengalami masalah kekurangan bahan bakar minyak. Indonesia telah mengimpor bahan bakar minyak terutama bahan bakar diesel/solar untuk kebutuhan negara dengan jumlah yang cukup besar. Maka berdasarkan pertimbangan tersebut, pabrik Biodiesel dapat didirikan di Indonesia, sehingga kebutuhan dalam negeri dapat terpenuhi, menghemat devisa negara serta dapat membuka lapangan kerja sehingga mengurangi tingkat pengangguran.

Berikut adalah data kebutuhan BBM di Indonesia selama beberapa tahun terakhir.

Tabel 1.1 Data pemasaran minyak dalam negeri satuan kilo liter

Jenis BBM	2007	2008	2009	2010	2011
Avgas	2054	2003	1687	2231	2316
Avtur	2143001	2635670	2760678	3527382	3562126
Bensin	16616343	19226083	21335314	23929379	26447230
Minyak Tanah	9099893	7901595	4779818	2845486	2984939
Minyak Solar	24780885	26999434	26691227	27653973	26391275
Minyak Diesel	675008	180997	145192	167733	133589
Minyak Bakar	3933074	4969526	4480563	4316705	3904580

Sumber : Kementerian ESDM Republik Indonesia 2014

1.1.1 Potensi CPO Parit

Pada tahun 2005 Indonesia memiliki 360 pabrik CPO dengan produksi 11,6 juta ton dan dihasilkan limbah cair sebanyak 0,355 juta ton. Limbah cair kelapa sawit memiliki BOD sebesar 25.000 mg/l, COD sebesar 50.000 mg/l dan pH 4,2 (bersifat asam) limbah ini akan menimbulkan masalah bagi lingkungan hidup jika dibuang secara langsung. Menurut Kementerian Lingkungan Hidup batasan limbah yang dibuang ke alam adalah 100 mg/l untuk

BOD, 350 mg/l untuk COD dan kisaran pH sebesar 6 – 9. Jika limbah cair ini dimanfaatkan untuk keperluan produksi Biodiesel dengan perkiraan hilang sebesar 10% maka kemungkinan FAME (*Fatty Acid Methyl Ester*) yang akan dihasilkan sebesar 0,320 juta ton yang bisa diolah menjadi 7,093 juta liter Biodiesel/tahun. (Afrizal, 2007).

CPO Parit merupakan limbah minyak kelapa sawit yang dihasilkan dari proses penjernihan minyak kelapa sawit dari impuritisnya. Pada limbah CPO Parit, masih mengandung CPO yang bisa digunakan sebagai bahan baku pembuatan Biodiesel. Komposisi yang terdapat dalam minyak CPO parit terdiri dari trigliserida – trigliserida (memiliki kandungan paling banyak dalam minyak nabati), asam lemak bebas / FFA, monogliserida, dan digliserida serta beberapa komponen lain seperti vitamin, mineral, atau sulfur.

Potensi CPO parit yang dapat diperoleh untuk pemanfaatan Biodiesel biasanya mencapai satu atau dua persen saja dari total produksi CPO. Potensi ekstraksi bahan baku Biodiesel dari CPO parit diperkirakan mencapai dua persen dari total produksi CPO. Secara ekonomi pengembangan Biodiesel berbahan baku CPO parit cukup kompetitif karena harga CPO parit tersebut hanya Rp. 400/kg (Wirawan, 2004 dalam Agus Sugiyono 2005:38).

Kelebihan pembuatan Biodiesel dengan bahan baku limbah cair CPO adalah sebagai berikut:

1. Meniadakan pencemaran limbah terhadap pencemaran air tanah dan sungai

2. *Transfer Pricing* karena penggunaan Biodiesel berbahan baku ini akan menekan pokok produksi CPO. Harga solar untuk keperluan industri per 1 Juli 2006 Rp 6.321,22 – Rp 6.595,70 per liter (berdasarkan *suplay point*). Apabila Pabrik CPO menggunakan Biodiesel berbahan baku ini, maka biaya yang dikeluarkan hanya Rp. 4.785,00 perliter (harga standar yang dibuatkan untuk Biodiesel mutu standar) harga ini dapat ditekan lagi karena CPO parit hanya Rp.400,00 perliter. Harga ini dapat ditekan lagi jika terjadi kontrak tetap dengan pabrik CPO yang ada karena akan dapat terbantu terhadap solusi limbah cair yang di hasilkan.
3. Memperoleh CDM (*Clean Development Mechanism*).
4. Bisa di bangun terintegrasi dengan pabrik CPO karena berfungsi sebagai pengolah limbah.

Tabel 1.2 Perkiraan Potensi Produksi Biodiesel dari CPO Parit menurut Wilayah

Wilayah	2000		2001		2002		2003		2004	
	Ribu ton	PJ	Ribu ton	PJ	Ribu ton	PJ	Ribu ton	PJ	Ribu ton	PJ
Sumatera	1187,7	4,70	123,3	4,88	147,4	5,83	143,1	5,66	178,0	7,04
Jawa	0,6	0,02	0,6	0,03	0,6	0,02	0,6	0,03	0,9	0,04
Kalimantan	13,3	0,53	15,0	0,59	19,1	0,76	8,8	0,35	27,1	1,07
Sulawesi	2,1	0,08	2,6	0,11	4,7	0,19	4,8	0,19	4,7	0,19

Papua	1,6	0,06	1,7	0,07	1,3	0,05	1,3	0,05	1,2	0,05
Indonesia	136,4	5,40	143,4	5,67	173,2	6,28	158,8	6,28	212,0	8,39

Sumber : Diolah berdasarkan Statistik Perkebunan 2000-2004

Catatan : PJ = Peta Joule

CPO Parit adalah merupakan 2% dari total produksi CPO

1.1.2 Kebutuhan Biodiesel

Mesin disel banyak digunakan dalam kehidupan sehari-hari. Mulai dari alat transportasi, alat-alat berat, hingga alat-alat industri kebanyakan menggunakan mesin diesel . Kebutuhan bahan bakar diesel dapat diukur dari banyaknya jumlah alat-alat tersebut yang semakin hari semakin banyak. Kebanyakan dari mesin diesel tersebut masih menggunakan bahan bakar berbasis petroleum (petrodiesel). Padahal, kebutuhan bahan bakar diesel tersebut tidak didukung oleh ketersediaan petrodiesel yang semakin hari semakin langka.

Biodiesel adalah monoalkil ester dari minyak nabati atau lemak hewan. Keuntungan paling baik dari Biodiesel bila dibandingkan dengan petrodiesel adalah Biodiesel merupakan bahan bakar yang ramah lingkungan. Dengan karakteristik terbakar yang hampir sama dengan petrodiesel, emisi yang dihasilkan dari pembakaran Biodiesel lebih sedikit dibanding petrodiesel. Dengan kata lain Biodiesel mungkin memiliki efisiensi yang lebih baik dari bensin.

Peluang untuk mengembangkan potensi pengembangan Biodiesel di Indonesia cukup besar, mengingat saat ini penggunaan minyak solar mencapai sekitar 40 % penggunaan bahan bakar minyak untuk transportasi. Sedang penggunaan solar

pada industri dan PLTD adalah sebesar 74% dari total penggunaan bahan bakar minyak pada kedua sektor tersebut. Permintaan solar, khususnya sektor transportasi terus meningkat. Selain itu ada kecenderungan harganya semakin kompetitif. Sehingga jika dikembangkan secara terpadu dapat memacu perekonomian masyarakat (*Menteri ESDM Purnomo Yusgiantoro*). Untuk itulah substitusi Biodiesel untuk solar memiliki peluang yang cukup besar.

Tabel 1.3 Proyeksi kebutuhan Biodiesel di Indonesia

No	Tahun	Kebutuhan Biodiesel (Juta Kiloliter)
1	2006	0,22
2	2007	0,88
3	2008	1,06
4	2009	1,25
5	2010	1,44
6	2011	1,63
7	2012	1,82
8	2013	2,01
9	2014	2,20

Sumber: *Handbook Of Energy and Economic Statistic of Indonesia, ESDM 2014*

Ada beberapa faktor yang menjadi pertimbangan dalam mendirikan pabrik Biodiesel dari CPO Parit, yaitu :

- a. Memenuhi kebutuhan Bahan Bakar Minyak (BBM) di Indonesia

- b. Tersedianya bahan baku CPO Parit dan bahan baku pendukung lainnya didalam negeri, seperti dari PT Wilmar Internasional Group, PT. Sinar Mas, PT Kaltim Metanol Industri di Bontang dan lainnya yang tentunya menjadikan harga bahan baku relatif lebih murah.
- c. Kapasitas dari kebutuhan Biodiesel pada tahun 2020 akan naik menjadi 17 juta kilo liter.
- d. Pendirian pabrik ini diharapkan dapat mengurangi ketergantungan Indonesia terhadap impor BBM dari luar negeri, sehingga dapat menghemat devisa negara.
- e. Dari segi sosial ekonomi, pendirian pabrik Biodiesel ini dapat menyerap tenaga kerja dan meningkatnya perekonomian masyarakat, khususnya masyarakat yang tinggal disekitar pabrik daerah Dumai, Riau.

Dengan memperhatikan hal-hal tersebut di atas, maka pendirian pabrik Biodiesel dari CPO Parit di Indonesia merupakan gagasan yang perlu dikaji lebih lanjut sebagai investasi yang menguntungkan di masa yang akan datang.

1.2 Tinjauan Pustaka

1.2.1 Biodiesel

Biodiesel adalah bahan bakar yang terdiri atas mono-alkil ester dari *fatty acid* rantai panjang, yang diperoleh dari minyak tumbuhan atau lemak binatang (Soerawidjaja,2005; *National Biodiesel Board – NBB, 2003*). Biodiesel merupakan bahan bakar alternatif untuk mesin diesel yang diformulasikan khusus untuk mesin diesel dengan berbagai kelebihan antara lain tidak perlu modifikasi mesin, mudah digunakan, ramah lingkungan, tercampurkan dengan minyak diesel

(solar), *biodegradable*, non toksik, serta bebas dari sulfur dan bahan aromatik (Soerawidjaja, 2005; NBB, 2003).

Biodiesel sebagian besar masih diproduksi dari tanaman . Inilah alasan utama mengapa para ilmuwan melihat berbagai bahan baku Biodiesel potensial lainnya, contohnya adalah rumput, alga ,dan CPO Parit. Biodiesel memiliki tingkat polusi yang lebih rendah dari pada solar dan dapat digunakan pada motor diesel tanpa modifikasi sedikitpun. Biodiesel dianggap tidak menyumbang pemanasan global sebanyak bahan bakar fosil. Mesin diesel yang beroperasi dengan menggunakan Biodiesel menghasilkan emisi karbon monoksida, hidrokarbon yang tidak terbakar, partikulat, dan udara beracun yang lebih rendah dibandingkan dengan mesin diesel yang menggunakan bahan bakar petroleum.

Penggunaan Biodiesel mempunyai beberapa keuntungan, menurut studi yang dilakukan *National Biodiesel Board* beberapa keuntungan penggunaan Biodiesel antara lain :

1. Biodiesel mempunyai karakteristik yang hampir sama dengan minyak diesel, sehingga dapat langsung dipakai pada motor diesel tanpa melakukan modifikasi yang signifikan dengan resiko kerusakan yang sangat kecil.
2. Biodiesel memberikan efek pelumasan yang lebih baik daripada minyak diesel konvensional. Bahkan satu persen penambahan Biodiesel dapat meningkatkan pelumasan hampir 30%.

Beberapa manfaat Biodiesel diantaranya adalah sebagai berikut :

1. Mengurangi emisi dari mesin
2. Bahan bakar alternatif pengganti minyak bumi

3. Produk yang dihasilkan tidak mencemari lingkungan
4. Jika 0,4-5% dicampur dengan bahan bakar diesel minyak bumi otomatis akan meningkatkan daya lumas bahan bakar.
5. Titik nyala tinggi 100-150°C (Meletup tidak spontan atau menyala dalam keadaan normal).

Penggunaan dan produksi Biodiesel meningkat dengan cepat, terutama di Eropa, Amerika Serikat, dan Asia, meskipun dalam pasar masih sebagian kecil saja dari penjualan bahan bakar. Jika dipergunakan bersama minyak solar, Biodiesel dapat mengurangi atau menghilangkan belerang dalam minyak diesel. Biasanya belerang dibutuhkan lebih 500 ppm (per 1 juta bagian) atau 0,05% dalam minyak solar untuk menambah pelumasan. Pencampuran Biodiesel dengan solar dapat mengurangi kadar belerang hingga 15 ppm atau 0,0015%. Pencampuran yang dilakukan dengan 1% Biodiesel akan memperoleh 65% pelumasan. Untuk maksud pengurangan kadar belerang ini cukup hanya dengan menambahkan Biodiesel kedalam solar sebanyak 0,4-0,5%. Biodiesel yang bagus adalah biodiesel yang memenuhi standar Nasional Indonesia.

Standar mutu Biodiesel telah dikeluarkan dalam bentuk SNI No. 04-7182-2006, Melalui keputusan Kepala Badan Standarisasi Nasional (BSN) Nomor 73/KEP/BSN/2/2006 tanggal 15 Maret 2006. Standar Mutu Biodiesel Tersebut adalah sebagai berikut :

Tabel 1.4 Syarat Mutu Biodiesel SNI 04-7182-2006

No	Parameter	Satuan	Nilai	Metode Uji
1.	Massa jenis pada 40 ⁰ C	Kg/m ³	850-890	ASTM D 1298
2.	Viskositas kinematik pada 40 ⁰ C	Mm ² /s(cSt)	2,3-6,0	ASTM D 445
3.	Angka Setana		Min.51	ASTM D 613
4.	Titik nyala (mangkok tertutup)	⁰ C	Min.100	ASTM D 93
5.	Titik Kabut	⁰ C	Maks.18	ASTM D 2500
6.	Korosi lempeng tembaga (3 jam pada suhu 50 ⁰ C)		Maks.no 3	ASTM D 130
7.	Residu Karbon -dalam contoh asli -dalam 10% ampas destilasi	%-massa 6	Maks. 0,05 (Maks. 0,3)	ASTM D 4530

Lanjutan Tabel 1.4 Syarat Mutu Biodiesel SNI 04-7182-2006

8.	Air dan Sedimen	%-vol	Maks 0,05	ASTM D 2709 Atau ASTM D 1796
9.	Suhu distilasi 90%	^o C	Maks.360	ASTM D 1160
10.	Abu tersulfaktan	%-massa	Maks. 0,02	ASTM D 874
11.	Belerang	Ppm-m (mg/Kg)	Maks.100	ASTM D 5453 atau ASTM D 1266
12.	Fosfor	Ppm-m (mg/Kg)	Maks.10	AOCS Ca 12-55
13.	Angka Asam	Mg- KOH/Kg	Maks.0,8	AOCS Cd 3d-63 atau ASTM D 664
14.	Gliserol Bebas	%-massa	Maks.0,24	AOCS Ca 14-56 atau ASTM D 6584
15.	Gliserol Total	%-massa	Maks.0,24	AOCS Ca 14-56 atau ASTM D 6584
16.	Kadar ester alkil	%-massa	Min.96,5	Dihitung*
17.	Angka Iodium	%-massa	Maks.115	AOCS Cd 1-25
18.	Uji Halphen		Negatif	AOCS Cb 1-25

$$*kadar\ ester\ (\%-massa) = \frac{100 (As - Aa - 4,57 G_{ttl})}{As}$$

Dengan pengertian :

As Adalah angka penyabunan yang ditentukan dengan metoda

AOCS Cd 3-25, mg KOH/g Biodiesel

Aa Adalah angka asam yang ditentukan dengan metode AOCS Cd

3d-63 atau ASTM D 664, mg KOH/g Biodiesel

G_{ttl} Adalah kadar gliserol total dalam Biodiesel yang ditentukan

Dengan metoda AOCS Ca 14-56,%-massa

1.2.2 Proses Pembuatan Biodiesel

Ada beberapa macam jenis proses diantaranya adalah sebagai berikut :

A. Metode Mikroemulsi

Metode mikroemulsi merupakan salah satu upaya untuk menurunkan viskositas minyak nabati. Metode ini dilakukan dengan melarutkan minyak nabati ke dalam larutan methanol, ethanol atau 1-butanol, tetapi menurut hasil penelitian yang telah dilakukan menunjukkan alkohol yang digunakan sebagai pengemulsi cukup besar, sehingga dapat menaikkan volatilitas dan menurunkan titik nyala.

B. Metode Pirolisis

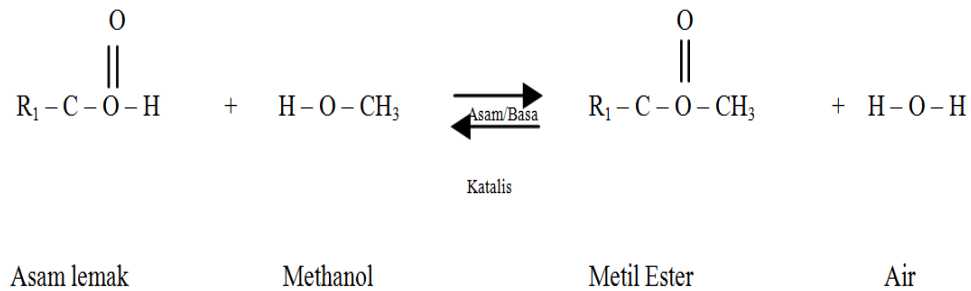
Pirolisis adalah proses dekomposisi minyak nabati secara termal atau dapat juga menggunakan bantuan katalis untuk memutuskan rantai hidrokarbon. Pemutusan rantai minyak nabati secara katalik dilakukan dengan menggunakan katalis yang biasa digunakan pada pemutusan rantai minyak bumi, yaitu SiO_2 atau Al_2O_3 pada suhu $450^{\circ}C$. Produknya

kemudian difraksionasi untuk menghasilkan Biodiesel dan biogasoline. Pada pemutusan rantai katalik, suhu mempengaruhi selektivitas produk. Semakin tinggi suhu, fraksi ringan yang dihasilkan semakin banyak. Keuntungan produk Biodiesel dari metode pirolisis yaitu adanya kemiripan dengan struktur bahan bakar diesel dari minyak bumi, tetapi kelemahan metode ini adalah karena prosesnya tidak boleh terdapat oksigen, maka bahan bakar yang dihasilkan tidak teroksidasi dan peralatan yang digunakan pada metode ini relatif mahal.

C. Esterifikasi

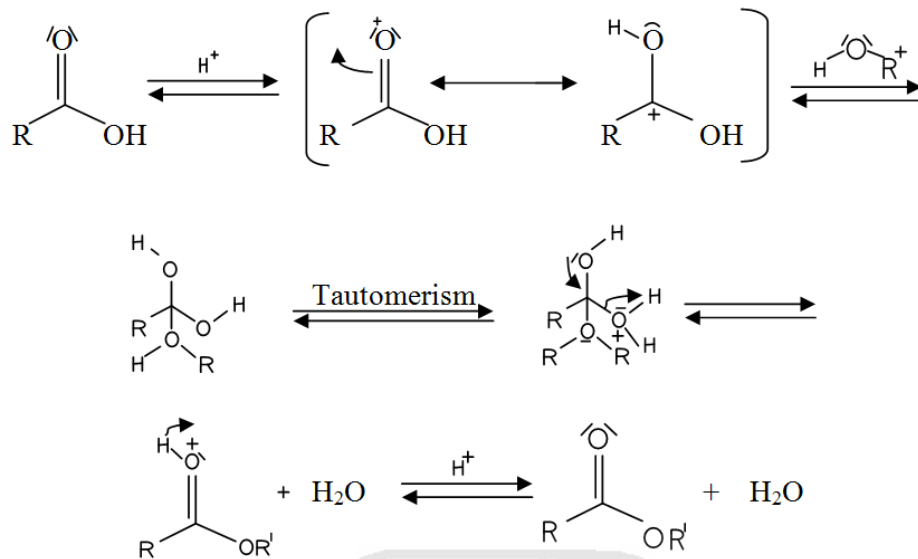
Reaksi esterifikasi adalah reaksi yang terjadi antara asam lemak bebas dengan methanol menghasilkan alkil ester dan air. Reaksi ini cocok diterapkan untuk bahan baku yang berkadar FFA tinggi. Reaksi ini menjadi solusi bagi pengolahan Biodiesel yang bersumber bahan baku kualitas rendah seperti minyak goreng bekas, CPO Parit, dan lain-lain. Pengolahan bahan baku yang mengandung asam lemak bebas >5 mg KOH/g melalui reaksi transesterifikasi memicu terjadinya reaksi penyabunan. Bahan baku yang memiliki kadar FFA tinggi biasanya diproses melalui dua proses sekaligus. Pertama adalah tahap penurunan kadar FFA melalui reaksi esterifikasi. Selanjutnya, diikuti reaksi transesterifikasi sebagai reaksi utama produksi Biodiesel. Umumnya dalam reaksi esterifikasi digunakan katalis asam, contohnya asam sulfat, asam klorida maupun resin penukar kation asam.

Berikut ini persamaan reaksi esterifikasi asam lemak dan metanol.



Persamaan (1.1)

Sama halnya dengan reaksi transesterifikasi, reaksi ini juga merupakan reaksi bolak-balik sehingga konversi asam lemak menjadi produk dipengaruhi oleh keseimbangan reaksi. Oleh karena itu, untuk mendapatkan jumlah produk yang tinggi, diperlukan jumlah metanol yang berlebih pula. Selain itu, dapat pula dicapai dengan segera memisahkan produk samping (air). Reaksi ini tergolong reaksi endotermis yang mana semakin tinggi suhunya semakin cepat laju reaksinya dan cenderung menggeser keseimbangan reaksi ke kanan. Namun, berdasarkan hasil eksperimen yang telah teruji, suhu maksimum yang dapat digunakan adalah 120 °C. Berikut ini adalah mekanisme reaksi esterifikasi dengan katalis asam. (Arief Budiman, dkk. 2014)



Persamaan (1.2)

Reaksi di atas diawali dengan protonasi gugus karbonil pada asam lemak sehingga bersifat nukleofilik. Kemudian nukleofil O pada alkohol menyerang nukleofilik C yang berikatan rangkap dengan O. Akibatnya elektron berpindah menuju ion oksonium, membentuk *tetrahedral intermediate*. Katalis asam mendeponasi oksigen pada alkohol. Katalis asam akan membuat gugus $-\text{OH}$ pergi meninggalkan asam lemak sehingga mengubahnya menjadi *leaving group* yang baik melalui protonasi. Pasangan elektron bebas pada oksigen akan membantu mendorong *leaving group* keluar sehingga menghasilkan molekul air. Deprotonasi ion oksonium mewakili karbonil pada produk ester.

Reaksi esterifikasi dipengaruhi oleh beberapa faktor, yaitu sebagai berikut :

1. Suhu

Sebagaimana pada reaksi transesterifikasi, reaksi esterifikasi juga dijalankan pada kisaran suhu didih metanol (60° - 70° C).

Kecepatan reaksi akan meningkat seiring dengan meningkatnya suhu reaksi. Suhu yang tinggi berakibat pada meningkatnya frekuensi tumbukan molekul-molekul reaktan sehingga kecepatan reaksi meningkat meskipun reaksi ini tergolong reaksi endotermis yang mengharapkan suhu tinggi untuk menggeser keseimbangan ke arah produk.

2. Pengadukan

Metanol merupakan senyawa yang tidak mudah larut dalam minyak karena keduanya bersifat *immiscible*. Akibatnya akan terbentuk dua lapisan/fasa antara kedua reaktan tersebut. Adanya pengadukan dapat mempermudah difusi metanol dalam minyak sehingga campuran larutan tersebut menjadi lebih homogen. Adanya pengadukan secara langsung menurunkan hambatan transfer massa dalam cairan.

3. Air

Seperti halnya pada reaksi transesterifikasi, pada reaksi ini keberadaan air juga mempengaruhi *yield* produknya, bahkan pengaruhnya jauh lebih besar daripada reaksi transesterifikasi. Hal tersebut dapat dilihat pada persamaan 1.1. Air merupakan produk samping pada reaksi esterifikasi sehingga jika jumlahnya berlebihan, akan menyebabkan

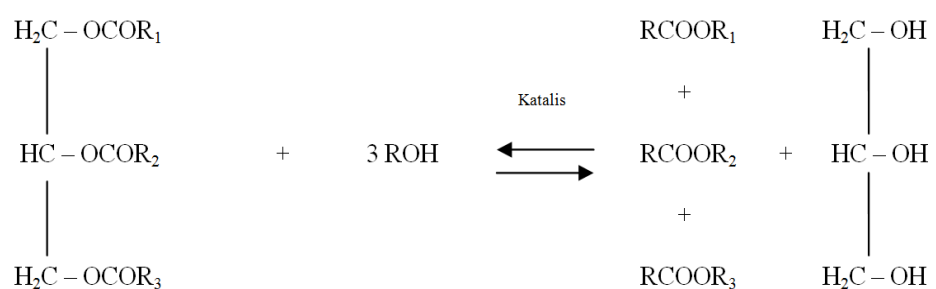
pergeseran keseimbangan ke arah kiri (ke arah reaktan). Jadi jelas apabila kadar air semakin banyak, yield produk akan turun drastis.

4. Perbandingan molar alkohol dan minyak

Untuk minyak dengan kadar FFA yang tinggi, diperlukan jumlah alkohol yang jauh lebih banyak pada reaksi esterifikasi, yaitu 20 : 1 atau 24 : 1, bahkan sering kali hingga 30 : 1 atau 60 : 1. Perbandingan molar menurut stokiometri tidak memberikan konversi FFA yang maksimal.

D. Transesterifikasi

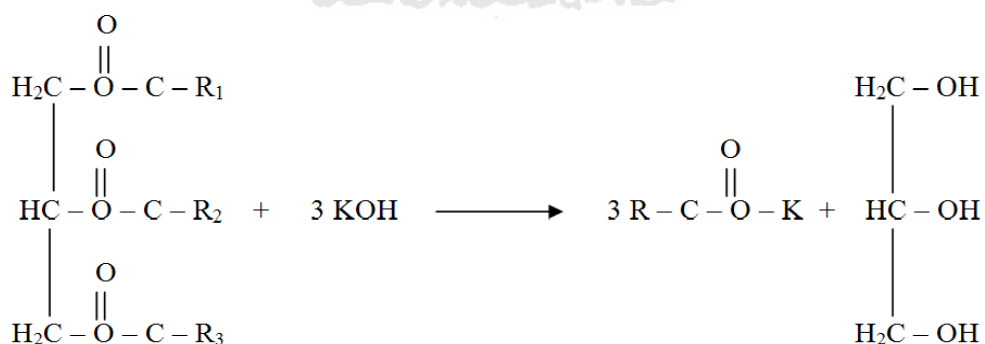
Reaksi transesterifikasi didefinisikan sebagai reaksi antara alkohol dan trigliserida membentuk alkil ester dan gliserol. Alkil ester inilah yang disebut sebagai Biodiesel. Sementara itu, trigliserida adalah komponen utama penyusun minyak dan lemak yang merupakan triester dari gliserol dengan asam-asam lemak. Karena menggunakan alkohol sebagai salah satu reaktannya, reaksi ini sering kali disebut juga sebagai reaksi alkoholis.



Persamaan (1.3)

R dalam persamaan (1.3) merupakan alkil berupa hidrokarbon rantai panjang yang biasa disebut sebagai asam lemak. Dalam reaksi transesterifikasi, diperlukan adanya katalis yang bertujuan untuk mempercepat laju reaksi. Tanpa adanya katalis, dapat dicapai konversi yang tinggi. Namun reaksi akan berjalan sangat lambat.

Reaksi transesterifikasi sangat sensitif terhadap kadar FFA yang terkandung dalam minyak nabati. Menurut beberapa pustaka, kadar FFA maksimal dalam bahan baku yang masih dapat ditoleransi untuk reaksi ini adalah sebesar 1-2,5%. Nilai tersebut setara dengan bilangan asam sebesar 2-5 mg KOH/mg. Kandungan asam lemak yang tinggi memicu terjadinya reaksi samping antara katalis basa dan asam lemak itu sendiri dan akan membentuk sabun. Reaksi tersebut dikenal sebagai reaksi saponifikasi atau reaksi penyabunan, seperti pada reaksi (1.4).



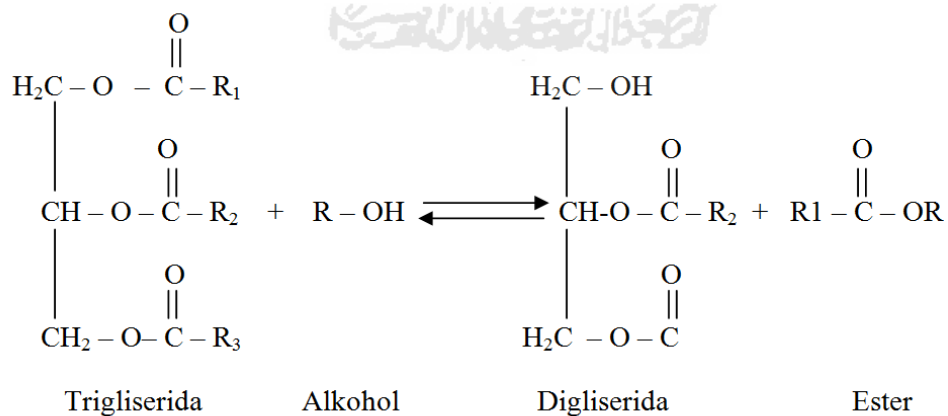
Persamaan (1.4)

Sabun dalam reaksi transesterifikasi tersebut dapat menyulitkan proses pemisahan produk (alkil ester) dengan katalis karena sabun akan mengemulsi campuran saat pencucian. Sementara itu, air terbentuk dapat bereaksi dengan alkil ester melalui reaksi hidrolisis membentuk asam lemak. Reaksi ini justru mengurangi produk Biodiesel dan lebih lanjut dapat memicu terjadinya reaksi penyabunan.

