

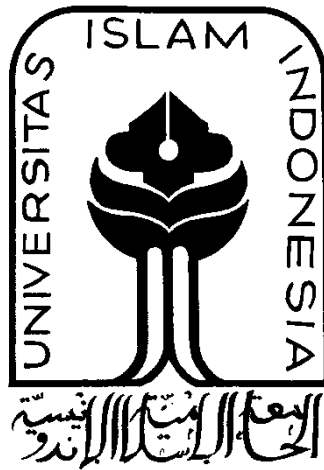
PRA RANCANGAN

PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK KELAPA DAN

METANOL DENGAN KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh Gelar Sarjana
Konsentrasi Teknik Kimia Jurusan Teknik Kimia



Disusun oleh :

Nama : Tiara Monica
No Mhs : 09521028

KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2013

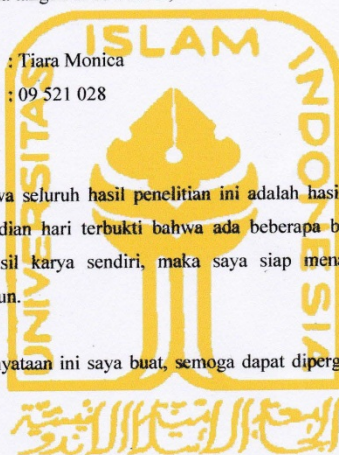
**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini,

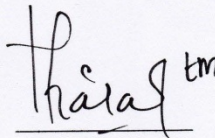
Nama : Tiara Monica
No. Mahasiswa : 09 521 028

Menyatakan bahwa seluruh hasil penelitian ini adalah hasil karya saya 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.

Demikianlah pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Yogyakarta, November 2013


Tiara Monica

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK
KELAPA DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 25.000
TON/TAHUN



Nama : Tiara Monica
No. Mhs : 095210268

Yogyakarta, November 2013

Menyetujui,
Dosen Pembimbing Tugas Akhir

Arif Hidayat, ST.,MT

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK
KELAPA DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 25.000
TON/TAHUN
TUGAS AKHIR

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk
 memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri
 Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, Desember 2013

Tim Penguji,

Arif Hidayat, ST., MT

Ketua

Dra. Kamariah Anwar, MS

Anggota I

Diana, ST., M.Sc

Anggota II



Arif Hidayat

[Signature] 28/12/13

[Signature] 28/12/13

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri
 Universitas Islam Indonesia



Dra. Kamariah Anwar, MS.

KATA PENGANTAR



Assalamualaikum Wr. Wb.

Segala puji dan syukur kita panjatkan atas Ke-hadirat Allah SWT sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Teriring sholawat serta salam semoga tercurah kepada suri tauladan kita Nabi Muhammad SAW.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **“PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK KELAPA DAN METANOL DENGAN KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Terlaksananya Tugas Akhir ini tentu saja tidak terlepas dari bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu, penulis mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan InayahNya.
2. Bapak Ir. Gumbolo Hadi Susanto MSc, selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Ibu Dra., Hj. Kamariah Anwar, MS., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia serta selaku Penguji Sidang Pendadaran Tugas Akhir saya.
4. Bapak Arif Hidayat, ST., MT., selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengetahuan, pengarahan dan bimbingan dalam

penyusunan serta penulisan Tugas Akhir ini. Terimakasih untuk waktu dan kesabarannya.

5. Ibu Diana, M.Sc., selaku Dosen Penguji Sidang Pendadaran Tugas Akhir saya yang banyak membantu dan memberikan pengetahuan diluar pengetahuan yang saya ketahui.
6. Bapak Agustiar dan Ibu Murniyah yang selalu memberikan kasih sayang yang berlimpah tanpa pamrih, mendoakan, mendukung, sabar, menyemangati dalam segala hal apapun termasuk ketika saya menyelesaikan Tugas Akhir. Tak lupa untuk Adik saya tersayang Teja Luckyansyah yang selalu mendoakan dan mendukung saya.
7. Teman-teman Teknik Kimia angkatan 2009, Tiya, Naela, Raysa, Juky, Tyas, Dian Mami, Eca, Alin, Feny, Desy, Lia, Sofi, Ayu Ceper, Nindy, Owok, Irfan, Rio, Willi, Novan, Hany, Rinto, Adam, Kiki, Fikri, Hermanto, Dian Puspa, Budi, Uda Yoski, Meyta, Prima, Didit yang selalu berbagi doa, dukungan, semangat, dan perhatian selama ini. Thanks for everything.
8. Teman-Teman kostan Ellissa, Gita, Putri, Anita, Yulia. Teman-Teman wisma bu sitti, Kak tia dan yani. Sepupu-sepupu cantik Tari dan Risty. Terimakasih telah membantu selama ini
9. For My Special One Dwiky Hary Nugraha, Terimakasih untuk semua dukungan, doa dan perhatian selama saya menyelesaikan Tugas Akhir. Terimakasih telah sabar mendengar keluh kesah saya selama ini.

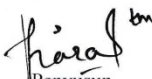
10. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
11. Semua pihak yang telah membantu penyusun hingga terselesaikannya laporan ini.

Penyusun menyadari bahwa dalam penyusunan laporan ini masih banyak kesalahan dan kekurangannya. Oleh sebab itu, penyusun mengharapkan kritik dan saran yang membangun demi kesempurnaan penulisan yang akan datang.

Akhirnya penyusun berharap laporan ini dapat bermanfaat bagi penulis pada khususnya dan bagi pembaca pada umumnya.

Wassalamualaikum. Wr. Wb.

Yogyakarta, Oktober 2013


Penyusun

LEMBAR MOTTO

**“And whoever puts all his trust in Allah, He will be enough for him”
(Al Quran 65:1)**

**“Jadilah kamu manusia yang pada kelahiranmu semua orang tertawa
bahagia, tetapi hanya kamu sendiri yang menangis; dan pada kematianmu
semua orang menangis sedih, tetapi hanya kamu sendiri yang tersenyum”
(Mahatma Gandhi)**

**“Don’t ever let someone tell you that you can’t do something. Not even me.
You got a dream, you gotta protect it. When people can’t do something
themselves, they’re gonna tell you can’t do it. You want something, go get it.
Period.”**

(Will Smith – The Pursuit of Happiness, film)

LEMBAR PERSEMBAHAN

Terimakasih untuk kedua orangtua Tiara, Bapak dan Mama yang selalu mendoakan dan memberi semangat. Terimakasih untuk kasih sayangnyanya selama

ini. Terimakasih untuk semua yang telah Bapak dan Mama berikan.

Adikku tersayang Teja Luckyansyah yang telah mendoakan dan berbagi semua hal selama ini. Terimakasih untuk semuanya.

For My Special One Dwiky Hary Nugraha, Terimakasih untuk support, doa dan kesabarannya

Saudara seperjuangan Teknik Kimia 2009 terimakasih untuk segala kenangan dan cerita di bangku kuliah, tak akan terlupakan..

DAFTAR ISI

Halaman Judul	i
Halaman Pernyataan	ii
Halaman Pengesahan Pembimbing.....	iii
Halaman Pengesahan Penguji	iv
Kata Pengantar	v
MOTTO	vii
Halaman Persembahan	viii
Daftar Isi	x
Daftar Gambar	xiii
Daftar Tabel	xiv
Daftar Lampiran.....	xvii
Abstraksi	xviii
 BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Tinjauan Pustaka	5
 BAB II PERANCANGAN PRODUK	
2.1 Spesifikasi Produk	15
2.2 Spesifikasi BahanBaku.....	16
2.3 Pengendalian Kualitas	20
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	20
2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk	21

2.3.3 Pengendalian Kuantitas.....	23
2.3.4 Pengendalian Waktu	24
2.3.5 Pengendalian Bahan Proses	24

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses.....	25
3.1.1 Tahap Penyiapan Bahan Baku	25
3.1.2 Tahap Reaksi.....	26
3.1.3 Tahap Pemurnian Produk.....	27
3.2 Metode Penentuan Perancangan.....	29
3.2.1 Spesifikasi Alat	31
3.2 Perencanaan Produksi.....	73
3.2.1 Kapasitas Perencanaan.....	73
3.2.2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses.....	74

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik.....	76
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	76
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	77
4.2 Tata Letak Pabrik	78
4.3 Tata Letak Alat Proses	83
4.4 Alir Proses dan Material.....	87
4.4.1 Perhitungan Neraca Massa.....	87
4.4.2 Perhitungan Neraca Panas.....	93
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas).....	98

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	98
4.5.2 Unit Pembangkit Steam	108
4.5.3 Unit Pembangkit Listrik.....	108
4.5.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar	111
4.5.5 Unit Penyediaan Udara Tekan	111
4.5.6 Unit Pengolahan Limbah	111
4.5.7 Spesifikasi Alat-alat Utilitas	112
4.6 Laboratorium	125
4.6.1 Kegunaan Laboratorium	125
4.6.2 Program Kerja Laboratorium.....	126
4.6.3 Alat Analisa Penting	129
4.7 Organisasi Perusahaan.....	130
4.7.1 Bentuk Perusahaan.....	130
4.7.2 Struktur Organisasi Perusahaan	134
4.7.3 Tugas dan Wewenang.....	134
4.7.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji	143
4.7.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	144
4.7.6 Penggolongan Jabatan, Jumlah karyawan dan gaji.....	145
4.7.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	147
4.7.8 Manajemen Produksi	148
4.8 Analisa Ekonomi	149
4.8.1 Penaksiran Harga Peralatan	150

4.8.2 Dasar Perhitungan.....	152
4.8.3 Perhitungan Biaya.....	153
4.8.4 Analisa kelayakan	154
4.8.5 Hasil Perhitungan.....	156
 BAB V PENUTUP	
5.1 Kesimpulan.....	161
DAFTAR PUSTAKA.....	162
 LAMPIRAN	

DAFTAR GAMBAR

Gambar 4.1Tata Letak Pabrik	83
Gambar 4.2Layout Alat Proses	86
Gambar 4.3 Diagram alir Utilitas.....	120
Gambar 4.4Struktur Organisasi	146
Gambar 4.5 Nilai BEP dan SDP	158

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Produksi BBM tahun 2005-2011	5
Tabel 1.2	Persyaratan kualitas biodiesel menurut SNI	7
Tabel 1.3	Hasil analisa laboratorium karakteristik fisis minyak kelapa dan cocodiesel dibanding dengan minyak solar dan biodiesel SNI.....	8
Tabel 1.4	Komposisi asam lemak beberapa minyak nabati	9
Tabel 1.5	Karakteristik beberapa minyak diesel.....	11
Tabel 4.1	Perincian luas tanah bangunan pabrik.....	82
Tabel 4.2	Neraca massa total	87
Tabel 4.3	Neraca massa di mixer-01.....	87
Tabel 4.4	Neraca massa di reaktor-01.....	88
Tabel 4.5	Neraca massa di reaktor-02.....	88
Tabel 4.6	Neraca massa di reaktor-03.....	88
Tabel 4.7	Neraca massa di netralizer-01.....	89
Tabel 4.8	Neraca massa di decanter-01	89
Tabel 4.9	Neraca massa di mixer-02.....	89
Tabel 4.10	Neraca massa di reaktor-04.....	90
Tabel 4.11	Neraca massa di reaktor-05.....	90
Tabel 4.12	Neraca massa di reaktor-06.....	90
Tabel 4.13	Neraca massa di netralizer-02.....	91
Tabel 4.14	Neraca massa di decanter-02	91

Tabel 4.15 Neraca massa di mixer-03.....	91
Tabel 4.16 Neraca massa di decanter-03	92
Tabel 4.17 Neraca massa di evaporator-01.....	92
Tabel 4.18 Neraca panas di mixer-01	92
Tabel 4.19 Neraca panas di reaktor-01	93
Tabel 4.20 Neraca panas di reaktor-02	93
Tabel 4.21 Neraca panas di reaktor-03	93
Tabel 4.22 Neraca panas di netralizer-01.....	94
Tabel 4.23 Neraca panas di decanter-01	94
Tabel 4.24 Neraca panas di mixer-02	94
Tabel 4.25 Neraca panas di reaktor-04	95
Tabel 4.26 Neraca panas di reaktor-05	95
Tabel 4.27 Neraca panas di reaktor-06	95
Tabel 4.28 Neraca panas di netralizer-02.....	96
Tabel 4.29 Neraca panas di decanter-02	96
Tabel 4.30 Neraca panas di mixer-03	96
Tabel 4.31 Neraca panas di decanter-03	97
Tabel 4.32 Neraca panas di evaporator-01.....	97
Tabel 4.33 Kebutuhan air pendingin.....	104
Tabel 4.34 Kebutuhan air pembangkit steam.....	105
Tabel 4.35 Kebutuhan air proses	105
Tabel 4.36 Kebutuhan air untuk perkantoran dan pabrik.....	106
Tabel 4.37 Kebutuhan listrik alat proses.....	109

Tabel 4.38 Kebutuhan listrik untuk utilitas.....	110
Tabel 4.39 Penggolongan jabatan	145
Tabel 4.40 Jumlah karyawan pada masing-masing bagian.....	146
Tabel 4.41 Perincian golongan dan gaji.....	147
Tabel 4.42 Harga CEP index.....	150
Tabel 4.43 Harga alat pada tahun 2017	151
Tabel 4.44 Fixed Capital Investment	156
Tabel 4.45 Manufacturing cost	157
Tabel 4.46 General Expense	157

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A. REAKTOR ESTERIFIKASI

Lampiran B. REAKTOR TRANSESTERIFIKASI

ABSTRACT

Preliminary design of Fatty Acid Methyl Ester with capacity 25.000 ton/year is planned to be built in Indragiri Hilir, Riau in the area of 27.875 m². This chemical plant will be operated for 330 day/year or 24 hours a day with 138 employees.

Coconut oil as the main raw material flows at rate 1022,983 kg/hour, methanol 2785,997 kg/hour, Sulfuric Acid 6,965 kg/hour and Kalium Hidroksida 20,895 kg/hour. The production process will be operated for esterification and transesterification at temperature 60°C, at pressure 1 atm using Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR) with conversion reaction 98%. The utility consist of 193.165,85 kg/hour of cooling water; 13.882,992 kg/hour of steam; 1.319.710,7214 Lt/hour of fuel oil while the power of electricity of about 116,2623 Kwh provided by PLN.

Studies on the economic evaluation of this plant has led to conclusion that it needs fixed capital of Rp 686.981.068.012,24; working capital of Rp 210.117.738.849,16. The profit before tax is Rp 168.329.446.964,45 while the profit after tax is Rp 100.997.668.178,67. Percentage of return on investment (ROI) before tax is 24,50% while after tax is 14,70%. Pay out time (POT) before tax is 2,90 years while after tax is 4 years. shut down point (SDP) is 16,41% with Discounted Cash Flow Rate (DCFR) is 18,5%. Based on the economic analysis, It is concluded that plant design of Fatty Acid Methyl Ester with capacity 30.000 ton/years visible to be built.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 LATAR BELAKANG PENDIRIAN PABRIK

Kebutuhan energi dunia semakin meningkat dari waktu ke waktu. Sumber energi yang paling populer digunakan saat ini adalah bahan bakar fosil yang tidak dapat terbaharukan, salah satunya yaitu minyak bumi. Ketergantungan kita terhadap minyak bumi merupakan sebuah peninggalan sejarah pada masa revolusi [Walisiewicz, M., 2006]. Pada masa revolusi abad ke-18 penemuan mesin pembakaran internal, memicu permintaan bahan bakar cair dengan kandungan energi yang tinggi yaitu minyak [Walisiewicz, M., 2006]. Sejak itu, seluruh prasarana ekonomi dibangun berdasar pada sumber bahan bakar fosil yang murah, berlimpah dan berguna untuk pembangkit tenaga listrik [Walisiewicz, M., 2006].