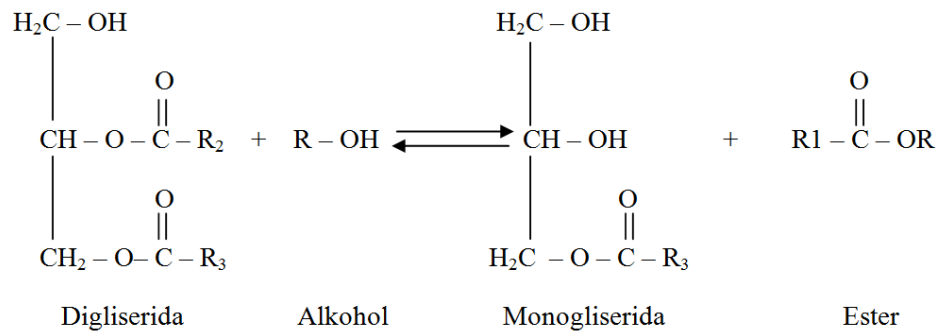


Persamaan (1.5)

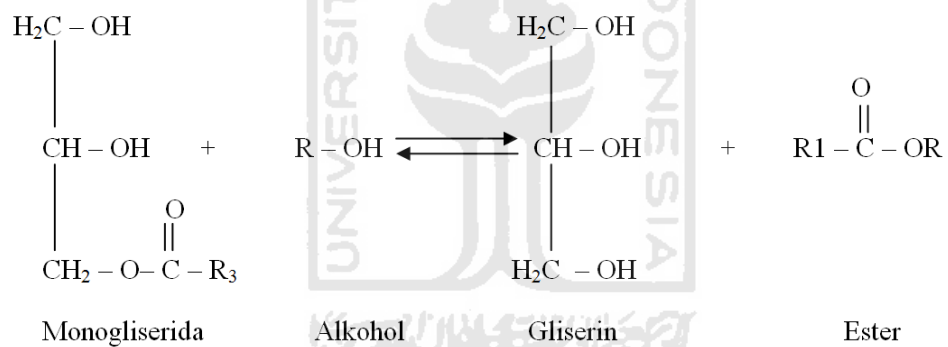
Reaksi pembentukan Biodiesel dari trigliserida meliputi tiga tahapan proses, yaitu:



Persamaan (1.6)

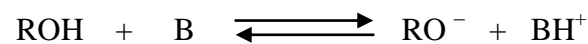


Persamaan (1.7)



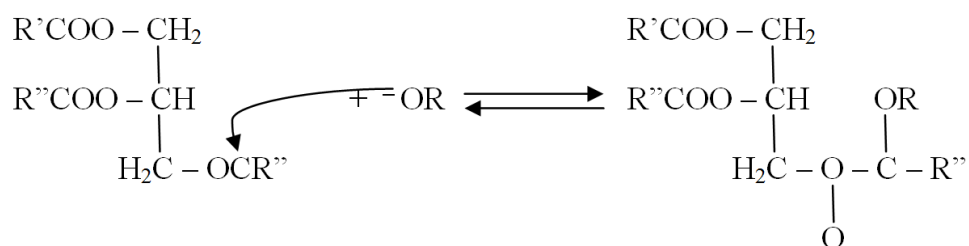
Persamaan (1.8)

Sementara itu mekanisme terjadinya reaksi transesterifikasi adalah:



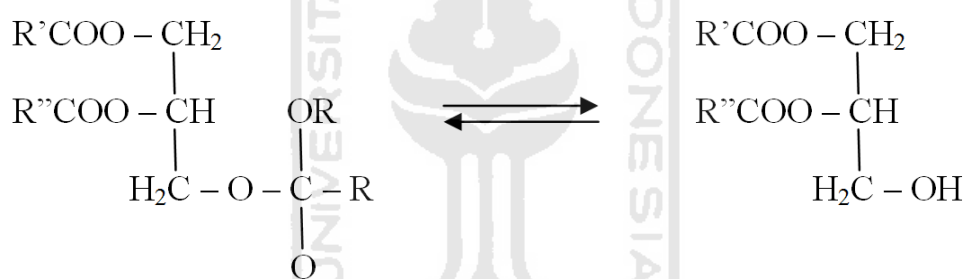
Persamaan (1.9)

Sebagai tahapan permulaan, katalis basa akan bereaksi dengan alkohol menghasilkan alkoksida dan katalis terprotonasi.



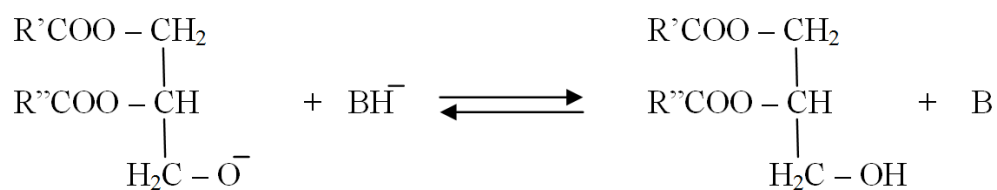
Persamaan (1.10)

Selanjutnya nukleofilik menyerang alkoksida pada gugus karbonil dari trigliserida sehingga terbentuk *intermediate tetrahedral*.



Persamaan (1.11)

Sebagai reaksi lanjutan dari tahap sebelumnya, terbentuklah alkil ester dan anion digliserida.



Persamaan (1.12)

Pada tahap terakhir terjadi deprotonasi katalis dan regenerasi spesies aktif. Spesies aktif ini mampu bereaksi kembali dengan molekul alkohol yang kedua melalui siklus reaksi yang sama.

Reaksi transesterifikasi dipengaruhi oleh beberapa faktor yang berdampak pada laju reaksi maupun besarnya konversi. Faktor-faktor tersebut di antaranya sebagai berikut:

1) Jenis Alkohol

Beberapa jenis alkohol yang digunakan dalam reaksi transesterifikasi di antaranya metanol, etanol, propanol, maupun butanol. Namun, metanol paling banyak dipilih karena harganya yang relatif murah. Di samping itu, metanol merupakan jenis alkohol yang paling reaktif di antara alkohol lainnya. Hal ini disebabkan metanol merupakan alkohol dengan rantai atom C yang paling pendek. Semakin pendek rantai atom C, semakin kecil hambatan steriknya. Hal ini akan mempermudah penyerangan gugus karbonil trigliserida terhadap *alkoxide*. Metanol juga mampu melarutkan dengan baik katalis basa seperti NaOH dan KOH karena kepolarannya tinggi.

2) Perbandingan Molar Alkohol dan Trigliserida

Reaksi transesterifikasi tergolong reaksi *reversible* sehingga untuk mendapatkan jumlah produk yang tinggi, perlu dilakukan upaya untuk menggeser keseimbangan. Agar reaksi bergeser ke arah kanan (produk), jumlah reaktan harus dibuat berlebih. Oleh karena itu, pada reaksi transesterifikasi biasanya digunakan jumlah alkohol yang berlebih. Menurut

stokiometrisnya, jumlah mol alkohol 3 kali lipat dari jumlah mol trigliserida. Namun berdasarkan hasil eksperimen, perbandingan molaritas antara keduanya yang memberikan konversi yang optimal ialah 6 : 1. Molaritas alkohol yang tinggi selain dapat meningkatkan konversi trigliserida juga dapat memperlambat terjadinya reaksi penyabunan.

3) Katalis

Katalis yang dapat digunakan dalam reaksi ini ialah katalis basa, katalis asam, dan katalis yang berupa enzim. Katalis asam memberikan reaksi yang lebih lambat daripada katalis basa. Sementara itu, katalis berupa enzim membutuhkan waktu yang jauh lebih lama dan biaya operasi yang tinggi walaupun kemurnian produk yang diperoleh sangat tinggi. Berdasarkan alasan tersebut, katalis basa lebih disukai daripada jenis katalis lainnya. Beberapa contoh katalis basa tersebut ialah KOH, NaOH, KOCH₃, NaOCH₃, KOC₂H₅, karbonat, NaOC₃H₈, NaOC₄H₁₀. Penggunaan katalis berfungsi untuk meningkatkan laju reaksi sehingga reaksi berjalan lebih cepat. Jumlah katalis yang biasa digunakan dalam reaksi transesterifikasi ialah 0,5-1,5 % berat dari berat minyak nabati. Beberapa jurnal mengatakan bahwa jumlah katalis yang efektif untuk menghasilkan alkil ester 0,5% berat untuk katalis natrium metoksida dan 1% berat untuk katalis natrium hidroksida.

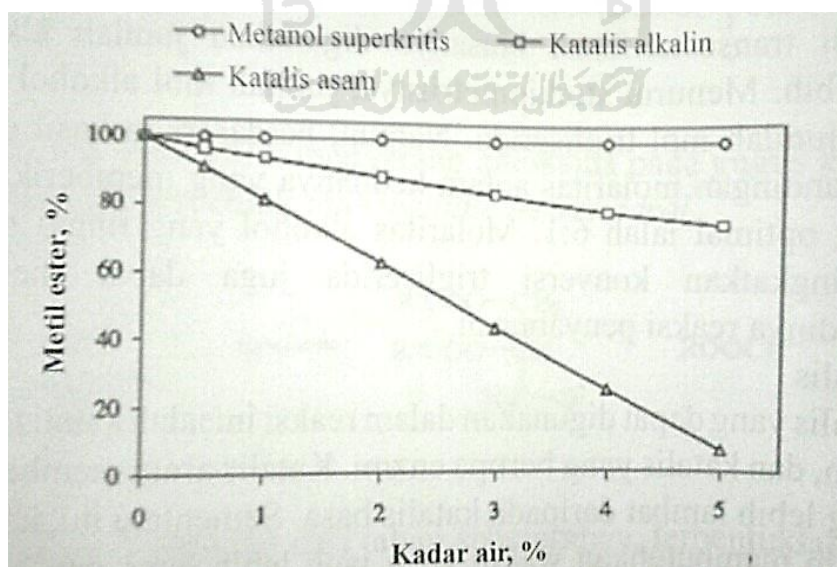
4) Suhu reaksi

Dari persamaan Arrhenius terlihat bahwa semakin tinggi suhu reaksi, semakin besar pula laju reaksinya. Namun hal tersebut bertolak belakang dengan besarnya konversi trigliserida. Reaksi transesterifikasi tergolong reaksi

eksotermis yang kenaikan suhunya justru menggeser keseimbangan reaksi ke arah reaktan. Akibatnya jumlah produk justru berkurang dan konversi turun. Suhu yang terlalu tinggi juga mengakibatkan viskositas Biodiesel semakin rendah dan metanol/alkohol menguap. Oleh karena itu, dipilih suhu reaksi di bawah titik didih metanol. Umumnya untuk reaksi transesterifikasi digunakan suhu reaksi pada kisaran 60°C - 65°C .

5) Air

Keberadaan air dapat menurunkan konsentrasi katalis sehingga dapat menurunkan laju reaksi. Karena sifat NaOH dan KOH yang higroskopis, hendaknya katalis dihindarkan dari uap air di udara dan CO_2 untuk menghindari reaksi samping yang tidak diinginkan. Di bawah ini terdapat grafik hubungan antara *yield* metil ester terhadap banyaknya kuantitas air berdasarkan hasil eksperimen dari Sharma, (2007).



Gambar 1.1 Grafik hubungan pengaruh kadar air terhadap *yield* metil ester

Pada grafik tersebut tampak bahwa seiring dengan bertambahnya jumlah air, *yield* dari metil ester semakin menurun. Hal ini disebabkan karena adanya air memicu terjadinya reaksi samping yang akan menghasilkan gliserol dan asam lemak. Akibat reaksi samping ini, jumlah reaktan yang akan membentuk metil ester menjadi berkurang.

1.2.3 CPO Parit

1.2.3.1 Penjelasan CPO Parit

CPO parit merupakan CPO yang terikat pada air limbah pabrik minyak sawit atau limbah cair hasil proses pengolahan kelapa sawit yang dapat mencemari lingkungan. CPO Parit memiliki BOD sebesar 25.000 mg/l , COD sebesar 50.000 mg/l dan PH 4,2 (bersifat asam) sehingga akan menimbulkan masalah pada lingkungan hidup (Afrizal ,2008) .Penggunaan CPO Parit sebagai bahan baku pembuatan Biodiesel akan memberikan keuntungan yaitu meniadakan pencemaran limbah terhadap air tanah dan sungai, menekan harga pokok produksi CPO (*transfer pricing*), dan memperoleh CDM (*Clean Development Mechanism*). CPO Parit memiliki kandungan CPO yang relatif sedikit yaitu sekitar 2% dari jumlah CPO keseluruhan yang dihasilkan. Karakteristik dari CPO Parit itu sendiri yaitu pada proses pengolahan kelapa sawit menjadi CPO, selain menghasilkan minyak sawit tetapi juga menghasilkan limbah cair atau CPO Parit. Dimana limbah air tersebut berasal dari :

- a) Hasil kondensasi uap air pada unit pelumatan (*digester*) dan unit pengempaan (*pressure*). Injeksi uap air pada unit pelumatan bertujuan mempermudah pengupasan daging buah, sedangkan injeksi uap bertujuan

mempermudah pemerasan minyak. Hasil kondensasi uap air pada kedua unit tersebut dikeluarkan dari unit pengempaan

- b) Kondensat dari *depericarper*, yaitu untuk memisahkan sisa minyak yang terikut bersama batok/cangkang
- c) Hasil kondensasi uap air pada unit penampung biji/inti. Injeksi uap kedalam unit penampung biji bertujuan memisahkan sisa minyak dan mempermudah pemecahan batok maupun inti pada unit pemecah biji.
- d) Kondensasi uap air yang berada pada unit penampung atau penyimpanan inti.

Limbah cair kelapa sawit mengandung konsentrasi bahan organik yang relatif tinggi dan secara alamiah dapat mengalami penguraian oleh mikroorganisme menjadi senyawa-senyawa yang lebih sederhana. Limbah cair kelapa sawit umumnya berwarna kecoklatan kuning, mengandung padatan terlarut dan tersuspensi berupa koloid dan residu minyak dengan kandungan BOD tinggi.

Alur proses pengutipan CPO parit adalah sebagai berikut:

- 1) Hasil bawah dari alat *centrifuge* yang berupa campuran air, kotoran, dan minyak pada pengolahan CPO, mengalir ke parit-parit pembuangan
- 2) Aliran ini berkumpul di suatu tempat yang disebut *pad feed I* yang dilengkapi dengan mesin pengutip minyak.
- 3) Minyak yang terkumpul oleh mesin dialirkan pada tangki penampungan minyak untuk diproses kembali.

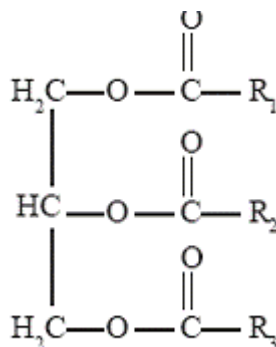
- 4) Sisa minyak yang tidak terkumpul pada mesin pengutip minyak, dialirkan menuju kolam *pad feed* yang mengandung partikel kotoran yang sangat banyak.
- 5) Kemudian aliran *slurry* (air, lumpur yang terbawa, minyak) ini dikumpulkan pada kolam penampungan minyak terakhir yang dilengkapi dengan mesin rotor yang berputar untuk memerangkap minyak lalu dialirkan ke tangki pengumpul minyak. Minyak inilah yang kemudian disebut dengan CPO parit

1.2.3.2 Komposisi dan Karakteristik CPO Parit

Komposisi yang terdapat dalam minyak CPO parit terdiri dari trigliserida-trigliserida (mempunyai kandungan terbanyak dalam minyak nabati), asam lemak bebas /FFA, monogliserida, dan digliserida, serta beberapa komponen-komponen lain seperti *phosphoglycerides*, vitamin, mineral, atau sulfur.

A. Trigliserida

Minyak atau lemak merupakan substansi yang bersifat *non soluble* di air (hidrofilik) terbuat dari satu mol gliserol dan tiga mol asam lemak. Minyak atau lemak juga biasa dikenal sebagai trigliserida (Sonntag,1979). Struktur kimia trigliserida dapat dilihat pada gambar 1.2 .



Gambar 1.2 Rumus bangun trigliserida

R_1, R_2 dan R_3 merupakan rantai hidrokarbon yang berupa asam lemak dengan jumlah atom C lebih besar dari sepuluh. Senyawa inilah yang akan dikonversi menjadi ester melalui reaksi transesterifikasi.

B. Asam Lemak Bebas

Selain mengandung trigliserida, minyak nabati juga mengandung asam lemak bebas (*free fatty acid*), fosfolipid, sterol, air, odorants, dan pengotor-pengotor lainnya. Diantara kandungan-kandungan tersebut yang perlu diperhatikan ialah asam lemak bebas. Asam lemak bebas merupakan pengotor yang tidak boleh ada dalam reaksi transesterifikasi. Asam lemak bebas bereaksi dengan basa (katalis reaksi transesterifikasi) membentuk sabun dan air. Selain itu, reaksi transesterifikasi menghasilkan produk samping berupa gliserin, sehingga adanya asam lemak bebas dalam reaksi transesterifikasi dapat menyebabkan kesulitan dalam pemisahan produk.

Tabel 1.5 Karakteristik CPO Parit

Parameter	Nilai
FFA ,Free fatty Acid (%)	22,33
Peroxide value (meq/kg)	3,2
Moisture content (%)	1,243
Iodine value,IV	52,9
Dirt (%)	0,216
Saponification value (mg KOH/g oil)	190
Unsaponification matter (%)	2,37
Acid value (mg KOH/mg)	44,2134
Density(kg/l)@40 °C	0,8598
Ester value(EV)	113,46
Heat of combustion cal/g	9587,08
Pour point °C	32,4
Cloud point °C	31,7

Sumber : Bioresource Technology, 2010

Tabel 1.6 Komponen CPO Parit

Komponen	% Berat
C ₃ H ₅ (C ₁₅ H ₃₁ COO) ₃	72,84
C ₁₅ H ₃₁ COOH	24,28
H ₂ O	2,26
Impurities (SiO ₂)	0,62

Tabel 1.7 Komposisi trigliseride dan FFA dari CPO Parit

Asam Lemak	Struktur	Berat %
Asam lauric	C12	0,08
Asam Myristic	C14	1,08
Asam Palmitik	C16	46,2
Asam Stearik	C18	4,45
Asam Elaidik	C18-1	37,99
Asam Linoelaidik	C18-2	9,85
Asam linoleat	C18-3	0,02
Asam arachidic	C20	0,33

Sumber : *Bioresource Technology, 2010*

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Tabel 2.1 Spesifikasi Produk

Nama Produk	Biodiesel (<i>Methyl Ester</i>)
Fase	Cair
Rumus Molekul	R-COOCH ₃
Berat Molekul	270 kg/kmol
Spesifik Gravitasi	0,87-0,89 (25 ⁰ C)
Densitas(15 ⁰ C)	0,86 Kg/L
Viskositas (30 ⁰ C)	14,152 cp
Nilai Asam	1 max KOH/g
Titik didih	200 ⁰ C
Flash point	130 ⁰ C
Kelarutan	Tidak larut dalam Air
BM Impuritis (SiO ₂)	60 Kg/kmol
Angka Setana	46-70
Titik asap	-11-16 ⁰ C
Titik tuang	-15-13 ⁰ C
Kemurnian	98,68%
Kapasitas panas	$1,84 \times 10^2 + 2,9 T - 6,26 \times 10^{-3} T^2$ $+ 5,70 \times 10^{-6} T^3$ J/mol.K dan T pada K
Panas Pembentukan	-169,40 Kcal/kmol

Tabel 2.2 Spesifikasi Bahan Baku Yang Dibeli Dari Pasaran

Nama Bahan baku	CPO Parit	Methanol	Asam Sulfat	Kalium Hidroksida	Air
Fase	Cair	Cair	Cair	Padat	Cair
Warna	Kuning	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Putih	Tidak berwarna
Rumus Molekul	$C_3H_5(C_{15}H_{31}COO)_3$	CH_3OH	H_2SO_4	KOH	H_2O
Berat Molekul	311,42	32	98	56	18
Densitas (kg/l)	0,894	0,792	1,833	1,8991	0,9970
Titik didih		65°C	337°C	2415°F	100°C
Kapasitas Panas (Kcal/kmol.K)	406,26	19,4	33,2	15,51	17,99
Panas pembentukan (Kcal/kmol)	-488,83	-51,48	-175,04	-101,33	-68,06
Komposisi	$C_3H_5(C_{15}H_{31}COO)_3$ $C_{15}H_{31}COOH$ H_2O Impurities (SiO ₂)				
Konsentrasi		99,8%	98%	85%	

2.2 Pengendalian Kualitas Produk

2.2.1. Pengendalian Kualitas bahan baku

Pengendalian kualitas pada input dalam sistem produksi merupakan pengendalian kualitas terhadap bahan baku yang digunakan dalam proses produksi. Penggunaan bahan baku merupakan salah satu faktor utama yang mempengaruhi proses produksi, dan akan berpengaruh terhadap kualitas produk yang dihasilkan. Sehingga sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan proses pengujian kualitas bahan baku yang diperoleh. Evaluasi yang akan digunakan yaitu sesuai standar yang telah ditetapkan.

Adapun parameter yang akan diukur adalah :

- a. Kemurnian dari bahan baku CPO Parit, Metanol, H_2SO_4 , dan KOH.
- b. Kandungan dari bahan baku CPO Parit
- c. Kadar air CPO Parit
- d. Kadar zat pengotor

2.2.2 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas pada proses dalam sistem produksi merupakan pengendalian kualitas terhadap proses produksi untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan dimulai dari bahan baku sampai menjadi produk. Sehingga diperlukan alat kontrol untuk setiap proses yang berlangsung yaitu instrumentasi. Instrumentasi adalah peralatan yang dipakai didalam suatu proses kontrol untuk mengatur jalannya suatu proses agar diperoleh hasil yang sesuai dengan yang diharapkan. Alat – alat intrumentasi dipasang pada setiap peralatan

dengan tujuan agar para *engineer* dapat memantau dan mengontrol jalannya proses produksi dilapangan. Dengan adanya instrumentasi ini pula, para *engineer* dapat segera melakukan tindakan apabila terjadi kesalahan dalam proses. Pada dasarnya pengendalian tersebut adalah agar kondisi proses di pabrik mencapai tingkat kesalahan (error) yang paling minimum sehingga produk dapat dihasilkan secara optimal (Considine, 1985 dalam Rizki, 2009).

Fungsi instrumentasi adalah sebagai pengontrol, petunjuk, pencatat, dan pemberi tanda bahaya. Peralatan instrumen bekerja secara mekanik atau dengan tenaga listrik dan pengontrolannya dilakukan secara manual ataupun otomatis. Penggunaan instrumen pada suatu peralatan proses memiliki beberapa pertimbangan ekonomi dan sistem peralatan alat itu sendiri. Pada pemakaian alat-alat tersebut dipasang diatas papan didekat peralatan proses dan dikontrol secara manual atau disatukan dalam satu ruangan kontrol yang dikontrol secara otomatis.

Variabel – variabel proses yang biasanya dikontrol / diukur oleh instrumen adalah :

1. Control variabel (tekanan, suhu, laju alir, dan level cairan)
2. Variabel tambahan seperti densitas, viskositas, panas spesifik, konduktifitas, pH, humiditas, titik embun, komposisi kimia, kandungan kelembaban, dan variabel lainnya.

Pada dasarnya sistem pengendalian terdiri dari (Considine, 1985) :

1. Sensing elemen (*Primary Element*)

Elemen yang merasakan menunjukkan adanya perubahan dari harga variabel yang diukur).

2. Elemen pengukur (*Measurement Element*)

Elemen pengukur adalah suatu elemen yang sensitif terhadap adanya perubahan temperatur, tekanan, laju alir, maupun tinggi fluida. Perubahan ini merupakan sinyal dari proses dan disampaikan oleh elemen pengukur ke elemen pengantar.

3. Elemen Pengontrol (*Controlling Element*)

Elemen pengontrol yang menerima sinyal kemudian akan segera mengatur perubahan – perubahan proses tersebut sama dengan *set point* (nilai yang diinginkan). Dengan demikian elemen ini akan dapat segera memperkecil ataupun meniadakan penyimpangan yang terjadi.

4. Elemen pengontrol akhir (*Final Control Element*)

Elemen ini merupakan elemen yang akan melakukan rubah masukan yang keluar dari elemen prengontrol kedalam proses sehingga variabel yang diukur tetap berada dalam batas yang diinginkan dan merupakan hasil yang dikehendaki. Instrumen yang umum digunakan pabrik adalah :

1. Temperatur

- *Temperature controller* (TC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur suatu alat. Dengan menggunakan temperatur kontroler para *engineer* juga dapat melekukan pengendalian terhadap peralatan sehingga temperatur tetap dalam *range* suhu yang ditentukan.
- *Temperature indicator* (TI) adalah instrumen yang digunakan untuk mengemati temperatur dari suatu alat.

2. Tinggi Permukaan Cairan

- *Level Controller* (LC) adalah instrumen yang digunakan untuk mengamati tinggi cairan dalam suatu alat dengan menggunakan level controller, yang terpasang pada alat.
- *Level Indicator* (LI) adalah instrumen yang digunakan untuk mengamati ketinggian cairan dalam suatu alat.

3. Tekanan

- *Pressure Controller* (PC) adalah instrumen yang digunakan untuk mengamati tekanan pada suatu proses ataupun pada suatu alat tertentu dengan menggunakan *perssure controller* yang terpasang pada alat.
- *Pressure indicator* (PI) adalah alat yang digunakan untuk mengamati tekanan dalam suatu alat.

4. Aliran Cairan

- *Flow Controller* (FC)
- *Flow Indicator* (FI)

2.2.3 Pengendalian Proses

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan sudah harus dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi produk. Selain pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

2.2.4 Pengendalian Waktu

Untuk mencapai kualitas yang baik, efisiensi waktu perlu diperhitungkan untuk mengoptimalkan proses produksi.

2.2.5 Pengendalian Bahan Proses

Untuk mencapai kapasitas produksi yang diinginkan diperlukan bahan baku yang memenuhi kebutuhan proses, maka pengendalian bahan proses berperan penting agar tidak terjadi kekurangan selama proses produksi berlangsung.



BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Pada proses pengolahan Biodiesel ini menggunakan proses esterifikasi dan proses transesterifikasi, dimana pada proses esterifikasi menggunakan bahan baku CPO Parit, methanol dan menggunakan katalis asam sulfat (H_2SO_4) sedangkan pada tahap proses transesterifikasi untuk mengkonversi trigliserida fraksi minyak CPO Parit menjadi *methyl ester* dilakukan dengan menggunakan katalis berjenis basa kuat yaitu menggunakan kalium hidroksida (KOH). Kinerja KOH sebagai katalis lebih unggul dibandingkan yang lain karena dapat memisahkan *methyl ester* dan gliserol lebih mudah. Reaksi esterifikasi dan transesterifikasi berlangsung pada suhu dan tekanan yang optimum yaitu pada suhu $60^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm .

Proses pembuatan biodiesel terbagi menjadi 3 tahap yaitu:

1. Tahap persiapan bahan baku.
2. Tahap reaksi (Reaksi Esterifikasi kemudian dilanjutkan reaksi Transesterifikasi).
3. Tahap pemurnian.

3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

a) Persiapan Bahan baku pada Reaksi Esterifikasi

Sebelum melakukan reaksi esterifikasi CPO parit yang disimpan pada suhu 30°C dengan tekanan 1 atm di TP-02 dipanaskan kedalam HE-01 hingga mencapai suhu 60°C sehingga siap untuk bereaksi didalam reaktor (R-01). Kemudian bahan baku Metanol (TP-01) dan H_2SO_4 (TP-03) cair dari tangki penyimpanan bahan baku yang disimpan pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dicampurkan terlebih dahulu di dalam mixer (M-01). Kemudian kedua bahan tersebut di umpankan ke dalam reaktor 1 (R-01) untuk direaksikan dalam reaktor esterifikasi yang menggunakan 2 buah reaktor yang dipasang secara seri.

b) Persiapan Bahan baku pada Reaksi Transesterifikasi

Hasil dari Reaktor Esterifikasi (R-01B) dipompakan ke dalam Reaktor Transesterifikasi (R-02A) dan KOH padat dari *hooper* 01(H-01) yang disimpan pada suhu 30°C tekanan 1 atm dialirkan ke dalam reaktor transesterifikasi Reaktor RATB (R-02A) kemudian dialirkan (R-02B) dengan suhu 60°C .

3.1.2 Tahap Reaksi

a. Reaksi Esterifikasi

CPO Parit dengan Metanol dan H_2SO_4 direaksikan pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm didalam RATB dengan kondisi operasi adiabatik. Reaksi ini bolak-balik sehingga konversi asam lemak menjadi produk dipengaruhi oleh keseimbangan reaksi. Oleh karena itu, untuk mendapatkan jumlah produk yang tinggi, diperlukan jumlah metanol yang berlebih pula. Dalam pencampuran ini,

asam lemak bebas akan bereaksi dengan methanol membentuk ester. Pencampuran ini menggunakan rasio molar antara FFA dan Metanol yaitu 1 : 10, dengan katalis asam sulfat yang digunakan adalah 5% dari FFA. Dengan kemurnian metanol 99,8% (*Bioresource Technology, 2010*). Reaksi berlangsung selama 1,347 jam dengan konversi 97%. (Sumber : *Bioresource Technology, 2010*). Kemudian diumpankan ke Reaktor transesterifikasi.

Reaksi yang terjadi pada Esterifikasi adalah sebagai berikut :



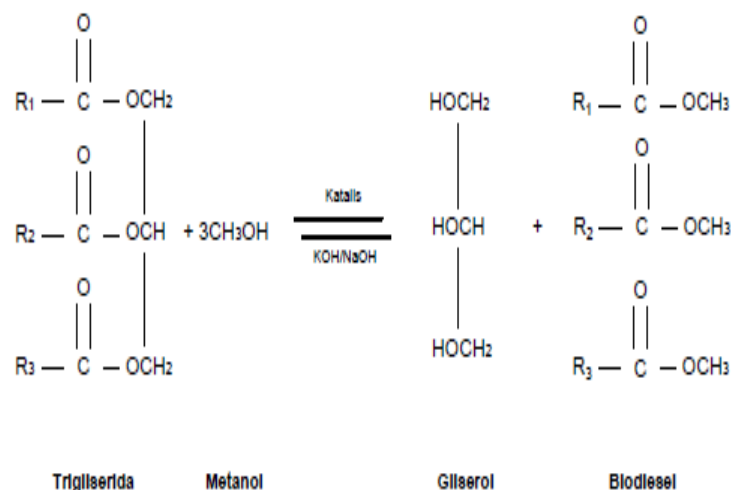
Gambar 3.1 Reaksi Esterifikasi di dalam reaktor

b. Reaksi Transesterifikasi

Hasil Reaksi di Reaktor esterifikasi (R-01B) dialirkan kedalam reaktor transesterifikasi. Dimana konversi di reaktor transesterifikasi adalah 99%. Waktu reaksi 3 jam (*Bioresource Technology, 2010*). Proses Transesterifikasi dilakukan dengan dua tahap dengan menggunakan reaktor yang disusun secara seri.

Pada proses transesterifikasi prinsip kerjanya yaitu mencampurkan Kalium Hidroksida (KOH) dan metanol (CH₃OH) dengan hasil reaksi esterifikasi.

Reaksi yang terjadi pada reaktor transesterifikasi adalah sebagai berikut :



Gambar 3.2 Reaksi Transesterifikasi di dalam reaktor

Proses Transesterifikasi ini melibatkan reaksi antara trigliserida dengan metanol membentuk metil ester. Adapun perbandingan rasio molar trigliserida dengan methanol adalah 1 : 6 . Metanol yang digunakan merupakan methanol yang biasa dijual dipasar-pasar bahan kimia. Semakin tinggi kemurnian dari bahan yang digunakan akan meningkatkan hasil yang dicapai dengan kualitas yang tinggi pula. Hal ini berhubungan erat dengan kadar air pada reaksi transesterifikasi. Sebelum terjadinya reaksi Transesterifikasi pada reaktor (R-02A) dan (R-02B) terjadi Reaksi Netralisasi antara H_2SO_4 dan KOH menjadi garam. Reaksi netralisasi dalam reaktor ini terjadi sangat cepat, sehingga pada Reaktor Transesterifikasi terjadi reaksi netralisasi yang kemudian dilanjutkan dengan reaksi Transesterifikasi. Garam tidak berpengaruh dalam proses transesterifikasi. Reaksi transesterifikasi dipengaruhi oleh beberapa faktor yang berdampak pada laju reaksi maupun besarnya konversi. Faktor-faktor tersebut diantaranya adalah

jenis alkohol, perbandingan molar alkohol dan trigliserida, katalis, suhu reaksi dan air. (Arief Budiman dkk,2014).

3.1.3 Tahap Pemurnian

Hasil keluaran reaktor transesterifikasi kemudian dialirkan menuju *Washing Tank* yang bertujuan untuk menetralkan KOH yang keluar dari reaktor transesterifikasi dengan menggunakan H_2SO_4 2%. Pada *Washing Tank* (WT-01) suhu dan tekanannya adalah $54,7^{\circ}C$ dan 1 atm. Selanjutnya hasil keluaran dari *Washing Tank* dialirkan menuju decanter (D-01). Pada *decanter* terjadi pemisahan berdasarkan beda densitas dari bahan yang dimasukkan. Fungsi *decanter* ini adalah untuk memisahkan fase ringan yang berupa minyak seperti Trigliserida, asam lemak bebas, dan *methyl ester* dengan fase berat yang berupa larutan. Kondisi operasi pada *decanter* pada suhu $54^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm. Hasil atas decanter kemudian dialirkan menuju Adsorber (AD-01) untuk menyerap H_2O yang terkandung di dalam *Methyl ester* sehingga menghasilkan produk biodiesel yang baik untuk digunakan. Hasil bawah dari *decanter* dialirkan menuju *Vaporizer* (VP-01). Pada *vaporizer* untuk menguapkan fase cair dari decanter dari suhu $54,70^{\circ}C$ menjadi $90,49^{\circ}C$ dengan menggunakan steam jenuh $120^{\circ}C$. Hasil penguapan di *vaporizer* (VP-01) dialirkan menuju menara destilasi (MD-01) untuk dilakukan pemurnian lebih lanjut. Kemudian dialirkan menuju mixer 01(M-01). Sedangkan sisa hasil dari *vaporizer* (VP-01) diumpankan ke unit pengelolaan limbah (UPL) yang sebelumnya dimasukkan didalam pendingin (CL-03) terlebih dahulu. Hasil bawah dari menara destilasi (MD-01) didinginkan pada cooler (CL-04) yang kemudian dialirkan menuju unit pengelolaan limbah (UPL).

3.2. Spesifikasi Alat / Mesin Produk

Spesifikasi alat pada pabrik biodiesel dirancang dengan beberapa pertimbangan efisiensi dan optimasi proses. Adapun spesifikasi masing-masing alat yang digunakan pada pabrik biodiesel dari CPO Parit :

3.2.1 Spesifikasi Alat Proses

1. Mixer (M-01)

Fungsi : Mencampurkan metanol dengan katalis asam sulfat dengan kecepatan umpan $\text{CH}_3\text{OH} = 2343,327$ Kg/jam

Jenis : Tangki berpengaduk

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi : - Tekanan = 1 atm

- Suhu = $50,64^\circ\text{C}$

Bahan Konstruksi : *Stainless steel Type SA 176 grade C*

Dimensi mixer :

Diameter mixer = 2 m

Tinggi mixer = 3,01 m

Volume mixer = $10,84 \text{ m}^3$

Tebal *shell* = $3/16$ in

Tebal *Head* = $3/16$ in

Pengaduk mixer :

Jenis = *Marine Propeller*

Jumlah <i>baffle</i>	= 4 buah
Diameter pengaduk	= 66,80 cm
Jumlah pengaduk	= 66,80 cm
Lebar <i>baffle</i>	= 6,68 cm
Efisiensi/putaran	= 80%/ 1,5 rps
Daya motor	= 0,75 Hp
Harga	= \$ 4.079

2. Mixer 2 (M-02)

Fungsi	: Melarutkan H_2SO_4 dengan pelarut air sebagai umpan mixer dengan kecepatan umpan $H_2SO_4 = 50,114 \text{ kg/j}$ dan kecepatan umpan $H_2O = 2405,459 \text{ kg/j}$
Jenis	: Tangki berpengaduk
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	: - Tekanan = 1 atm - Suhu = $30^{\circ}C$
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless steel Type SA 176 grade C</i>
Dimensi mixer	:
Diameter mixer	= 1,31 m
Tinggi mixer	= 1,97 m
Tebal <i>shell</i>	= 3/16 in
Tebal <i>Head</i>	= 3/16 in

Pengaduk mixer :
 Jenis = *Marine Propeller*
 Jumlah *baffle* = 4
 Diameter pengaduk = 43,76 cm
 Jumlah pengaduk = 1 buah
 Lebar *baffle* = 4,38 cm
 Efisiensi/putaran = 80%/2,5 rps
 Daya motor = 0,50 Hp
 Harga = \$6.119

3. Reaktor 1 (R-01)

Fungsi : Mereaksikan asam lemak bebas dengan metanol menggunakan katalis asam sulfat dengan kecepatan umpan CPO Parit = 7705,5708 kg/j dan kecepatan asam sulfat = 93,5456 kg/jam.

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
 Jumlah : 2 buah
 Kondisi operasi : - Non adiabatik
 - Tekanan = 1 atm
 - Suhu = 60⁰C
 Bahan Kontruksi : *Stainless steel Type SA 176 grade C*

Dimensi reaktor :

Diameter reaktor = 1,17 m

Tinggi reaktor = 1,76 m

Volume reaktor = 2,33 m³

Volume cairan dalam *head* = 0,212 m³

Volume cairan dibadan Reaktor = 1,728 m³

Tinggi cairan dibadan Reaktor = 1,598 m

Tebal *shell* = 3/16 in

Tebal *head* = 3/16 in

Jenis *head* = *Elliptical*

Pengaduk reaktor :

Jumlah *baffle* = 4 buah

Jumlah *blade* = 3 buah

Lebar *baffle* = 3,91 cm

Jenis pengaduk = *Marine Propeller*

Jumlah pengaduk = 1 buah

Diameter *Impeller* = 39,13 cm

Tinggi *Impeller* = 39,13 cm

Daya = 0,5 Hp

Efisiensi / putaran = 80% / 1,5 rps

Coil (Lilitan) :

Diameter *Coil* = 2,439 ft

Luas perpindahan panas per *coil* = 1,65 sqft

Jumlah *Coil* = 16 lilitan

Tinggi lilitan *Coil* minimum = 0,426 m

Jarak antar *Coil* = 1,0 inchi

Tinggi *coil* total = 0,807 m

Tebal isolasi pada reaktor :

Tebal Isolasi = 6,5 cm

Jenis bahan Isolasi = Asbes

Harga : \$ 47.593

4. Reaktor 2 (R-02)

Fungsi : Mereaksikan trigliserida dalam CPO parit dengan Metanol menjadi metil ester dengan kecepatan umpan = 1929,0449 kg/jam dan kecepatan umpan metanol = 2110,0132 kg/jam dan kalium hidroksida = 163,0368 kg/j

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Jumlah : 2 buah

Kondisi Operasi : - Non Adiabatis

-Tekanan = 1 atm

-Suhu = 60 °C

Bahan Kontruksi : *Stainless steel Type SA 176 grade C*

Dimensi reaktor :

Diameter reaktor = 1,45 m

Tinggi reaktor = 2,17 m

Volume reaktor = 4,37 m³

Volume cairan dalam *head* = 0,398 m³

Volume cairan dibadan Reaktor = 3,246 m³

Tinggi cairan dibadan Reaktor = 1,971 m

Tebal *shell* = 3/16 in

Tebal *head* = 3/16 in

Jenis *head* = *Elliptical*

Pengaduk reaktor :

Jumlah *baffle* = 4 buah

Jumlah *blade* = 3 buah

Lebar *baffle* = 4,83 cm

Jenis pengaduk = *Marine Propeller*

Jumlah pengaduk = 1 buah

Diameter *Impeller* = 48,28 cm

Tinggi *Impeller* = 48,28 cm

Daya = 0,8 Hp

Luas perpindahan panas :

A = 61,21189 sqft

Coil (Lilitan)	:	
Diameter Coil	=	3,010 ft
Luas perpindahan panas per coil	=	2,04 sqft
Jumlah Coil	=	30 lilitan
Tinggi lilitan coil minimum	=	0,801 m
Jarak antar coil	=	1,0 inchi
Tinggi coil total	=	1,539 m
Tebal isolasi pada reaktor :		
Tebal Isolasi	=	3 in
Jenis bahan Isolasi	=	Asbes
Harga	:	\$ 61.192

5. *Washing Tank* (WT-01)

Fungsi	:	Menetralkan KOH yang keluar dari reaktor transesterifikasi dengan H ₂ SO ₄ 2% sekaligus mencuci larutan.
Jenis	:	Tangki Alir Berpengaduk
Kondisi Operasi	:	- Tekanan = 1 atm

-Suhu = 54,70 °C

Bahan Kontruksi : *Stainless steel Type SA 176 grade C*

Dimensi *Washing Tank* :

Diameter *Washing Tank* = 2,16 m

Tinggi *Washing Tank* = 3,25 m

Volume *Washing Tank* = 13,65 m³

Volume cairan dalam *head* = 0,858 m³

Volume cairan dibadan *Washing Tank* = 10,063 m³

Tinggi cairan dibadan *Washing Tank* = 2,737 m

Tebal *shell* = 3/16 in

Tebal *head* = 3/16 in

Jenis *head* = *Elliptical*

Pengaduk reaktor :

Jumlah *baffle* = 4 buah

Jumlah *blade* = 3 buah

Lebar *baffle* = 7,21 cm

Jenis pengaduk = *Marine Propeller*

Jumlah pengaduk = 1 buah

Diameter *Impeller* = 72,14 cm

Tinggi *Impeller* = 72,14 cm

Daya = 1 Hp

Efisiensi / putaran = 80% / 1,5 rps

Harga : \$ 74.790

6. Decanter (D-01)

Fungsi : Memisahkan fase ringan yang berupa minyak dan fase berat yang berupa larutan 54,7⁰C dan tekanan 1 atm.

Jenis : Horizontal Drum Decanter

Kondisi operasi : - Tekanan = 1 atm
- Suhu = 54,7 °C

Bahan konstruksi : *Stainless steel Type SA 176 grade C*

Dimensi :

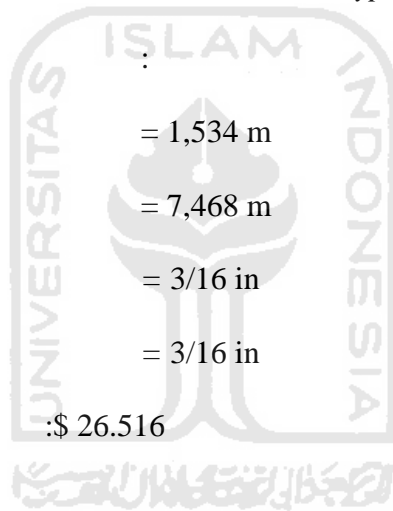
Diameter = 1,534 m

Tinggi = 7,468 m

Tebal *shell* = 3/16 in

Tebal *head* = 3/16 in

Harga : \$ 26.516



7. Adsorber (AD-01)

Fungsi : Menyerap H₂O yang terkandung didalam Biodiesel yang keluar dari decanter pada suhu 54,7 °C dengan kecepatan cairan = 12779,5138 kg/j

Jenis : Menara dengan bahan isian

Jenis bahan isian : MgSO₄

Jumlah : 2 buah

Kondisi Operasi	: - Tekanan = 1 atm -Suhu = 54,7 °C
Waktu siklus operasi	: 4 jam
Kecepatan linier cairan	: 5 gpm/sqft
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel SA 201 grade A</i>
Dimensi	:
Diameter adsorber	= 0,953 m
Tinggi adsorber	= 13,331 m
Tebal <i>shell</i>	= 3/16 in
Tebal <i>head</i>	= 3/16 in
Bentuk <i>head</i>	= <i>Elliptical Dished Head</i>
Harga	= \$ 307.835

8. Vaporizer (VP-01)

Fungsi	: Menguapkan fase cair dari decanter dari suhu 54,70 °C menjadi 90,49 °C dengan steam jenuh 120 °C dengan kecepatan umpan = 5010,756 Kg/j
Jenis	: <i>Shell and tube vaporizer</i>
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel Type SA 176 grade C</i>
Diameter Vaporizer	:

- ID shell = 17,25 in
- Pitch* = 1 *triangular pitch*
- Nt = 153 pipa
- Pressure Drop* = 0,0126 psi

- *Tube*
- OD = 0,75 in
- ID = 0,48 in
- Pressure Drop* = 0,0104 psi

Luas transfer panas : 359,477 sqft

Koefisien transfer panas bersih (U_c) : 250 Btu/j ft² °F

Koefisien transfer panas kotor (U_d) : 144,88 Btu/j sqft °F

Faktor kotor total (R_d) : 0,00290 jam.ft².°F/Btu

Harga : \$ 32.636

9. Menara Destilasi (MD-01)

Fungsi : Memisahkan metanol dan air sebagai produk atas (*recycle*) dengan kecepatan umpan menara = 2180,3997 Kg/jam

Jenis : *Sieve plate Distillation tower*

Kondisi Operasi :

- Kondisi Operasi Puncak Menara :

$$\text{Suhu} = 64,94 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Tekanan} = 1,00 \text{ atm}$$

- Kondisi Operasi Dasar Menara :

$$\text{Suhu} = 104,45 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Tekanan} = 1,20 \text{ atm}$$

- Kondisi Operasi Umpan Menara :

$$\text{Suhu} = 90,49 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Tekanan} = 1,10 \text{ atm}$$

Jumlah Plate :

- Jumlah Plate Seksi *Rectifying* = 9 plate
- Jumlah Plate Seksi *Stripping* = 9 plate

Dimensi Menara Destilasi :

- Tinggi Menara = 7,25 m

- Diameter Menara :

$$\text{Diameter Puncak} = 1,353 \text{ m}$$

$$\text{Diameter Dasar} = 1,053 \text{ m}$$

Tebal Menara :

- Tebal *Shell* = 3/16 in

- Tebal *Head* = 3/16 in

Ukuran Pipa :

- Pipa pemasukan umpan = 1 in
- Pipa pemasukan *Reflux* = 1,50 in
- Pipa pemasukan Uap Reboiler = 12,00 in
- Pipa pengeluaran Uap Puncak = 12,00 in
- Pipa pengeluaran dasar = 1,00 in

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA 167 grade 3*

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 9.519

10. Heater 1 (HE-01)

Fungsi : Memanaskan umpan minyak masuk reaktor-01 dari suhu 30 °C menjadi suhu 60 °C dengan pemanas steam jenuh pada suhu 120 °C dengan

kecepatan umpan = 7705,570 Kg/j

Jenis : *Double pipe Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Dimensi Heater :

- *Inner*

Diameter luar = 1,320 in

Diameter dalam = 1,049 in

Pressure drop = 0,4412 psia

- *Annulus*

Diameter luar = 3,500 in
 Diameter dalam = 3,049 in
Pressure drop = 1,00073 psia

Luas transfer panas : 30,7927 sqft

Koefisien transfer panas bersih (U_c) : 589,428 Btu/jam.ft².°F

Koefisien transfer panas kotor (U_d) : 160,1929 Btu/lb.ft².°F

Faktor kotor total (R_d) : 0,00455 jam.ft².°F/Btu

Harga : \$ 4.759

11. Cooler 1 (CL-01)

Fungsi : Mendinginkan hasil reaktor-01 dari suhu 81,68 °C menjadi suhu 60 °C dengan pendingin masuk pada suhu 30 °C keluar pada suhu 50 °C dengan kecepatan umpan = 10144,353 Kg/j

Jenis : *Double pipe Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Dimensi Cooler :

-Inner

Diameter luar = 2,88 in

Diameter dalam = 2,50 in

Pressure drop = 2,1814 psia

-Annulus

Diameter luar = 4,500 in

Diameter dalam = 4,049 in

Pressure drop = 0,30105 psia

Luas transfer panas : 64,2314 sqft

Koefisien transfer panas bersih (U_c) : 291 Btu/jam.ft².°F

Koefisien transfer panas kotor (U_d) : 127,7986 Btu/lb.ft².°F

Faktor kotor total (R_d) : 0,00438 jam.ft².°F/Btu

Harga : \$ 5.439

12. Cooler 2 (CL-02)

Fungsi : Mendinginkan hasil akhir biodiesel dari

suhu 54,7 °C menjadi suhu 35 °C dengan pendingin masuk pada suhu 30 °C keluar pada suhu 50°C dengan kecepatan umpan = 7575,758 Kg/j

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Dimensi Heater :

- *Shell*

ID = 10 in

Pitch = 1 square *pitch*

Nt = 46 pipa

Pressure drop = 0,0899 psia

- *Tube*

OD = 3/4 in

ID = 0,48 in

BWG = 10

L = 16 ft

Pressure drop = 0,6042251 psia

Luas transfer panas : 143,655 ft²

Koefisien transfer panas bersih (*U_c*) : 210 Btu/jam.ft².°F

Koefisien transfer panas kotor (*U_d*) : 98,79 Btu/lb.ft².°F

Harga : \$12.918

13. Cooler 3 (CL-03)

Fungsi : Mendinginkan fase cair keluar vaporizer dari suhu 90,49 °C menjadi suhu 35 °C dengan pendingin masuk pada suhu 30 °C keluar pada suhu 50°C dengan kecepatan umpan = 2828,356 Kg/j

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Dimensi Cooler :

- *Shell*

ID = 10 in

Pitch = 1 square *pitch*

Nt = 49 pipa

Pressure drop = 0,1347 psia

- *Tube*

OD = 3/4 in

ID = 0,48 in

BWG = 10

L = 16 ft

Pressure drop = 3,3053 psia

Luas transfer panas : 153,6209 ft²

Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 270 Btu/jam.ft².°F

Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 105,65 Btu/lb.ft².°F

Faktor kotor total (Rd) : 0,00576 jam.ft².°F/Btu

Harga : \$20.397

14. Cooler 4 (CL-04)

Fungsi	: Mendinginkan Hasil bawah Menara Destilasi dari suhu 104,65 °C menjadi suhu 35 °C dengan pendingin masuk pada suhu 30 °C keluar pada suhu 50 ⁰ C dengan kecepatan umpan = 796,130 Kg/j
Jenis	: <i>Double pipe Heat Exchanger</i>
Jumlah	: 1 buah
Dimensi Cooler	:
- <i>Inner</i>	
Diameter luar	= 1,66 in
Diameter dalam	= 1,38 in
<i>Pressure drop</i>	= 0,7441 psia
- <i>Annulus</i>	
Diameter luar	= 2,880 in
Diameter dalam	= 2,467 in
<i>Pressure drop</i>	= 1,7017 psia
Luas transfer panas	: 76,00822 sqft
Koefisien transfer panas bersih (Uc)	: 235 Btu/jam.ft ² .°F
Koefisien transfer panas kotor (Ud)	: 104,9918 Btu/lb.ft ² .°F
Faktor kotor total (Rd)	: 0,00527 jam.ft ² .°F/Btu
Harga	: \$ 8.839

15. Condenser 01 (CD-01)

Fungsi : Mengembunkan uap yang keluar dari puncak MD-01 pada suhu $64,94^{\circ}\text{C}$ dengan pendingin air pada suhu 30°C keluar suhu 40°C dengan kecepatan umpan $4033,518 \text{ kg/j}$

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Dimensi Condenser :

- *Shell*

ID = 23 in

Pitch = 1 square pitch

Nt = 278 pipa

Pass = 1

Pressure drop = 0,0009 psia

- *Tube*

OD = 3/4 in

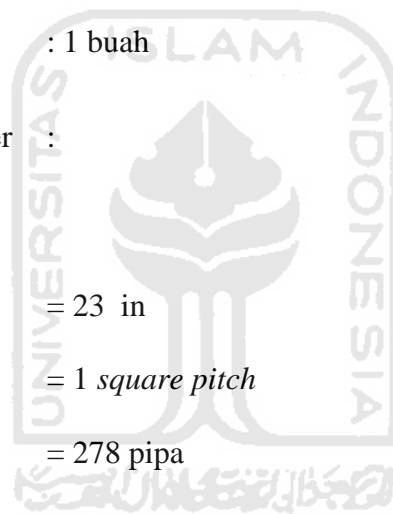
ID = 0,62 in

BWG = 16

L = 16 ft

Pass = 4

Pressure drop = 0,3217984 psia



Luas transfer panas	: 874,32 ft ²
Koefisien transfer panas bersih (Uc)	: 243,96 Btu/jam.ft ² .°F
Koefisien transfer panas kotor (Ud)	: 92,79 Btu/lb.ft ² .°F
Faktor kotor total (Rd)	: 0,00668 jam.ft ² .°F/Btu
Harga	:\$61.192

16. Accumulator 01 (AC-01)

Fungsi	: Menampung sementara hasil atas menara destilasi 1 dengan waktu tinggal 20 menit.
Jenis	: Tangki Silinder Horizontal
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	: -Tekanan = 1 atm -Suhu = 64,94 °C
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless steel SA 178 grade C</i>
Dimensi	:

Kapasitas Tangki = 1344,5060 Kg

Volume Tangki accumulator = 2,0483 m³

Diameter = 1,04 m

Panjang = 2,08 m

Tebal shell : 3/16 in

Tebal *head* : 3/16 in

Harga : \$ 13.598

17. Reboiler 01 (RB-01)

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah Menara destilasi 1 pada suhu $104,65^{\circ}\text{C}$ dengan pemanas steam jenuh pada suhu 120°C

Jenis : *Shell and Tube Kettle reboiler*

Jumlah : 1 buah

Dimensi Cooler :

- *Shell*

ID = 23,25 in

Pitch = 1 square *pitch*

Digunakan *Reboiler Type Kettle Reboiler*, dari Kern halaman 475

Pressure drop di dalam *shell* diabaikan

- *Tube*

OD = $\frac{3}{4}$ in

ID = 0,62 in

BWG = 16

L = 16 ft

Nt = 299 pipa

Pressure drop = 0,0014709 psia

Luas transfer panas : $937,89 \text{ ft}^2$

Koefisien transfer panas bersih (U_c) : $250 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$

Koefisien transfer panas kotor (U_d) : $145,43 \text{ Btu/lb.ft}^2.^{\circ}\text{F}$

Harga : \$62.551

18. Screw Conveyor 1 (SC-01)

Fungsi : Mengangkut KOH dari Hooper menuju reaktor 2 dengan kecepatan = 191,8079 Kg/j

Bahan Konstruksi :

Jumlah : 1 buah

Diameter : 0,328 ft

Panjang : 30 ft

Kecepatan putaran : 85 rpm

Daya motor : 0,50 Hp

Harga : \$ 4.079

19. Hooper 1 (H-01)

Fungsi : Menyimpan KOH padat

Jenis : *Hooper silinder vertical* dengan *conical bottom head*

Kondisi Operasi : $T = 30^{\circ}\text{C}$; $P = 1\text{atm}$

Dimensi :

Diameter = 1,96 m

Tinggi = 7,83 m

Tekanan desain = 14,70 psia

Tebal Shell = 0,161 in = 3/16 in

Tebal konis = 0,156 in = 3/16 in

Tinggi konis = 0,90 m

Bahan : *Stainless steel SA 176 grade C*

Jumlah : 1 buah
 Harga : \$ 54.393

20. Tangki Penyimpanan Metanol (T-01)

Fungsi : Menyimpan bahan baku methanol dengan waktu tinggal 1 bulan.

Jenis : Tangki silinder vertikal

Jumlah : 1 tangki

Kondisi : - Tekanan = 1 atm
 - Suhu = 30 °C

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA 167 Grade 3*

Dimensi Tangki :

Diameter = 12,107 m

Tinggi = 9,081 m

Tebal = 0,285 in

Volume : 276379,344 gallon

Harga : \$ 577.921

21. Tangki Penyimpanan CPO Parit (T-02)

Fungsi : Menyimpan bahan baku CPO Parit dengan waktu tinggal 1 bulan.

Jenis : Tangki silinder vertical

Jumlah	: 2 tangki
Kondisi	: - Tekanan = 1 atm - Suhu = 30 °C
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel SA 167 Grade 3</i>
Dimensi Tangki	:
Diameter	= 21,059 m
Tinggi	= 10,530m
Tebal	= 0,541 in
Volume	: 969785,250 gallon
Harga	:\$ 625.515

22. Tangki Penyimpanan Asam Sulfat (T-03)

Fungsi	: Menyimpan bahan baku asam sulfat dengan waktu tinggal 1 bulan.
Jenis	: Tangki silinder vertical
Jumlah	: 1 buah
Kondisi	: - Tekanan= 1 atm - Suhu = 30 °C
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel SA 167 Grade 3</i>
Dimensi Tangki	:
Diameter	= 3,867 m
Tinggi	= 3,867 m
Tebal	= 0,196 in

Volume : 12001,224 gallon

Harga : \$ 81.589

23. Tangki Penyimpanan Biodiesel (T-04)

Fungsi : Menyimpan produk biodiesel dengan waktu tinggal 1 bulan.

Jenis : Tangki silinder vertical

Jumlah : 2 tangki

Kondisi : - Tekanan = 1 atm
- Suhu = 30 °C

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA 167 Grade 3*

Dimensi Tangki :

Diameter = 21,082 m

Tinggi = 10,541 m

Tebal = 0,532 in

Volume : 972.895,375 gallon

Harga : \$ 645.912

24. Pompa 1 (P-01)

Fungsi : Mengalirkan metanol dari mobil tangki menuju tangki Penyimpanan (T-01) dengan kecepatan 959,0575 kg/j

Jenis : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 105,775 gpm
 Ukuran pipa : IPS = 2,0
 Sch. No = 40
 OD = 2,380 in
 ID = 2,067 in

Total *head* pompa : 13,45 m

Daya motor : 1,5 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Effisiensi motor : 0,88

Jumlah : 2 pompa

Harga : \$ 4.079

25. Pompa 2 (P-02)

Fungsi : Mengalirkan Asam Sulfat dari mobil tangki menuju
 tangki Penyimpanan (T-03) dengan kecepatan 95,4547
 kg/j

Jenis : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 105,775 gpm

Ukuran pipa : IPS = 2,0

Sch. No = 40

OD = 2,380 in

ID = 2,067 in

Total *head* pompa : 13,45 m

Daya motor : 1,5 Hp
 Putaran standar : 1750 rpm
 Effisiensi motor : 0,88
 Jumlah : 2 pompa
 Harga : \$ 4,147

26. Pompa 3 (P-03)

Fungsi : Mengalirkan CPO Parit dari mobil tangki menuju tangki Penyimpanan (T-02) dengan kecepatan 7705,571 kg/j
 Jenis : Pompa sentrifugal
 Kapasitas : 105,775 gpm
 Ukuran pipa : IPS = 2,0
 Sch. No = 40
 OD = 2,380 in
 ID = 2,067 in

Total *head* pompa : 13,45 m

Daya motor : 1,5 Hp
 Putaran standar : 1750 rpm
 Effisiensi motor : 0,88
 Jumlah : 2 pompa
 Harga : \$ 4.147

27. Pompa 4 (P-04)

Fungsi	: Mengalirkan hasil keluaran tangki metanol (T-01) menuju mixer (M-01) dengan kecepatan 959,0575 kg/j
Jenis	: Pompa sentrifugal
Kapasitas	: 2,306 gpm
Ukuran pipa	: IPS = 0,5 Sch. No = 40 OD = 0,840 in ID = 0,622 in
Total head pompa	: 2,29 m
Daya motor	: 0,5 Hp
Putaran standar	: 1750 rpm
Effisiensi motor	: 0,88
Jumlah	: 2 pompa
Harga	: \$ 1.972

28. Pompa 5 (P-05)

Fungsi	: Mengalirkan hasil keluaran tangki Asam sulfat (T-03) menuju mixer (M-01) dengan kecepatan 95,4547 kg/j
Jenis	: Pompa sentrifugal
Kapasitas	: 0,231 gpm
Ukuran pipa	: IPS = 0,5 Sch. No = 40

OD = 0,840 in

ID = 0,622 in

Total *head* pompa : 2,29 m

Daya motor : 0,5 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Effisiensi motor : 0,88

Jumlah : 2 pompa

Harga : \$ 1.428

29. Pompa 6 (P-06)

Fungsi : Mengalirkan hasil keluaran tangki CPO Parit (T-02) menuju Reaktor 01 (R-01) dengan kecepatan 7705,571 kg/j

Jenis : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 37,396 gpm

Ukuran pipa : IPS = 1,0

Sch. No = 40

OD = 1,320 in

ID = 1,049 in

Total *head* pompa : 32,00 m

Daya motor : 2,0 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Effisiensi motor : 0,88

Jumlah : 2 pompa
 Harga : \$ 2.856

30. Pompa 7 (P-07)

Fungsi : Mengalirkan hasil keluaran Mixer 1(M-01) menuju Reaktor 1 (R-01) dengan kecepatan 2438,778 kg/j

Jenis : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 12,898 gpm

Ukuran pipa : IPS = 0,5
 Sch. No = 40
 OD = 0,840 in
 ID = 0,622 in

Total head pompa : 52,00 m

Daya motor : 1 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Effisiensi motor : 0,88

Jumlah : 2 pompa

Harga : \$ 2.040

31. Pompa 8 (P-08)

Fungsi : Mengalirkan hasil keluran Reaktor-01 (R-01) menuju Reaktor-02 (R-02) dengan kecepatan 10144,35 kg/j

Jenis : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 50,077 gpm
 Ukuran pipa : IPS = 1,5
 Sch. No = 40
 OD = 1,900 in
 ID = 1,610 in

Total *head* pompa : 7,50 m

Daya motor : 0,75 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Effisiensi motor : 0,88

Jumlah : 2 pompa

Harga : \$ 3.366

32. Pompa 9 (P-09)

Fungsi : Mengalirkan hasil keluaran Reaktor 01 (R-01) menuju Reaktor 02 (R-02) dengan kecepatan 10144,35 kg/j

Jenis : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 50,077 gpm

Ukuran pipa : IPS = 1,50

Sch. No = 40

OD = 1,900 in

ID = 1,610 in

Total *head* pompa : 7,50 m

Daya motor : 0,75 Hp

Putaran standar : 1750 rpm
 Effisiensi motor : 0,88
 Jumlah : 2 pompa
 Harga : \$ 3,366

33. Pompa 10 (P-10)

Fungsi : Mengalirkan hasil keluaran Reaktor-02 (R-02)
 menuju *Washing Tank* (WT-01) dengan kecepatan
 10336,16 kg/j
 Jenis : Pompa sentrifugal
 Kapasitas : 48,198 gpm
 Ukuran pipa : IPS = 1,5
 Sch. No = 40
 OD = 1,900 in
 ID = 1,610 in

Total *head* pompa : 6,97 m
 Daya motor : 0,5 Hp
 Putaran standar : 1750 rpm
 Effisiensi motor : 0,88
 Jumlah : 2 pompa
 Harga : \$ 3.379

34. Pompa 11 (P-11)

Fungsi	: Mengalirkan hasil keluaran Reaktor-02 menuju <i>Washing Tank</i> (WT-01) dengan kecepatan 10336,16 kg/j
Jenis	: Pompa sentrifugal
Kapasitas	: 48,198 gpm
Ukuran pipa	: IPS = 1,5 Sch. No = 40 OD = 1,900 in ID = 1,610 in
Total head pompa	: 6,97 m
Daya motor	: 0,5 Hp
Putaran standar	: 1750 rpm
Effisiensi motor	: 0,88
Jumlah	: 2 pompa
Harga	: \$ 3.379

35. Pompa 12 (P-12)

Fungsi	: Mengalirkan hasil keluaran Mixer-02 menuju <i>Washing Tank</i> (WT-01) dengan kecepatan 2455,573 kg/j
Jenis	: Pompa sentrifugal
Kapasitas	: 10,665 gpm

Ukuran pipa : IPS = 0,5
 Sch. No = 40
 OD = 0,840 in
 ID = 0,622 in

Total *head* pompa : 35,66 m

Daya motor : 0,75 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Effisiensi motor : 0,88

Jumlah : 2 pompa

Harga : \$ 2.121

36. Pompa 13 (P-13)

Fungsi : Mengalirkan hasil keluaran *Washing Tank* (WT-01) menuju *mixer decanter* (D-01) dengan kecepatan 12791,73 kg/j

Jenis : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 58,563 gpm

Ukuran pipa : IPS = 1,5
 Sch. No = 40
 OD = 1,900 in
 ID = 1,610 in

Total *head* pompa : 9,83 m

Daya motor : 1,0 Hp

Putaran standar : 1750 rpm
 Effisiensi motor : 0,88
 Jumlah : 2 pompa
 Harga : \$ 2.380

37. Pompa 14 (P-14)

Fungsi : Mengalirkan hasil keluaran Decanter (D-01)
 menuju vaporizer (VP-01) dengan kecepatan
 5010,756 kg/j
 Jenis : Pompa sentrifugal
 Kapasitas : 20,576 gpm
 Ukuran pipa : IPS = 1,0
 Sch. No = 40
 OD = 1,320 in
 ID = 1,049 in

Total *head* pompa : 10,36 m

Daya motor : 0,5 Hp
 Putaran standar : 1750 rpm
 Effisiensi motor : 0,88
 Jumlah : 2 pompa
 Harga : \$ 2.652

38. Pompa 15 (P-15)

Fungsi	: Mengalirkan hasil keluaran atas Decanter (DC-01) menuju Adsorber dengan kecepatan 7781,299 kg/j
Jenis	: Pompa sentrifugal
Kapasitas	: 38,471 gpm
Ukuran pipa	: IPS = 1,0 Sch. No = 40 OD = 1,320 in ID = 1,049 in
Total head pompa	: 33,80 m
Daya motor	: 2,00 Hp
Putaran standar	: 1750 rpm
Effisiensi motor	: 0,88
Jumlah	: 2 pompa
Harga	: \$ 2.788

39. Pompa 16 (P-16)

Fungsi	: Mengalirkan hasil keluaran bawah Vaporizer menuju UPL dengan kecepatan 2830,356 kg/j
Jenis	: Pompa sentrifugal
Kapasitas	: 10,121 gpm
Ukuran pipa	: IPS = 0,5 Sch. No = 40

OD = 0,840 in

ID = 0,622 in

Total *head* pompa : 31,63 m

Daya motor : 0,75 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Effisiensi motor : 0,88

Jumlah : 2 pompa

Harga : \$ 3.943

40. Pompa 17 (P-17)

Fungsi : Mengalirkan hasil keluaran atas Menara Destilasi menuju Reaktor-01(R-01) dengan kecepatan 1384,27 kg/j

Jenis : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 7,691 gpm

Ukuran pipa : IPS = 0,5

Sch. No = 40

OD = 0,840 in

ID = 0,622 in

Total *head* pompa : 20,07 m

Daya motor : 0,5 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Effisiensi motor : 0,88

Jumlah : 2 pompa
 Harga : \$ 3.807

41. Pompa 18 (P-18)

Fungsi : Mengalirkan hasil keluaran bawah Menara Destilasi
 menuju UPL dengan kecepatan 796,1299 kg/j

Jenis : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 3,529 gpm

Ukuran pipa : IPS = 0,5
 Sch. No = 40
 OD = 0,840 in
 ID = 0,622 in

Total head pompa : 4,86 m

Daya motor : 0,5 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Effisiensi motor : 0,88

Jumlah : 2 pompa

Harga : \$ 1.496

42. Pompa 19 (P-19)

Fungsi : Mengalirkan Biodiesel ke Tangki Penyimpanan 04 –
 (TP-04) dengan kecepatan 7575,758 kg/j

Jenis : Pompa sentrifugal

Kapasitas : 105,775 gpm
Ukuran pipa : IPS = 2,0
Sch. No = 40
OD = 2,380 in
ID = 2,067 in

Total *head* pompa : 17,80 m

Daya motor : 2,00 Hp

Putaran standar : 1750 rpm

Effisiensi motor : 0,88

Jumlah : 2 pompa

Harga : \$ 3.400

3.3 Perencanaan Produksi

Menurut Nasution (2003:13) perencanaan dan pengendalian produksi adalah proses untuk merencanakan dan mengendalikan aliran material, mengalir dan keluar dari sistem produksi sehingga permintaan pasar dapat dipenuhi dengan jumlah yang tepat , dan biaya produksi minimum.