Salah satu masalah krusial yang di hadapi oleh bangsa Indonesia saat ini adalah energi. Pasokan energi dalam negeri mengalami kendala akibat trend produksi yang cenderung rendah dibandingkan tingkat konsumsinya [Jusuf, K., 2008]. Di Indonesia, pemanfaatan minyak bumi dari tahun ke tahun semakin meningkat. Ketergantungan ini harus dikurangi mengingat minyak bumi merupakan bahan bakar yang tak terbaharui, ketersediaannya terbatas serta emisi pembakarannya menyebabkan terjadinya polusi [Haryanto, B., 2002]. Pada tahun 2007 dan paling lambat tahun 2015, Indonesia akan menjadi pengimpor penuh minyak bumi (*net-importer*) [PPE-ITB, 2002]. Oleh karena BBM merupakan bahan bakar yang tidak dapat diperbaharui, maka upaya untuk mengembangkan

bahan bakar dari potensi sumber daya alam hayati harus dilakukan. Salah satu upaya yaitu dengan mengembangkan bahan bakar dari minyak nabati. Ide penggunaan minyak nabati sebagai pengganti bahan bakar diesel didemonstrasikan pertama kalinya oleh Rudolph Diesel pada tahun 1900-an [Haryanto, B., 2002]. Penelitian di bidang ini terus berkembang dengan memanfaatkan beragam lemak nabati dan hewani untuk mendapatkan bahan bakar hayati (*biofuel*) dan dapat diperbaharui [Haryanto, B., 2002]. Perkembangan ini mencapai puncaknya di pertengahan tahun 80-an dengan ditemukannya alkil ester asam lemak yang memiliki karakteristik hampir sama dengan minyak diesel fosil yang dikenal dengan biodiesel [Haryanto, B., 2002].

Mengantisipasi semakin berkurangnya cadangan minyak bumi, pemerintah Indonesia saat ini telah memulai memproduksi biodiesel sebagai substitusi BBM. Disebutkan dalam Blueprint Pengelolaan Energi Nasional (BP-PEN) 2005-2025, bahwa pemerintah telah menetapkan pemakaian biodiesel sebanyak 2% konsumsi solar pada tahun 2010, 3% pada tahun 2015 dan 5% pada tahun 2025. Selain itu, pemerintah juga menetapkan kebutuhan biodiesel mencapai 720.000 kiloliter pada tahun 2010 dan akan ditingkatkan menjadi 1,5 juta kiloliter pada tahun 2015 dan 4,7 juta kiloliter pada tahun 2025 (Perpres No. 5 Tahun 2006).

Penggunaan *biodiesel* sebagai bahan bakar memiliki beberapa kelebihan dibanding minyak solar, yakni tidak beracun (*nontoxic*), dapat terurai secara alami (*biodegradable*), dapat diperbaharui (*renewable*), emisi gas yang dihasilkan rendah, mengurangi efek rumah kaca, dapat teroksigenasi relative sempurna atau terbakar habis dan energi yang dihasilkan sama dengan minyak solar [Darnoko,

2002]. Selain itu, biodiesel dapat digunakan langsung sebagai bahan bakar pada mesin diesel tanpa modifikasi mesin atau dalam bentuk campuran (*blending*) dengan minyak solar pada berbagai konsentrasi [Darnoko, 2002].

Biodiesel atau fatty acid etilester juga dapat diolah lebih lanjut menjadi produk-produk oleokimia yang biasanya dibuat dari asam lemak nabati (*fatty acid*). Proses produksi oleokimia dari fatty acid etilester lebih menguntungkan karena tidak korosif, lebih tahan terhadap oksidasi dan tidak mudah berubah warna. (Darnoko, 2002)

Salah satu bahan mentah biodiesel yang berpotensi besar di Indonesia adalah minyak kelapa. Perkebunan kelapa di Indonesia merupakan yang terluas di dunia, yaitu sekitar 31,2% dari total luas areal kelapa dunia. Berdasarkan data dari Dinas Perkebunan Propinsi Riau (2007), Kabupaten yang terluas areal perkebunan kelapanya di Riau adalah Indragiri Hilir yaitu 377.263 ha dengan jumlah produksi sebesar 402.950 ton atau 68,24% dari jumlah total keseluruhan produksi kelapa di Propinsi Riau tahun 2005.

Agribisnis kelapa di Indragiri Hilir pada saat ini belum banyak terkait dengan industri hilir. Akibatnya tidak berhasil mendistribusikan nilai tambah kelapa secara optimal, sehingga tidak signifikan pengaruhnya terhadap penambahan pendapatan petani kelapa (Damanik, 2004).

Salah satu upaya untuk meningkatkan produktivitas yang berdampak terhadap peningkatan pendapatan petani kelapa adalah pengembangan biodiesel dari minyak kelapa. Biodiesel dari minyak kelapa disebut dengan cocodiesel (Balai

Besar Kimia& Kemasan, 2006). Cocodiesel merupakan salah satu jenis industri hilir yang memiliki potensi cukup besar untuk dikembangkan di daerah penghasil kelapa, khususnya Indragiri Hilir (Direktorat Pengolahan Hasil Pertanian, 2008). Selain untuk meningkatkan pendapatan petani kelapa, pengembangan cocodiesel juga sangat berguna untuk mengatasi cadangan minyak fosil yang semakin menipis serta dapat menurunkan harga eceran BBM di daerah terpencil (Allorerung, 2006).

Selain minyak kelapa masih ada lebih dari 40 jenis minyak nabati yang potensial sebagai bahan baku *biodiesel* di Indonesia, misalnya minyak jarak pagar, minyak kelapa sawit, minyak kedelai, dan minyak kapok. Pengembangan biodiesel dapat menyesuaikan potensi alam setempat.

Di samping sumber bahan bakunya melimpah dan terbarukan, biaya produksi lebih murah. Sebagai pionir biodiesel di Indonesia, BPPT telah mengembangkan teknik produksi biodiesel termasuk rancang bangun pabriknya. Upaya tersebut telah menghasilkan empat buah paten dan pabrik pengolahan berskala kecil 1,5 ton biodiesel per hari di Puspiptek Serpong dan skala menengah 8 ton per hari di Riau.

Pendirian pabrik biodiesel, selain untuk memenuhi konsumsi bahan bakar yang ramah lingkungan, juga untuk menciptakan dan menyerap lapangan kerja yang cukup besar. Pabrik ini dirancang sedapat mungkin menggunakan bahan baku dan komponen buatan dalam negeri, namun tidak menutupi kemungkinan untuk mengimpor.

1.2. TINJAUAN PUSTAKA

Minyak solar sebenarnya adalah BBM yang diperuntukkan untuk sektor transportasi. Namun dalam kenyataannya bahan bakar tersebut banyak pula yang dipergunakan untuk sektor-sektor lainnya seperti sektor industri dan pembangkit listrik. Sesuai dengan perkembangan penduduk, kebutuhan minyak solar untuk sektor transportasi, industri, dan pembangkit listrik dari tahun ke tahun semakin meningkat. Sedangkan produksi Bahan Bakar Minyak (BBM) khususnya minyak diesel semakin tahun semakin menurun. Hal ini dapat dilihat dari data produksi BBM dari tahun 2005-2011 berikut ini:

Tabel 1.1 Produksi BBM (2005-2011)

IMPOR BBM (2005-2011)										
Ribu Kilo Liter										
Year	Avtur	RON 88	RON 95	RON 92	DPK	HOMC	ADO	Fuel Oil	IDO	Total Fuel
2005	654	6.202	0	3	2.604	1.076	14.470	1.493	0	26.502
2006	796	5.841	0	69	861	1.088	10.846	1.682	0	21.184
2007	1.176	7.069	27	35	1.080	108	12.367	2.163	8	24.032
2008	769	8.572	17	40	333	0	12.284	2.573	28	24.615
2009	171	10.263	32	120	0	1.301	8.505	1.909	8	22.157
2010	578	12.437	48	381	0	1.535	10.637	549	7	26.017
2011	816	15.248	36	319	0	157	9.790	998	0	27.366

Ribu Kilo Liter per Hari										
Year	Avtur	RON 88	RON 95	RON 92	DPK	HOMC	ADO	Fuel Oil	IDO	Total Fuel
2005	1,8	17,0	0,0	0,0	7,1	2,9	39,6	4,1	0,0	72,6
2006	2,2	16,0	0,0	0,2	2,4	3,0	29,7	4,6	0,0	58,0
2007	3,2	19,4	0,1	0,1	3,0	0,3	33,9	5,9	0,0	65,8
2008	2,1	23,5	0,0	0,1	0,9	0,0	33,7	7,0	0,1	67,4
2009	0,5	28,1	0,1	0,3	0,0	3,1	23,3	5,2	0,0	60,7
2010	1,6	34,1	0	0,6	0,0	4,8	23,0	1,1	0,0	64,7
2011	2,2	41,8	0,1	0,9	0,0	0,4	26,8	2,7	0,0	75,0

Sumber : Ditjen MIGAS, PT.Pertamina (Persero), diolah Pusdatin KESDM

Berdasarkan tabel produksi BBM dari tahun 2005-2011, produksi ADO berturut-turut adalah 14.470; 10,088; 12.846; 12.284; 8.505; 10.637; dan 9,790ribu kiloliter. Produksi RON 88 berturut-turut adalah 6.202; 5.841; 7.069; 8.572; 10.263; 12.437 dan 15.248 ribu kilo liter. Produksi fuel oil dari tahun 2005-2011 berturut-turut sebesar 1,493; 1.682; 2.163; 2.573; 1.909; 549 dan 998 ribu kilo liter. Produksi avtur dari tahun 2005-2011 sebesar 654; 796; 1176; 769;171; 578 dan816 ribu kilo liter. Produksi IDO dari tahun 2005-2011 berturut-turut sebesar 0; 0; 8; 28; 8; 7; dan 0 ribu kilo liter. Dari gambar tersebut dapat disimpulkan bahwa produksi BBM secara keseluruhan mengalami naik dan turun setiap tahunnya.

Biodiesel merupakan bioenergi atau bahan bakar nabati yang dibuat dari minyak nabati, baik minyak baru maupun minyak limbah dan melalui proses *transesterifikasi*, *esterifikasi*, atau proses *esterifikasi-transesterifikasi*. Bahan bakar yang berbentuk cair ini bersifat menyerupai solar, sehingga sangat prospektif untuk dikembangkan.

Beberapa penelitian menunjukkan bahwa bilangan cetana (CN) biodiesel lebih tinggi dari pada minyak diesel(solar). Angka cetana rata-rata minyak diesel 45, sedangkanbiodiesel 62 untuk yang berbasis kelapa sawit, 51 untuk jarak pagar dan 62,7 untuk yangberbasis kelapa sayur (Soerawidjaja, 2003).

Tabel 1.2 Persyaratan kualitas biodiesel menurut SNI-04-7182-2006.

Parameter dan satuannya	Batas nilai	Metode uji	Metode setara
Massa jenis pada 40 °C, kg/m ³	850 – 890	ASTM D 1298	ISO 3675
Viskositas kinematik pada 40 °C, mm ² /s (cSt)	2,3 – 6,0	ASTM D 445	ISO 3104
Angka setana	min. 51	ASTMD 613	ISO 5165
Titik nyala (mangkok tertutup), °C	min. 100	ASTM D 93	ISO 2710
Titik kabut, °C	maks. 18	ASTM D 2500	-
Korosi bilah tembaga (3 jam, 50 °C)	maks. no. 3	ASTM D 130	ISO 2160
Residu karbon, %-berat, - dalam contoh asli - dalam 10 % ampas distilasi	Maks. 0,05 (maks 0,03)	ASTM D 4530	ISO 10370
Air dan sedimen, %-vol.	maks. 0,05	ASTM D 2709	-
Temperatur distilasi 90 %, °C	maks. 360	ASTM D 1160	-
Abu tersulfatkan, %-berat	maks. 0,02	ASTM D 874	ISO 3987
Belerang, ppm-b (mg/kg)	maks. 100	ASTM D 5453	prEN ISO 20884
Fosfor, ppm-b (mg/kg)	maks. 10	AOCS Ca 12-55	FBI-A05-03
Angka asam, mg-KOH/g	maks. 0,8	AOCS Cd 3-63	FBI-A01-03
Gliserol bebas, %-berat	maks. 0,02	AOCS Ca 14-56	FBI-A02-03
Gliserol total, %-berat	maks. 0,24	AOCS Ca 14-56	FBI-A02-03
Kadar ester alkil, %-berat	min. 96,5	dihitung ^{*)}	FBI-A03-03
Angka iodium, g-I ₂ /(100 g)	maks. 115	AOCS Cd 1-25	FBI-A04-03
Uji Halphen	negatif	AOCS Cb 1-25	FBI-A06-03

Tabel 1.3: Hasil analisa laboratorium karakteristik fisis minyak kelapa dan cocodiesel dibanding dengan minyak solar dan biodiesel SNI

No	Parameter	Minyak Kelapa	Cocodiesel BBKK	Minyak Solar	Biodiesel SNI
1	Kadar air %.vol	0,5	0,02	0,05	Max 0,05
2	Cetane index	-	41	48	-
3	Cetane Number	-	60,09	45 min	Min 51
4	Densiti pd 400°C, kg/m ³	920	8740	870	850 - 890
5	Titik nyal °C	198	130	66 - 78	Min 100
6	Viskosita pd 40 °C	-	2,858	1,6 - 5,8	2,3 – 6,0
7	Sulphur Content % mass	-	0,01	0,5	Max 0,05
8	Carbon Residue % mass	-	0,05	0,1 max	Max 0,05

Minyak kelapa merupakan minyak yang diperoleh dari kopra (daging buah kelapa yang dikeringkan). Kandungan minyak dalam kopra mencapai 63-65%. Minyak kelapa sebagaimana minyak nabati lainnya merupakan senyawa trigliserida yang terdiri dari berbagai asam lemak. Sekitar 90% merupakan asam lemak jenuh. Selain itu di dalam minyak kelapa yang belum dimurnikan juga terdapat kandungan sejumlah kecil komponen bukan lemak seperti fosfatida, gum, sterol (0,06-0,08%), tokoferol (0,003%), dan asam lemak bebas (<5%) dan sedikit protein dan karotene (Ketaren,1986). Setiap minyak nabati memiliki sifat dan ciri tersendiri yang sangat ditentukan oleh struktur asam lemak pada rangkaian trigliserida. Minyak kelapa kaya akan asam lemak berantai sedang (C8-C-14),

khususnya asam laurat dan asam meristat. Komposisi asam lemak pada minyak kelapa dan beberapa minyak nabati lainnya diperlihatkan pada tabel 1.3.