Manfaat Perencanaan bahan baku alat proses adalah :

1. Kualitas produk yang memenuhi kualitas dan kuantitas
2. Kecepatan waktu penyelesaian
3. Keselamatan kerja meningkat
4. Peningkatan kemampuan tenaga kerja
5. Kualitas mesin (peralatan) selama beroperasi

3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku sangat berkaitan dengan ketersediaan dari bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku CPO Parit diperoleh dari pabrik PMKS (Pabrik Minyak Kelapa Sawit) PT. Wilmar Internasional group, PT. Sinar Mas, dan PT Golden Agri, sedangkan bahan baku metanol (CH_3OH) diperoleh dari pabrik PT. Kaltim Methanol Industry, Bontang, Kalimantan Timur. Bahan baku katalis yaitu kalium hidroksida, dan bahan baku untuk penetralan yaitu asam sulfat diperoleh dari PT Asahimas Chemical, Cilegon, Banten. Bahan baku pembuatan biodiesel dengan proses esterifikasi dan proses transesterifikasi terdiri dari CPO Parit, methanol (CH_3OH), Kalium hidroksida (KOH), asam klorida (HCl), dan air (H_2O).

Tabel 3.2 Kebutuhan bahan baku

Komponen	Kebutuhan bahan baku (ton/tahun)
CPO Parit	61.028,1184
Metanol	7595,7361
KOH	1519,117
H_2SO_4	19051,2345

3.3.2 Analisis Kebutuhan Alat Proses

Analisis kebutuhan alat proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses, umur atau jam kerja dari peralatan, dan perawatannya. Analisis kebutuhan

peralatan proses berfungsi untuk mengetahui anggaran biaya yang diperlukan untuk pembelian maupun perawatan peralatan proses.



BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik merupakan salah satu yang paling penting dalam pendirian suatu pabrik untuk kelangsungan operasi pabrik. Banyak pertimbangan yang menjadi dasar dalam menentukan lokasi pabrik, antara lain : letak pabrik dengan sumber bahan baku dan bahan pembantu, letak pabrik dengan pasar penunjang, transportasi, tenaga kerja, kondisi sosial dan kemungkinan pengembangan di masa mendatang.

Pabrik Biodiesel dari CPO Parit dengan Kapasitas 60.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di daerah Dumai, Provinsi Riau. Berikut adalah faktor-faktor penentuan lokasi pabrik :

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor-faktor primer yang berpengaruh dalam pemilihan lokasi pabrik, yaitu :

a. Ketersediaan Bahan baku

Bahan baku yang digunakan pada pabrik *biodiesel* ini merupakan limbah cair proses pengolahan CPO dari Pabrik Minyak Kelapa Sawit (PMKS). Pabrik ini direncanakan akan bekerjasama dengan PMKS yang ada disekitar lokasi pabrik, sehingga pabrik tidak perlu mengeluarkan biaya dalam memperoleh bahan baku. Adapun sumber bahan baku pabrik direncanakan berasal dari PMKS PT.Sinar Mas, PT.Wilmar International group dan PT.Golden Agri. Sumber PMKS ini disesuaikan dengan jumlah kapasitas pabrik yang diinginkan.

b. Pemasaran

Kebutuhan akan biodiesel terus meningkat dari tahun ke tahun, dengan semakin banyaknya jumlah kendaraan bermotor dan mesin-mesin industri di sekitar daerah Riau maupun Pekanbaru yang menggunakan bahan bakar solar bisa dicampur dengan biodiesel dengan perbandingan tertentu.

c. Transportasi

Lokasi pabrik yang telah dipilih memiliki sarana pelabuhan dan pengangkutan darat sehingga pembelian bahan baku dan distribusi produk dapat dilakukan melalui jalan darat atau laut. Pengambilan bahan baku dan penjualan produk dilakukan melalui jalan darat menggunakan truk. Lokasi yang dipilih dalam rencana pendirian pabrik ini merupakan kawasan perkebunan kelapa sawit dan fasilitas transportasi darat dari pabrik ke tempat sekitar sangat baik.

d. Kondisi Iklim dan Cuaca

Iklim disekitar lokasi pabrik relatif stabil. Kelembaban udara, intensitas panas matahari, curah hujan dan angin serta kondisi tanah di daerah pabrik cukup baik sehingga dapat mempengaruhi proses produksi sekaligus menjadi faktor pendorong bagi karyawan untuk bekerja lebih baik dengan keadaan di sekelilingnya yang mendukung.

e. Sumber Air

Air merupakan suatu komponen yang sangat penting pada suatu industri kimia. Air yang digunakan dan dibutuhkan dalam proses diperoleh dari Sungai Rokan untuk proses, sarana utilitas, dan keperluan domestik.

f. Sumber Listrik

Tenaga listrik dan bahan bakar merupakan faktor penunjang yang sangat penting. Pembangkit listrik utama untuk pabrik adalah dari Perusahaan Listrik Negara(PLN). Selain itu,kebutuhan tenaga listrik juga dapat diperoleh menggunakan generator diesel yang bahan bakunya diperoleh dari Pertamina.

g. Ketersediaan Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama pendirian suatu pabrik,sehingga dibutuhkan tenaga kerja yang produktif dari berbagai tingkatan baik yang terdidik maupun belum terdidik. Lokasi pabrik sangat strategis sehingga memudahkan untuk memperoleh tenaga kerja yang cukup banyak.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder terdiri dari :

a. Perluasan Areal Pabrik

Perluasan pabrik dan penambahan bangunan di masa mendatang harus sudah masuk dalam pertimbangan awal. Sehingga sejumlah area khusus sudah harus dipersiapkan sebagai perluasan pabrik bila suatu saat dimungkinkan pabrik menambah peralatannya untuk menambah kapasitas. Pemilihan lokasi pabrik harus berada di kawasan yang jauh dari kepadatan penduduk, sehingga mempermudah adanya perluasan areal pabrik dengan tidak mengganggu pemukiman dan aktivitas penduduk di sekitar pabrik yang akan didirikan.

b. Perijinan

Lokasi pabrik dipilih di daerah khusus kawasan industri ,sehingga akan memudahkan dalam perijinan pabrik. Pengaturan tata letak pabrik merupakan

bagian yang penting dalam proses pendirian pabrik. Pemerintah di daerah Riau memiliki kebijakan untuk mengembangkan dan memajukan daerahnya, dengan adanya pembangunan pabrik ini diharapkan daerah dan masyarakat sekitarnya akan semakin sejahtera dan berkembang.

c. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, demikian juga fasilitas sosial seperti sarana ibadah, pendidikan, kesehatan, hiburan, bank dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik atau tata letak fasilitas dapat didefinisikan sebagai tata cara pengaturan fasilitas-fasilitas pabrik yang berguna untuk menunjang kelancaran proses produksi. Pengaturan tersebut akan berguna untuk luas area penempatan mesin atau fasilitas penunjang produksi lainnya, kelancaran gerakan perpindahan material, penyimpanan material baik yang bersifat temporer maupun permanen, personel pekerja dan sebagainya (Wignjosoebroto, 2009). Tata letak suatu pabrik memiliki peranan yang penting dalam menentukan biaya konstruksi, biaya produksi, serta efisiensi dan keselamatan kerja. Oleh karena itu tata letak pabrik harus disusun secara cermat untuk menghindari kesulitan di kemudian hari.

Berikut adalah faktor – faktor yang harus diperhatikan dalam tata letak pabrik :

- a. Pabrik yang didirikan merupakan tambahan pabrik yang sebelumnya sudah berdiri atau merupakan pabrik baru sama sekali.
- b. Persediaan tanah untuk perluasan pabrik di masa yang akan datang.

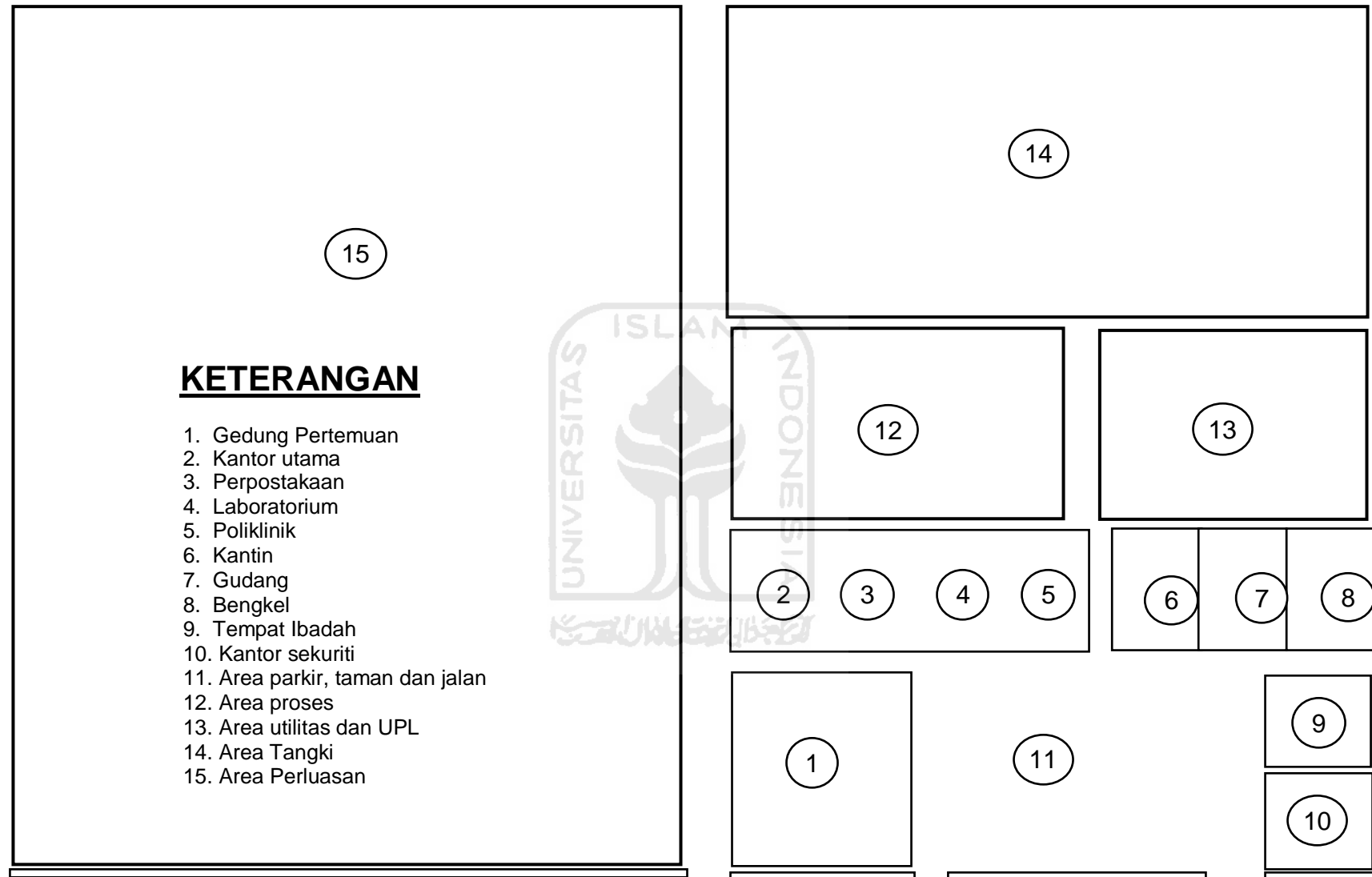
- c. Jaminan kelancaran distribusi bahan baku, produk, dan utilitas (air, *steam*, listrik, bahan bakar).
- d. Cuaca atau iklim lingkungan.
- e. Masalah yang menyangkut *safety* seperti kemungkinan terjadi kebakaran, kecelakaan, dan sebagainya.
- f. *Plant site* harus mengikuti peraturan daerah setempat.
- g. *Waste disposal*.
- h. Penggunaan ruang kerja yang efisien.

Plant layout merupakan perletakan peralatan dan bangunan secara keseluruhan meliputi area proses, area penyimpanan, serta area *material handling* sehingga pabrik dapat beroperasi secara efektif dan efisien. Berikut ini adalah hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pengaturan peralatan dalam pabrik :

1. Letak ruangan yang cukup antara peralatan untuk memudahkan pengoperasian, pemeriksaan, perawatan, serta dapat menjamin kerja dari peralatan sesuai dengan fungsinya.
2. Adanya kesinambungan antar alat. Pabrik biodiesel dari CPO Parit ini didirikan di atas tanah seluas 5.154m².

Tabel 4.1 Perincian luas tanah bangunan pabrik

No.	Bangunan	Luas(m ²)
1	Gedung pertemuan	154
2	Kantor Satpam	45
3	Kantor	200
4	Kantin	48
5	Perpustakaan	67
6	Poliklinik	67
7	Laboratorium	67
8	Gudang	48
9	Bengkel	48
10	Tempat Ibadah	45
11	Area Tangki	904
12	Area Proses	290
13	Area utilitas dan UPL	243
14	Area Parkir	248
15	Area Perluasan	2680
	Jumlah	5154



Gambar 4.1 Tata Letak Pabrik

SKALA 1 : 600

4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, diantaranya adalah sebagai berikut :

a) Aliran bahan baku dan produk

Jalannya alur bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Salah satu hal yang perlu diperhatikan penempatan pipa, dimana untuk pipa di atas tanah perlu di pasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas kerja.

b) Aliran udara

Aliran udara di dalam dan disekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.

c) Pencahayaan/Penerangan yang memadai

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi harus diberikan penerangan tambahan.

d) Lalu lintas manusia dan kendaraan

Dalam perancangan tata letak alat proses perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

e) Pertimbangan ekonomi

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menggantungkan dari segi ekonomi.

f) Jarak antar proses

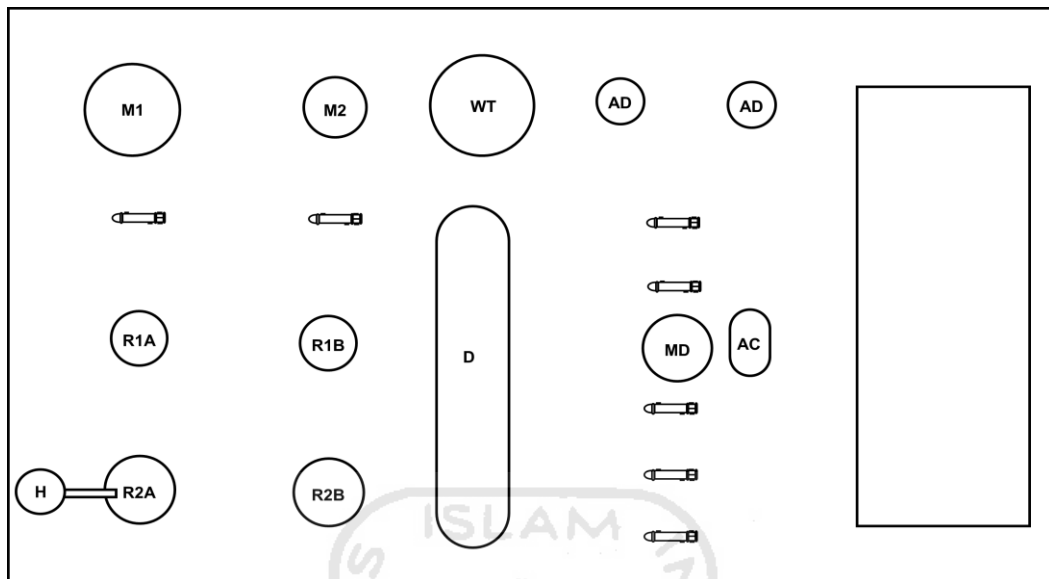
Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.

g) *Maintenance*

Maintenance berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diharapkan.

Tata letak proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

1. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
2. Dapat mengaktifkan penggunaan luas lantai
3. Biaya material yang dikendalikan menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk *capital* yang tidak penting.
4. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal.
5. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.



Gambar 4.2 Layout area proses

Keterangan :

- 1 H = Hooper
- 2 M1 = Mixer 1
- 3 M2 = Mixer 2
- 4 R1 A = Reaktor Esterifikasi 1 A
- 5 R1 B = Reaktor Esterifikasi 1 B
- 6 R2 A = Reaktor Transesterifikasi 2 A
- 7 R2 B = Reaktor Transesterifikasi 2 B
- 8 WT = *Washing Tank*
- 9 D = Decanter
- 10 AD = Adsorber
- 11 MD = Menara Destilasi
- 12 AC = Accumulator

4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

1 . Mixer 01

Tabel 4.2 Neraca massa pada Mixer-01

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 2	Arus 4	Arus 5
1	CH ₃ OH	2338,6399	-	2338,641
2	H ₂ SO ₄	-	93,5410	93,5410
3	H ₂ O	4,6872	1,9098	6,5970
Total		2343,3271	95,4508	2438,7778
		2438,7778		



2. Reaktor 01-A (Reaktor Esterifikasi)

Tabel 4.3 Neraca massa pada Reaktor-01A

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 5	Arus 6	Arus 7
1	$C_3H_5(C_{15}H_{31}COO)_3$	-	5612,7375	5612,7375
2	$C_{15}H_{31}COOH$	-	1870,9125	278,7659
3	H_2O	6,5957	174,1458	292,6894
4	CH_3OH	2338,6406	-	2139,6223
5	$C_{15}H_{31}COOCH_3$	-	-	1679,2170
6	H_2SO_4	93,5456	-	93,5456
7	Imp	-	47,7745	47,7745
Total		2438,7820	7705,5705	10144,3525
		10144,3525		

3. Reaktor 01-B (Reaktor Esterifikasi)

Tabel 4.4 Neraca massa pada Reaktor-01B

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
		Arus 7	Arus 8
1	$C_3H_5(C_{15}H_{31}COO)_3$	5612,7375	5612,7375
2	$C_{15}H_{31}COOH$	278,7659	41,8923
3	H_2O	292,6894	309,3446
4	CH_3OH	2139,6223	2110,0131
5	$C_{15}H_{31}COOCH_3$	1679,2170	1929,0446
6	H_2SO_4	93,5456	93,5456
7	Imp	47,7745	47,7745
Total		10144,3525	10144,3525

4. Reaktor 02-A (Reaktor Transesterifikasi)

Tabel 4.5 Neraca massa pada Reaktor-02A

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 8	Arus 9	Arus 10
1	$C_3H_5(C_{15}H_{31}COO)_3$	5612,7375	-	551,7320
2	$C_{15}H_{31}COOH$	41,8923	-	41,8923
3	H_2O	309,3446	28,7711	372,4794
4	CH_3OH	2110,0131	-	1507,2134
5	$C_{15}H_{31}COOCH_3$	1929,0446	-	7015,1667
6	H_2SO_4	93,5456	-	-
7	Imp	47,7745	-	47,7745
8	KOH	-	163,0366	56,1273
9	$C_3H_5(OH)_3$	-	-	577,6830
10	K_2SO_4	-	-	166,0912
Total		10144,3525	191,8078	10336,1603
		10336,1603		

5. Reaktor 02-B (Reaktor Transesterifikasi)

Tabel 4.6 Neraca massa pada Reaktor-02B

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
		Arus 10	Arus 11
1	$C_3H_5(C_{15}H_{31}COO)_3$	551,7320	56,1273
2	$C_{15}H_{31}COOH$	41,8923	41,8923
3	H_2O	372,4794	372,4794
4	CH_3OH	1507,2134	1448,1836
5	$C_{15}H_{31}COOCH_3$	7015,1667	7513,2310
6	H_2SO_4	-	
7	Imp	47,7745	47,7745
8	KOH	56,1273	56,1273
9	$C_3H_5(OH)_3$	577,6830	634,2532
10	K_2SO_4	166,0912	166,0912
Total		10336,1603	10336,1603

6. Mixer 02

Tabel 4.7 Neraca massa pada mixer 02

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 12	Arus 13	Arus 14
1	H ₂ SO ₄	49,1115	-	49,1115
2	H ₂ O	1,0023	2405,4589	2406,4612
Total		50,1137	2405,4589	2455,5727
		2455,5727		

7. *Washing Tank 01*

Tabel 4.8 Neraca massa pada *Washing Tank 01*

No	Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
		Arus 11	Arus 14	Arus 15
1	H ₂ SO ₄	-	49,1115	-
2	H ₂ O	-	2406,4612	2796,9816
3	C ₃ H ₅ (C ₁₅ H ₃₁ COO) ₃	56,1273	-	56,1273
4	C ₁₅ H ₃₁ COOH	41,8923	-	41,8923
5	CH ₃ OH	1448,1836	-	1448,1836
6	C ₁₅ H ₃₁ COOCH ₃	7513,2310	-	7513,2310
7	Imp	47,7745	-	47,7745
8	KOH	56,1273	-	-
9	C ₃ H ₅ (OH) ₃	634,2532	-	634,2532
10	K ₂ SO ₄	166,0912	-	253,2890
Total		10336,1603	2455,5727	12791,7330
		12791,7330		

8. Decanter 01

Tabel 4.9 Neraca massa pada Decanter 01

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 15	Arus 16 (Fase Ringan)	Arus 17 (Fase Berat)
1	H ₂ O	2796,9816	154,5649	2642,4167
2	C ₃ H ₅ (C ₁₅ H ₃₁ COO) ₃	56,1273	56,1273	-
3	C ₁₅ H ₃₁ COOH	41,8923	41,8923	-
4	CH ₃ OH	1448,1836	52,7278	1395,4558
5	C ₁₅ H ₃₁ COOCH ₃	7513,2310	7475,6649	37,5662
6	Imp	47,7745	-	47,7745
7	C ₃ H ₅ (OH) ₃	634,2532	-	634,2533
8	K ₂ SO ₄	253,2890	-	253,2891
Total		12791,7330	7780,9775	5010,7555
			12791,7330	

9. Adsorber 01

Tabel 4.10 Neraca massa pada Adsorber 01

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 16	Arus 26	Arus 27
1	H ₂ O	154,5649	153,0193	1,5456
2	C ₃ H ₅ (C ₁₅ H ₃₁ COO) ₃	56,1273	-	56,1274
3	C ₁₅ H ₃₁ COOH	41,8923	-	41,8924
4	CH ₃ OH	52,7278	52,2005	0,5273
5	C ₁₅ H ₃₁ COOCH ₃	7475,6649	-	7475,6649
Total		7780,9775	205,2199	7575,7576
			7780,9775	

10. Vaporizer 01

Tabel 4.11 Neraca massa pada Vaporizer 01

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 17	Arus 18	Arus 19
1	H ₂ O	2642,4167	1857,4727	784,9439
2	C ₃ H ₅ (C ₁₅ H ₃₁ COO) ₃	-	-	-
3	C ₁₅ H ₃₁ COOH	-	-	-
4	CH ₃ OH	1395,4558		1395,4558
5	C ₁₅ H ₃₁ COOCH ₃	37,5662	37,5661	-
6	Imp	47,7745	47,7745	-
7	C ₃ H ₅ (OH) ₃	634,2533	634,2553	-
8	K ₂ SO ₄	253,2891	253,2891	-
Total		5010,7555	2830,3577	2180,3996
			5010,7555	

11. Menara Destilasi

Tabel 4.12 Neraca massa pada Menara Destilasi 01

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Arus 19	Arus 25 (Atas)	Arus 22 (Bawah)
1	H ₂ O	784,9439	2,7685	782,1753
2	CH ₃ OH	1395,4558	1381,5012	13,9545
Total		2180,3996	1384,2697	796,130
			2180,3996	

4.4.2 Neraca Panas

1. Mixer 01

Tabel 4.13 Neraca Panas Mixer 01

Masuk	Keluar
1. Panas dibawa umpan ke reaktor pada suhu 50,64 °C sebesar = 21191,242 Kcal/j	1. Panas dibawa keluar mixer fase cair pada suhu 50,64 °C sebesar = 22066,271 Kcal/j
2. Panas dibawa umpan ke reaktor pada suhu 30 °C sebesar = 875,029 Kcal/j	
Total = 22066,271 Kcal/j	Total = 22066,271 Kcal/j

2. Heater 01

Tabel 4.14 Neraca Panas Heater 01

Masuk	Keluar
1. Enthalpi umpan masuk heater pada suhu 30 °C sebesar = 19807,7520 Kcal/j	1. Enthalpi hasil pemanasan pada suhu 60 °C = 138654,2656
2. Beban panas heater = 118846,516 Kcal/j	
Total = 138654,2656 Kcal/j	Total = 138654,2656 Kcal/j



3. Reaktor 01

Tabel 4.15 Neraca Panas Reaktor 01

Masuk	Keluar
1. Enthalpi Umpan masuk 1 pada suhu $60^{\circ}\text{C} = 139891,359$ Kcal/jam	1. Enthalpi hasil reaksi pada suhu $60^{\circ}\text{C} = 180481,234$ Kcal/jam
2. Enthalpi Umpan masuk 2 pada suhu $51^{\circ}\text{C} = 37104,645$ Kcal/jam	2. Panas dibawa pendingin = 105678 Kcal/jam
3. Panas reaksi pada suhu $60^{\circ}\text{C} = 109163,102$ Kcal/jam	
Total = 292269,344 Kcal/jam	Total = 286159,125 Kcal/jam

4. Reaktor 02

Tabel 4.16 Neraca Panas Reaktor 02

Masuk	Keluar
1. Enthalpi Umpan masuk 1 pada suhu $60^{\circ}\text{C} = 180992,391 \text{ Kcal/jam}$	1. Enthalpi hasil reaksi pada suhu $60^{\circ}\text{C} = 143378,891 \text{ Kcal/jam}$
2. Enthalpi Umpan masuk 2 pada suhu $30^{\circ}\text{C} = 2587,145 \text{ Kcal/jam}$	2. Panas dibawa pendingin keluar reaktor = $248647,531 \text{ Kcal/jam}$
3. Panas reaksi pada suhu $60^{\circ}\text{C} = 208446,891 \text{ Kcal/jam}$	
Total = 392026,438 Kcal/jam	Total = 392026,438 Kcal/jam

5. Mixer 02

Tabel 4.17 Neraca Panas Mixer 02

Masuk	Keluar
1. Panas dibawa umpan dari reaktor pada suhu 30°C sebesar = $12115,4961 \text{ Kcal/j}$	1. Panas dibawa keluar mixer fase cair pada suhu 30°C sebesar = $12251,633 \text{ Kcal/j}$
2. Panas Pelarutan sebesar = $136,137 \text{ Kcal/j}$	
Total = 12251,633 Kcal/j	Total = 12251,633 Kcal/j

6. Washing Tank 01

Tabel 4.18 Neraca Panas Washing Tank 01

Masuk	Keluar
1. Panas dibawa umpan pada reaktor pada suhu 60°C sebesar = 143375,281 Kcal/j	1.Panas dibawa keluar <i>Washing Tank</i> fase cair pada suhu = $54,7^{\circ}\text{C}$ sebesar = 193679,453 Kcal/j
2. Panas dibawa Umpan H_2SO_4 reaktor pada suhu 30°C sebesar = 12108,810 Kcal/j	2.Panas dibawa pendingin = 0 Kcal/j
3. Panas reaksi = 38195,59 Kcal/j	
Total = 193679,672 Kcal/j	Total = 193679,672 Kcal/j

7. Vaporizer 01

Tabel 4.19 Neraca Panas Vaporizer 01

Masuk	Keluar
1.Enthalpi umpan masuk vaporizer pada suhu $54,70^{\circ}\text{C}$ sebesar = 258079,469 Kcal/j	1.Enthalpi hasil keluar pada suhu $90,48^{\circ}\text{C}$ = 569061,250 Kcal/j
2.Beban panas = 1102161,625 Kcal/j	2.Panas penguapan vaporizer = 791179,875 Kcal/j
Total = 1360241,094Kcal/j	Total =1360241,094 Kcal/j

8. Menara Destilasi 01

Tabel 4.21 Neraca Panas Menara Destilasi 01

Masuk	Keluar
1. Enthalpi Umpan masuk pada suhu $90,49^{\circ}\text{C} = 106780,023 \text{ Kcal/j}$	1. Enthalpi hasil atas pada suhu $64,94^{\circ}\text{C} = 33563,207 \text{ Kcal/j}$
2. Beban panas reboiler = $1048364,438 \text{ Kcal/j}$	2. Enthalpi hasil bawah pada suhu $104,65^{\circ}\text{C} = 62941,391 \text{ Kcal/j}$
	3. Beban Panas Condenser = $1058639,88 \text{ Kcal/j}$
Total = 1155144,461 Kcal/j	Total = 1155144,461 Kcal/j

9. Cooler 01

Tabel 4.22 Neraca Panas Cooler 01

Masuk	Keluar
1. Enthalpi umpan masuk cooler pada suhu $54,7^{\circ}\text{C}$ sebesar = $76345,9063 \text{ Kcal/j}$	1. Enthalpi hasil pendinginan pada suhu $35^{\circ}\text{C} = 25705,6895 \text{ Kcal/j}$
	2. Panas dibawah pendingin = $50640,219 \text{ Kcal/j}$
Total = 76345,9063 Kcal/j	Total = 76345,9063 Kcal/j

10. Cooler 02

Tabel 4.22 Neraca Panas Cooler 02

Masuk	Keluar

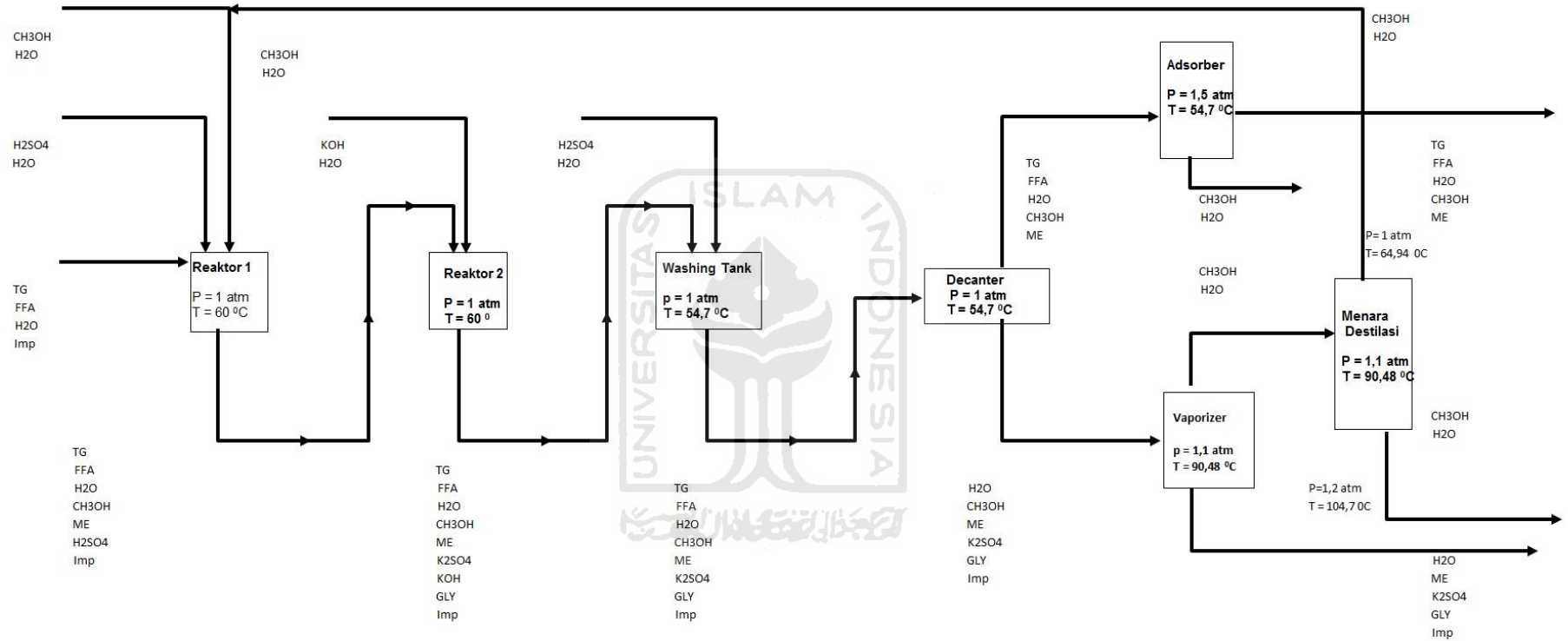
1. Enthalpi umpan masuk cooler pada suhu $90,5^{\circ}\text{C}$ sebesar = 139785,453 Kcal/j	1. Enthalpi hasil pendinginan pada suhu 35°C = 21344,5508 Kcal/j
	2. Panas dibawah pendingin = 118440,906 Kcal/j
Total = 139785,453 Kcal/j	Total = 139785,453 Kcal/j

11. Cooler 03

Tabel 4.23 Neraca Panas Cooler 03

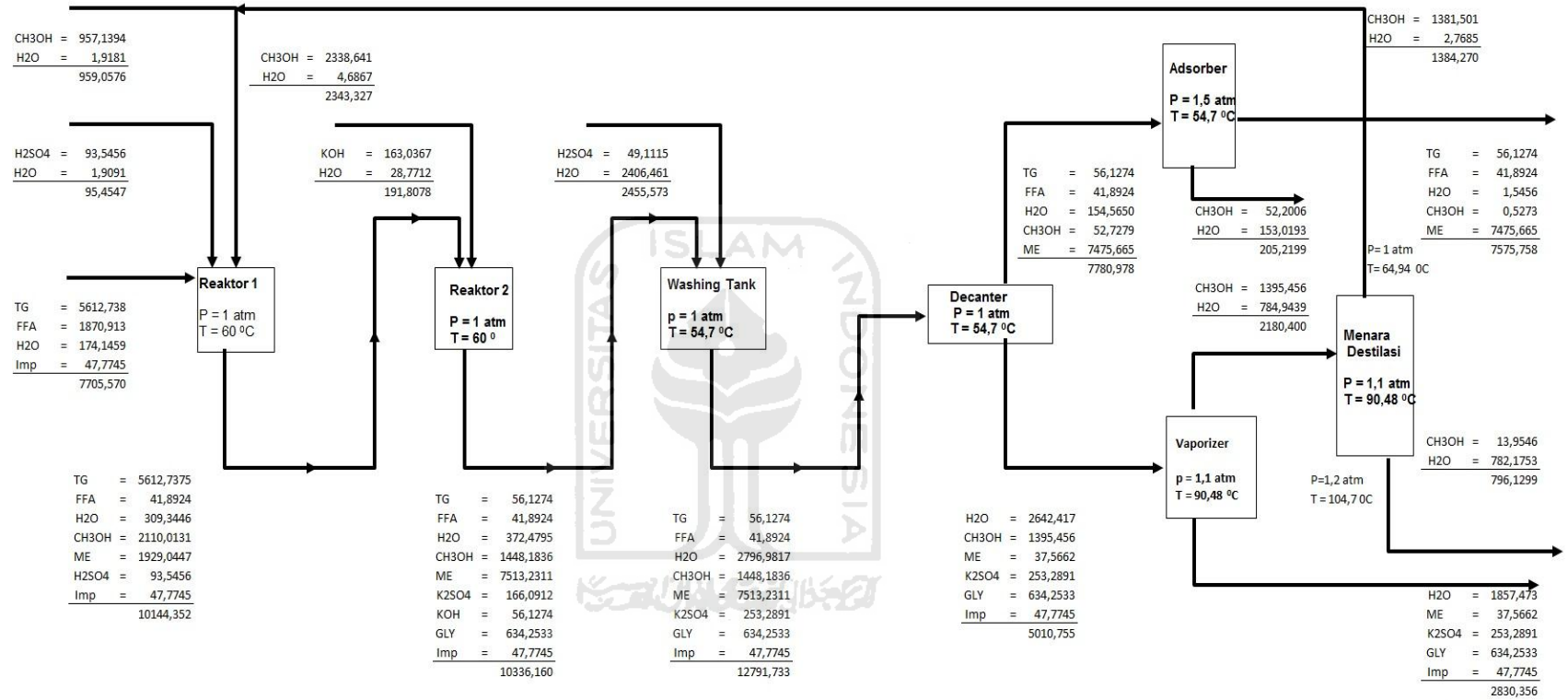
Masuk	Keluar
1. Enthalpi umpan masuk cooler pada suhu $104,5^{\circ}\text{C}$ sebesar = 70722,6953 Kcal/j	1. Enthalpi hasil pendinginan pada suhu 35°C = 8879,183 Kcal/j
	2. Panas dibawah pendingin = 61843,512 Kcal/j
Total = 70722,6953 Kcal/j	Total = 70722,6953 Kcal/j

4.4.3 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.3 Diagram Alir kualitatif pabrik Biodiesel dari CPO Parit

4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.4 Diagram Alir kuantitatif pabrik Biodiesel dari CPO Parit

4.5 Pelayanan Teknik(Utilitas)

Proses pembuatan Biodiesel dari CPO Parit selain membutuhkan bahan baku dan bahan pembantu lainnya yang berupa bahan kimia, juga membutuhkan pendukung proses atau Utilitas sehingga proses produksi dapat berjalan dengan lancar. Unit utilitas adalah salah satu bagian yang sangat penting dalam menunjang jalannya proses produksi pada suatu industri kimia. Suatu proses produksi dalam suatu pabrik tidak akan berjalan dengan baik jika tidak terdapat utilitas. Karena itu utilitas memegang peranan penting dalam pabrik. Perancangan diperlukan agar dapat menjamin kelangsungan operasi pabrik. Utilitas pada pabrik biodiesel dari CPO Parit berdasarkan kebutuhannya adalah sebagai berikut :

- a. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Waste Treatment System*)
- b. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
- c. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
- d. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
- e. Unit Penyedia Bahan Bakar

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

A. Unit Penyediaan Air

Umumnya untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik digunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Air yang digunakan dalam perancangan pabrik *Biodiesel* ini bersumber dari sungai Rokan. Air sungai akan digunakan untuk keperluan dilingkungan pabrik sebagai :

1. Air Umpan *Boiler*

Uap atau *steam* dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas. Air umpan *boiler* disediakan dengan *excess* 20%. *Excess* merupakan pengganti *steam* yang hilang karena kebocoran transmisi 10% serta faktor keamanan sebesar 20%. Sehingga kebutuhan air umpan *boiler* yang diperoleh dari perhitungan adalah sebanyak 5532,3548 kg/jam. Air yang digunakan untuk *boiler* harus memenuhi persyaratan agar air tidak merusak *boiler*. Berikut adalah persyaratan air umpan boiler menurut *Perry's* edisi 6, halaman 976:

Tabel 4.24 Syarat air umpan boiler

Parameter	Total (ppm)
Total padatan (<i>total dissolved solid</i>)	3.500
Alkalinitas	700
Padatan terlarut	300
Silika	60 – 100
Besi	0.1
Tembaga	0.5
Oksigen	0,007
Kesadahan	0
Kekeruhan	175
Minyak	7
Residu fosfat	140

Berikut adalah prasyarat air umpan *boiler* :

a. Tidak membuih (berbusa)

Busa disebabkan adanya *solid matter*, *suspended matter*, dan kebasaan yang tinggi. Berikut adalah akibat dengan adanya busa :

- Kesulitan dalam pembacaan tinggi cairan dalam *boiler*.
- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat dan dapat mengakibatkan penempelan padatan yang menyebabkan terjadinya korosi apabila terjadi pemanasan lanjut.

Untuk mengatasi hal – hal tersebut maka diperlukan pengontrolan terhadap air yang digunakan untuk umpan boiler yang digunakan seperti tingkat kesadahan air dan kandungan lumpur, kerak, dan alkanitas air umpan *boiler*.

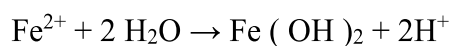
b. Tidak membentuk kerak dalam *boiler*

Kerak dalam *boiler* dapat menyebabkan hal – hal berikut :

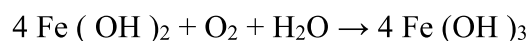
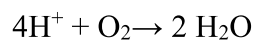
- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sehingga dapat menimbulkan kebocoran.

c. Tidak menyebabkan korosi pada pipa

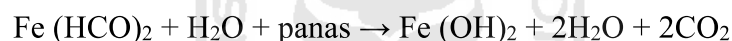
Korosi pada pipa disebabkan oleh pH rendah, minyak dan lemak, bikarbonat, dan bahan organik serta gas – gas H₂S, SO₂, NH₃, CO₂, O₂, yang terlarut dalam air. Reaksi elektro kimia antar besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja.



Jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dan membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut maka terjadi korosi menurut reaksi berikut :



Bikarbonat dalam air akan membentuk CO_2 yang bereaksi dengan air karena pemanasan dan tekanan. Reaksi tersebut menghasilkan asam karbonat yang dapat bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Adanya pemanasan garam bikarbonat menyebabkan pembentukan CO_2 kembali. Berikut adalah reaksi yang terjadi :



2. Air Sanitasi

Air sanitasi pada pabrik digunakan sebagai keperluan laboratorium, kantor, konsumsi, mandi, mencuci, taman dan lainnya. Berikut adalah persyaratan yang harus dipenuhi dalam penggunaan sebagai air sanitasi :

a. Syarat Fisika

- Tidak berwarna dan berbau.
- Tidak berbusa.
- Kekeruhan SiO_2 kurang dari 1 ppm.
- pH netral.

b. Syarat Kimia

- Tidak mengandung bahan beracun.
- Tidak mengandung zat – zat organik maupun anorganik yang tidak larut dalam air seperti PO_4^{3-} , Hg, Cu, dan sebagainya.

c. Syarat Biologis

Tidak mengandung bakteri terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat fisis air.

3. Air Pendingin

Air pendingin berfungsi sebagai fluida pendingin pada alat penukar panas atau *heat exchanger*. Berikut adalah beberapa alasan air digunakan sebagai bahan pendingin :

- a. Air merupakan bahan yang mudah didapatkan.
- b. Air mudah dikendalikan dan dikerjakan.
- c. Dapat menyerap panas.
- d. Tidak mudah menyusut karena pendinginan.
- e. Tidak mudah terkondensasi.

4. Air Proses

Air proses digunakan untuk mengencerkan asam sulfat didalam mixer.

B. Unit Pengolahan Air

Berikut adalah tahapan pengolahan air

1. Bak Pengendap 1

Air yang dipompa dari sungai Rokan selanjutnya ditampung dalam bak pengendap untuk diendapkan lumpur serta pasir yang terbawa oleh pompa.

Proses pengendapan berjalan secara gravitasi. Waktu tinggal air dalam bak pengendapan air adalah selama 24 jam. Hal ini dilakukan untuk memastikan bahwa air telah terpisah dari bahan pengotornya. Selanjutnya air dipompakan ke bak pengendap 2 dan endapan di buang melalui bagian bawah tangki atau di *Blow down*.

2. Bak Pengendap 2

Air dari bak pengendap 1 kembali ditampung didalam bak pengendap untuk diendapkan kotoran kotoan kecil yang masih terikut didalam air. Waktu tinggal air di dalam bak pengendapan 2 selama 24 jam. Selanjutnya air dialirkan menggunakan pompa kedalam tangki Flokulan dan endapan di buang melalui bagian bawah tangki atau di *Blow down*.

3. Tangki Flokulator

Air dari bak pengendap 2 dimasukkan kedalam tangki Flokulator, selanjutnya air ditambahkan dengan bahan kimia yang berupa Tawas (Al_2O_3), Kapur ($CaCO_3$), serta Poli Elektrolit. Yang bertujuan untuk mengikat partikel partikel kecil yang melayang menjadi bentuk yang lebih besar sehingga mudah untuk di endapkan. Pada tangki ini tawas dan kapur juga dilarutkan bersamaan dengan poli elektrolit hingga homogen, Selanjutnya air dipompa menuju Clarifier

4. Clarifier

Air dari Pada *clarifier* lumpur dan partikel padat lain diendapkan dengan diinjeksi alum ($Al_2(SO_4).18H_2O$) sebagai flokulan yang membentuk flok. Air baku dialirkan ke bagian tengah *clarifier* untuk diaduk. Selanjutnya air bersih akan keluar melalui pinggiran *clarifier* sebagai *overflow*, sedangkan flok yang

terbentuk atau *sludge* akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dengan waktu yang telah ditentukan. Air baku yang belum di proses memiliki *turbidity* sekitar 42 ppm. Setelah keluar *clarifier* kadar *turbidity* akan turun menjadi kurang dari 10 ppm.

5. Saringan pasir (*Sand Filter*)

Air hasil dari *clarifier* dialirkan menuju *sand filter* untuk memisahkan partikel – partikel padatan yang terbawa. Air yang mengalir keluar dari *sand filter* akan memiliki kadar *turbidity* sekitar 2 ppm. Air tersebut dialirkan menuju tangki penampung (*filter water reservoir*) yang kemudian didistribusikan menuju menara air dan unit demineralisasi, maupun untuk air sanitasi. *Back washing* pada *sand filter* dilakukan secara berkala dengan tujuan menjaga kemampuan penyaringan alat.

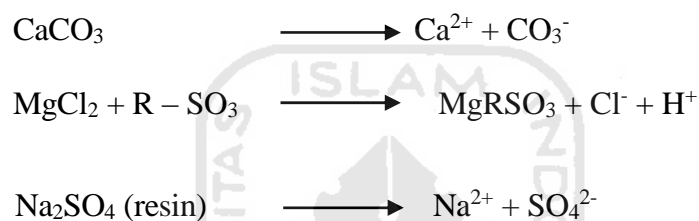
6. Bak Penampungan Air Bersih

Air keluaran dari bak penyaringan pasir selanjutnya ditampung kedalam bak penampung untuk didiamkan terlebih dahulu sebelum dilakukan proses demineralisasi. Air yang di tampung pada bak air bersih ini juga sudah dapat digunakan untuk air proses maupun untuk sanitasi di perusahaan.

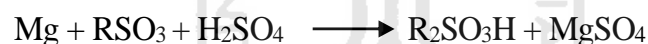
7. Kation Exchanger

Air bersih yang telah di tampung pada bak penampungan sebelum digunakan sebagai air umpan boiler harus melalui tahap demineralisasi air yang bertujuan untuk menurunkan angka kesadahan air. Tingkat kesadahan air sangat berpengaruh terhadap produksi steam, karena air yang masih mempunyai kesadahan yang tinggi atau masih mengandung mineral logam yang terlarut dalam air dapat menimbulkan kerak. Kerak sangat mengganggu proses

produksi steam karena kerak yang semakin menebal pada dinding boiler akan menjadikannya sebagai isolator sehingga panas yang digunakan untuk pembuatan steam tidak terserap sempurna. Atau kerak dalam pipa akan menyumbat aliran dalam pipa. Untuk menurunkan angka kesadahan air dapat menggunakan proses dengan bantuan resin. Resin yang berada didalam *cation exchange* berupa H^+ berfungsi sebagai pengganti kation yang dikandung dalam air. Air yang keluar dari *cation exchanger* akan mengandung anion dan ion H^+ . Berikut adalah reaksi yang terjadi didalam *cation exchanger* :

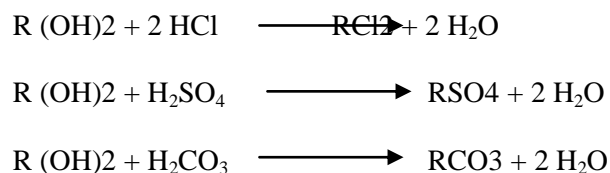


Kation resin akan jenuh dalam jangka waktu tertentu, sehingga diregenerasi menggunakan asam sulfat dengan reaksi sebagai berikut :

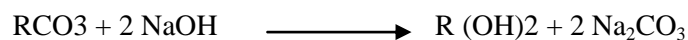


a. *Anion Exchanger*

Anion exchanger memiliki fungsi mengikat ion – ion negative (anion) yang terlarut dalam air menggunakan resin bersifat basa seperti CO_3^{2-} , Cl^- , dan SO_4^{2-} . Berikut adalah reaksi yang terjadi didalam *anion exchanger* :



Apabila resin udah jenuh akan dilakukan pencucian dengan menggunakan larutan NaOH 4 %. Reaksi yang terjadi selama proses regenerasi adalah sebagai berikut :



8. Deaerasi

Deaerasi merupakan proses pelepasan gas gas yang terlarut dalam air seperti oksigen, karbon dioksida, dan lain –lain. Air yang telah dimineralisasi dialirkan menuju *deaerator* dan diinjeksikan *hidrazin* (N_2H_4) untuk diikat oksigen (O_2) yang terkandung dalam air tersebut. Air yang keluar dari *deaerator* akan dimponpa menuju *boiler* sebagai air umpan (*boiler feed water*). Pengikatan oksigen pada air umpan *boiler* bertujuan untuk mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*. Berikut adalah reaksi yang terjadi didalam *aerator* :



1. Kebutuhan Air

1. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4.25 Kebutuhan air Pendingin

No	Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
1	Reaktor – 02	R -02	12432,3799
2	Condensor – 01	CD - 02	105864,0000
3	Cooler – 01	CL – 01	4038,6479
4	Cooler – 02	CL – 02	5064,0220
5	Cooler – 03	CL – 03	11844,0989
6	Cooler – 04	CL – 04	3092,1760
Total			142542,9531

2. Kebutuhan Air Steam

Tabel 4.26 Kebutuhan air pembangkit steam

No	Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
1	Vaporizer – 01	VAP -01	2102,8411
2	Reboiler – 01	RB -01	2131,1262
3	Heat Exchanger – 01	HE -01	243,8790
Total			5523,3584

3. Kebutuhan Air Proses

Tabel 4.27 Kebutuhan air proses

No	Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
1	Mixer - 02	M – 02	2405,4590
Total			2405,4590

4. Air Untuk Perkantoran dan Rumah Tangga

Kebutuhan air 1 orang = 5 kg/jam (Sularso, 2000)

Jumlah karyawan = 270 orang

Tabel 4.28 Kebutuhan air perkantoran dan rumah tangga

No	Penggunaan	Kebutuhan (kg/jam)
1	Karyawan	1350
2	Perumahan	1380
3	Pemadam kebakaran	150
4	Kantin, mushola, pertamanan, dll	150
Jumlah		3030

Kebutuhan air total

$$= (142542,95 + 5532,36 + 2405,46 + 3030) \text{ kg/jam}$$

$$= 153.510,77 \text{ kg/jam}$$

4.5.2 Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)

Unit pembangkit *steam* berfungsi untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada proses produksi dengan cara menyediakan *steam* untuk *boiler* dengan spesifikasi sebagai berikut :

Kapasitas : 316,9628 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Sebelum air dari *water treatment plat* digunakan sebagai umpan boiler, mula – mula di atur terlebih dahulu kadar silika, oksigen, Ca dan Mg yang terlarut

dengan cara menambahkan bahan kimia kedalam *boiler feed water tank*. Selain pengaturan kadar bahan terlarut, diatur pula pH dari air yaitu sekitar 10,5 – 11,5 untuk mengurangi kadar korosivitas. Air dialirkan ke dalam *economizer* sebelum dialirkan masuk ke dalam *boiler* yaitu suatu alat penukar panas dengan tujuan pemanfaatan panas dari gas sisa pembakaran residu dari *boiler*. Pada *ecomizerair* dipanaskan hingga suhu 100 °C sebelum dialirkan menuju *boiler*.

Api yang keluar dari *burner* berfungsi untuk memanaskan lorong api dari pipa – pipa api. Gas dari sisa pembakaran tersebut dialirkan menuju *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap. Setelah uap air yang terkumpul mencapai tekanan 45 psia dan bersuhu 275 °F, lalu dialirkan menuju *steam header* untuk didistribusikan menuju alat – alat proses.

4.5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan listrik pada pabrik pembuatan biodiesel diperoleh melalui 2 sumber yaitu Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator diesel. Generator diesel berfungsi sebagai tenaga cadangan ketika PLN terjadi gangguan dan untuk menggerakkan alat – alat seperti *boiler*, pengaduk reaktor, dan sejumlah pompa.

Generator diesel menggunakan solar dan udara yang di tekan untuk menghasilkan panas. Panas yang dihasilkan digunakan untuk memutar poros engkol sehingga generator dapat menghasilkan energi listrik. Listrik tersebut didistribusi menggunakan panel. Tenaga listrik digunakan sebagai penerangan, sementara itu listrik dari generator diesel digunakan untuk menggerakkan alat proses. Energi listrik dari generator diesel digunakan sebagai sumber energi listrik utama untuk penerangan dan menggerakkan alat proses ketika listrik padam.

Berikut adalah spesifikasi generator diesel yang digunakan :

Kapasitas : 200 Hp

Jenis : 1 buah

Berikut adalah rincian kebutuhan listrik

a. Kebutuhan listrik proses

- Peralatan Proses

Tabel 4.29 Kebutuhan listrik alat proses

No	Nama Alat	Kode Alat	Power (Hp)	Jumlah	Total Power (Hp)
1	Pompa	P-01	1.5	1	1.5
2	Pompa	P-02	3.0	1	3.0
3	Pompa	P-03	2.0	1	2.0
4	Pompa	P-04	0.5	1	0.5
5	Pompa	P-05	0.5	1	0.5
6	Pompa	P-06	2.0	1	2.0
7	Pompa	P-07	1.0	1	1.0
8	Pompa	P-08	0.75	1	0.75
9	Pompa	P-09	0.75	1	0.75
10	Pompa	P-10	0.5	1	0.5
11	Pompa	P-11	0.5	1	0.5
12	Pompa	P-12	0.75	1	0.75
13	Pompa	P-13	1.0	1	1.0
14	Pompa	P-14	0.5	1	0.5

15	Pompa	P-15	2.0	1	2.0
16	Pompa	P-16	0.75	1	0.75
17	Pompa	P-17	0.5	1	0.5
18	Pompa	P-18	0.5	1	0.5
19	Pompa	P-19	2.0	1	2.0
20	Mixer	M-01	0.75	1	0.75
21	Mixer	M-02	0.5	1	0.5
22	Reaktor	R-01 A	0.5	1	0.5
23	Reaktor	R-01 B	0.5	1	0.5
24	Reaktor	R-02 A	0.8	1	0.8
25	Reaktor	R-02 B	0.8	1	0.8
26	<i>Washing Tank</i>	WT-01	1.0	1	1.0
27	Washing Tower	WT-01	3.00	1	3.00
28	Pompa	PU-01	3.0	1	3.0
29	Pompa	PU-02	10.0	1	10.0
30	Pompa	PU-03	1.5	1	1.5
31	Pompa	PU-04	1.5	1	1.5
32	Pompa	PU-05	20.0	1	20.0
33	Pompa	PU-06	20.0	1	20.0
34	Pompa	PU-07	0.5	1	0.5
35	Pompa	PU-08	0.5	1	0.5
36	Pompa	PU-09	0.75	1	0.75
Total					88.6

Total kebutuhan listrik utilitas dan lain lain sebesar = 100 Hp

$$\begin{aligned}
 \text{Total kebutuhan listrik} &= 88,60 + 100,0 \text{ Hp} \\
 &= 188,60 \text{ Hp} \\
 &= 188,60 \text{ Hp} \times 0,7454 \text{ Kwatt/Hp} \\
 &= 140,64 \text{ Kwatt}
 \end{aligned}$$

Listrik sebesar ini dipenuhi dari PLN sebesar 150 Kwatt, apabila terjadi pemadaman listrik oleh PLN digunakan generator cadangan berkekuatan 200 Hp dengan bahan bakar diesel oil. Generator yang digunakan berjumlah 1 buah. Kebutuhan minyak diesel untuk generator dapat dihitung sebagai berikut :

Dingat listrik padam 1 kali dalam satu bulan dengan lama pemadaman 3 jam

Efisiensi motor diesel 80 %

Efisiensi bahan bakar 70 %

Tenaga yang harus disediakan diesel :

$$= 200 \text{ Hp} / 0,8$$

$$= 250.000 \text{ Hp}$$

Tenaga yang harus disediakan bahan bakar :

$$= \left((250,00 \text{ Hp} : 0,7) \times \left(0,7457 \frac{\text{Kwatt}}{\text{Hp}} \right) \times \left(\frac{0,9478 \frac{\text{Btu}}{\text{dt}}}{\text{kVa}} \right) \right)$$

Spesifikasi minyak diesel oil :

Heating Value = 144 Btu/gal

$$^{\circ}\text{API} = 22 - 28 ^{\circ}\text{API}$$

$$\text{Densitas} = 0,9 \text{ kg/L}$$

$$\text{Viskositas} = 1,2 \text{ cP}$$

Kebutuhan Minyak diesel :

$$= \frac{252,42 \text{ Btu/dt}}{144000 \text{ Btu/gal}}$$

$$= 0,001753 \text{ gal/dt}$$

Kebutuhan minyak diesel selama 1 tahun untuk generator

$$= 0,001753 \text{ gal/dt} \times 3600 \text{ dt/jam} \times 3 \text{ jam} \times 12 \text{ bulan}$$

$$= 227,18 \text{ gallon/tahun}$$

4.5.4 Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)

Udara tekan digunakan untuk alat *pneumatic control*. Kebutuhan udara tekan total adalah sebesar 77,6768 m³/jam.

4.5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Pada *boiler* dan generator diesel digunakan bahan bakar *fuel oil* sebanyak 453.914 kg/jam sebagai bahan bakar.

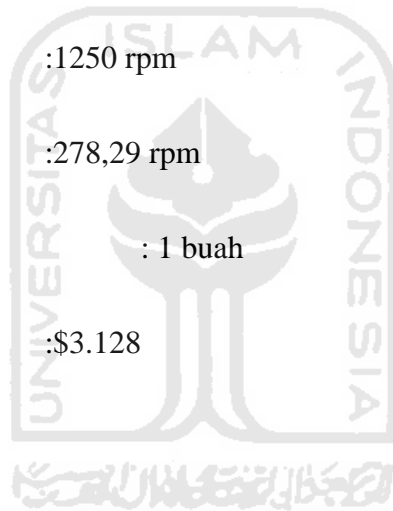
4.5.6 Spesifikasi Alat – Alat Utilitas

a. Penyediaan Air

1. Pompa (PU – 01)

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke dalam bak pengendap.

Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: <i>Mixed Flow Impeller</i>
Bahan	: <i>Commercial steel</i>
Kapasitas	:11287,789 kg/jam
Kapasitas pompa	: 49,69 gpm
Head pompa	:30,53m
Tenaga pompa	:3 Hp
Putaran standart	:1250 rpm
Putaran spesifik	:278,29 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	:\$3.128



2. Bak Pengendap Awal (BU – 01)

Fungsi	:Mengendapkan kotoran kasar didalam air serta lumpur yang dibawa air sungai
Jenis	: Bak persegi terbuka dengan rangka beton
Kapasitas	:325,088 m ³
Dimensi	
Tinggi	= 3 m

Lebar = 3 m

Panjang = 15 m

Harga : Rp. 76.000.000,00

3. Pompa (PU – 02)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung awal menuju tangki flokulasi

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed Flow Impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kapasitas : 11287,789 kg/jam

Daya pompa : 10 Hp

Head pompa : 30,53m

Putaran standart : 1750 rpm

Putaran spesifik : 671,52 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$3.128

4. Bak Penampung Awal (BU – 02)

Fungsi : menampung air yang berasal dari bak pengendap awal sekaligus mengendapkan kotoran halus dengan gaya gravitasi.