Tabel 1.4 Komposisi asam lemak beberapa minyak nabati

Asam lemak	Kelapa	Sawit (palm)	Kanola	Bunga Matahari	Kacang Tanah	Kedelai	Lin Seed
Kaproat (C 6:0)	0-0,8						
Caprilat (C 8:0)	5,5-9,5						
Caprat (C 10:0)	4,5-9,5						
Laurat (C 12:0)	44-51						
Meristat (C 14:0)	13-18,5	0,9-2,4			0,5		
Palmitat (C 16:0)	7,5-10,5	32-46,5	4-5	3,5-6,5	6-12,5	2,3-11	6
Stearat (C 18:0)	1-3	4-6,3	1-2	1,3-5,6	2,5-6	2,4-6	3,2-4
Oleat (18:1)	5-8,2	37-53	55-63	14-43	37-61	22-30,8	13-37
Linoleat (18:2)	1,0-2,6	6-12	20-31	44-68,7	13-41	49-53	5-23
Linoleat (18:3)	-	-	9-10			2-10,5	26-60
22:1	-	-	1-2				

Sumber; Knothe, *et all*,2004, * Ketaren (1986)

Selama ini minyak kelapa hanya dikenal sebagai minyak untuk memasak. Tapi kini minyak kelapa telah dikembangkan sebagai bahan bakar karena dalam satu molekul minyak kelapa terdiri dari 1 unit gliserine dan sejumlah asam lemak. Dan 3 (tiga) unit asam lemak dari rantai karbon panjang adalah *triglyseride* (lemak dan minyak) (Darmanto, 2006).

Komponen *glycerine* memiliki titik didih tinggi yang dapat melindungi minyak dari penguapan (*volatilizing*). Pada biodiesel, komponen asam lemak dari

minyak dikonversikan ke elemen lain yang disebut ester. *Glycerine* dan asam lemak dipisahkan dengan proses esterifikasi. Minyak tumbuhan bereaksi dengan alkohol dan katalis, jika minyak tumbuhan adalah metanol dan kelapa, dan komponen reaktannya adalah metanol maka akan dihasilkan *coco metil ester*. *Coco metil ester* adalah nama kimia dari *coco* biodiesel (Darmanto, 2006).

Di Indonesia, Badan Penelitian dan Pengembangan Industri (BPPI) Departemen Perindustrian pada tahun 2005 telah melakukan uji coba produksi cocodiesel (ester minyak kelapa) sebagai alternatif pengganti BBM. Proyek percontohan dilakukan di tiga lokasi, yaitu Manado Sulawesi Utara, Pameung Peuk Garut Selatan di Jawa Barat dan di Banyuwangi Jawa Timur. Untuk penerapan pada mesin diesel di pabrik/industri cocodiesel yang dihasilkan dapat digunakan 100% tanpa campuran solar, sementara untuk penggunaan pada mesin diesel kendaraan bermotor perlu dicampur dengan minyak solar dengan perbandingan 30:70. Cocodiesel yang dihasilkan dapat dijual dengan harga 3500-4000 rupiah per liter (Media Industri, 2005).

Komponen *glycerine* memiliki titik didih tinggi yang dapat melindungiminyak dari penguapan (*volatilizing*). Pada biodiesel, komponen asam lemak dari minyakdikonversikan ke elemen lain yang disebut ester. *Glycerine* dan asam lemak dipisahkandengan proses esterifikasi. Minyak tumbuhan bereaksi dengan alkohol dan katalis, jikaminyak tumbuhan adalah metanol dan kelapa, dan komponen reaktannya adalah alkoholmaka akan dihasilkan *coco metil ester*. *Coco metil ester* adalah nama kimia dari *cocobiodiesel* (Darmanto, 2006).

Berdasarkan kajian yang dilakukan James Cook University (1983), disimpulkan bahwa minyak kelapa memiliki karakteristik yang paling baik sebagai bahan bakar bila dibandingkan dengan minyak nabati lainnya. Ester dari minyak kelapa merupakan bahan bakar terbaik untuk mesin diesel, bahkan lebih baik dibanding minyak diesel sendiri. Karakteristik beberapa minyak diesel dapat dilihat pada tabel 1.4

Tabel 1.4 Karakteristik beberapa minyak diesel

Karakteristik	Minyak Diesel	Minyak Kelapa	Cocohol*	Bunga Matahari
K viskositas 40 ° C mm ² /detik	2 – 4	24 – 28	3 – 4	30 – 34
Cetane Number	40 – 60	>60	>60	30 – 40
Cloud Point 0 ° C	-9	25	2 – 6	-6
Calori (MJ)	38	35	33	36
Flash Point (0oC)	60 – 70		130	320
Abu (%)	0,02	0,05 – 0,15	0,001	0,05 – 4

*cocohol = minyak kelapa yang diesterifikasi/transesterifikasi & dipisahkan gliserolnya

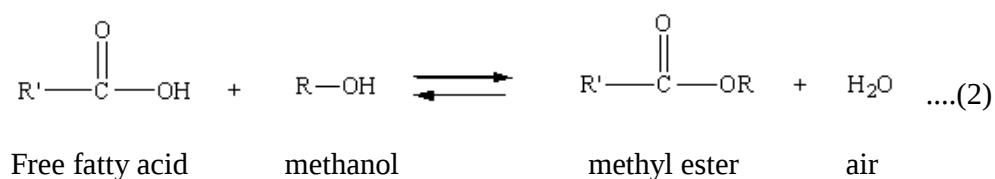
Sumber: Jamescook University, 1983

Di Indonesia, Badan Penelitian dan Pengembangan Industri (BPPI) Departemen Perindustrian pada tahun 2005 telah melakukan uji coba produksi cocodiesel (ester minyak kelapa) sebagai alternatif pengganti BBM. Proyek percontohan dilakukan di tiga lokasi, yaitu Manado Sulawesi Utara, Pameung Peuk Garut Selatan di Jawa Barat dan di Banyuwangi Jawa Timur. Untuk

Produk yang dihasilkan selanjutnya dicuci dengan air untuk menghilangkan sisa katalis dan metanol. Proses transesterifikasi dapat dilakukan secara batch atau kontinyu pada tekanan 1 atm dan suhu 50-70°C [Darnoko dan Cheryan, 2000].

b. Proses Esterifikasi

Proses esterifikasi adalah mengkonversi asam lemak menjadi metil ester. Proses ini dapat digunakan pada minyak nabati yang mengandung FFA $\geq$ 60%. Proses esterifikasi mereaksikan asam lemak dengan alkohol menghasilkan metil ester dan air, menggunakan katalis asam kuat, misalnya H₂SO₄, HCl, dll. Reaksinya mengikuti persamaan reaksi berikut:



c. Proses Esterifikasi – Transesterifikasi

Proses ini digunakan pada minyak nabati yang mengandung 1%<FFA<60%. Hal ini dilakukan bertujuan untuk mereaksikan FFA menjadi metil ester dengan proses esterifikasi yang mengikuti persamaan (2), kemudian setelah FFA berkurang hingga 1% dilanjutkan proses transesterifikasi yang mengikuti persamaan (1).

Dalam perancangan pabrik biodiesel dari minyak kelapa dan metanol ini digunakan proses 2 tahap esterifikasi-transesterifikasi. FFA pada minyak kelapa dan metanol direaksikan terlebih dahulu dengan reaksi esterifikasi menggunakan katalis asam yaitu H₂SO₄ hingga menghasilkan metil ester, air dan FFA sisa sebesar 1%. Batas FFA 1% tersebut dengan tujuan agar tidak terjadi penyabunan pada proses

transesterifikasi. Karena apabila dalam reaksi transesterifikasi masih terdapat FFA > 1%, FFA akan bereaksi dengan katalis basa transesterifikasi dan dapat berakibat meningkatnya perolehan sabun di reaksi transesterifikasi. Sabun yang diperoleh tersebut akan menyebabkan emulsi yang dapat menambah panjang waktu reaksi dan mengurangi kecepatan pencampuran.

Setelah kadar FFA berkurang hingga 1%, proses dilanjutkan dengan reaksi transesterifikasi, yaitu mereaksikan trigliserida pada minyak kelapa dan metanol menggunakan katalis basa yaitu KOH dan menghasilkan metil ester dan glycerol.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 *Metil ester (Biodiesel)*

Fase	: Cair
Rumus molekul	: R-COOCH_3
Berat molekul	: 296Kg/Kmol
Viskositas	: 14,152 cP (pada 30 ⁰ C)
Densitas	: 0,86Kg/L
Titik Didih	: 200 °C
Kapasitas Panas	: $1,84 \times 10^2 + 2,9T - 6,26 \times 10^{-3}T^2 + 5,70 \times 10^{-6}T^3$ J/mol.K dan T pada K
Kelarutan	: Tidak Larut dalam air
Bilangan Iodine	: 100-12- gr/100gr
Kemurnian	: 98%

2.1.2 *Gliserol*

Fase	: Cair
Rumus molekul	: $\text{CH}_2\text{OHCHOHCH}_2\text{OH}$
Berat molekul	: 92 Kg/Kmol
Viskositas	: 133,7849 cP (pada 30 °C)
Densitas	: 1,2645 Kg/L (pada 25 °C)

Titik Didih	: 290 °C
<i>Fire Point</i>	: 204 °C
Kapasitas Panas	: $1,32 \times 10^2 + 0,86T - 1,97^{-3}T^2 + 1,81 \times 10^{-6}T^3$ J/mol.K dan T pada K
Kelarutan	: larut dalam air
Kemurnian	: 98%
Komposisi	: Gliserol 98%
	Air 0,0015%
	Impuritis 0,0095%

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1 *Coconut Oil*

Komposisi Utama:

a. *Free Fatty Acid (50%)*

Fase	: Cair
Rumus molekul	: R-COOH
Berat molekul	: 282 kg/kmol
Kelarutan	: tidak larut dalam air
Densitas	: 0,8935 gr/cm ³
Kekentalan	: 24,2 cP
Komposisi	: Asam miristat 13-18,5%
	Asam palmitat 7,5-10,5%

Asam stearat	1-3%
Asam oleat	5-8,2%
Asam Linoleat	1-2,6%
Asam kaproat	0-0,8%
Asam caprilat	5,5-9,5%
Asam caprat	4,5-9,5%
Asam laurat	44-51%
Kapasitas panas	: $2,4 \cdot 10^2 + 2,31T - 5,07 \times 10^{-3}T^2 + 4,75 \times 10^{-6}T^3$ J/mol.K dan T pada K
ΔH_f	: -136,409 kkal/mol (pada 25 °C)

b. Triglicerida (50%)

Fase	: Cair
Rumus molekul	: $\begin{array}{c} \text{CH}_2\text{OCO-R} \\ \\ \text{CH}_2\text{OCO-R} \\ \\ \text{CH}_2\text{OCO-R} \end{array}$
Berat molekul	: 884 kg/kmol
Kelarutan	: tidak larut dalam air
Titik didih	: 280°C
Densitas	: 0,895 gr/cm ³
Kekentalan	: 24,2 cP
Kapasitas panas	: $2,4 \cdot 10^2 + 2,31T - 5,07 \times 10^{-3}T^2 + 4,75 \times 10^{-6}T^3$ J/mol.K dan T pada K
ΔH_f	: -129,1447 kkal/mol (pada 25 °C)

2.2.2 *Metanol*

Fase	: Cair	
Rumus molekul	: CH ₃ OH	
Berat molekul	: 32Kg/Kmol	
Viskositas	: 0,506 cP	(pada 30 °C)
Densitas	: 0.783 Kg/L	(pada 30°C)
Titik Didih	: 64,8 °C	
Kapasitas Panas	: $42 + 0,31T - 1,03 \times 10^{-3}T^2 + 1,46 \times 10^{-6}T^3$	
	J/mol.K dan T pada K	
Kelarutan	: larut dalam air	
Komposisi	: CH ₃ OH	97%
	: H ₂ O	3%

2.2.3 *Sulfuric Acid*

Fase	: Cair	
Rumus molekul	: H ₂ SO ₄	
Berat molekul	: 98Kg/Kmol	
Viskositas	: 18 cP	(pada 30 °C)
Densitas	: 1,8537 Kg/L	(pada 25 °C)
Titik Didih	: 274 °C	
Kapasitas Panas	: 0,3599 J/mol.K	(pada 30 °C)
Kelarutan	: larut dalam air	
Kemurnian	: 98%	
Komposisi	: H ₂ SO ₄	96%
	: H ₂ O	4%

2.2.4 *Natrium hidroksida*

Fase	: Cair
Rumus molekul	: NaOH
Berat molekul	: 40Kg/Kmol
Viskositas	: 2323,0952 cP (pada 30 °C)
Densitas	: 1,9093 Kg/L (pada 30°C)
Kapasitas Panas	: $71,4 + 4,22 \cdot 10^{-2}T - 4,80 \cdot 10^{-5}T^2 + 1,72 \cdot 10^{-8}T^3$ J/mol.K dan T pada K
Kelarutan	: larut dalam air
Kemurnian	: 40%
Komposisi	: NaOH 40%
	: H ₂ O 60%

2.2.5 *Chloride Acid*

Fase	: Cair
Rumus molekul	: HCl
Berat molekul	: 36,5 kg/kgmol
Kenampakan	: cairan
Kelarutan	: larut dalam air
Titik didih	: 85,1 °C
Viscositas	: 0,067 cP
Densitas	: 0,796 kg/liter
Kemurnian	: 60%
Komposisi	: HCl 60%

H₂O 40%

2.2.6 *Kalium Hidroksida*

Fase	: Cair	
Rumus molekul	: KOH	
Berat molekul	: 56 kg/kgmol	
Kenampakan	: cairan	
Kelarutan	: larut dalam air	
Viscositas	: 0,908 cP	
Densitas	: 2,075834 kg/liter	
Kemurnian	: 95%	
Komposisi	: KOH	95%
	H ₂ O	5%

2.3 PENGENDALIAN KUALITAS

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang diperoleh. Pengujian ini dilakukan dengan tujuan agar bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Evaluasi yang digunakan yaitu standart yang hampir sama dengan standart Amerika yaitu ASTM 1972.

Adapun parameter yang akan diukur adalah :

- Kemurnian dari bahan baku minyak kelapa, metanol, H₂SO₄, dan KOH.
- Kandungan dari bahan baku minyak kelapa, metanol, H₂SO₄, dan KOH.

- c. Kadar air
- d. Kadar zat pengotor

2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan ini 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.

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau disett baik itu *flow rate* bahan baku atau produk, *level control*, maupun *temperature control*, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau *set* semula baik secara manual atau otomatis.

Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Alat control yang harus diset pada kondisi tertentu antara lain :

◆ *Level Control*

Merupakan alat yang dipasang pada bagian atas tangki. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

♦ *Flow Rate*

Merupakan alat yang dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

♦ *Temperature Control*

Merupakan alat yang dipasang di dalam setiap alat proses. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standar, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi. Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik.

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standard dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal.