Jenis : Bak persegi terbuka dengan rangka beton
 Kapasitas : 325,088 m³
 Dimensi
 Tinggi = 3 m
 Lebar = 3 m
 Panjang = 15 m
 Harga : Rp. 76.000.000,00

5. Pompa (PU – 03)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki flokulator menuju clarifier
 Jenis : *Centrifugal pump single stage*
 Tipe : *Mixed Flow Impeller*
 Bahan : *Commercial steel*
 Kapasitas : 11287,789 kg/jam
 Daya pompa : 1,5 Hp
 Head pompa : 14,78m
 Putaran standart : 1750 rpm
 Putaran spesifik : 671,52 rpm
 Jumlah : 1 buah
 Harga : \$3.128

6. Tangki Flokulator (TF – 01)

Fungsi : melarutkan dan membuat campuran yang akan diumpankan kedalam clarifier.

Jenis : Tangki silinder vertikal

Kapasitas : 2821,95 Kg

Dimensi

Tinggi = 2,6 m

Diameter = 1,3 m

Harga : \$ 88.259

7. Clarifier (CL)

Fungsi : Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang Bersifat koloid yang berasal dari bak penampung awal

Jenis : Bak silinder dengan alas kerucut

Kapasitas : 162,554 m³

Dimensi

Tinggi cone = 2 m

Kedalaman L = 4 m

Diameter = 7 m

Harga : \$ 237.967

8. Tangki Tawas (TU – 01)

Fungsi : Melarutkan dan membuat larutan tawas 5 % yang akan duimpankan kedalam clarifier

Jenis : Bak silinder vertikal

Kapasitas : 0,002982 gallon/jam

Dimensi

Tinggi =2,7 m

Diameter = 2,7 m

Harga : \$ 197.173

9. Tangki Air Kapur (TU – 02)

Fungsi : Melarutkan dan membuat larutan kapur 5 % yang akan duimpankan kedalam clarifier

Jenis : Bak silinder vertikal

Kapasitas : 27,370 m

Dimensi

Tinggi =3,3 m

Diameter = 3,3 m

Harga : \$ 278.762

10. Tangki Poli Elektrolit (TU – 03)

Fungsi : Melarutkan dan membuat larutan poli elektrolit 5 % yang akan duimpankan kedalam clarifier

Jenis : Bak silinder vertikal

Kapasitas : 0,277 m³

Dimensi
 Tinggi = 0,7 m
 Diameter = 0,7 m
 Harga : \$ 5.493

11. Sand filter

Fungsi : Menyaring koloid yang lolos unit *clarifier*.

Jenis : 2 bak terbuka

Volume Tangki : 2.258 m³

Kecepatan air yang disaring : 11,288 gpm/ft²

Dimensi

Tinggi = 5,133 m

Luas Saringan pasir = 4,734 ft²

Harga : \$ 163.178

12. Bak Penampung Air Bersih (BU – 03)

Fungsi : Menampung air bersih dari saringan pasir

Jenis : Bak persegi terbuka dengan rangka beton

Kapasitas : 162,544 m³

Dimensi

Tinggi = 3 m

Lebar = 5 m
 Panjang = 10 m
 Harga : Rp. 44.800.000,00

13. Pompa (PU – 04)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung air bersih menuju proses demineralisasi air dan kebutuhan kantor serta rumah tangga dan air pendingin.

Jenis : Centrifugal pump single stage
 Tipe : Mixed Flow Impeller
 Bahan : Commercial steel
 Kapasitas : 11012,478 kg/jam
 Daya pompa : 1,5 Hp
 Head pompa : 14,55 m
 Putaran standart : 1750 rpm
 Putaran spesifik : 671,52 rpm
 Jumlah : 1 buah
 Harga : \$ 2.924

14. Tangki Air Rumah Tangga dan Kantor (TU - 04)

Fungsi : untuk menampung air kebutuhan rumah tangga dan kantor dari bak air bersih
 Jenis : Tangki silinder vertikal
 Kapasitas : 94,850 m³
 Dimensi

Tinggi = 4,9 m
 Diameter = 4,9 m
 Harga : \$ 475.935

15. Pompa (PU – 05 0

Fungsi : Mengalirkan air dari Bak Cooling tower menuju sistem pendingin proses
 Jenis : *Centrifugal pump single stage*
 Tipe : *Mixed Flow Impeller*
 Bahan : *Commercial steel*
 Kapasitas : 71271,477 kg/jam
 Daya pompa : 10 Hp
 Head pompa : 18,79 m
 Putaran standart : 1500 rpm
 Putaran spesifik : 1207,92 rpm
 Jumlah : 2 buah
 Harga : \$ 5.779

16. Pompa (PU – 06)

Fungsi : Mengalirkan air dari alat proses menuju *cooling tower*
 Jenis : *Centrifugal pump single stage*
 Tipe : *Mixed Flow Impeller*
 Bahan : *Commercial steel*
 Kapasitas : 71271,477 kg/jam

Daya pompa	: 10 Hp
Head pompa	:18,79 m
Putaran standart	:1500 rpm
Putaran spesifik	:1207,92 rpm
Jumlah	: 2 buah
Harga	:\$7.497

17. *Cation Exchanger (KE – 01)*

Fungsi	: Menurunkan kadar kation dalam air umpan <i>boiler</i>
Jenis	: Tangki silinder tegak yang berisi resin penukar ion
Dimensi	
Tinggi	= 2,134 m
Diameter	= 0,717 m
Harga	: \$ 19.998

18. Pompa (PU – 07)

Fungsi	: Mengalirkan air dari kation exchanger menuju anion exchanger.
Jenis	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Type	: <i>Mixed Flow Impeller</i>
Bahan	: <i>Commercial steel</i>
Kapasitas	:2958,695 kg/jam

Daya pompa	: 0,5 Hp
Head pompa	:9,58 m
Putaran standart	:1750 rpm
Putaran spesifik	:475,71 rpm
Jumlah	: 2 buah
Harga	:\$ 2.040

19. Anion Exchanger (AE – 01)

Fungsi	: Menurunkan kadar anion dalam air umpan <i>boiler</i>
Jenis	: Tangki silinder tegak
Dimensi	
Tinggi	= 2,134 m
Diameter	= 0,717 m
Harga	: \$ 20.397

20. Pompa (PU -08)

Fungsi	: Mengalirkan air dari anion exchanger menuju deaerator.
Jenis	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Tipe	: Mixed Flow Impeller
Bahan	: <i>Commercial steel</i>
Kapasitas	: 2958,695 kg/jam
Daya pompa	: 0,5 Hp
Head pompa	:9,58 m

Putaran standart	:1750 rpm
Putaran spesifik	:475,71 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	:\$ 1.927

21. Deaerator (DE)

Fungsi : Melepaskan gas – gas yang terlarut dalam air

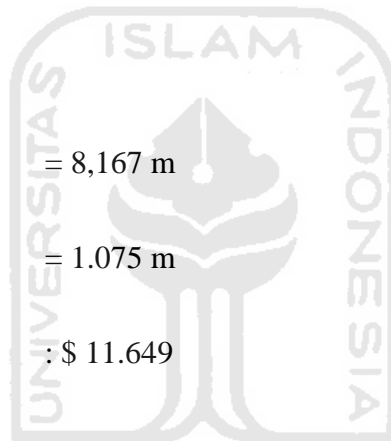
Jenis : *Cold watervacuum deaerator*

Dimensi

Tinggi = 8,167 m

Diameter = 1.075 m

Harga : \$ 11.649



22. Pompa (PU – 09)

Fungsi : Mengalirkan air dari deaerator menuju ke boiler.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed Flow Impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kapasitas : 5532,358 kg/jam

Daya pompa : 0,75 Hp

Head pompa :19,12 m

Putaran standart :1750 rpm

Putaran spesifik	:387,43 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	:\$ 2.380

23. Tangki Umpan Boiler (*Boiler Feed Tank*)(TU – 07)

Fungsi : Menampung air umpan boiler sebagai air pembuat steam dalam boiler.

Jenis : Tangki silinder vertikal

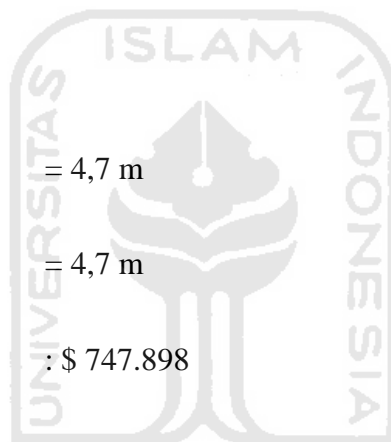
Kapasitas : 79,507 m³

Dimensi

Tinggi = 4,7 m

Diameter = 4,7 m

Harga : \$ 747.898



24. Boiler

Fungsi : Membuat steam jenuh pada suhu 45 psia dan pada suhu 275 °F

Jenis : *Water Tube Boiler*

Kapasitas : 5532,358 kg/jam

Jumlah Tube :11 buah

Jumlah : 1

Harga : \$ 271.693



25. Tangki Bahan Bakar (TU – 08)

Fungsi : Menyimpan bahan bakar generator selama 14 hari

Jenis : Tangki silinder tegak

Kapasitas : 105051,45kg

Dimensi

Tinggi = 5,5 m

Diameter = 5,5 m

26. Cooling Tower (CT – 01)

Fungsi : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan untuk disirkulasi kembali.

Jenis : *Deck Tower*

Kapasitas : 2,429 gpm/ft²

Luas area cooling tower : 258,451 ft²

Harga : \$95.187

4.6 Organisasi perusahaan

4.6.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik merupakan perusahaan swasta berskala nasional yang berbentuk perseroan terbatas (PT), bentuk perusahaan ini digunakan dengan alasan :

- a. Kedudukan antara pimpinan perusahaan dan para pemegang saham terpisah satu sama lain.
- b. Tanggung jawab para pemegang saham terbatas karena segala sesuatu yang menyangkut perusahaan dipegang oleh pemimpin perusahaan.
- c. Mudah mendapatkan modal, baik dari bank maupun dari penjualan saham.
- d. Kehidupan perusahaan lebih terjamin karena tidak dipengaruhi oleh berhentinya salah seorang pemegang saham, direktur ataupun karyawan.

4.6.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi yang digunakan adalah sistem organisasi garis dan staff, alasan menggunakan sistem ini adalah :

- a. Dapat digunakan untuk organisasi dalam jumlah anggota yang banyak.
- b. Terdapat satu kesatuan antara pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik.
- c. Masing masing kepala bagian secara langsung bertanggung jawab atas semua kegiatan yang dilakukan untuk mencapai tujuan.
- d. Pimpinan tertinggi pabrik dipegang oleh direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil wakil dari pemilik saham dan dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas untuk memberikan saran kepada direktur.

- e. Perwujudan “ *The Right Man in The Right Place* “ lebih mudah dilaksanakan.

4.6.3 Tugas dan Wewenang

A. Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan pemilik perusahaan yang terdiri dari beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas terletak pada rapat umum pemegang saham.

Berikut adalah tujuan dari rapat umum pemegang saham :

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan direktur.
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

B. Dewan Komisaris

Dewan komisaris bertugas untuk melaksanakan perintah dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Berikut adalah tugas dari dewan komisaris :

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber – sumber dana, dan pengarahan target pemasaran.
2. Mengawasi kinerja dari direktur.
3. Membantu direktur utama dalam hal - hal yang dianggap penting.

C. Direktur Utama

Direktur utama memiliki pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam perkembangan perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang dilakukan sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum.

Berikut adalah direktur – direktur yang membawahi direktur utama :

1. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas Direktur Teknik dan Produksi memiliki tugas dalam memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

2. Direktur Keuangan dan Umum

Direktur Keuangan dan Umum memiliki tugas bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

D. Kepala Bagian

Kepala bagian memiliki tugas mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai kebijakan pimpinan perusahaan. Kepala bagian juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian

bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi atau direktur. Berikut adalah perincian kepala bagian dan tugasnya :

1. Kepala Bagian Produksi dan Utilitas

Kepala bagian produksi dan utilitas bertanggung jawab untuk mengkoordinasikan kegiatan produksi, penyediaan bahan baku di pabrik serta unit utilitas.

2. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Kepala bagian keuangan dan pemasaran bertugas untuk mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

3. Kepala Bagian Administrasi dan Umum

Kepala bagian administrasi memiliki tanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

E. Kepala Seksi

Kepala seksi memiliki tugas melaksanakan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan peraturan Kepala Bagian masing- masing. Setiap kepala seksi memiliki tanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya. Berikut adalah perincian kepala bagian dan tugasnya :

1. Kepala Seksi Proses

Kepala seksi proses bertugas memimpin secara langsung dan memantau kelancaran proses produksi.

2. Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk

Kepala seksi bahan baku dan produk memiliki tanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku, menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

3. Kepala Seksi Utilitas dan Instrumentasi

Kepala seksi utilitas memiliki tanggung jawab terhadap penyediaan air, listrik, bahan bakar, *steam*, udara tekan untuk proses dan instrumentasi.

4. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Kepala seksi pemeliharaan dan bengkel bertanggung jawab atas kegiatan perawatan, penggantian alat- alat serta fasilitas pendukungnya.

5. Kepala Seksi Laboratorium, Pengendalian Mutu dan Penelitian Pengembangan

Kepala seksi laboratorium dan pengendalian mutu memiliki tugas melakukan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah, peningkatan produksi dan efisiensi seluruh proses.

6. Kepala Seksi Keuangan

Kepala seksi keuangan memiliki tanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

7. Kepala Seksi Pemasaran

Kepala seksi pemasaran mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

8. Kepala Seksi Tata Usaha

Kepala seksi tata usaha memiliki tanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan dan tata usaha kantor serta mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

9. Kepala Seksi Humas dan Keamanan

Kepala seksi humas bertugas mengadakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat, serta mengawasi masalah keamanan di lingkungan perusahaan.

4.6.4 Pembagian Jam Kerja

Pabrik Biodiesel dari CPO Parit akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau *shut down*. Pembagian jam kerja karyawan digolongkan menjadi dua golongan, yaitu :

- a. Pegawai non shift yang bekerja selama 6 jam dalam seminggu dengan total kerja 40 jam per minggu. Sedangkan hari minggu dan hari besar libur. Pegawai non shift termasuk karyawan tidak langsung menangani operasi pabrik yaitu direktur, kepala departemen, kepala divisi, karyawan kantor atau administrasi, dan divisi-divisi di bawah tanggung jawan non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinu. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai non shift :

Senin- Kamis : 07.00 - 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)

Jum'at	: 07:00 – 16:00 (istirahat 11:00 – 13:00)
Sabtu	: 07:00 – 12:00
Minggu	: Libur

- b. Pegawai shift bekerja 24 jam perhari yang terbagi dalam 3 shift.

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses operasi pabrik yaitu kepala shift, operator, karyawan-karyawan shift, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai shift sebagai berikut :

Shift I : 08.00 - 16.00

Shift II : 16.00 - 24.00

Shift III : 24.00- 08.00

Jadwal kerja terbagi menjadi empat minggu dan empat kelompok. Setiap kelompok kerja mendapatkan libur satu kali dari tiga kali shift. Berikut adalah jadwal kerja karyawan shift :

Tabel 4.30 Jadwal kerja karyawan shift

Regu	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
A	-	I	I	1	II	II	II	-	-	III	III	III
B	1	II	II	II	-	-	III	III	III	-	I	I
C	II	-	-	III	III	III	-	I	I	I	II	II
D	III	III	III	-	I	I	I	II	II	II	-	-

4.6.5 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

1. Penggolongan Jabatan

Tabel 4.31 Penggolongan Jabatan

No	Jabatan	Pendidikan
1	Direktur Utama	Sarjana Teknik Kimia / min Strata 2
2	Direktur Produksi dan Teknik	Sarjana Teknik Kimia
3	Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi
4	Kepala Bagian Penelitian, Mutu, Dan Pengembangan	Sarjana Kimia
5	Kepala Bagian Proses dan Utilitas	Sarjana Teknik Kimia
6	Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	Sarjana Teknik Mesin / Elektro
7	Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran	Sarjana Ekonomi
8	Kepala Bagian Administrasi	Sarjana Ekonomi
9	Kepala Bagian Umum dan Keamanan	Sarjana Hukum
10	Kepala bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja, dan Lingkungan	Sarjana Teknik Kimia
11	Kepala Divisi	Sarjana Muda Teknik Kimia
12	Operator	STM / SMU / Sederajat
13	Sekretaris	Akademi Sekretaris
14	Staff	Sarjana Muda / D III
15	Medis	Dokter
16	Paramedis	Perawat
17	Lain – Lain	SD / SMP / Sederajat

2. Perincian Jumlah Karyawan dan Gaji

Tabel 4.32 Jumlah Karyawan dan gaji masing-masing karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji Per orang (Rp)	Gaji per Bulan (Rp)
1	Direktur	1	50.000.000	50.000.000
2	Kepala Bagian	3	35.000.000	105.000.000
3	Kepala Seksi	9	20.000.000	180.000.000
4	Staff	50	10.000.000	500.000.000
5	Operator Lapangan	148	9.000.000	1.332.000.000
6	Security	40	5.000.000	200.000.000
7	Perawat	4	7.000.000	28.000.000
8	Dokter	2	15.000.000	30.000.000
9	Driver	13	5.000.000	65.000.000
Total		270		2.490.000.000

3. Sistem Gaji Pegawai

Sistem gaji perusahaan ini dibagi menjadi 3 golongan yaitu :

a. Gaji Bulanan

Gaji ini diberikan kepada seluruh pegawai atau karyawan tetap dan besarnya gaji ditentukan oleh perusahaan.

b. Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

c. Gaji lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi dari jam kerja yang ditentukan, dan besarnya gaji di tentukan oleh perusahaan sesuai dengan peraturan.

4.6.7 Kesejahteraan Karyawan

Salah satu faktor dalam meningkatkan efektifitas kerja pada perusahaan ini adalah kesejahteraan dari karyawan. Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan kepada karyawan berupa :

a. Tunjangan

- Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- Tunjangan jabatan yang diberikan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

b. Hak Cuti dan izin

- Cuti tahunan diberikan kepada karyawan selama 12 hari jam kerja dalam 1 tahun.
- Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

c. Pakaian Kerja

- Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan yang bekerja di perusahaan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

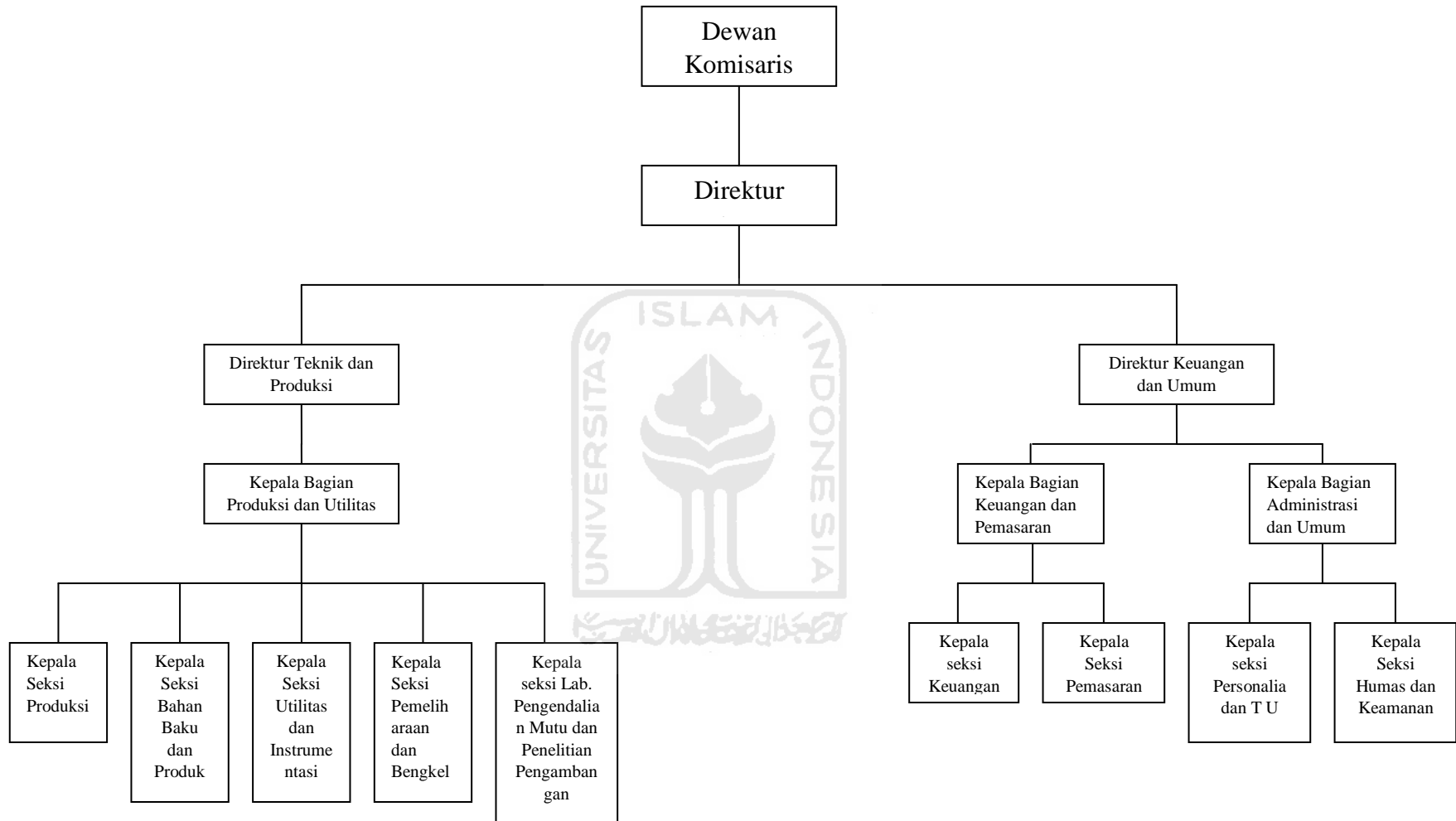
d. Pengobatan

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang undang yang berlaku.
- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakin bukan karena kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijakan perusahaan.

e. Asuransi

- Bagi karyawan yang bekerja di perusahaan ini didaftarkan sebagai salah satu peserta asuransi seperti JAMSOSTEK maupun BPJS Ketenaga kerjaan.





Gambar 4.6 Struktur Organisasi Perusahaan

4.7. Evaluasi Ekonomi

Perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari faktor-faktor ekonomi yang menentukan apakah pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Dalam evaluasi ekonomi faktor-faktor yang ditinjau adalah :

1. *Return On Investment* (ROI)
2. *Pay Out Time* (POT)
3. *Break Even Point* (BEP)
4. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)
5. *Shut Down Point* (SDP)

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*)

Meliputi :

- a. Modal tetap(*Fixed Capital Investment*)
- b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)

2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

Meliputi :

- a. Biaya pembuatan (*Manufacturing cost*)
- b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

3. Pendapatan Modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya variabel (*Variable cost*)

- c. Biaya mengambang (Regulated cost)

4.7.1 Penaksiran Harga Alat

Harga Peralatan proses akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada saat sekarang adalah dengan mengekstrapolasi CEP Index (Aries & Newton) (Petter Timmerhaus tabel 3p.163) (www.Matche.com)

Tabel 4.33. Harga CEP Index

Tahun	CEP
1954	86,1
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2016	585,4

Berdasarkan cara tersebut dapat diperoleh harga tiap alat ditahun

2016 dengan terlebih dahulu mengetahui harga alat di tahun 1954 (Aries Newton) (www.matche.com).

Maka harga alat dapat dicari dengan persamaan :

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries \& Newton, 1955})$$

Dimana :

Ex = Harga pembelian pada tahun 2016

Ey = Harga pembelian pada tahun referensi 1954

Nx = Index harga pada tahun 2016

Ny = Index harga pada tahun referensi 1954

Tabel 4.34 Harga alat pada tahun 2016

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan	Harga Satuan	Total (\$)
			th 1954 (\$)	th 2016 (\$)	
1	Reaktor -01	2	7.000	47.593	95.187
2	Reaktor -02	2	9.000	61.192	122.383
3	<i>Washing Tank</i> -01	1	11.000	74.790	74.790
4	Decanter -01	1	3.900	26.516	26.516
5	Adsorber-01	2	45.276	307.835	615.669
6	Vaporizer-01	1	4.800	32.636	32.636
7	Menara Destilasi-01	1	1.400	9.519	9.519
8	Screw Conveyor -01	1	600	4.079	4.079
9	Hooper 01	1	8.000	54.393	54.393
10	Tangki-01	1	85.000	577.921	577.921
11	Tangki-02	2	92.000	625.515	1.251.029
12	Tangki-03	1	12.000	81.589	81.589
13	Tangki-04	2	95.000	645.912	1.291.823
14	Mixer-01	1	600	4.079	4.079
15	Mixer-02	1	900	6.119	6.119
16	Heater-01	1	700	4.759	4.759
17	Cooler-01	1	800	5.439	5.439
18	Cooler-02	1	1.900	12.918	12.918

19	Cooler-03	1	3.000	20.397	20.397
20	Cooler-04	1	1.300	8.839	8.839
21	Condenser-01	1	9.000	61.192	61.192
22	Acc-01	1	2.000	13.598	13.598
23	Reboiler-01	1	9.200	62.551	62.551
24	Pompa-01	2	600	4.079	8.159
25	Pompa-02	2	610	4.147	8.295
26	Pompa-03	2	610	4.147	8.295
27	Pompa-04	2	290	1.972	3.943
28	Pompa-05	2	210	1.428	2.856
29	Pompa-06	2	420	2.856	5.711
30	Pompa-07	2	300	2.040	4.079
31	Pompa-08	2	495	3.366	6.731
32	Pompa-09	2	495	3.366	6.731
33	Pompa-10	2	497	3.379	6.758
34	Pompa-11	2	497	3.379	6.758
35	Pompa-12	2	312	2.121	4.243
36	Pompa-13	2	350	2.380	4.759
37	Pompa-14	2	390	2.652	5.303
38	Pompa-15	2	410	2.788	5.575
39	Pompa-16	2	290	1.972	3.943
40	Pompa-17	2	280	1.904	3.807
41	Pompa-18	2	220	1.496	2.992
42	Pompa-19	2	500	3.400	6.799
	Total				4.543.166

4.7.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi = 60.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Tahun pendirian pabrik = 2016

Kurs mata uang = 1 US\$ = Rp 13.700

4.7.3 Perhitungan Biaya

1. *Capital Investment*

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu

2. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct Manufacturing Cost*, *Indirect Manufacturing Cost* dan *Fixed Manufacturing Cost*, atau biaya – biaya yang bersangkutan dalam pembuatan produk. *Manufacturing Cost* meliputi :

a. *Direct Cost*

Yaitu Pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost Indirect Cost*

Yaitu Pengeluaran–pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

Yaitu Biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

3. *General Expense*

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

4.7.4. Analisa Kelayakan

Tujuan Analisa kelayakan digunakan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak secara ekonomi. Berikut adalah perhitungan – perhitungan yang digunakan dalam analisa kelayakan ekonomi dari suatu rancangan pabrik.

1. *Percent Return On Investment (ROI)*

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\textit{Profit}}{\textit{Fixed Capital}} \times 100 \%$$

2. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time (POT) adalah :

1. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.
2. Waktu minimum secara teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
3. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\textit{Fixed Capital Investment}}{(\textit{Keuntungan Tahunan} + \textit{Depresiasi})}$$

3. *Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) merupakan:

1. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
2. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
3. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik

Berikut adalah persamaan yang digunakan dalam penentuan DCFR

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

Keterangan	:
FC	: <i>Fixed capital</i>
WC	: <i>Working capital</i>
SV	: <i>Salvage value</i>
C	: <i>Cash flow (profit after taxes + depresiasi + finance)</i>
n	: Umur pabrik = 10 tahun
i	: Nilai DCFR

4. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point (BEP) merupakan :

1. Titik impas produksi yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian.
2. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
3. Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\%$$

Keterangan:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

5. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point (SDP) merupakan:

1. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan.
Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan *profit*).
2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
3. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\%$$

4.7.5. Hasil Perhitungan

1. Penentuan *Physical Plant Cost*

Tabel 4.35. *Physical Plant Cost* (PPC)

No.	Komponen	\$	Rp.
1	Harga alat sampai ditempat	5.678.957,92	
2	Instalasi	572.438,96	1.381.122.566
3	Pemipaan	2.310.200,08	1.596.922.967
4	Instrumentasi	1.103.989,42	258.960.481
5	Insulasi	147.652,91	215.800.401
6	Listrik	551.994,71	129.480.241
7	Bangunan		11.338.800.000
8	Tanah		4.123.200.000
9	Utilitas	8.145.160,93	2.208.897.588
<i>Physical Plant Cost</i>		18.510.394,92	21.253.184.245

Tabel 4.38 *Direct Plant Cost* (DPC)

No	Komponen	\$	Rp
1	<i>Physical plant cost</i>	18.510.394,92	21.253.184.244,75
2	<i>Engineering & Construction(25%)</i>	4.627.598,73	5.313.296.061,19
<i>Direct Plant Cost</i>		23.137.993,65	26.566.480.305,94

Tabel 4.37 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Komponen	\$	Rp
1	<i>Direct Plant Cost</i>	23.137.993,65	26.566.480.305,94
2	<i>Contractor fee(5%)</i>		17.177.849.668,79
3	<i>Contingency(15%)</i>	3.470.699,05	3.984.972.04,89
	<i>Fixed Capital Investment</i>	26.608.692,70	47.729.302.020,62

Tabel 4.38 *Direct Manufacturing Cost*

No	Komponen	Rp
1	<i>Raw material</i>	62.545.163.284,41
2	Gaji karyawan	29.880.000.000
3	Supervisi(10% Karyawan)	2.988.000.000
4.	<i>Maintanance (2% FCI)</i>	8.245367.841
5.	<i>Plant Supplies (15% Maint.)</i>	1.236.805.176
6.	Royalty dan Patent (1% Sales)	3.720.000.000
7.	Bahan Utilitas	9.208.234.061,10
	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	117.823.570.362,69

Tabel 4.39 *Indirect Manufacturing Cost*

No	Komponen	Rp
1	<i>Payroll Overhead</i> (15 % karyawan)	4.482.000.000
2	Laboratorium (10% karyawan)	2.988.000.000
3	<i>Pack and ship</i> (0,5% sales)	1.860.000.000
4.	<i>Plant Overhead</i> (50% karyawan)	14.940.000.000
<i>Direct Manufacturing Cost</i>		24.270.000.000

Tabel 4.40 *Fixed Manufacturing Cost*

No	Komponen	Rp
1	Depresiasi(10% FCI)	41.226.839.205
2	<i>Property tax</i> (2% FCI)	8.245.367.841
3	Asuransi (2% FCI)	8.245.367.841
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>		57.717.574.887

Tabel 4.41 *Total Manufacturing Cost*

No	Komponen	Rp
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	117.823.570.362,69
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	24.270.000.000
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	57.717.574.887
<i>Total Manufacturing Cost</i>		199.811.145.250

Tabel 4.42 *Working Capital*

No	Komponen	Rp
1	<i>Raw material inventory</i>	16.650.928.771
2	<i>In process inventory</i>	24.976.393.156
3	<i>Product Inventory</i>	16.650.928.771
4	<i>Available cash</i>	16.650.928.771
5	<i>Extended credit</i>	33.301.857.542
<i>Total Working Capital</i>		108.231.037.010

Tabel 4.43 *General Expennse*

No	Komponen	Rp
1	Administrasi (3% Manu.Cost)	5.994.334.357,49
2	<i>Sales (5% Manu.Cost)</i>	9.990.557.262,49
3	<i>Finance (5% WC+FCI)</i>	26.024.971.453,06
4	<i>Riset (2% Sales)</i>	7.440.000.000,00
Total		49.449.863.073,05

Tabel 4.44 Total Biaya Produksi

No	Komponen	Rp
1	<i>Manufacturing cost</i>	199.811.145.249,82
2	<i>General expense</i>	49.449.863.073,05
Total		249.261.008.322,87

Tabel 4.45 *Total Capital Investment*

No	Komponen	Rp
1	<i>Fixed capital investment</i>	412.268.392.050,96
2	<i>Working capital</i>	108.231.037.010,32
Total		520.499.429.061,28

Harga jual produk :

$$\begin{aligned} \text{Harga dasar} &= \frac{\text{Total Biaya Produksi}}{\text{Volume Produksi}} \\ &= \frac{\text{Rp } 249.261.008.322,87}{60000000} \\ &= 4.154,35 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Harga jual} &= 1,492412 \times \text{Harga dasar} \\ &= 1,492412 \times \text{Rp } 4.154,35 \\ &= \text{Rp } 6.200,00 \end{aligned}$$

Total Sales :

$$\begin{aligned} \text{a) Biodiesel} &= \text{Rp } 6.200,00 / \text{Kg} \\ \text{Produksi tiap tahun} &= 60000000 \\ \text{Annual Sales} &= \text{Rp } 372.000.000.000 \\ \text{Total Annual Sales} &= \text{Rp } 372.000.000.000 \end{aligned}$$

A. Analisa Keuntungan

Keuntungan = Total penjualan produk – Total biaya produksi

1) Keuntungan sebelum pajak

$$\text{Total Annual sales (Sa)} = \text{Rp } 372.000.000.000,00$$

$$\text{Total biaya produksi} = \text{Rp } 249.261.008.322,87$$

$$\text{Keuntungan} = \text{Rp } 122.738.991,677,13$$

2) Keuntungan Sesudah Pajak

$$\text{Pajak} = 20,0 \%$$

$$\text{Keuntungan} = \text{Rp } 98.191.193.341,71$$

B. Analisa Kelayakan ekonomi

1. *Percent Return of Investment* (ROI)

$$\text{ROI} = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed capital}} \times 100\%$$

$$\text{ROI sebelum pajak} = 29,8 \%$$

$$\text{ROI setelah pajak} = 23,8 \%$$

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11% dan syarat ROI setelah pajak maksimum adalah 44% (Aries & Newton, 1955).

2. *Pay Out Time* (POT)

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan tahunan} + \text{depresiasi})} \times 100$$

$$\text{POT sebelum pajak} = 2,5144 \text{ tahun}$$

$$\text{POT setelah pajak} = 2,9571 \text{ tahun}$$

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1955).

3. Break Event Point (BEP)

$$\text{Fixed Manufacturing Cost (Fa)} = \text{Rp } 57.717.574.887$$

$$\text{Variable cost (Va)} = \text{Rp } 77.333.397.346$$

$$\text{Regulated cost (Ra)} = \text{Rp } 114.210.036.090$$

$$\text{Penjualan produk (Sa)} = \text{Rp } 372.000.000.000$$

$$\text{BEP} = \frac{(\text{Fa} + 0,3 \text{ Ra})}{(\text{Sa} - \text{Va} - 0,7 \text{ Ra})} \times 100\%$$

$$= \frac{Rp\ 91.980,585.714,20}{Rp\ 214.719.577.391,33} \times 100\%$$

$$= 42,84 \%$$

BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40%–60%.

4. Shut Down Point (SDP)

$$SDP = \frac{(0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \times 100\%$$

$$= \frac{Rp\ 34.263.010.827,07}{Rp\ 214.719.577.391,33} \times 100\%$$

$$= 15,96 \%$$

5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Cost = Rp 412.268.392.050,96

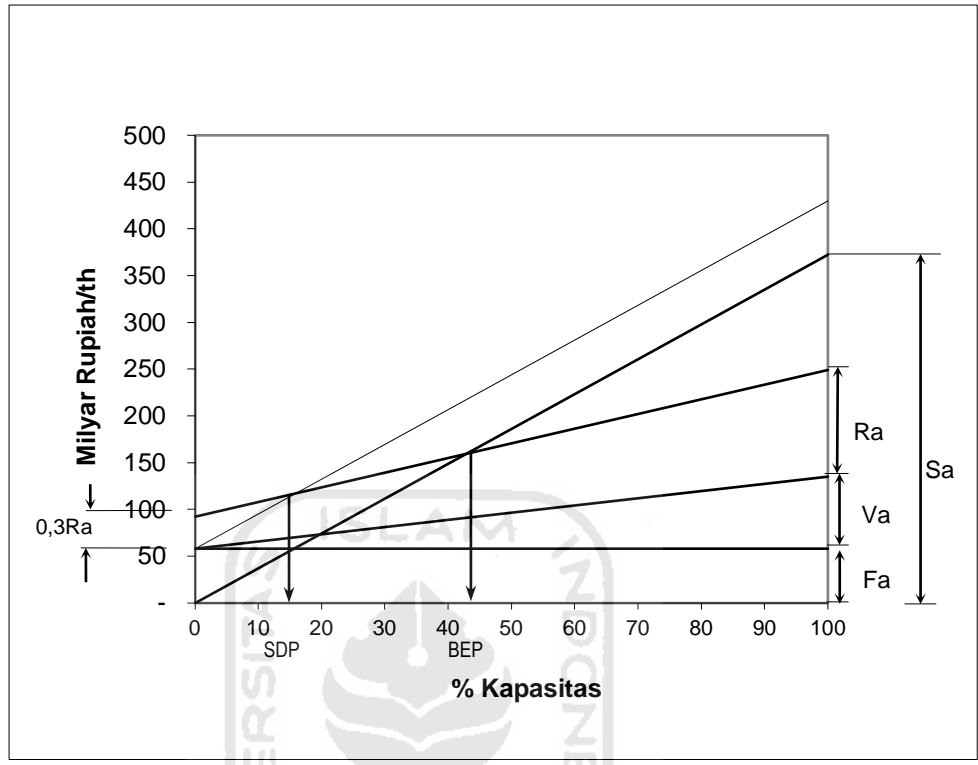
Working Capital = Rp 108.231.037.010,32

Salvage Value (SV) = Rp 41.226.839.205,10

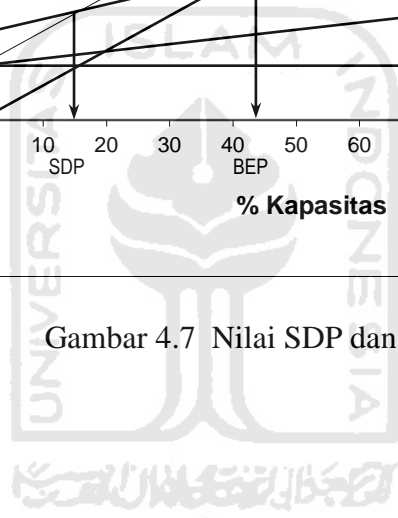
Cash flow (CF) = Annual profit + depresiasi + finance

= Rp 165.443.003.999,87

Dengan *trial and error* diperoleh nilai i sebesar 30,12%. Hasil dari perhitungan tersebut sudah lebih besar dari 1,5 kali bunga bank. Maka Investasi Pabrik tersebut bisa dikatakan bagus.



Gambar 4.7 Nilai SDP dan BEP



BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Biodisel berprospek menjadi energi alternatif di Indonesia. Dari hasil perhitungan prarancangan pabrik biodiesel dari CPO Parit ini membutuhkan bahan baku berupa CPO Parit dan metanol (CH_3OH), dimana untuk kebutuhan CPO Parit per-tahunnya sebanyak 61.028,1184 ton/tahun, sedangkan untuk kebutuhan methanol sebesar 7595,7361 ton/tahun. Kebutuhan katalis KOH 1519,117 ton/tahun dan katalis H_2SO_4 19051,2345 ton/tahun. Pabrik ini digolongkan sebagai pabrik beresiko rendah (*low risk*) karena:

1. Berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, tidak beracun dan beroperasi pada tekanan dan suhu yang rendah, maka pabrik ini digolongkan sebagai pabrik beresiko rendah (*low risk*)
2. Berdasarkan hasil perhitungan analisis ekonomi dan beberapa persyaratan kelayakan maka dapat disimpulkan sebagai berikut :

- 1) Keuntungan yang diperoleh sebelum pajak Rp 372.000.000.000,00 dan keuntungan sesudah pajak = Rp. 98.191.193.341,71,00

- 2) Return On Investment (ROI)

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah adalah minimum 11 % dan syarat ROI setelah pajak maksimum adalah 44%. Dari hasil perhitungan yang telah dilakukan diperoleh hasil:

ROI sebelum pajak = 29,8 %

ROI setelah pajak = 23,8 %

3) *Pay Out Time* (POT) :

POT sebelum pajak selama 2,514 tahun dan POT setelah pajak selama 2,95 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun .(Aries & Newton, 1955).

4) *Break Event Point* (BEP) pada 42,84 %, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 15,96%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40%–60%

5) *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 30,12%. Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 x suku bunga pinjaman bank ($1,5 \times 10 \% = 15 \%$).

Selain perhitungan secara teknis, dilakukan juga perhitungan secara ekonomi terhadap tugas pra-rancangan pabrik ini, dan berdasarkan perhitungan tersebut pabrik Biodiesel dari CPO parit kapasitas 60.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

5.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep - konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut :

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

2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik - pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.

Produk biodiesel dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan energi campuran dari bahan bakar minyak di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat dan semakin dibutuhkan.



DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D.,” *Chemical Engineering Cost Estimation*”, Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York 1955.
- Biro Pusat Statistik,” *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*”,
Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta,2000-2005
- Brown, G.G.” *Unit Operation*”, Modern Asia Edition, John Willey and
Sons.Inc., New York,1959.
- Budiman Arif dkk. 2014. *Biodiesel*. Yogyakarta: Gadjah Mada University
Press
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F.” *Chemical Engineering Design*”,6nd Ed.,
Vol 6, Pergamon Pess, Oxford,1983.
- Crities, R dan George T., 1998 “*Small and DecentralizedWastemanagement
Systems*”, Mc. Graw-Hill, Inc, Singapore.
- Darnoko, D., and Cheryan., M.” *Kinetics of Palm Oil Transesterifcation in a
Batch Reactor*”. JAOCS Vol 77 no 12, pp 1263-1267,2000

Degrensont,1991. *Water Treatment Handbook 5th Edition*, New York: John Wiley & Sons.

Faith, Keyes & Clark., ” *Industrial Chemical* “,4 th ed, John Willey and Sons.Inc. New York,1955.

Fogler, Scott H.” *Elements of Chemical Reaction Engineering*” .,3rd.ed. Prentice Hall International Inc., USA.,1999

Fogler, Scott H., 1999, “*Elements of Chemical Reaction Engineering*”, 3rd Ed., Prentice Hall International Inc., USA

Geankoplis, J. Christie., 1978, “*Transport Process and Unit Operation*”, Prentice Hall International.

G.V. Reaklitis.1983,” *Introduction to Material and Energy Balance*”, John Wiley & Sons., Inc.United State of America.

Hayyan Adeeb, dkk. 2010,” *Sludge palm oil as a renewable raw material for biodiesel production by two-step processes*. Bioresource.

Indonesia. Seminar “*Business Opportunities of Biodisel into the Fuel Market in Indonesia* “, 8 Maret 2006. Jakarta: BPPT

John Van Garpen and Gerhard Knothe, 2005. " *The Biodiesel Handbook* "

, USA: AOCS Press

Kansedo, J., Lee, K.T. and Bhatia, S. (2008). *Biodiesel Production from Palm*

Oil via Heterogeneous Transesterification. Biomass Bioenergy. 33:

271– 276.

Kern, D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc.,

New York

Kirk, K.E., and Ortmer, D., F., " *Encyclopedia of Chemical Technology* ",

John Willey and Sons, Inc., New York.

Levenspiel, O., 1972, *Chemical Reaction Engineering*, 2nd ed., John

Wiley and Sons, Inc., New York

McCabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, *Unit Operation of Chemical*

Engineering, 4th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1980, *Plant Design and Economics*

for Chemical Engineers, 3rd ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New

York

Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Rase, H.F., and Barrow, M.H., 1957, *Project Engineering of Process Plants*, Wiley, Inc., New York

Reid, Robert C. John M. Prausnitz, dan Bruce E. Poling. "*The Properties of Gases and Liquids*", 4th Edition, R.R. Dymally & Sons Company, New York.

Soerawidjaja, T.H. (2006). *Raw Material Aspects of Biodiesel Production in Weidmann, B.A. 1992. Hydrauliköl auf Rapsölbasis: Praxiseinsatz und Datenerhebung in Landmaschinen des Staatgutes Achselchwang.*

Technology. www.elsevier.com/locate/biortech, 25 Februari 2016.

Treyball, R.E., 1981, "*Mass Transfer Operation*", 3 ed., Mc. Graw Hill Book Company, Inc., Singapore.

Walas, S.M., 1988, *Chemical Process Equipment*, 3rd ed., Butterworths series in chemical engineering USA

Warta PPKS, Volume 6 Marey 2008, “Perubahan Perundang-undangan
Perpajakan Era Reformasi.”

Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook*, McGraw Hill
Companies Inc., USA

Zandy, Agustinus 2007. ” *Intensifikasi Proses Produksi Biodiesel*”. Chemical
Library Institut Teknologi Bandung



LAMPIRAN A

REAKSI ESTERIFIKASI

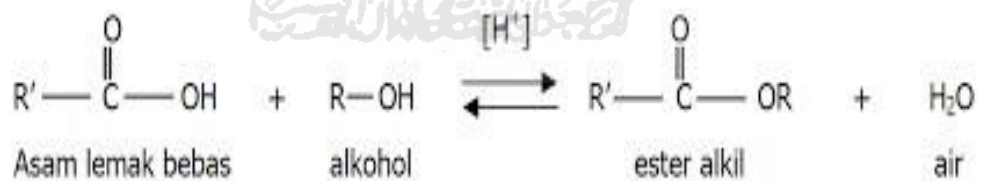
Tugas : Mereaksikan asam lemak bebas dengan methanol katalis asam sulfat dengan kecepatan umpan CPO Parit = 7705,5708 kg/j dan kecepatan umpan methanol = 2438,7822 kg/j dan kecepatan asam sulfat = 93,5456 kg/jam.

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Kondisi operasi : Adiabatis
: T = 60°C
: P = 1 atm

A. MENGHITUNG KECEPATAN VOLUMETRIS UMPAN

Persamaan reaksi Esterifikasi



Diketahui :

Komponen	M, kg/jam	Densitas (Kg/L)	Fv, Lt/Jam	BM Kg/Kmol	C Kmol/Jam
TG	5612,7378	0,8940	6278,2305	806	6,9636
FFA	1870,9126	0,8940	2092,7434	256	7,3082
H ₂ O	180,7419	0,9970	181,2857	18	10,0412
Imp	47,7745	2,6500	18,0281	60	0,7962
CH ₃ OH	2338,6406	0,7870	2971,5891	32	73,0825
H ₂ SO ₄	93,5456	1,8400	50,8400	98	0,9545
Total	10144,3530		11592,7168	1270	99,1462

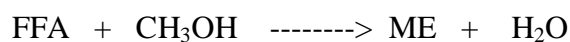
1. Menghitung Konsentrasi Umpan

Reaktan pembatas pada reaksi ini adalah R-COOH, maka RCOOH adalah senyawa A dan CH₃OH adalah senyawa B.

$$C_{A0} = \frac{\text{mol A}}{\sum Fv} = 0,0006 \text{ kmol/L}$$

2. Menghitung Harga Konstanta Kecepatan Reaksi

Konstanta kecepatan reaksi ditentukan berdasarkan teori tumbukan. dengan persamaan reaksi :



Untuk tumbukan molekul A dan B, kecepatan tumbukan dapat dihitung dengan persamaan 38. Levenspiel :

$$Z_{AB} = \left[\frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \right]^2 \frac{N}{1000} \left[8 \cdot \pi \cdot k \cdot T \left[\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right] \right]^{0,5} C_A \cdot C_B$$

Dari hukum *Maxwell* mengenai distribusi energi molekul, fraksi tumbukan antara dua molekul yang mempunyai lebih besar dari E minimum dapat dihitung dengan persamaan pendekatan :

$$F_c = \text{EXP}(-E / R T)$$

dengan :

F_c = Fraksi tumbukan yang mempunyai energi yang lebih besar dari E minimum.

E = Energi Aktivasi

R = Konstanta gas Ideal

T = Suhu absolut

Persamaan Kecepatan Reaksi :

$$\begin{aligned} -r_a &= -\frac{1}{V} \frac{dN_a}{dt} = k \cdot C_A \cdot C_B = \left[\text{kecepatan tumbukan} \frac{\text{mol}}{\text{lt}} dt \right] C_A \cdot C_B \\ &= Z_{AB} \frac{1000}{N} F_c \\ &= Z_{AB} \frac{1000}{N} \text{EXP} \left(-\frac{E}{RT} \right) \end{aligned}$$

Sehingga

$$-r_A = \left[\frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \right]^2 \frac{N}{1000} \left[8 \cdot \pi \cdot k \cdot T \left[\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right] \right]^{0,5} \cdot \text{EXP} \left(-\frac{E}{RT} \right) C_A \cdot C_B$$

Dimana :

σ = Diameter molekul ,cm

M = Berat molekul/N , massa molekul ,gram

N = 6,023e+23 molekul/mol ,Bilangan Avogadro

k = 1,30 e-16 erg/K ,Konstanta Boltzman

C= Konsentrasi , mol/lit

Persamaan diatas menunjukkan bahwa :

$$k \approx T^{0,5} EXP \left(-\frac{E}{RT} \right)$$

Jika diketahui :

$$MA = 4,648846E-22 \text{ gm}$$

$$MB = 5,312967 E- 23 \text{ gm}$$

$$\sigma A = 9,3865E-10 \text{ cm}$$

$$\sigma B = 4,5334E-10 \text{ cm}$$

$$\begin{aligned} A &= \left[\frac{\sigma A + \sigma B}{2} \right]^2 \frac{N}{1000} \left[8 \cdot \pi \cdot k \cdot T \left[\frac{1}{MA} + \frac{1}{MB} \right] \right]^{0,5} \\ &= \left[\frac{9,39E-10 + 4,53E-10}{2} \right]^2 \frac{6,023E+23}{1000} \\ &= \left[8 \cdot 3,14 \cdot 1.30E - 16 \cdot 333 \left(\frac{1}{4,65E-22} + \frac{1}{5,31E-23} \right) \right]^{0,5} \\ &= 4,40614E+07 \text{ lt/gmol dt} \\ &= 1,58621E+11 \text{ lt/gmol} \end{aligned}$$

Energi Aktivasi (E) :

$$\text{Energi aktivasi} = 11342,381 \text{ cal/gmol}$$

Jadi pada suhu 60⁰C diperoleh harga Konstanta kecepatan reaksi :

$$\begin{aligned} K &= 4,4061E+07 \exp \left(- 11342,38 / RT \right) \text{ cm}^3/\text{gmol dt} \\ &= 5697,36523 \text{ Lt/Kmol jam} \end{aligned}$$

B. OPTIMASI REAKTOR

1. Menghitung Jumlah Reaktor

Volume untuk 1 reaktor dengan rumus

$$X_{A_{n-1}} = X_{A_n} - \frac{V k C_{A_0} (1 - X_{A_n}) (M - X_{A_n})}{F_v}$$

Dengan cara Trial konversi masing-masing reaktor untuk mendapatkan

volume reaktor paralel diperoleh dengan menggunakan excel :

a. Jumlah Reaktor = 1

$$X_{A1} = 0,9776$$

$$k = 5697,36523 \text{ lt/kgmol jam}$$

$$F_v = 11592,717 \text{ lt/jam}$$

$$C_{A_0} = 0,000630 \text{ Kgmol/lt}$$

$$M=B/A = 9,999999$$

$$V \text{ Coba} = 15612,5545$$

$$\text{Waktu tinggal} = 1,34675548 \text{ jam}$$

b. Jumlah Reaktor = 2

$$X_{A2} = 0,9776$$

$$k = 5697,36523 \text{ lt/kgmol jam}$$

$$F_v = 11592,7165 \text{ lt/jam}$$

$$C_{A_0} = 0,00063042 \text{ Kgmol/lt}$$

$$M=B/A = 9,999999$$

$$V \text{ Coba} = 2018,38477$$

$$\text{Waktu tinggal} = 0,17410801 \text{ jam}$$

c. Jumlah Reaktor = 3

$$X_{A3} = 0,9776$$

$$k = 5697,365 \text{ lt/kgmol jam}$$

$$F_v = 11592,72 \text{ lt/jam}$$

$$C_{A0} = 0,000630 \text{ Kgmol/lt}$$

$$M=B/A = 9,999999$$

$$V_{\text{Coba}} = 900,956981 \text{ liter}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 0,0777175 \text{ jam}$$

d. Jumlah Reaktor = 4

$$X_{A4} = 0,9776$$

$$k = 5697,365 \text{ lt/kgmol jam}$$

$$F_v = 11592,72 \text{ lt/jam}$$

$$C_{A0} = 0,00063 \text{ Kgmol/lt}$$

$$M=B/A = 9,999999$$

$$V_{\text{Coba}} = 558,968511 \text{ liter}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 0,04821722 \text{ jam}$$

e. Jumlah reaktor = 5

$$X_{A5} = 0,9776$$

$$k = 5697,365 \text{ lt/kgmol jam}$$

$$F_v = 11592,72 \text{ lt/jam}$$

$$C_{A0} = 0,00063 \text{ Kgmol/lt}$$

$$M=B/A = 9,999999$$

$$V_{\text{Coba}} = 400,523339 \text{ liter}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 0,03454957 \text{ jam}$$

f. Jumlah Reaktor = 6

$$X_{A6} = 0,9776$$

k	= 5697,3652 lt/kgmol jam
Fv	= 11592,717 lt/jam
Cao	= 0,0006304 Kgmol/lt
M=B/A	= 9,999999
V Coba	= 310,609987 liter
Waktu tinggal	= 0,02679355 jam

2. Menghitung Harga Reaktor

Kondisi Operasi : T = 60 °C

P = 1 atm

Bahan konstruksi reaktor dipilih adalah *Stainless steel Type SA 176*

grade C", (Timmerhaus, Fig. 16-35, P.731). Untuk menentukan harga

perancangan reaktor menggunakan rumus :

$$E_b = E_a \times \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^{0.6}$$

Dimana : E_a : Harga reaktor basis

E_b : Harga reaktor perancangan

C_a : Kapasitas reaktor basis

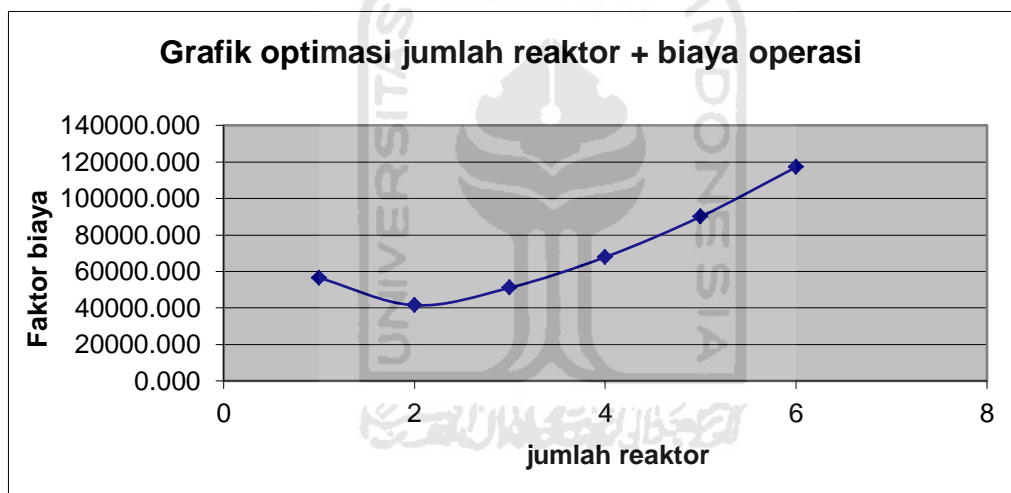
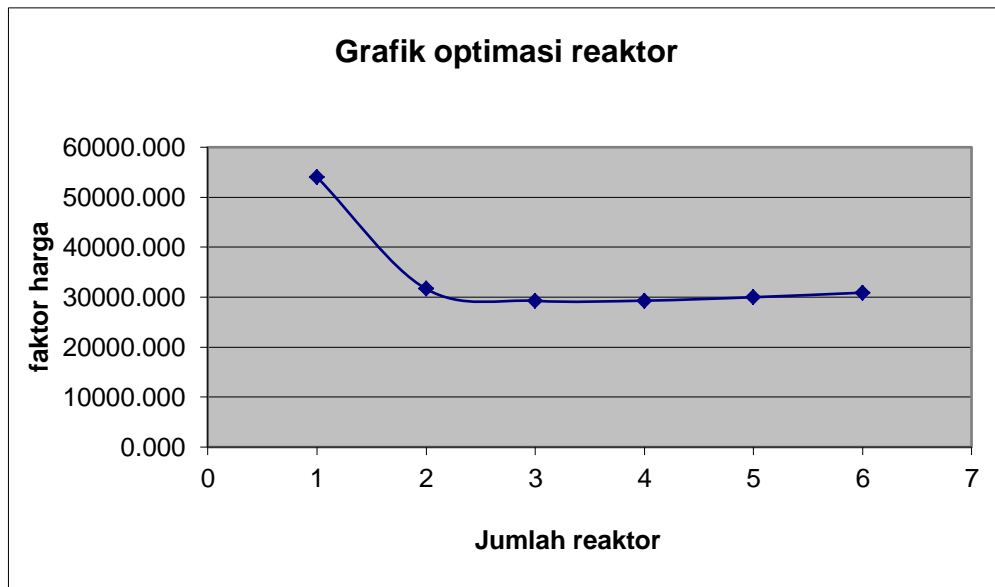
C_b : Kapasitas reaktor perancangan

n	Volume (liter)
1	15612,5545
2	2018,38477
3	900,956981
4	558,968511
5	400,523339
6	310,609987

Jumlah	Harga (\$)	Motor (Hp)	Harga(\$)	Listrik/10th (watt)	Harga (\$)
1	54000,000	0,500	200	29529,716	2362,37728
2	31647,671	1,000	400	118118,864	9449,50913
3	29258,568	1,500	600	265767,444	21261,3955
4	29295,558	2,000	800	472475,457	37798,0365
5	29981,688	2,500	1000	738242,901	59059,4321
6	30888,006	3,000	1200	1063069,78	85045,5822

3. Penentuan Jumlah Reaktor Yang Optimum

Jumlah	Harga
1	56562,377
2	41497,180
3	51119,964
4	67893,595
5	90041,120
6	117133,589



C. PERANCANGAN REAKTOR

1. Menghitung Volume dan ukuran reaktor

Asumsi :

- Volume cairan selama reaksi tetap
- Bisa dianggap isothermal karena cairan dalam tangki mixed flow
- Reaksi sederhana orde dua



dengan $-r_a = -dCA/dt = k.CA.CB$

Kondisi Awal :

Konsentrasi awal CH₃OH = 0,006304 Kgmol/l

Konsentrasi awal FFA = 0,000630 Kgmol/l

Perbandingan konsentrasi = 9,999999

Maka diperoleh volume reaktor dengan volume :

Konversi reaktor (X_a) = 0,9776

Untuk Reaktor Alir Tangki Berpengaduk berlaku :

$$\left(\frac{V}{F_v}\right) = \frac{CA_o \cdot x_a}{(-r_a)}$$

$$\left(\frac{V}{F_v}\right) = \frac{CA_o \cdot x_a}{k \cdot CA \cdot CB}$$

$$\left(\frac{V}{F_v}\right) = \frac{x_a}{k \cdot CA_o (1 - x_a)(M - x_a)}$$

$$\left(\frac{V}{F_v}\right) = \frac{0,9776}{5697,3652 \cdot 0,0006304(1 - 0,9776)(10,00 - 0,9776)}$$

$$= 1,347 \text{ jam}$$

Volume cairan dalam reaktor

$$V_{\text{cairan}} = 2018,38 \text{ Lt}$$

$$= 2,018 \text{ m}^3$$

Volume Reaktor *overdesign* 20 %

$$V_{\text{reaktor}} = 2327,331 \text{ Lt}$$

$$= 2,33 \text{ m}^3$$

$$= 7,644 \text{ ft}^3$$

2. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki Reaktor

Dipilih RATB berbentuk silinder tegak dengan perbandingan H : D = 1,5 : 1 (

Brownell & Young, tabel 3.3,p.43) $V_{\text{reaktor}} = 2327,331 \text{ Lt}$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot \left(\frac{h}{d}\right) \cdot D}{4} + \frac{\pi}{12} D^2 \cdot D$$

Atau :

$$\begin{aligned} \text{Diameter (D)} &= \left[\frac{V_t}{\pi/4(h/d) + \pi/12} \right]^{1/3} \\ &= \left[\frac{11592,717}{\pi/4(1,50) + \pi/12} \right]^{1/3} \\ &= 1,17 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi (H)} &= 1,5 \cdot 1,17 \\ &= 1,76 \text{ m} \end{aligned}$$

Diperoleh ukuran Reaktor :

$$\begin{aligned} \text{Diameter} &= 1,17 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 1,76 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dalam head} &= \left(\frac{1}{2}\right)\left(\frac{\pi}{12}\right) 1,174 \text{ m}^3 \\ &= 0,212 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dibadan Reaktor} &= 1,939 \text{ m}^3 - 0,212 \text{ m}^3 \\ &= 1,728 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dibadan Reaktor} &= 1,728 / 1,082 \text{ m} \\ &= 1,598 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Menentukan Tebal Dinding (*Shell*) dan Head Reaktor

Tebal shell :

Digunaka *Stainless Steel* Type SA 176 grade C(Brownell & Young)

$$\text{Tekanan Operasi (pt)} = 29,40 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan design (pd)} = 44,10 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable stress} = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi sambungan} = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari Reaktor} = 23,11 \text{ in}$$

$$t_{\text{shell}} = \frac{p \cdot r_i}{S \cdot e - 0,6 \cdot p} + c$$

$$t_{\text{shell}} = \frac{44,10 \cdot 23,11}{18750 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 44,1} + 0,125$$

$$= 0,189 \text{ in}$$

Dipilih tebal shell $\frac{3}{16}$ in

Tebal Head :

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \cdot p \cdot d}{S \cdot e - 0,1 \cdot p} + c$$