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian Laboratorium Pemeriksaan. Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik *Biodiesel* ini meliputi:

a. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan

spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Apabila setelah dianalisa ternyata tidak sesuai, maka ada kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada *supplier*.

b. Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu

Bahan-bahan pembantu untuk proses pembuatan *Biodiesel* di pabrik ini juga perlu dianalisa untuk mengetahui sifat-sifat fisiknya, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan untuk membantu kelancaran proses.

c. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi *Biodiesel (Metil ester)*.

d. Pengendalian Kualitas Produk pada Waktu Pemindahan (dari satu tempat ke tempat lain).

Pengendalian kualitas yang dimaksud disini adalah pengawasan produk terutama *Biodiesel (Metil Ester)* pada saat akan dipindahkan dari tangki penyimpanan sementara (*day tank*) ke tangki penyimpanan tetap (*storage tank*), dari *storage tank* ke mobil truk dan ke kapal.

2.3.3 Pengendalian Kuantitas

Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi yang ada.

2.3.4 Pengendalian Waktu

Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

2.3.5 Pengendalian Bahan Proses

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Karenanya diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Pada pembuatan *biodiesel* (metil ester) dengan proses esterifikasi dan transesterifikasi ini menggunakan bahan baku metanol dan minyak kelapa serta H_2SO_4 sebagai katalis pada reaksi esterifikasi dan KOH sebagai katalis pada reaksi transesterifikasi. Reaksi esterifikasi berlangsung pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm secara kontinyu kemudian reaksi transesterifikasi berlangsung pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm.

Secara garis besar proses pembuatan *biodiesel* ini dibagi menjadi 3 tahap yaitu:

- Tahap Penyiapan Bahan Baku
- Tahap Reaksi
- Tahap Pemurnian

3.1.1 Tahap Penyiapan Bahan Baku

a. Persiapan Bahan Baku Reaksi Esterifikasi

Metanol dari tangki penyimpanan bahan baku (TP-02) dan H_2SO_4 cair dari tangki penyimpanan bahan baku (TP-03) yang disimpan pada temperatur 30°C dan tekanan 1 atm dialirkan menuju *mixer* (M-01), setelah homogen campuran metanol dan H_2SO_4 dari *mixer* dialirkan menuju reaktor alir tangki berpengaduk (R-01) yang sebelumnya dipanaskan dengan *heater* (HE-02) sampai temperaturnya mencapai 60°C . Minyak kelapa yang disimpan pada temperatur

30°C dan tekanan 1 atm didalam tangki penyimpanan bahan baku (TP-01) dipompakan menuju reaktor (R-01) yang sebelumnya juga telah dipanaskan dengan menggunakan heater (HE-01) sampai suhu 60°C.

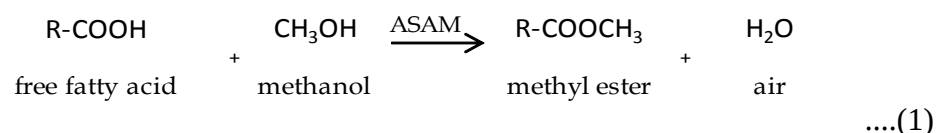
b. Persiapan Bahan Baku Reaksi Transesterifikasi

Metanol dari tangki penyimpanan bahan baku (TP-02) dan KOH cair dari tangki penyimpanan bahan baku (TP-05) yang disimpan pada temperatur 30°C dan tekanan 1 atm dialirkan menuju *mixer* (M-02), setelah homogen campuran metanol dan KOH dari *mixer* dialirkan menuju reaktor alir tangki berpengaduk (R-04) yang sebelumnya dipanaskan dengan *heater* (HE-04) sampai temperaturnya mencapai 60°C.

3.1.2 Tahap Reaksi

a. Reaksi Esterifikasi

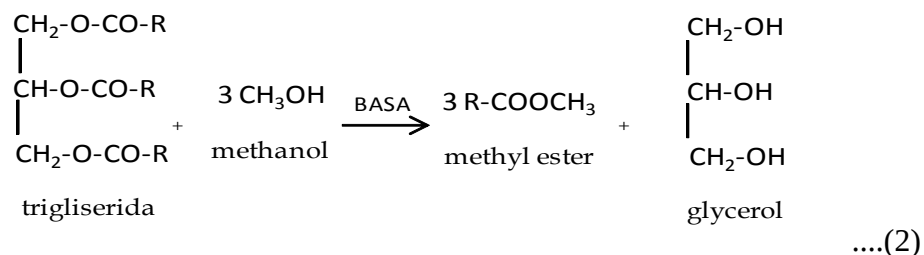
Campuran minyak kelapa dengan metanol dan H_2SO_4 direaksikan pada suhu 60 °C dan tekanan 1 atm didalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) yang disusun seri sebanyak 3 buah dengan kondisi operasi isothermal serta sifat reaksi *endothermisirreversible*. Dimana konversi masing-masing reaktor adalah, reaktor-01 dengan konversi 98 %, reaktor-02 dengan konversi 98%, dan reaktor-03 dengan konversi 98%. Adapun reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Untuk menjaga agar suhu reaksi tetap 60 °C, maka masing-masing reaktor dilengkapi dengan jaket pemanas yang menggunakan steam pemanas pada suhu masuk 103°C dan suhu keluar 103°C.

b. Reaksi Transesterifikasi

Hasil reaksi *reaktor* (R-03) yang telah terlebih dahulu dipisahkan dengan fase aqueus pada *decanter* (D-01) dipanaskan dengan *heater* (HE-03), kemudian dialirkan menuju *reaktor* (R-04). Campuran KOH dengan metanol dari *mixer* (M-02) dipanaskan dalam *heater* (HE-04) dialirkan kedalam *reaktor* (R-04) untuk melakukan reaksi transesterifikasi pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm didalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) yang disusun seri sebanyak 3 buah dengan kondisi operasi *endothermisirreversible*. Dimana konversi masing-masing reaktor adalah, reaktor-01 dengan konversi 98%, reaktor-02 dengan konversi 98%, dan reaktor-03 dengan konversi 98%. Adapun reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Untuk menjaga agar suhu reaksi tetap 60 °C, maka masing- masing reaktor dilengkapi dengan jaket pemanas yang menggunakan steam pemanas pada suhu masuk 103°C dan suhu keluar 103°C.

3.1.3 Tahap Pemurnian

Hasil reaksi esterifikasi yang keluar dari *reaktor* (R-03) dialirkan ke *netralizer* (N-02) yang telah didinginkan melalui cooler (CL-01) untuk menetralkan katalis H₂SO₄ sengan menggunakan NaOH. Kemudian

hasilnyadialirkan menuju *decanter* (D-01) untuk memisahkan fase oil dan fase aqueus. Fase oil berupa sebagian metil ester yang terbentuk dan trigliserid yang selanjutnya akan dialirkan menuju reaktor transesterifikasi. Sedangkan fase aqueus mengandung methanol, air, dan Na_2SO_4 dialirkan menuju UPL.

Untuk hasil reaksi transesterifikasi produk keluar dari *reaktor* (R-06) pada suhu $60\text{ }^{\circ}\text{C}$, yang kemudian dialirkan menuju tangki *neutralizer* (N-02) dengan didinginkan terlebih dahulu menggunakan cooler (CL-02) sampai suhu $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ untuk menetralkan katalis KOH menggunakan larutan HCl yang berasal dari tangki penyimpanan bahan baku (TP-06). Hasil yang keluar dari *neutralizer* kemudian dipompakan menuju *decanter* (D-02) untuk dilakukan pemisahan, karena produk yang keluar dari *neutralizer* masih mengandung bahan-bahan lain seperti sisa *free fatty acid*, trigliserida, sisa metanol, gliserol, NaCl dari hasil penetralan, air dan impuritas lainnya. Oleh karena komponen *biodiesel* dan gliserol mempunyai densitas yang berbeda dan tidak saling melarutkan, maka akan membentuk dua lapisan didalam *decanter*. Lapisan atas terdiri dari komponen dengan densitas yang lebih kecil atau disebut dengan fase oil dengan komponen terbanyaknya yaitu *biodiesel*, sisa trigliserida dan sisa *free fatty acid*, sedangkan lapisan bawah terdiri dari komponen dengan densitas yang lebih besar atau yang disebut dengan fase aqueus dengan komponen terbanyaknya yaitu gliserol, metanolair dan garam.

Hasil bawah dari *decanter* (D-02) dialirkan ke *evaporator* (EV-01) setelah sebelumnya dipanaskan melalui *heater* (HE-05) hingga suhu 102°C . Hasil atas dari *evaporator* berupa uap methanol dan air diembunkan dengan *condenser* (CD-

01) dan ditampung di *accumulator* untuk selanjutnya didinginkan melalui *cooler* (CL-03) hingga suhu 30°C dan dialirkan ke tangki penyimpanan sedangkan hasil bawahnya dialirkan ke UPL.

Biodiesel sebagai fase oil dari *decanter* dipompakan menuju *mixer* (M-03) untuk dicuci guna menghilangkan sisa kotoran yang masih terbawa ke dalam *biodiesel* seperti sisa metanol dan air yang ikut terdispersi pada fase oil di *decanter* dengan cara ditambahkan sejumlah air ke dalam *mixer* (M-03). Setelah melalui proses pencucian didalam *mixer*, *biodiesel* dialirkan menuju ke *decanter* (DC-03) untuk dipisahkan kembali antara komponen *biodiesel* dan air yang digunakan untuk pencucian. Didalam *decanter* *biodiesel* berada pada fase oil dengan kemurnian 98 % kemudian ditampung pada tangki penyimpanan produk (TP-07) sebagai produk utama setelah sebelumnya didinginkan melalui *cooler* (CL-04). Sedangkan fase aqueous hasil *decanter* dialirkan menuju UPL.

3.2 Metode Penentuan Perancangan

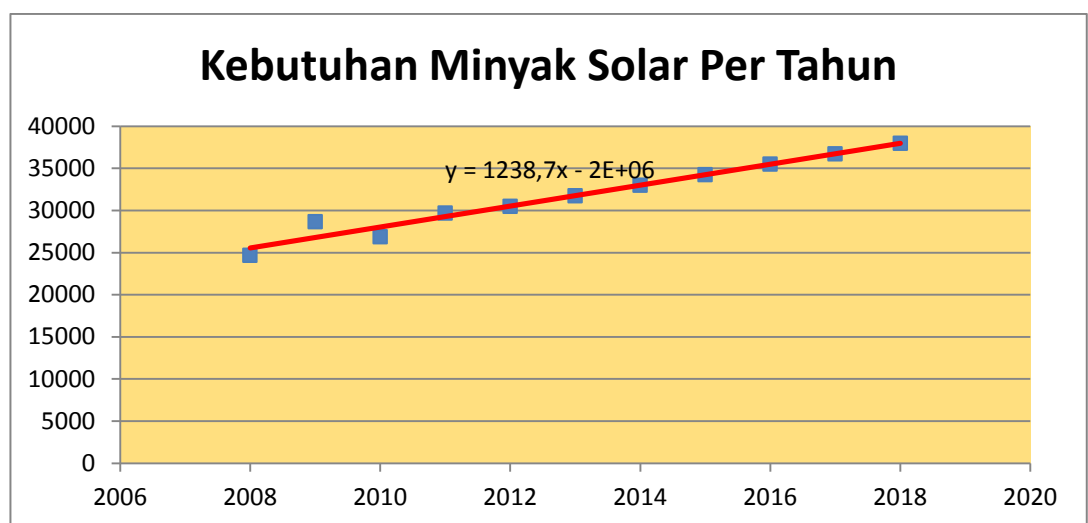
Penentuan perancangan pabrik biodiesel dari bahan baku minyak kelapa dan methanol dengan kapasitas 25.000 ton/tahun. Penentuan kapasitas berdasarkan dari data konsumsi solar dari tahun 2005 -2011.(*Badan Pusat Statistik*).

Tabel 3.1 Konsumsi Solar di Indonesia

NO.	Tahun	Konsumsi
1	2005	22500
2	2006	22930
3	2007	23118
4	2008	24659
5	2009	28634
6	2010	26869
7	2011	29685
Σ	14056	178,395

Berdasarkan data di atas, konsumsi solar di Indonesia cenderung meningkat tiap tahunnya. Oleh karena itu, untuk mengetahui perkiraan jumlah konsumsi di tahun yang akan datang dengan menggunakan interpolasi data dan diperoleh grafik seperti berikut :

Gambar 3.1 Grafik kebutuhan minyak solar hingga tahun 2018.



Grafik di atas menunjukkan prediksi kebutuhan minyak solar semakin meningkat. Pada tahun 2017 sebesar 36.719 ton/tahun, sehingga kapasitas produksi yang kita gunakan adalah 30.000 ton/ tahun.

3.2.3 Spesifikasi Alat

Spesifikasi alat pada pabrik biodiesel dirancang dengan pertimbangan efisiensi dan optimasi proses. Adapun spesifikasi masing-masing alat yang digunakan pada pabrik biodiesel dari minyak kelapa meliputi:

a. Spesifikasi Alat Proses

1. Mixer (M-01)

Fungsi : Untuk mencampur H_2SO_4 dan metanol dari tangki penyimpanan.

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk.

Jumlah : 1 buah

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

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA 283 Grade C*

Dimensi mixer :

Diameter mixer = 0,608 m

Tinggi mixer = 0,911 m

Tebal *shell* = 0,0037 m (0,145in)

Tebal *head* = 0,0041 m (0,160in)

Pengaduk mixer :

Jenis = *Six blade turbine*

Jumlah *baffle* = 4 buah

Diameter pengaduk = 0,217 m

Jumlah pengaduk = 1 buah

Lebar *baffle* = 0,037 m

Efisiensi/putaran = 85%/ 5,2 rps

Daya motor = 0,82 Hp

Harga : \$36.246,00

2. Mixer (M-02)

Fungsi : Untuk mencampur KOH dan metanol dari tangki penyimpanan.

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk.

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi : - Tekanan = 1 atm

- Suhu = 30°C

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA 283 Grade C*

Dimensi mixer :

Diameter mixer = 0,819 m

Tinggi mixer = 1,228 m

Tebal *shell* = 0,151 in

Tebal *head* = 0,159 in

Pengaduk mixer :

Jenis = *Six blade turbine*

Jumlah *baffle* = 4 buah
 Diameter pengaduk = 0,2170 m
 Jumlah pengaduk = 1 buah
 Lebar *baffle* = 0,0368 m
 Efisiensi/putaran = 70%/ 5,313 rps
 Daya motor = 2,918 Hp
 Harga : \$47.439,00

3. Mixer (M-03)

Fungsi : Sebagai tempat pencucian untuk melarutkan metanol, dan gliserol yang terdispersi pada fase oil menggunakan air.

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk.

Jumlah : 1 buah

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

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA 283 Grade C*

Dimensi mixer :

Diameter mixer = 0,928 m

Tinggi mixer = 1,392 m

Tebal *shell* = 0,155 in

Tebal *head* = 0,183 in

Pengaduk mixer :

Jenis	=	<i>Six blade turbine</i>
Jumlah baffle	=	4 buah
Diameter pengaduk	=	0,335 m
Jumlah pengaduk	=	1 buah
Lebar <i>baffle</i>	=	0,057 m
Efisiensi/putaran	=	75%/ 4,56 rps
Daya motor	=	2,270 Hp
Harga	:	\$71.569,00

4. Reaktor (R-01 s.d. R-03)

Fungsi : Untuk mereaksikan *Coconut Oil* dengan metanol menggunakan katalis H_2SO_4 sehingga dihasilkan biodiesel dan air.

Jenis : Reaktor Tangki Alir Berpengaduk (RATB)

Jumlah : 3 buah

Kondisi operasi : - Tekanan = 1 atm

- Suhu = 60°C

- Endotermis

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA 283 Grade C*

Dimensi Reaktor :

Diameter reaktor = 2,3213 m

Tinggi reaktor = 3,48 m

Volume reaktor = 16,8478 m³

Tebal *shell* = 0,2000 in

Tebal *head* = 0,2644 in

Jenis *Head* = *Flanged and dished head (Torispherical)*

Jaket Pemanas

Tinggi Jaket = 2,3626 m

Tebal Jaket = 0,2 m

Diameter Jaket = 2,5908 m

Jarak shell dengan jaket = 5 cm

Luas perpindahan panas = 5,2047 m²

Isolator

Jenis = *polyisocyanurate*

Tebal = 1 cm

Pengaduk reaktor :

Jumlah *baffle* = 4 buah

Jumlah blade = 6 buah

Lebar *baffle* = 0,146 m

Jenis pengaduk = *Flat blade turbin*

Jumlah pengaduk = 1 buah

Tinggi pengaduk = 3,18 m

Diameter pengaduk = 0,858 m

Tenaga pengaduk = 10 Hp

Jumlah putaran = 82 rpm

Harga : \$67.051,00

5. Reaktor (R-04 s.d. R-06)

Fungsi : Untuk mereaksikan Trigliserida pada minyak kelapa dengan metanol menggunakan katalis KOH sehingga dihasilkan biodiesel dan gliserol.

Jenis : Reaktor Tangki Alir Berpengaduk (RATB)

Jumlah : 3 buah

Kondisi operasi : - Tekanan = 1 atm

- Suhu = 60°C

- Isothermal

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA 283 Grade C*

Dimensi Reaktor :

Diameter reaktor = 3,3876 m

Tinggi reaktor = 5,0814 m

Volume reaktor = 52,367 m³

Tebal *shell* = 0,2345 in

Tebal *head* = 0,3167 in

Jenis *Head* = *Flanged and dished head (Torispherical)*

Jaket Pemanas

Tinggi Jaket = 3,7508 m

Tebal Jaket = 0,3125 m

Diameter Jaket = 3,6576 m

Pengaduk reaktor :

Jumlah *baffle* = 4 buah

Jumlah blade = 6 buah

Lebar <i>baffle</i>	= 0,2060 m
Jenis pengaduk	= <i>Flat blade turbin impellers</i>
Jumlah pengaduk	= 1 buah
Diameter pengaduk	= 1,2118 m
Tenaga pengaduk	= 15 Hp
Jumlah putaran	= 61 rpm
Harga	: \$12.333,00

6. Netralizer (N-01)

Fungsi : Untuk mereaksikan H_2SO_4 sebagai katalisator dengan NAOH sehingga diperoleh Na_2SO_4 dan biodiesel yang dihasilkan dengan pH netral.

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk.

Jumlah : 1 buah

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

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA 283 Grade C*

Dimensi netralizer :

Diameter = 1,1458 m

Tinggi = 1,7 m

Tebal *shell* = 0,1620 in

Tebal *head* = 0,1947 in

Pengaduk netralizer :

Jenis = *Six blade turbine*

Jumlah *baffle* = 4 buah

Diameter pengaduk = 0,4032 m

Jumlah pengaduk = 1 buah

Lebar *baffle* = 0,0685 m

Efisiensi/putaran = 70%/ 2,5833 rps

Daya motor = 3 Hp

Harga : \$30.496,00

7. Netralizer (N-02)

Fungsi : Menetralkan KOH sebagai katalisator di reaktor, dengan HCl sehingga diperoleh NaCl.

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk.

Jumlah : 1 buah

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

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA 283 Grade C*

Dimensi netralizer :

Diameter = 2,7752 m

Tinggi = 4,1614 m

Tebal *shell* = 0,21 in

Tebal *head* = 0,24 in

Pengaduk netralizer :

Jenis = *Six blade turbine*

Jumlah *baffle* = 4 buah

Diameter pengaduk = 1,0107 m

Jumlah pengaduk	= 1 buah
Lebar <i>baffle</i>	= 0,1718 m
Efisiensi/putaran	= 70%/ 0,6167 rps
Daya motor	= 0,02 Hp
Harga	: \$71.877,00

8. Decanter (D-01)

Fungsi	: Memisahkan metanol sisa dari campuran biodiesel
Jenis	: Silinder Vertikal
Jumlah	: 1 buah
Kondisi operasi	: - Tekanan = 1 atm - Suhu = 30°C
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel SA 283 Grade C</i>

Dimensi Reaktor :

Diameter	= 2 m
Tinggi	= 3 m
Tebal <i>shell</i>	= 0,190 in
Tebal <i>head</i>	= 0,182 in
Volume	= 4,152 m ³
Waktu tinggal	= 145,82 menit
Harga	: \$35.938,00

9. Decanter (D-02)

Fungsi	: Memisahkan komponen Biodiesel dengan komponen zat pengotor dari N-02.
--------	---

Jenis : Silinder Vertikal
 Jumlah : 1
 Kondisi operasi : - Tekanan = 1 atm
 - Suhu = 30°C
 Bahan konstruksi : *Stainless steel SA 283 Grade C*
 Dimensi Decanter :
 Diameter = 2,920 m
 Tinggi = 4,380 m
 Tebal *shell* = 0,219 in
 Tebal *head* = 0,208 in
 Volume = 24,246 m³
 Waktu tinggal = 4,68 jam
 Harga : \$ 70.542,00

10. Decanter (D-03)

Fungsi : Memisahkan biodiesel dari campuran hasil pencucian mixer-03
 Jenis : Silinder Vertikal
 Jumlah : 1 buah
 Kondisi operasi : - Tekanan = 1 atm
 - Suhu = 30°C
 Bahan konstruksi : *Stainless steel SA 283 Grade C*
 Dimensi Reaktor :
 Diameter = 0,165 m

Tinggi	= 0,247 m
Tebal <i>shell</i>	= 0,130 in
Tebal <i>head</i>	= 0,130 in
Volume	= 4,152 m ³
Waktu tinggal	= 1,28 jam
Harga	: \$ 37.479,00

11. Evaporator (EV-01)

Fungsi : Menguapkan air dan metanol yang terkandung dalam produk biodiesel untuk ditampung di tangki penyimpanan.

Jenis : *Long Tube Vertical, single effect*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi : - Tekanan = 1 atm
- Suhu = 102°C

Bahan konstruksi = *Stainless steel SA 283 Grade C*

Dimensi Evaporator :

Shell Side

Diameter = 17,25 in

Baffle spacing = 8,6 in

Pass = 1

Tube Side

Diameter luar = 1,25 in

Diameter dalam	=	1,12	in
Jumlah <i>tube</i>	=	47	buah
Panjang	=	16	ft
<i>Pitch</i>	=	1 9/16	<i>in square pitch</i>
<i>Passes</i>	=	2	
Harga	:	\$22.179,00	

12. Tangki Penyimpanan (TP-01)

Fungsi	:	Menyimpan bahan baku <i>Coconut Oil</i> untuk kebutuhan produksi 7 hari.
Jenis	:	Tangki vertikal dengan dasar datar dan atap bentuk kerucut
Jumlah	:	5
Kondisi operasi	:	- Tekanan = 1 atm - Suhu = 30°C - Bahan = Carbon steel SA 283 Grade C

Dimensi Tangki :

Diameter	=	6,09 m
Tinggi	=	3,65 m
Volume	=	13178,5742 gallon
Harga	:	\$ 23.617,00

13. Tangki Penyimpanan (TP-02)

Fungsi : Menyimpan bahan baku *metanol* untuk kebutuhan produksi 7 hari.

Jenis : Tangki vertikal dengan dasar datar dan atap bentuk kerucut

Jumlah : 5

Kondisi operasi : - Tekanan = 1 atm

- Suhu = 30°C

- Bahan = Carbon steel SA 283 Grade C

Dimensi Tangki :

Diameter = 8,1073 m

Tinggi = 3,0402 m

Volume = 20967,9519 gallon

Harga : \$ 31,934,00

14. Tangki Penyimpanan (TP-03)

Fungsi : Menyimpan katalis H_2SO_4 untuk kebutuhan produksi 7 hari.

Jenis : Tangki vertikal dengan dasar datar dan atap bentuk kerucut.

Jumlah : 1

Kondisi operasi : - Tekanan = 1 atm

- Suhu = 30°C

- Bahan = Carbon steel SA 283 Grade C

Dimensi Tangki :

Diameter = 1,4265 m

Tinggi = 0,5350 m

Volume = 114,2299 gallon

Harga : \$ 1.027,00

15. Tangki Penyimpanan (TP-04)

Fungsi : Menyimpan katalis NaOH untuk kebutuhan produksi 7 hari.

Jenis : Tangki vertikal dengan dasar datar dan atap bentuk kerucut

Jumlah : 1

Kondisi operasi : - Tekanan = 1 atm

- Suhu = 30°C

- Bahan = Carbon steel SA 283 Grade C

Dimensi Tangki :

Diameter = 1,3116 m

Tinggi = 0,4918 m

Volume = 88,7761 gallon

Harga : \$ 924,00

16. Tangki Penyimpanan (TP-05)

Fungsi	: Menyimpan HCl untuk kebutuhan produksi 7 hari.
Jenis	: Tangki vertikal dengan dasar datar dan atap bentuk kerucut
Jumlah	: 1
Kondisi operasi	: - Tekanan = 1 atm - Suhu = 30°C - Bahan = Carbon steel SA 283 Grade C
Dimensi Tangki :	
Diameter	= 2,0280 m
Tinggi	= 0,7605 m
Volume	= 328,1743 gallon
Harga	: \$ 2.156,00

17. Tangki Penyimpanan (TP-06)

Fungsi	: Menyimpan produk <i>biodiesel</i> hasil produksi 7 hari.
Jenis	: Tangki vertikal dengan dasar datar dan atap bentuk kerucut
Jumlah	: 6
Kondisi operasi	: - Tekanan = 1 atm - Suhu = 30°C - Bahan = Carbon steel SA 283 Grade C

Dimensi Tangki :

Diameter	= 2,7804 m
Tinggi	= 1,0427 m
Volume	= 845,7585 gallon
Harga	: \$ 4.005,00

18. Tangki Penyimpanan (TP-07)

Fungsi	: Menyimpan produk metanol selama 7 hari
Jenis	: Tangki vertikal dengan dasar datar dan atap bentuk kerucut
Jumlah	: 6
Kondisi operasi	: - Tekanan = 1 atm - Suhu = 30°C - Bahan = Carbon steel SA 283 Grade C

Dimensi Tangki :

Diameter	= 8,3146 m
Tinggi	= 3,1880 m
Volume	= 22617,7596gallon
Harga	: \$ 33.577,00

19. Tangki Penyimpanan (TP-08)

Fungsi	: Menyimpan produk gliserol selama 7 hari
--------	---

Jenis : Tangki vertkal dengan dasar datar dan atap bentuk kerucut

Jumlah : 5

Kondisi operasi : - Tekanan = 1 atm
 - Suhu = 30°C
 - Bahan = Carbon steel SA 283 Grade C

Dimensi Tangki :

Diameter = 6,4953 m

Tinggi = 2,4357 m

Volume = 10782,3462gallon

Harga : \$ 20.742,00

20. Tangki Penyimpanan (TP-09)

Fungsi : Menyimpan produk gliserol selama 7 hari

Jenis : Tangki vertkal dengan dasar datar dan atap bentuk kerucut

Jumlah : 5

Kondisi operasi : - Tekanan = 1 atm
 - Suhu = 30°C
 - Bahan = Carbon steel SA 283 Grade C

Dimensi Tangki :

Diameter = 3,2340 m

Tinggi = 1,2127 m

Volume = 1.330,87gallon

Harga : \$ 5.339,00

21. Heater 1 (HE-01)

Fungsi : Memanaskan bahan baku *Coconut Oil* untuk diumpankan kedalam R-01 dari suhu 30°C menjadi suhu 60°C.

Jenis : *Double pipe Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 283 Grade C*

Dimensi *heater* :

Inner

Diameter luar = 2,38 in

Diameter dalam = 2,067 in

Pressure drop = 0,0112 psi

Annulus

Diameter luar = 3.5 in

Diameter dalam = 3,068 in

Pressure drop = 0,0032 psi

Luas transfer panas : 7,6457 ft²

Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 18,4345 BTU/jam.ft².°F

Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 60 BTU/jam.ft².°F

Faktor kotor total (Rd) : 0,038 jam.ft².°F/BTU

Harga : \$513,00

22. Heater 2 (HE-02)

Fungsi : Memanaskan bahan bakumethanol dan H₂SO₄ dari M-01 untuk diumpankan kedalam R-01 dari suhu 30°C menjadi suhu 60°C.

Jenis : *Double pipe Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 283 Grade C*

Dimensi *heater* :

Inner

Diameter luar = 1,66 in

Diameter dalam = 1,38 in

Pressure drop = 0,0133 psi

Annulus

Diameter luar = 2,88 in

Diameter dalam = 2,469 in

Pressure drop = 0,0035 psi

Luas transfer panas : 3,7558 ft²

Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 36,3517 BTU/jam.ft².°F

Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 100 BTU/jam.ft².°F

Faktor kotor total (Rd) : 0,0175 jam.ft².°F/BTU

Harga : \$411,00

23. Heater 3 (HE-03)

Fungsi : Memanaskan hasil atas decanter-01 untuk diumpankan kedalam R-04 dari suhu 50°C menjadi suhu 60°C.

Jenis : *Double pipe Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 283 Grade C*

Dimensi *heater* :

Inner

Diameter luar = 2,38 in

Diameter dalam = 2,067 in

Pressure drop = 0,0010 psi

Annulus

Diameter luar = 3,5 in

Diameter dalam = 3,068 in

Pressure drop = 0,0006 psi

Luas transfer panas : 8,4665 ft²

Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 23,5217 BTU/jam.ft².°F

Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 60BTU/jam.ft².°F

Faktor kotor total (Rd) : 0,026 jam.ft².°F/BTU

Harga : \$513,00

24. Heater 4 (HE-04)

Fungsi : Memanaskan Methanol dan KOH dari Mixer (M-02)
dari suhu 30 °C ke 60°C

Jenis : *Double pipe Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 283 Grade C*

Dimensi *heater* :

Inner

Diameter luar = 2,38 in

Diameter dalam = 2,067 in

Pressure drop = 0,0081 psi

Annulus

Diameter luar = 3,5 in

Diameter dalam = 3,068 in

Pressure drop = 0,0155 psi

Luas transfer panas : 79,60 ft²

Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 5,466 BTU/jam.ft².°F

Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 500 BTU/jam.ft².°F

Faktor kotor total (Rd) : 0,1809 jam.ft².°F/BTU

Harga : \$1.232,00

25. Heater 5 (HE-05)

Fungsi : Memanaskan hasil bawah dari Dekanter-02 dari suhu
50 °C ke 102°C

Jenis : *Shell and Tube*

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 283 Grade C*

Dimensi *heater* :

Shell

IDS = 17 ¼

Baffle = 3,49

Pass = 1

Pressure drop = 0,0293

Tube

N_T = 224

BWG = 16

Pitch = 15/16 *triangular pitch*

Pass = 2

Pressure drop = 0,0001

Luas transfer panas : 544,366 ft²

Koefisien transfer panas bersih (U_c) : 87,0473 BTU/jam.ft².°F

Koefisien transfer panas kotor (U_d) : 184,8917 BTU/jam.ft².°F

Faktor kotor total (R_d) : 0,0061 jam.ft².°F/BTU

Harga : \$17.764,00

26. Cooler 1 (CL-01)

Fungsi : Mendinginkan campuran hasil R-03 dari suhu 60°C menjadi suhu 50°C , untuk dialirkan ke D-01.

Jenis : *Double Pipe Heat exchanger*

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 283 Grade C*

Dimensi *cooler* :

Dimensi *heater* :

Inner

Diameter luar = 3,5 in

Diameter dalam = 3,068 in

Pressure drop = 0,0015 psi

Annulus

Diameter luar = 4,5 in

Diameter dalam = 4,026 in

Pressure drop = 0,0006psi

Luas transfer panas : $3,3556 \text{ ft}^2$

Koefisien transfer panas bersih (U_c) : $113,7330 \text{ BTU/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$

Koefisien transfer panas kotor (U_d) : $150 \text{ BTU/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$

Faktor kotor total (R_d) : $0,002 \text{ jam.ft}^2.^{\circ}\text{F/BTU}$

Harga : \$513,00

27. Cooler 2 (CL-02)

Fungsi : Menurunkan suhu hasil Netralizer-02 dari 60°C ke 50C.

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 283 Grade C*

Dimensi *Cooler* :

Inner

Diameter luar =2,38 in

Diameter dalam =2,067 in

Pressure drop = 0,1393 psi

Annulus

Diameter luar =3,5 in

Diameter dalam =3,068 in

Pressure drop =0,0328psi

Luas transfer panas : 30,0464 ft²

Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 82,0027 BTU/jam.ft².°F

Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 80 BTU/jam.ft².°F

Faktor kotor total (Rd) : 0,0003 jam.ft².°F/BTU

Harga : \$9.857,00

28. Cooler 3 (CL-03)

Fungsi : Menurunkan suhu dari accumulator hasil keluaran dari Condensor-01 dari suhu 102°C ke suhu 30°C sebelum disimpan di tangki penyimpanan

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 283 Grade C*

Dimensi *cooler* :

Inner

Diameter luar = 2,38 in

Diameter dalam = 2,067 in

Pressure drop = 0,0093 psi

Annulus

Diameter luar = 3,5 in

Diameter dalam = 3,068 in

Pressure drop = 0,1565 psi

Luas transfer panas : $33,7811 \text{ ft}^2$

Koefisien transfer panas bersih (U_c) : $98,1138 \text{ BTU/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$

Koefisien transfer panas kotor (U_d) : $123 \text{ BTU/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$

Faktor kotor total (R_d) : $0,002 \text{ jam.ft}^2.^{\circ}\text{F/BTU}$

Harga : \$10.165,00

29. Cooler 4 (CL-04)

Fungsi : Menurunkan suhu hasil bawah evaporator dari 102°C menjadi 30°C

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 283 Grade C*

Dimensi cooler :

Inner

Diameter luar = 2,38 in

Diameter dalam = 2,067 in

Pressure drop = 0,4117 psi

Annulus

Diameter luar = 3,5 in

Diameter dalam = 3,068 in

Pressure drop = 0,01 psi

Luas transfer panas : 40,6331 ft²

Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 52,8693 BTU/jam.ft².°F

Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 61 BTU/jam.ft².°F

Faktor kotor total (Rd) : 0,003 jam.ft².°F/BTU

Harga : \$4.313,00

30. Condensor (CD-01)

Fungsi : Mencairkan uap metanol hasil atas EV-01 pada suhu 102°C untuk disimpan di tangki penyimpanan

Jenis : *Double pipe Heat Exchanger*

Jumlah : 1 buah

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 283 Grade C*

Dimensi *condensor* :

Shell

ID = 15,25 in

Pitch = 1 9/16 in *square pitch*

Baffle = 7,625 in

Tube

OD = 1,25 in

ID = 1,12 in

BWG = 16

L = 16 ft

Nt = 33 buah

Luas transfer panas : 170,5081 ft²

Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 376,0677 BTU/jam.ft².°F

Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 81,4488 BTU/jam.ft².°F

Faktor kotor total (Rd) : 0,0096 jam.ft².°F/BTU

Harga : \$24.130,00

31. Accumulator 1 (ACC-01)

Fungsi : Menampung sementara embun dari CD-01 selama 5 menit.

Jenis : Tangki Silinder Horizontal

Bentuk *Head* : *Elliptical Dished Head*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi : - suhu : 102°C
- Tekanan : 1 atm

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 283 Grade C*

Dimensi accumulator :

Volume = 332,2693 liter.

Diameter = 42 in

Panjang = 63 in

Tebal *shell* = 0,1875 in

Tebal *head* = 0,25 in

Harga : \$410,00

32. Pompa (P-01)

Fungsi : Mengalirkan umpan *Coconut oil* dari TP-01 menuju R-01

Jenis : Centrifugal pump (single stage, single suction, mixed flow)

Jumlah : 2

Kapasitas : 5,3394 gpm

Head : 33,3581 ft

Tenaga pompa : 0,0417 Hp

Tenaga motor : 0,33 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 288,05009 rpm

Harga : \$ 308,00

33. Pompa (P-02)

Fungsi : Mengalirkan umpan metanol dari TP-02 menuju M-01

Jenis : Centrifugal pump (single stage, single suction, mixed flow)

Jumlah : 2

Kapasitas : 4,3086 gpm

Head : 66,2697 ft

Tenaga pompa : 0,056 Hp

Tenaga motor : 0,25 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 154,63271rpm

Harga : \$ 605,00

34. Pompa (P-03)

Fungsi : Mengalirkan umpan H_2SO_4 dari TP-03 menuju M-01

Jenis : Centrifugal pump (single stage, single suction, radial flow)

Jumlah	: 2
Kapasitas	: 0,0182 gpm
<i>Head</i>	: 4,1732 ft
Tenaga pompa	: 0,000035 Hp
Tenaga motor	: 0,05 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 79,95 rpm
Harga	: \$ 205,00

35. Pompa (P-04)

Fungsi	: Mengalirkan umpan metanol dan H_2SO_4 dari M-01 menuju R-01
Jenis	: Centrifugal pump (single stage, single suction, mixed flow)
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 4,3214 gpm
<i>Head</i>	: 36,0560 ft
Tenaga pompa	: 0,03 Hp
Tenaga motor	: 0,1250 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 244,45597 rpm
Harga	: \$ 257,00

36. Pompa (P-05)

Fungsi	: Mengalirkan hasil reaksi dari R-01 menuju R-02
--------	--

Jenis	: Centrifugal pump (single stage, single suction, mixed flow)
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 10,0019 gpm
<i>Head</i>	: 26,5987 ft
Tenaga pompa	: 0,05 Hp
Tenaga motor	: 1,25 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 467,2142 rpm
Harga	: \$ 411,00

37. Pompa (P-06)

Fungsi	: Mengalirkan hasil reaksi dari R-02 menuju R-03
Jenis	: Centrifugal pump (single stage, single suction, mixed flow)
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 10,1476 gpm
<i>Head</i>	: 24,9494 ft
Tenaga pompa	: 0,052 Hp
Tenaga motor	: 0,125 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 493,7499 rpm
Harga	: \$ 411,00

38. Pompa (P-07)

Fungsi	: Mengalirkan hasil reaksi dari R-03 menuju N-01
Jenis	: Centrifugal pump (single stage, single suction, mixed flow)
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 10,1476 gpm
<i>Head</i>	: 24,9474 ft
Tenaga pompa	: 0,052 Hp
Tenaga motor	: 0,125 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 493,7791 rpm
Harga	: \$ 411,00

39. Pompa (P-08)

Fungsi	: Mengalirkan larutan NaOH dari T-05 menuju N-01
Jenis	: Centrifugal pump (single stage, single suction, mixed flow)
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 0,0144 gpm
<i>Head</i>	: 5,3722 ft
Tenaga pompa	: 0,000037 Hp
Tenaga motor	: 0,05 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 58,89103 rpm
Harga	: \$ 92,00

40. Pompa (P-09)

Fungsi	: Mengalirkan hasil netralizer-01 menuju D-01
Jenis	: Centrifugal pump (single stage, single suction, mixed flow)
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 9,8743 gpm
<i>Head</i>	: 25,5334 ft
Tenaga pompa	: 0,053 Hp
Tenaga motor	: 0,1250 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 478,67 rpm
Harga	: \$ 411,00

41. Pompa (P-10)

Fungsi	: Mengalirkan hasil atas D-01 menuju R-04 sebanyak
Jenis	: Centrifugal pump (single stage, single suction, mixed flow)
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 11,7891 gpm
<i>Head</i>	: 30,5362 ft
Tenaga pompa	: 0,077 Hp
Tenaga motor	: 0,125 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 457,35 rpm

Harga : \$ 411,00

42. Pompa (P-11)

Fungsi : Mengalirkan dari Mixer (M-02) ke Heat Exchanger (HE-04) sebanyak 2110,393 kg/jam

Jenis : Centrifugal pump (single stage, single suction, mixed flow)

Jumlah : 2

Kapasitas : 4 gpm

Head : 7,4168 ft

Tenaga pompa : 0,0909Hp

Tenaga motor : 0,1167Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 1585,7 rpm

Harga : \$ 1.232,00

43. Pompa (P-12)

Fungsi : Mengalirkan dari Reaktor (R-04) ke Reaktor (R-05) sebanyak 5317,190976 kg/jam

Jenis : Centrifugal pump (single stage, single suction, mixed flow)

Jumlah : 2

Kapasitas : 7 gpm

Head : 6,8909 ft

Tenaga pompa : 0,2354 Hp

Tenaga motor : 0,33 Hp
 Putaran standar : 3500 rpm
 Putaran spesifik : 2177,3 rpm
 Harga : \$ 1.643,00

44. Pompa (P-13)

Fungsi : Mengalirkan dari Reaktor (R-05) ke Reaktor (R-06)
 sebanyak 5317,190976 kg/jam.
 Jenis : Centrifugal pump (single stage, single suction, radial
 flow)
 Jumlah : 2
 Kapasitas : 7 gpm
Head : 6,8909 ft
 Tenaga pompa : 0,2354 Hp
 Tenaga motor : 0,33 Hp
 Putaran standar : 3500 rpm
 Putaran spesifik : 2177,3 rpm
 Harga : \$ 1.643,00

45. Pompa (P-14)

Fungsi : Mengalirkan dari Reaktor (R-06) ke Netralizer (N-02)
 sebanyak 5317,190976 kg/jam
 Jenis : Centrifugal pump (single stage, single suction, mixed
 flow)
 Jumlah : 2

Kapasitas	: 7 gpm
<i>Head</i>	: 6,8909ft
Tenaga pompa	: 0,2354Hp
Tenaga motor	: 0,33Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 2177,3 rpm
Harga	: \$ 1.643,00

46. Pompa (P-15)

Fungsi	: Mengalirkan HCl dari Tangki Penyimpanan (T-05) ke Netralizer (N-02) sebanyak 13.6190 kg/jam
Jenis	: Centrifugal pump (single stage, single suction, radial flow)
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 1 gpm
<i>Head</i>	: 6,5481 ft
Tenaga pompa	: 0,0078 Hp
Tenaga motor	: 0,05 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 863,95 rpm
Harga	: \$ 308,00

47. Pompa (P-16)

Fungsi	: Mengalirkan dari Netralizer (N-02) ke Cooler (CL-02) sebanyak 5337.5263 kg/jam
--------	--

Jenis	: Centrifugal pump (single stage, single suction, radial flow)
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 4 gpm
<i>Head</i>	: 6,6096 ft
Tenaga pompa	: 0,1096 Hp
Tenaga motor	: 0,25 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 1648,7 rpm
Harga	: \$ 924,00

48. Pompa (P-17)

Fungsi	: Mengalirkan hasil bawah dari Dekanter (D-02) ke Heat Exchanger (HE-05) sebanyak 2068.002 kg/jam
Jenis	: Centrifugal pump (single stage, single suction, radial flow)
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 2 gpm
<i>Head</i>	: 6,6564ft
Tenaga pompa	: 0,0409 Hp
Tenaga motor	: 0,08 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 1274,02rpm
Harga	: \$ 513,00

49. Pompa (P-18)

Fungsi	: Mengalirkan dari accumulator (ACC-01) ke Tangki Penyimpanan (T-06) sebanyak 1712.1363 kg/jam
Jenis	: Centrifugal pump (single stage, single suction, mixed flow)
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 5 gpm
<i>Head</i>	: 6,4779ft
Tenaga pompa	: 0,0329 Hp
Tenaga motor	: 0,08 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 1949,59rpm
Harga	: \$ 103,00

50. Pompa (P-19)

Fungsi	: Mengalirkan hasil atas Dekanter (D-02) ke Mixer (M-03) sebanyak 3263.505 kg/jam
Jenis	: Centrifugal pump (single stage, single suction, radial flow)
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 4gpm
<i>Head</i>	: 6,7786ft
Tenaga pompa	: 0,0687 Hp
Tenaga motor	: 0,13 Hp

Putaran standar : 3500 rpm
 Putaran spesifik : 1590,3887rpm
 Harga : \$ 513,00

51. Pompa (P-20)

Fungsi : Mengalirkan hasil atas Dekanter (D-02) ke Mixer (M-03) sebanyak 3263.505 kg/jam
 Jenis : Centrifugal pump (single stage, single suction, radial flow)
 Jumlah : 2
 Kapasitas : 4gpm
Head : 7,3905ft
 Tenaga pompa : 0,0848 Hp
 Tenaga motor : 0,13 Hp
 Putaran standar : 3500 rpm
 Putaran spesifik : 1490,5864rpm
 Harga : \$ 513,00

52. Pompa (P-21)

Fungsi : Mengalirkan hasil atas Dekanter (D-03) ke Cooler (CL-04) sebanyak 3221,309kg/jam
 Jenis : Centrifugal pump (single stage, single suction, radial flow)
 Jumlah : 2
 Kapasitas : 10 gpm

<i>Head</i>	: 6,6922ft
Tenaga pompa	: 0,0758 Hp
Tenaga motor	: 0,13 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 2644,8328rpm
Harga	: \$ 513,00

53. Pompa (P-22)

Fungsi	: Mengalirkan dari Tangki Penyimpanan (T-05) ke Reaktor (R-04) sebanyak 20,895kg/jam
Jenis	: Centrifugal pump (single stage, single suction, radial flow)
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 1 gpm
<i>Head</i>	: 6,6865ft
Tenaga pompa	: 0,0074 Hp
Tenaga motor	: 0,13 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 841,7257rpm
Harga	: \$ 308,00

54. Pompa (P-23)

Fungsi	: Mengalirkan hasil dari Cooler (CL-04) ke Tangki Penyimpanan (T-07) sebanyak 3221.309 kg/jam
--------	---

Jenis	: Centrifugal pump (single stage, single suction, radial flow)
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 20 gpm
<i>Head</i>	: 6,5831ft
Tenaga pompa	: 0,0659 Hp
Tenaga motor	: 0,13 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 3800,3756rpm
Harga	: \$ 1.026,00

55. Pompa (P-24)

Fungsi	: Mengalirkan hasil dari Cooler (CL-05) ke Tangki Penyimpanan (T-09) sebanyak 349,324 kg/jam
Jenis	: Centrifugal pump (single stage, single suction, radial flow)
Jumlah	: 2
Kapasitas	: 1 gpm
<i>Head</i>	: 6,5574ft
Tenaga pompa	: 0,0155 Hp
Tenaga motor	: 0,13 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 854,1213rpm

Harga : \$ 308,00

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas perancangan berdasarkan pada kebutuhan *biodiesel* di Indonesia, tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan nasional *biodiesel* dari tahun ke tahun mengalami peningkatan, diperkirakan pada tahun 2025 sebesar 8.091.099 ton (BP-PEN). Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri di Indonesia, sejalan dengan berkembangnya industri-industri yang menggunakan *biodiesel* sebagai bahan bakar pengganti solar. Mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 25.000 ton/tahun.

Untuk menentukan kapasitas produksi ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu :

1. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku minyak kelapa yang digunakan dalam pembuatan *biodiesel* diperoleh dari petani kelapa di Kabupaten Indragiri hilir, Riau. Indragiri hilir merupakan sentra kebun kelapa paling luas di Indonesia. PT. Pulau sambu merupakan perusahaan yang mengelola perkebunan kelapa dan mengolahnya menjadi minyak kelapa. Seiring dengan meningkatnya harga minyak kelapa sawit, menekan harga minyak kelapa di daerah Indragiri hilir. Sehingga hal ini

akan memberikan keuntungan dalam pembuatan pabrik biodiesel dari minyak kelapa. Untuk bahan baku metanol yang digunakan masih impor.

2. Kapasitas pabrik yang sudah beroperasi

Pabrik yang sudah beroperasi dalam pembuatan *biodiesel* antara lain : PT Eterindo Jawa Timur yang memproduksi biodiesel berbasis CPO dengan kapasitas 120.000 ton/tahun, PT Energi Alternatif Indonesia (Jakarta) dengan produksi 300 ton/tahun, PT Wilmar Bioenergi Indonesia (Riau) dengan produksi 150.000ton/tahun

3. Kapasitas produk yang dapat terserap oleh pasar

Berdasarkan informasi yang diterima produksi minyak diesel tahun 2012 mencapai 15.000.000 kiloliter, sementara konsumsi minyak diesel sendiri sudah mencapai 24.064.000 kiloliter atau sekitar 165.000.000 barel, maka Indonesia harus mengimpor lagi sebanyak 9.064.000 kiloliter atau sekitar 37% dari total konsumsi minyak diesel (Ditjen migas). Dari data yang tersebut menunjukkan bahwa kemampuan memproduksi serta konsumsi pasar terhadap minyak diesel di Indonesia saat ini masih sangat kurang mencukupi konsumsi masyarakat Indonesia terhadap minyak diesel.

3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu diperhatikan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal

adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

a) Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

- ◆ Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- ◆ Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya:
 - Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi
 - Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
 - Mencari daerah pemasaran.

b) Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

- ◆ Material (bahan baku), dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.
- ◆ Manusia (tenaga kerja), kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat

- ♦ Mesin (peralatan), ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik sangat menentukan kelayakan ekonomis pabrik setelah beroperasi. Untuk itu pemilihan lokasi yang tepat sangat diperlukan sejak tahap perancangan dengan memperhatikan berbagai macam pertimbangan. Pertimbangan utama yaitu lokasi yang dipilih harus memberikan biaya produksi dan distribusi yang minimum, dengan tetap memperhatikan ketersediaan tempat untuk pengembangan pabrik dan kondisi yang aman untuk operasi pabrik (Peters and Timmerhaus, 2003).

Pabrik *Biodiesel* dari *Coconut Oil* dan *metanol* dengan kapasitas 25.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di daerah Indragiri Hilir, Propinsi Riau. Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik ini antara lain :

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik. Tujuan utama ini meliputi proses produksi dan distribusi, adapun faktor-

faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik adalah :

- a. Ketersediaan dan transportasi bahan baku (*raw material oriented*).

Bahan baku berupa *Coconut Oil* diperoleh dari dalam negeri. Pabrik biodiesel ini terletak di propinsi Riau, karena banyak terdapat pabrik minyak kelapa sehingga untuk pasokan bahan baku dapat digunakan truk. Sedangkan bahan baku metanol masih diimport.

- b. Pemasaran (*market oriented*).

Biodiesel merupakan bahan yang dapat dipasarkan langsung ke distributor, dan industri untuk digunakan sebagai bahan campuran minyak solar dengan perbandingan tertentu.

- c. Ketersediaan tenaga kerja.

Tenaga kerja merupakan modal utama pendirian suatu pabrik, dengan lokasi pabrik yang berjarak cukup dekat dengan ibukota propinsi, Pekanbaru sehingga dapat diperkirakan tenaga kerja yang tersedia cukup banyak.

- d. Tersedia lahan yang cukup luas serta sumber air yang cukup banyak.

Lokasi yang dipilih merupakan kawasan yang cukup jauh dari kepadatan penduduk sehingga masih tersedia lahan yang cukup luas. Selain itu terdapat pula sumber air yang cukup banyak serta sarana dan prasarana transportasi dan listrik.

- e. Transportasi

Lokasi pabrik harus mudah dicapai sehingga mudah dalam pengiriman bahan baku dan penyaluran produk, terdapat transportasi yang lancar baik darat dan laut.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses industri, akan tetapi sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi :

a. Perluasan Areal Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik berada di kawasan yang cukup jauh dari kepadatan penduduk, sehingga memungkinkan adanya perluasan areal pabrik dengan tidak mengganggu pemukiman penduduk.

b. Perijinan

Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perijinan pendirian pabrik.

Pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian yang penting dalam proses pendirian pabrik, hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain:

- Segi keamanan kerja terpenuhi.
- Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.
- Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin.
- Transportasi yang baik dan efisien.

c. Prasarana dan Fasilitas Sosial

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

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian - bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan dan tempat penyimpanan bahan baku dan produk. Ditinjau dari segi hubungan yang satu dengan yang lain tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik dapat efisien dan proses produksi serta distribusi dapat dijamin kelancarannya.

Dalam penentuan tata letak pabrik harus diperhatikan penempatan alat - alat produksi sehingga keamanan, keselamatan dan kenyamanan bagi karyawan dapat terpenuhi. Selain peralatan yang tercantum dalam flow sheet proses, beberapa bangunan fisik lainnya seperti kantor, gudang, laboratorium, bengkel dan lain sebagainya harus terletak pada bagian yang seefisien mungkin, terutama ditinjau dari segi lalu lintas barang, kontrol, keamanan, dan ekonomi. Selain itu yang harus diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik adalah penempatan alat-alat produksi sedemikian rupa sehingga dalam proses produksi dapat memberikan kenyamanan.

Adapun hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah :

1. Daerah Proses.

Daerah proses adalah daerah yang digunakan untuk menempatkan alat-alat yang berhubungan dengan proses produksi. Dimana daerah proses ini diletakkan pada daerah yang terpisah dari bagian lain.

2. Keamanan.

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap, atau gas beracun harus benar-benar diperhatikan di dalam menentukan tata letak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengamanan seperti hidran, penampung air yang cukup, dan penahan ledakan. Tangki penyimpanan bahan baku dan produk yang berbahaya harus diletakkan di area khusus dan perlu adanya jarak antara bangunan satu dengan lainnya guna memberikan pertolongan dan penyediaan jalan bagi karyawan untuk menyelamatkan diri.

3. Luas Area yang tersedia.

Harga tanah menjadi hal yang membatasi kemampuan penyedia area. Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah amat tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan diatas peralatan yang lain, ataupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

4. Bangunan

Bangunan yang ada secara fisik harus memenuhi standar dan perlengkapan yang menyertainya seperti ventilasi, instalasi, dan lain - lainnya tersedia dan memenuhi syarat.

5. Instalasi dan Utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, steam, dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatan. Penempatan peralatan proses di tata sedemikian rupa sehingga petugas dapat dengan mudah menjangkaunya dan dapat terjalin kelancaran operasi serta memudahkan perawatannya.

6. Jaringan jalan raya

Untuk pengangkutan bahan, keperluan perbaikan, pemeliharaan dan keselamatan kerja, maka diantara daerah proses dibuat jalan yang cukup untuk memudahkan mobil keluar masuk, sehingga bila terjadi suatu bencana maka tidak akan mengalami kesulitan dalam menanggulangnya.

Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu :

1. Daerah administrasi / perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung.

Areal ini terdiri dari :

- Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik.
- Laboratorium sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk.
- Fasilitas – fasilitas bagi karyawan seperti : poliklinik, kantin, aula dan masjid.

2. Daerah proses dan perluasan.

Merupakan lokasi alat - alat proses diletakkan untuk kegiatan produksi dan perluasannya.

3. Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi.

4. Daerah utilitas dan pemadam kebakaran

Merupakan lokasi pusat kegiatan penyediaan air, steam, air pendingin dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

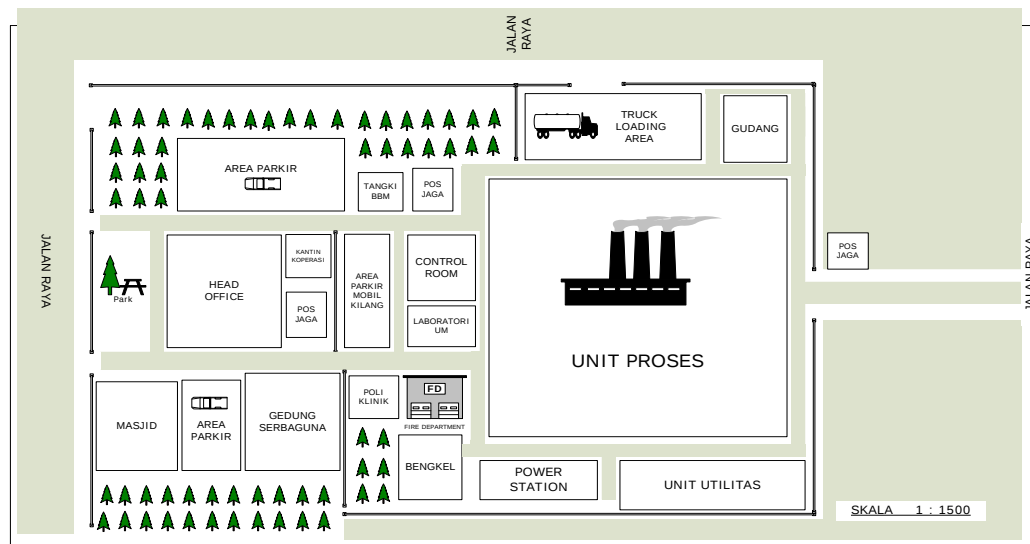
Dalam uraian di atas maka dapat disimpulkan bahwa tujuan dari pembuatan tata letak pabrik adalah sebagai berikut :

- a. Mengadakan integrasi terhadap semua faktor yang mempengaruhi produk.
- b. Mengalirkan kerja dalam pabrik sesuai dengan jalannya diagram alir proses.
- c. Mengerjakan perpindahan bahan sesedikit mungkin.
- d. Menggunakan seluruh areal secara efektif.
- e. Menjamin keselamatan dan kenyamanan karyawan.
- f. Mengadakan pengaturan alat - alat produksi yang fleksibel.

Tabel 4.1 Perincian luas tanah bangunan pabrik

No.	Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m ²)
1.	Taman	4 x 37	148
2.	Pos Jaga	3 x 6	18
3.	Tempat Parkir	15 x 45	675
4.	Kantor	20 x 40	800
5.	Kantin	12 x 20	240
6.	Laboratorium	15 x 30	450
7.	Bengkel	15 x 20	300
8.	Gudang	10 x 30	300
9.	Masjid	8 x 25	200
10.	Ruang Kontrol	10 x 20	200
11.	Klinik	10 x 20	200
12.	Pemadam Kebakaran	15 x 20	300
13.	Area proses	200 x 750	150000
14.	Area Utilitas	100 x 500	50000
15.	Area tangki Penyimpan	45 x 200	9000
16.	Area Pengolahan Limbah	50 x 100	5000
17.	Area Pengembangan	100 x 100	10000

	Jumlah	24.875
--	--------	--------



Gambar 4.1 Tata letak pabrik

4.3 Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu :

1. Aliran bahan baku dan produk

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

2. Aliran udara

Kelancaran aliran udara di dalam dan disekitar area proses perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnansi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Disamping itu juga perlu diperhatikan arah hembusan angin.

3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi.

4. Lalu lintas manusia

Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat menjangkau seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Jika terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keamanan pekerja dalam menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5. Tata letak alat proses

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

6. Jarak antar alat proses

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

7. *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.

Perawatan *preventif* dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat memproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada tiap-tiap alat. Perawatan tiap alat meliputi :

a. *Over head* 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta leveling alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang rusak, kemudian dikembalikan seperti kondisi semula.

b. *Repairing*

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat yang rusak. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Adapun faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance* adalah :

◆ Umur alat

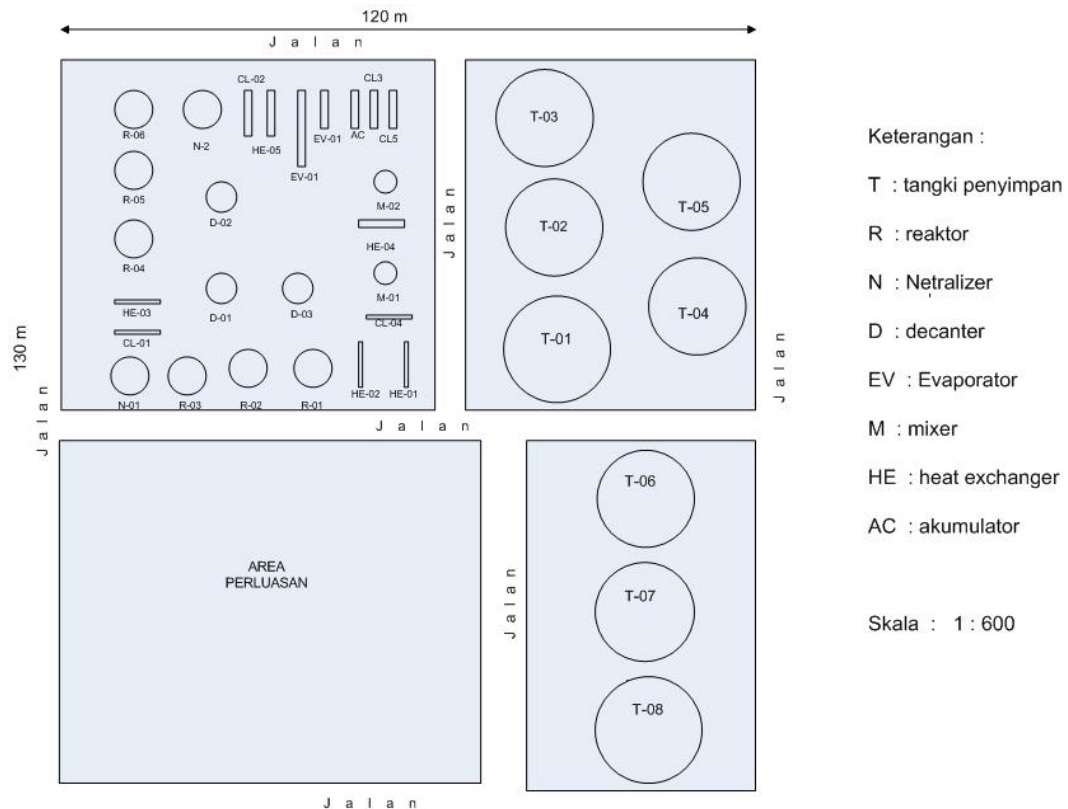
Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan

◆ Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

Tata letak alat proses harus harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

1. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
2. Dapat mengefektifkan penggunaan ruangan.
3. Biaya material dikendalikan agar lebih rendah, sehingga dapat mengurangi biaya kapital yang tidak penting.
4. Jika tata letak peralatan proses sudah benar dan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu memakai alat angkut dengan biaya mahal.
5. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.



Gambar 4.2 Layout area proses

4.4 Alir Proses dan Material

Berdasarkan kapasitas yang ada maka di peroleh neraca massa dan neraca panas baik produk maupun bahan baku. Sehingga kita dapat menentukan alat-alat apa yang akan kita gunakan dalam pendirian pabrik, selain dari sifat-sifat kimia dan fisik produk dan bahan baku. Hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas sebagai berikut :

4.4.1 Perhitungan Neraca Massa

Tabel 4.2 Neraca massa total

Komponen	Arus Masuk (kg/jam)	Arus Keluar (kg/jam)
Minyak kelapa	1022,9832	0,00836
CH ₃ OH	2785,9968	2913,68832
Trigliserid	3206,7984	0,031
H ₂ SO ₄	6,964992	-
NaOH	5,685707755	-
HCl	20,894976	1748,212992
Na ₂ SO ₄	-	10,09213127
H ₂ O	100	152,8976839
NaCl	-	27,79778057
Gliserol	-	327,064416
Biodiesel	-	3156,882624
Total	7149,324076	8336,67531

Tabel 4.3 Neraca massa di mixer-01

Komponen	Arus Masuk (Kg/Jam)	Arus Keluar (Kg/Jam)
Metanol	696,4992	696,4992
H ₂ SO ₄	6,964992	6,964992
Total	703,464192	703,464192

Tabel 4.4 Neraca massa di reaktor-01

Komponen	Arus Masuk (Kg/Jam)	Arus Keluar (Kg/Jam)
CO	1022,9832	20,459664
CH ₃ OH	696,4992	582,737664
H ₂ SO ₄	6,964992	6,964992
METIL ESTER		1052,134416
H ₂ O		63,98114692
Jumlah	1726,44739	1726,277883

Tabel 4.5 Neraca massa di reaktor-02

Komponen	Arus Masuk (Kg/Jam)	Arus Keluar (Kg/Jam)
CO	20,6118983	0,41839556
CH ₃ OH	582,754939	580,4634775
H ₂ SO ₄	6,964992	6,964992
METIL ESTER	1052,13442	1073,330433
H ₂ O	63,9811469	65,2700939
Jumlah	1726,44739	1726,447392

Tabel. 4.6 Neraca massa di reaktor-03

Komponen	Arus Masuk (Kg/Jam)	Arus Keluar (Kg/Jam)
CO	0,418396	0,008367911
CH ₃ OH	580,4635	580,4169496
H ₂ SO ₄	6,964992	6,964992
METIL ESTER	1073,33	1073,760817
H ₂ O	65,27009	65,29626588
Jumlah	1726,447392	1726,447392

Tabel 4.7 Neraca massa di netralizer-01

Komponen	Arus Masuk (Kg/Jam)	Arus Keluar (Kg/Jam)
CH ₃ OH	580,4169496	580,4169496
H ₂ O	65,29626588	67,85483437
H ₂ SO ₄	6,964992	
BD	1073,760817	1073,760817
CO	0,008367911	0,008367911
NaOH	5,685707755	
Na ₂ SO ₄		10,09213127
Jumlah	1732,1331	1732,1331

Tabel 4.8 Neraca massa di decanter-01

Komponen	Arus Masuk (Kg/Jam)	Arus Keluar (Kg/Jam)
CH ₃ OH	580,4169496	580,4169496
H ₂ O	67,85483437	67,85483437
Na ₂ SO ₄	10,09213127	10,09213127
BD	1073,760817	1073,760817
CO	0,008367911	0,008367911
Jumlah	1732,1331	1732,1331

Tabel 4.9 Neraca massa di mixer-02

Komponen	Arus Masuk (Kg/jam)	Arus Keluar (Kg/jam)
Metanol	2089,4976	2089,4976
NaOH	20,894976	20,894976
Total	2110,392576	2110,392576

Tabel 4.10 Neraca massa di reaktor-04

Komponen	Arus Masuk (Kg/jam)	Arus Keluar (Kg/jam)
Trigliserid	3206,7984	64,44340085
Methanol	2089,4976	1748,246378
KOH	20,894976	20,894976
Biodiesel		3156,5738
Glycerol		327,0324207
Total	5317,190976	5317,190976

Tabel 4.11 Neraca massa di reaktor-05

Komponen	Arus Masuk (Kg/jam)	Arus Keluar (Kg/jam)
Trigliserid	64,44340085	1,291953374
Methanol	1748,246378	1741,388303
NaOH	20,894976	20,894976
Biodiesel	3156,5738	3220,011001
Glycerol	327,0324207	333,6047433
Total	5317,190976	5317,190976

Tabel 4.12 Neraca massa di reaktor-06

Komponen	Arus Masuk (Kg/jam)	Arus Keluar (Kg/jam)
Trigliserid	1,291953374	0,025839
Methanol	1741,388303	1741,251
NaOH	20,894976	20,89498
Biodiesel	3220,011001	3221,283
Glycerol	333,6047433	333,7365
Total	5317,190976	5317,191

Tabel 4.13 Neraca massa di netralizer-02

Komponen	Arus Masuk (Kg/jam)	Arus keluar (Kg/jam)
Methanol	1741,250806	1741,250806
Trigliserid	0,025839	0,025839
NaOH	20,894976	20,894976
Biodiesel	3221,282844	3221,282844
Glycerol	333,736511	333,736511
HCl	13,619047	13,619047
H2O	6,7162	6,7162
Total	5337,526265	5337,526265

Tabel 4.14 Neraca massa di decanter-02

Komponen	Arus Masuk, (Kg/Jam)	Arus Keluar (Kg/jam)	
		Hasil Atas	Hasil Bawah
Methanol	1741,2508	34,825	1706,4258
H ₂ O	6,7162	0,697	6,7162
Glycerol	333,7365	6,675	327,0618
NaCl	27,798	-	27,7978
Biodiesel	3221,283	3221,283	-
Trigliserid	0,026	0,026	-
Jumlah	5330,810	3263,505	2068,002

Tabel 4.15 Neraca massa di mixer-03

Komponen	Arus Masuk (kg/jam)	Arus Keluar (Kg/jam)
Methanol	34,8250	34,8250
H ₂ O	0,6965	0,6965
Biodiesel	3221,2828	3221,2828
Glycerol	6,6747	6,6747
Trigliserid	0,0258	0,0258
Total	3263,5049	3263,5049

Tabel 4.16 Neraca massa di decanter-03

Komponen	Arus Masuk, (Kg/Jam)	Arus Keluar(Kg/jam)	
		Hasil Atas	Hasil Bawah
H ₂ O	100,697	-	100,697
Biodiesel	3221,283	3221,283	-
Trigliserid	0,026	0,026	-
Total	3322,005	3221,309	100,697

Tabel 4.17 Neraca massa di evaporator-01

KOMPONEN	Arus Masuk (Kg/jam)	Arus Keluar (Kg/jam)	
		Hasil Atas	Hasil Bawah
Methanol	1706,4258	1705,4873	0,9385
H ₂ O	6,7162	6,6491	0,0651
NaCl	27,7970	-	27,7970
Gliserol	320,5231	-	320,5231
Total	2061,4622	1712,1363	349,3238

4.4.2 Perhitungan Neraca Panas

Tabel 4.18 Neraca panas di mixer-01

Komponen	Input Q (Kcal/jam)	Output Q (Kcal/jam)
Metanol	2088,438	2088,438
H ₂ SO ₄	15,688	15,688
TOTAL	2104,126	2104,126

Tabel 4.19 Neraca panas di reaktor-01

Komponen	Input Q (Kcal/jam)	Output Q (Kcal/jam)
CO	44,184184	0,88368368
CH ₃ OH	8827,08261	7385,32578
H ₂ SO ₄	87,7345217	87,7345217
METIL ESTER		19704,8994
H ₂ O		2239,34014
Pemanas	376039,9012	
Reaksi		396499,0835
TOTAL	405458,0848	405458,0848

Tabel 4.20 Neraca panas di reaktor-02

Komponen	Input Q (Kcal/jam)	Output Q (Kcal/jam)
CO	0,88368368	0,01807113
CH3OH	7385,32578	7356,50388
H2SO4	87,7345217	87,7345217
METIL ESTER	19704,8994	396,969605
H2O	2239,34014	45,1131443
Pemanas		502233,5484
Reaksi	480701,7041	
TOTAL	510119,8876	510119,8876

Tabel 4.21 Neraca panas di reaktor-03

Komponen	Input Q (Kcal/jam)	Output Q (Kcal/jam)
CO	0,021711759	0,00036142
CH3OH	8826,953878	7355,91421
H2SO4	105,2712683	87,7345217
METIL ESTER	479,5820666	8,06043984
H2O	21,2556008	0,91601922
Pemanas		439076,9644
Reaksi	438643,2507	
TOTAL	446529,5899	446529,5899

Tabel 4.22 Neraca panas di neutralizer-01

Komponen	Input Q (Kcal/jam)	Output Q (Kcal/jam)
CO	0,1744	0,1744
CH3OH	12597,2204	12597,2204
H2SO4	85,8575	
METIL ESTER	19750,8606	232246,7999
H2O	2229,5498	2336,5296
NAOH	103,4202	
Na2SO4		161,8522
Pemanas	-106072,4100	
Reaksi		-318647,9035
TOTAL	-71305,3272	-71305,3272

Tabel 4.23 Neraca panas di decanter-01

Komponen	Input Q (Kcal/jam)	Output	
		Top Q (Kcal/jam)	Bottom Q (Kcal/jam)
CH ₃ OH	12686,199	253,724	12432,475
CO	427,505	427,505	
H ₂ O	2319,913		2319,913
BD	19814,700	19814,700	
Na ₂ SO ₄	134,932		134,932
TOTAL	35383,24857	35383,24857	

Tabel 4.24 Neraca panas di mixer-02

Komponen	Input Q (Kcal/jam)	Output Q (Kcal/jam)
CH ₃ OH	8790,980	8790,980
NaOH	70,145	70,145
TOTAL	8861,124905	8861,124905

Tabel 4.25 Neraca panas di reaktor-04

Komponen	Input Q (Kcal/jam)	Output Q (Kcal/jam)
TG	134,6855328	2,783310483
Methanol	26481,24783	22156,40048
NaOH	539,5709652	539,5709652
Gliserol		71,65280338
Biodiesel		59117,89241
Pemanas		570957,7177
Reaksi	625690,5133	
TOTAL	652846,0176	652846,0176

Tabel 4.26 Neraca panas di reaktor-05

Komponen	Input Q (Kcal/jam)	Output Q (Kcal/jam)
TG	3,5785	0,071742171
Methanol	28486,8006	28375,0517
NaOH	693,7341	693,7340982
Gliserol	92,1250	93,97645619
Biodiesel	76008,7188	77536,25489
Pemanas		623363,6055
Reaksi	624777,7373	
TOTAL	730062,6944	730062,6944

Tabel 4.27 Neraca panas di reaktor-06

Komponen	Input Q (Kcal/jam)	Output Q (Kcal/jam)
TG	0,071742171	0,00143484
Methanol	28375,0517	21783,0476
NaOH	693,7340982	693,734098
Gliserol	93,97645619	94,0135751
Biodiesel	77536,25489	77566,8802
Pemanas		633804,8539
Reaksi	627243,4420	
TOTAL	733942,5309	733942,5309

Tabel 4.28 Neraca panas di netralizer-01

Komponen	Input Q (Kcal/jam)	Output Q (Kcal/jam)
CH3OH	37791,2369	37791,2369
TG	0,5384	0,5384
NaOH	252,2337	234,0342
BD	60465,0896	60465,0896
HCl	40,8778	419,3295
Gliserol	66975,8399	66975,8399
Beban Panas	-19865,0197	
Reaksi		-20225,2718
TOTAL	145660,7967	145660,7967

Tabel 4.29 Neraca panas di decanter-02

Komponen	Input Q (Kcal/jam)	Output	
		Top Q (Kcal/jam)	Bottom Q (Kcal/jam)
CH ₃ OH	26993,741	539,875	26453,8658
TG	0,385	0,385	
H ₂ O	167,167		167,1673
BD	43189,350	43189,350	
NaCl	299,521		299,5211
Gliserol	47839,886	43189,350	46883,0880
TOTAL	118490,0489	44686,407	73803,6421

Tabel 4.30 Neraca panas di mixer-03

Komponen	Input Q (Kcal/jam)	Output Q (Kcal/jam)
CH ₃ OH	544,417	544,417
Triglycerid	0,385	0,385
H ₂ O	17,334	17,334
Biodiesel	43439,674	43439,674
Glycerol	956,798	956,798
TOTAL	44958,607	44958,607

Tabel 4.31 Neraca panas di decanter-03

Komponen	Input Q (Kcal/jam)	Output	
		Top Q (Kcal/jam)	Bottom Q (Kcal/jam)
H ₂ O	4510,924		4510,924
BD	78191,413	78191,413	
Trigliserid	0,696	0,696	
TOTAL	82703,033	78192,109	4510,924

Tabel 4.32 Neraca panas di evaporator-01

Komponen	Input Q (Kcal/jam)	Output	
		Top Q (Kcal/jam)	Bottom Q (Kcal/jam)
CH ₃ OH	23868,1137	23854,9862	13,1275
H ₂ O	136,2731	134,9103	1,3218
NaCl	281,8461	-	281,8461
Gliserol	7980,7972	-	7980,7972
Q _s	82784,1932		-
Q _p	-	-	82784,2341
TOTAL	115051,2233	115051,2233	

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik adalah penyediaan utilitas dalam pabrik *Biodiesel* ini. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas ini meliputi:

- 1) Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.
- 2) Unit Pembangkit Steam.
- 