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \cdot 44 \cdot 46,21}{2 \cdot 1870 \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 44,1} + 0,125$$

$$= 0,182 \text{ in}$$

Dipilih tebal head $\frac{3}{16}$ in

Bahan konstruksi *head* : *Stainless steel Type SA 176 grade C*

Bentuk *Head* : *Elliptical Dishead Head*

4. Menghitung Pengaduk dalam Reaktor

Dipilih : Pengaduk type Marine dengan 3 blade

Jumlah baffle 4 buah

Dari tabel 477. Brown diperoleh :

$$Dt/Di = 3$$

$$zi/Di = 0,75 - 1,3$$

$$zl/Di = 2,7 - 3,9$$

$$W/Di = 0,1$$

$$\text{Diameter Impeler} = 39,13 \text{ cm}$$

$$\text{Tinggi Impeler} = 39,13 \text{ cm}$$

$$\text{Lebar Baffle} = 3,91 \text{ cm}$$

diambil :

$$zi/Di = 1$$

$$zl/Di = 2,7$$

$$\text{Putaran} = 1,5 \text{ rps}$$

$$\text{efisiensi} = 80 \%$$

Tinggi baffle diambil sama dengan tinggi cairan

bilangan Reynold dalam Reaktor :

$$Re = \frac{n \cdot di^2 \cdot \rho}{\mu}$$

$$= \frac{2,5 \cdot 39,13^2 \cdot 0,875}{0,0089}$$

$$= 376280,2$$

Dari fig. 477 brown diperoleh $p_o = 0.90$

$$p_o = \frac{P \cdot g_c}{n^3 \cdot \rho \cdot D_i^5} \quad (\text{pers.461 Brown})$$

Atau

$$P = \frac{p_o \cdot n^3 \cdot \rho \cdot D_i^5}{g_c}$$

$$= \frac{0,90 \cdot 2,50^3 \cdot 54,604 \cdot 1,284^5}{550 \cdot 32,17}$$

$$= 0,152 \text{ Hp}$$

Effisiensi : 80 %

$$\text{Power} = \frac{P}{\text{eff}} = \frac{0,152}{0,80}$$

$$= 0,190 \text{ Hp}$$

Digunakan motor dengan daya = 0,5 Hp

D. NERACA PANAS

Diketahui Cp rata-rata untuk masing-masing komponen sebagai berikut :

$$c_p \text{ TG} = 406,26 \quad \text{kcal/kmol}^\circ\text{C}$$

$$c_p \text{ FFA} = 129,03 \quad \text{kcal/kmol}^\circ\text{C}$$

$$c_p \text{ H}_2\text{O} = 17,99 \quad \text{kcal/kmol}^\circ\text{C}$$

$$c_p \text{ Imp} = 63,79 \quad \text{kcal /kmol}^\circ\text{C}$$

$$c_p \text{ CH}_3\text{OH} = 19,4 \quad \text{kcal/kmol}^\circ\text{C}$$

$$c_p \text{ H}_2\text{O} = 17,99 \text{ kcal/kmol } ^\circ\text{C}$$

$$c_p \text{ H}_2\text{SO}_4 = 33,2 \text{ kcal/kmol } ^\circ\text{C}$$

$$c_p \text{ ME} = 90,99 \text{ kcal/kmol } ^\circ\text{C}$$

a. Enthalpi massa masuk (umpan 1) :

$$\text{Suhu Umpan masuk Reaktor} = 60^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25^\circ\text{C}$$

Komponen	m (Kmol/jam)	$\int c_p dT$	H = $m \int c_p dT$
TG	6,964	14219,101	99017,477
FFA	7,308	4516,050	33004,430
H ₂ O	9,675	629,650	6091,720
Imp	0,796	2232,650	1777,730
Jumlah	24,743		139891,359

$$\text{Enthalpi umpan masuk (H1)} = 139891,3594 \text{ Kcal/jam}$$

b. Enthalpi massa masuk (umpan 2) :

Suhu Umpan masuk Reaktor = $50,6^{\circ}\text{C}$

Suhu referensi = 25°C

Komponen	M	$\int cp dT$	$H = m \int cp dT$
CH ₃ OH	73,083	497,416	36352,414
H ₂ SO ₄	0,955	461,264	440,298
H ₂ O	0,366	851,248	311,934
Jumlah	74,404		37104,645

Enthalpi umpan masuk (H₂) = 37104,6445 Kcal/jam

c. Enthalpi hasil reaksi :

Suhu hasil reaksi keluar Reaktor = 60°C

Suhu referensi = 25°C

Komponen	M (kmol/jam)	$\int cp dT$	$H = m \int cp dT$
TG	6,964	14219,101	99017,477
FFA	0,164	4516,050	739,011
H ₂ O	17,186	629,650	10821,051
Imp	0,796	2232,650	1777,730
CH ₃ OH	65,938	679,000	44771,844
H ₂ SO ₄	0,955	629,650	601,031
ME	7,145	3184,650	22753,084
Jumlah	99,146		180481,234

Enthalpi umpan masuk (H3) = 180481,2344 Kcal/j

d. Panas Reaksi :

Dari data Literatur diperoleh :

Panas Pembentukan FFA = -172,34 Kcal/gmol

Panas Pembentukan CH₃OH = -51,48 Kcal/gmol

Panas Pembentukan ME = -169,40Kcal/gmol

Panas Pembentukan H₂O = -68,32 Kcal/gmol

Panas reaksi pada suhu 25 °C

$$= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= (\Delta H_f \text{ ME} + \Delta H_f \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta H_f \text{ FFA} + \Delta H_f \text{ CH}_3\text{OH})$$

$$= (-68,315 + -169,402) - (-172,343 + -51,476) \text{ Kcal/gmol}$$

$$= -13,898 \text{ KCal/gmol}$$

$$\text{Panas reaksi pada suhu } 60 \text{ } ^\circ\text{C} = \Delta H_r 0 + \int_{298}^T d \text{ cp } dT$$

Dimana :

$$\int_{298}^T d \text{ cp } dT = \int_{298}^T -39,5 dT$$

$$\int_{298}^T d \text{ cp } dT = -1380,750 \text{ Kcal/Kgmol}$$

$$= -1,381 \text{ Kcal/gmol}$$

Maka :

$$\text{Panas reaksi pada suhu } 60 \text{ } ^\circ\text{C} = \Delta H_{R_0} + \int_{298}^T d \text{ cp } dT$$

$$= -13,898 + -1,380750 \text{ Kcal/gmol}$$

$$= -15,2791 \text{ Kcal/gmol}$$

$$\text{Panas reaksi total} = \Delta H_{R_0} \cdot \text{NAo} \cdot X_a$$

$$= -15,2791 \cdot 1000 \cdot 7,308 \cdot 0,9776 \text{ Kcal/j}$$

$$= -109163,1016 \text{ Kcal/j}$$

Jadi :

$$\text{Panas Masuk (Hin)} = H1 + H2$$

$$= (139891,3594 \text{ Kcal/jam} + 37104,6445 \text{ Kcal/jam})$$

$$= 176996,000 \text{ Kcal/jam}$$

$$\text{Panas Keluar (Hout)} = 180481,2344 \text{ Kcal/jam}$$

$$\text{Panas Reaksi (Qr)} = -109163,1016 \text{ Kcal/jam}$$

Neraca Panas disekitar reaktor :

$$\text{Input} - \text{Output} = \text{Accumulation}$$

$$\text{Panas masuk} - (\text{Panas keluar} + \text{panas reaksi} + \text{panas dibuang}) = 0$$

$$H_{in} - (H_{out} + Q_r + Q_1) = 0$$

$$\text{Panas yang dibutuhkan (Q1)} = H_{in} - (H_{out} + Q_r)$$

$$= 176996,000 - (180481,2344 + -109163,1016)$$

$$= 105678 \text{ kCal/jam}$$

Neraca Panas :

Masuk	Keluar
1. Enthalpi Umpan masuk 1 pada suhu 60 °C = 139891,359 Kcal/jam	1. Enthalpi hasil reaksi pada suhu 60°C = 180481,234 Kcal/jam
2. Enthalpi Umpan masuk 2 pada suhu 51 0C = 37104,645 Kcal/jam	2.Panas dibawa pendingin = 105678 Kcal/jam
3. Panas reaksi pada suhu 81,7 °C = 109163,102 Kcal/jam	
Total = 286159,094 Kcal/jam	Total = 286159,125 Kcal/jam

E. Menghitung Perpindahan Panas

Beban panas total (Q_t) = 105677,8750 Kcal/jam

Jumlah reaktor = 2 buah reaktor

Beban panas masing-masing reaktor :

$Q_t = 52838,9375$ Kcal/jam

Dipilih pendingin coil dengan media pendingin air dengan :

Suhu masuk = 30 °C

Suhu keluar = 40 °C

Kebutuhan Air pendingin :

$$W_a = \frac{Q}{C_p \cdot Dt}$$

Dengan :

Q : Total panas yang harus diserap = 105677,9 Kcal/jam

Q : Panas yang harus diserap satu reaktor = 52838,94 Kcal/jam

C_p : Panas jenis pendingin = 1 Kcal/kg °C

Dt : beda suhu pendingin = 10 °C

$$W_a = \frac{52838,94}{1 \cdot 10,0}$$

Maka diperoleh :

$$W_a = 5283,894 \text{ Kg/jam}$$

Pemilihan diameter pipa Coil

$$\text{Kecepatan massa pendingin} = 5283,894 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas pendingin} = 1000,000 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_v = \frac{5283,89 \text{ kg/j}}{1000,00 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 5,28 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$= 0,0015 \text{ m}^3/\text{dt}$$

Dari tabel : hal 159 Coulson & Richardson, 1987

Diperoleh kecepatan linier pendingin pipa = 4,00 m/dt

Luas Penampang :

$$A = \frac{0,0015 \text{ m}^3/\text{dt}}{4,00 \text{ m/dt}}$$

$$= 0,00037 \text{ m}^2$$

Diameter pipa coil :

$$D_i = \left[\frac{4 \cdot 0,00037}{\pi} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$= 0,022 \text{ m}$$

$$= 0,851 \text{ in}$$

Dipilih diameter pipa coil 0,75 inches, 40 NPS.

Dari tabel 11.Kern :

$$OD = 1,05 \text{ in}$$

$$ID = 0,824 \text{ in}$$

$$At = 0,5329962 \text{ in}^2$$

$$At' = 0,2156133 \text{ sqft/ft}$$

a. Menghitung koefisien transfer panas :

- Untuk cairan dalam reaktor maka dipakai persamaan 20.4 Kern.

$$h_o = \frac{0,87 \cdot k}{D} \left[\frac{L^2 \cdot N \cdot \text{den}}{\text{visc}} \right]^{\frac{2}{3}} \left[\frac{C_p \cdot \text{Visc}}{k} \right]^{\frac{1}{3}} \left[\frac{\text{visc}}{\text{viscw}} \right]^{0,14}$$

dengan :

h_c = Koeff. transfer panas cairan, Btu/sqft j F

D_i = Diameter reaktor = 3,850946 ft

k = Konduktivitas panas = 1,2 Btu/j sqft (F/ft)

L = diameter putar pengaduk = 1,283649 ft

den = densitas larutan = 54,60391 lb/cuft

C_p = panas jenis = 0,3157 Btu/lb F

visc = Viskositas cairan = 2,1538 lb/j ft

viscw = Viskositas air = 1,5004 lb/j ft

$$h_o = \frac{0,87 \cdot 1,200}{3,85} [376280]^{\frac{2}{3}} \left[\frac{0,32 \cdot 2,15}{1,200} \right]^{\frac{1}{3}} \left[\frac{2,15}{1,50} \right]^{0,14}$$

maka diperoleh :

$$h_o = 1575,273 \text{ Btu/j sqft F}$$

- Untuk pendingin dalam coil

$$\begin{aligned} Re &= \frac{D \cdot w \cdot 2,2}{\text{Visc.at}} \\ &= \frac{0,07 \cdot 5283,89 \cdot 2,2}{1,500 \cdot 0,004} \\ &= 143732,2 \end{aligned}$$

Dari fig. 24 Kern, diperoleh $J_h = 500$

$$h_i = jH \frac{k}{D} \left[\frac{c_p \text{ visc.}}{k} \right]^{\frac{1}{3}} \left[\frac{\text{visc}}{\text{viscw}} \right]^{0,14}$$

dengan :

h_i = Koeff. transfer panas pipa, Btu/sqft j F

D_i = Diameter dalam pipa = $6,866667E-02$ ft

k = Konduktivitas panas = $0,39369$ Btu/j sqft (F/ft)

C_p = panas jenis pendingin = 1 Btu/lb F

visc = Viskositas cairan = $1,5004$ lb/j ft

viscw = Viskositas air = $1,5004$ lb/j ft

$$h_i = 500 \frac{0,394}{0,07} \left[\frac{1,00 \cdot 1,500}{0,394} \right]^{\frac{1}{3}} \left[\frac{1,500}{1,500} \right]^{0,14}$$

$h_i = 4475,782$ Btu/j sqft F

$D_{\text{coil}} = 0,5 \cdot D_i - W + 0,5 \cdot D_p$

$$= 0,5 \cdot 1,174 - 0,04 + 0,5 \cdot 0,391$$

$$= 0,7433866 \text{ m}$$

$$= 2,438932 \text{ ft}$$

$h_{io} = h_i \cdot (1 + 3,5 \cdot d/D_c)$ Kern. hal.721

$$= 4475,78 \cdot (1 + 3,5 \cdot 0,087/0,743)$$

$$= 6319,652 \text{ Btu/j sqft F}$$

b. Overall heat transfer U_d :

Overall transfer panas saat *start up*

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{6319,65 \cdot 1575,27}{6319,65 + 1575,27} \\ &= 1260,959 \text{ Btu/j sqft F} \end{aligned}$$

Dari Kern p.846 untuk larutan garam $R_d = 0,001$ dan untuk bahan organik

$$R_d = 0,001$$

$$\text{Jadi } R_d \text{ total} = 0,002$$

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{U_c \cdot 1}{U_c \cdot R_d + 1} \\ &= \frac{1260,96}{1260,96 \cdot 0,002 + 1} \end{aligned}$$

Maka diperoleh :

$$U_d = 358,0319 \text{ Btu/sqft F}$$

c. Menghitung Luas Transfer Panas :

Luas perpindahan panas yang diperlukan :

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{20,0 - 30,0}{\ln\left(\frac{20,0}{30,0}\right)} \\ &= 24,66 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 44,39346 \end{aligned}$$

Maka luas perpindahan panas :

$$\begin{aligned} A_o &= \frac{Q}{U_d \cdot \text{LMTD}} \\ &= \frac{419356,63}{358,03 \cdot 24,66} \end{aligned}$$

$$= 26,38413 \text{ sqft}$$

$$\text{Diameter lilitan} = 2,438932 \text{ ft}$$

Luas perpindahan panas per coil :

$$A' = At' \cdot \pi \cdot Dc$$

$$= 0,216 \cdot \pi \cdot 2,439$$

$$= 1,65122 \text{ sqft}$$

Jumlah lilitan :

$$Nt = \frac{Ao}{At'}$$

$$Nt = \frac{26,38}{1,65}$$

$$= 15,97857$$

diambil jumlah lilitan (Nt) = 16

panjang total coil :

$$L = \frac{Ao}{At'} = \frac{26,384}{0,216}$$

$$= 122,3678 \text{ ft}$$

Tinggi lilitan coil minimum yaitu jika coil disusun tanpa jarak yaitu :

$$H_{\min} = Nt \cdot OD = 16 \cdot 1,050 / 12$$

$$= 1,398124 \text{ ft}$$

$$= 0,4261483 \text{ m}$$

diambil jarak antar coil = 1 inch

Tinggi coil total :

$$H = H_{\min} + (Nt - 1) \cdot \frac{Pt}{12} = 1,398 + (16 - 1) \cdot \frac{1}{12}$$

$$= 2,646338 \text{ ft}$$

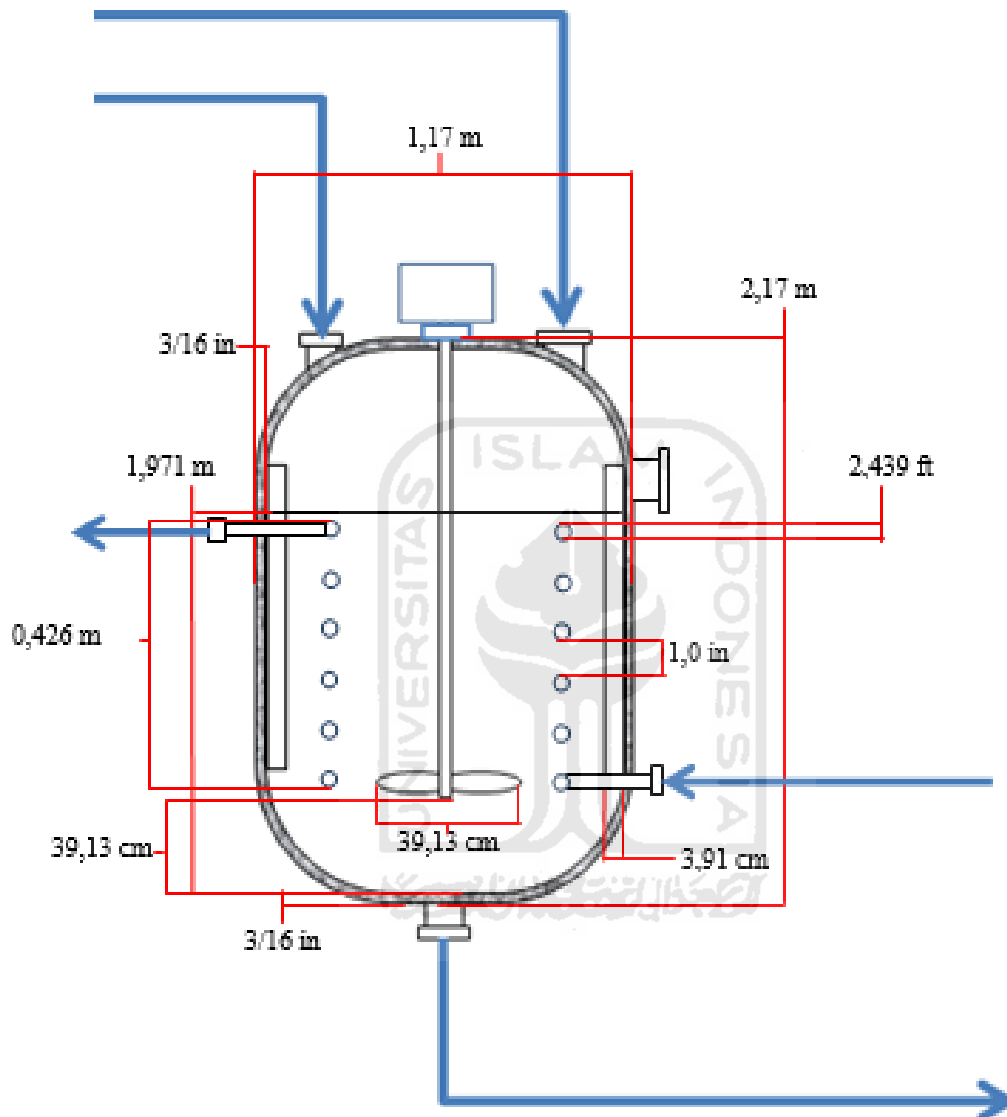
$$= 0,8066038 \text{ m}$$

Jadi tinggi cairan lebih tinggi dari tinggi Coil.



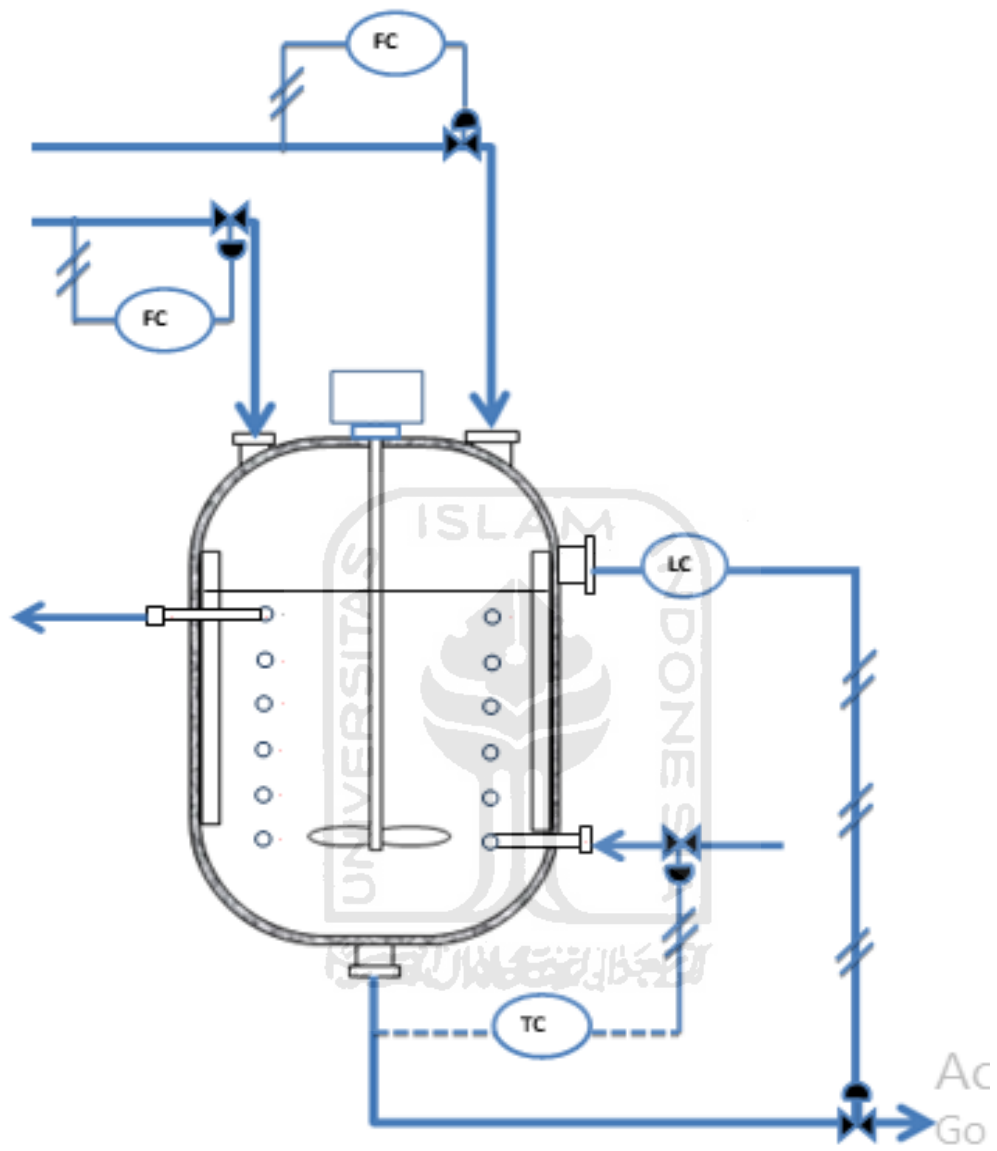
LAMPIRAN B

REAKTOR ESTERIFIKASI

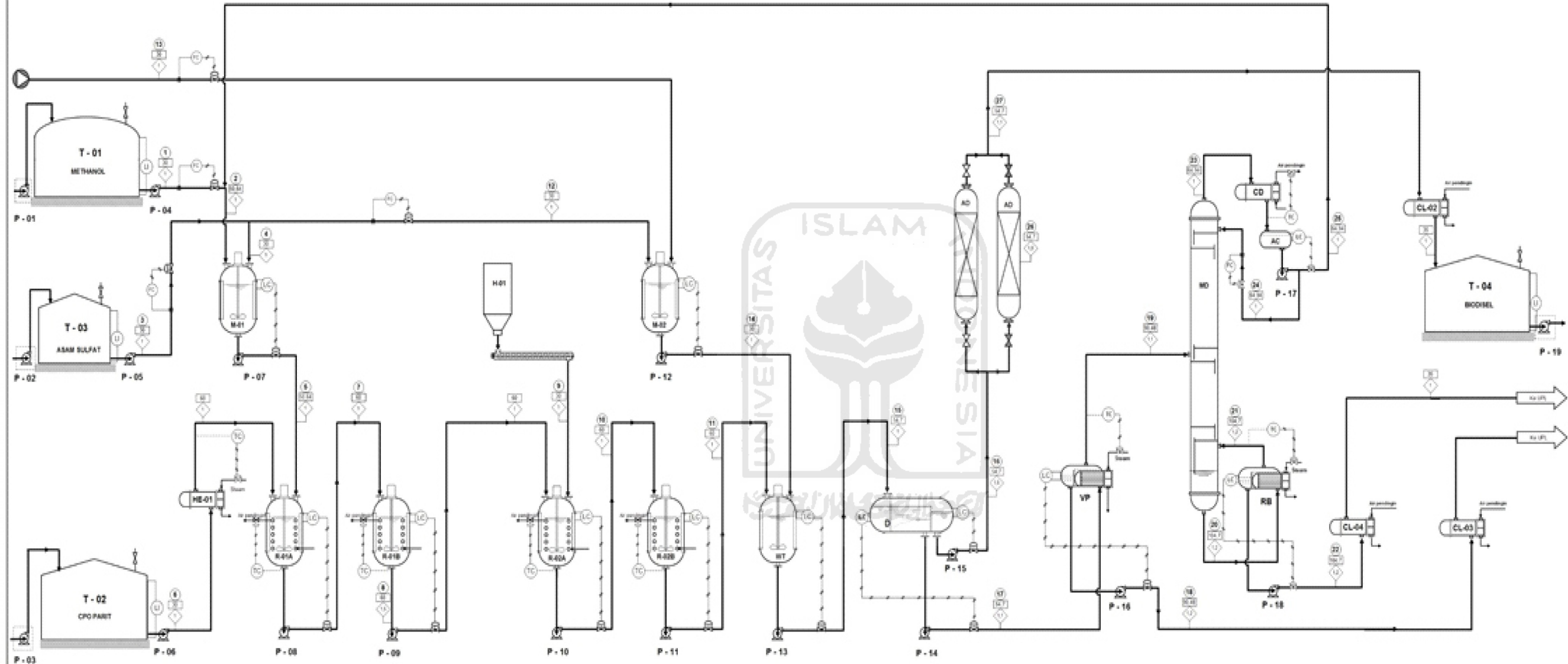


Jumlah coil = 16 lilitan

LEVEL CONTROL REAKTOR ESTERIFIKASI



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI CPO PARIT
KAPASITAS PRODUKSI : 60.000 TON / TAHUN



ARUS MASSA (Kg/Jam)

NO	KOMPONEN	NOMOR ARUS																												
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	
1	CH ₃ OH	957,14	2338,64			2338,64	2139,62	2110,01	1937,21	1448,18				1448,18	52,73	1365,46			1365,46	54,09	40,14	13,95	4025,45	2843,95	1381,50	52,20	0,53			
2	H ₂ O	1,92	4,69	2,91	1,91	0,60	174,15	292,69	309,34	28,77	372,48	372,48	1,00	2405,40	2405,40	2795,96	154,50	2642,42	1857,47	784,94	3031,96	2249,81	782,18	8,07	5,30	2,77	153,02	1,50		
3	C ₁₇ (C ₁₈ H ₃₅ COO) ₂						5612,74	5612,74	5612,74		551,73	55,13				55,13	55,13												55,13	
4	C ₁₇ H ₃₅ COOH						1879,91	278,77	41,89	41,89	41,89	41,89				41,89	41,89												41,89	
5	C ₁₇ H ₃₅ COOCH ₃						1879,22	1929,04		7015,17	7513,23					7513,23	7475,66	37,57	37,57											7475,66
6	C ₁₈ (OH) ₂									577,68	634,25					634,25	634,25	634,25	634,25											
7	H ₂ SO ₄		142,66	63,55	63,55	63,55	63,55					49,11	49,11																	
8	KOH									163,04	55,13	55,13																		
9	K ₂ SO ₄									166,09	166,09					253,29	253,29	253,29												
10	Impurities						47,77	47,77	47,77	47,77	47,77					47,77	47,77	47,77												
	Jumlah	959,06	2343,33	145,57	95,45	2438,78	7705,57	10144,4	10144,4	191,81	10336,2	10336,2	50,11	2405,40	2455,57	12791,7	7790,98	9010,78	2630,36	2180,40	3098,06	2298,95	795,13	4033,52	2849,25	1384,27	205,22	7575,78		

KETERANGAN			
AC	Accumulator	FC	Flow Controller
AD	Adsorber	LI	Level Indicator
CL	Cooler	WC	Weight Controller
D	Decanter	TC	Temp. Controller
V	Vaporizer	PR	Pressure Controller
H	Hopper	VR	Volume Recorder
HE	Heater	MA	Nomor Arah
M	Mixer	Temp	Temperatur (°C)
MO	Menara Destilasi	Atm	Tekanan (Atm.)
P	Pompa	Atm	Tekanan (Atm.)
T	Tagli	CL	Sambungan Latrik
CD	Condenser		
RB	Reboiler		
SC	Screw Conveyor		
WT	Wash Tank		

PERUSAHAAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI CPO PARIT
KAPASITAS PRODUKSI : 60.000 TON / TAHUN

Dibuat oleh:
 N.A.M.A. : 1 ANINDA GRIKHA / 1205011
 2 BATU PURNO / 1212187
 DOSEN PEMBINA : 1 DR. ANIP HADIKAT, S.T., M.T.



UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

JURUSAN : TEKNIK KIMIA, TEKNIK INDUSTRI, TEKNIK INFORMATIKA, TEKNIK ELEKTRO DAN TEKNIK MESIN

Kampus : Jl. Kaliurang Km. 14,5 Telp. (0274) 895287 / Facs. (0274) 895007 Sleman Yogyakarta 55584

http://www.uui.ac.id atau http://www.fit.uui.ac.id e-mail : fit@uui.ac.id

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN TUGAS PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa : Bayu Purwo Setiawan
No. MHS : 12521187
Nama Mahasiswa : Annisa Sholicha Hidayat
No. MHS : 12521011

Judul Pra Rancangan Pabrik* : PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI CPO
PARIT KAPASITAS 60.000 TON / TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 18 Februari 2016
Selesai Masa Bimbingan : 16 Agustus 2016

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	29-02-2016	Sifat fisis Bahan baku dan produk	<i>[Signature]</i>
2.	02-03-2016	Penentuan kapasitas pabrik.	<i>[Signature]</i>
3.	14-03-2016	Blog diagram dan Neraca massa.	<i>[Signature]</i>
4.	30-03-2016	Perhitungan Reaktor Esterifikasi dan Trans.	<i>[Signature]</i>
5.	5-04-2016	Perhitungan alat besar washing tank & Decanter	<i>[Signature]</i>
6.	20-04-2016	Perhitungan dan perancangan Adsorber	<i>[Signature]</i>
7.	29-04-2016	Perhitungan dan perancangan Menara Distilasi.	<i>[Signature]</i>
8.	10-05-2016	Perhitungan Alat kecil & pompa.	<i>[Signature]</i>
9.	19-07-2016	Perhitungan HE, mixer dan storage.	<i>[Signature]</i>
10.	01-08-2016	Utilitas, Analisa Ekonomi dan tata letak pabrik	<i>[Signature]</i>
11.	10-08-2016	PFID dan Naskah.	<i>[Signature]</i>
12.	16-08-2016	Naskah dan ACC	<i>[Signature]</i>

Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta, 16 Agustus 2016
Pembimbing,

[Signature]
Arif Hidayat, ST., M.Sc

-)* Judul Tugas Pra Rancangan Pabrik Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Tugas Pra Rancangan Pabrik
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy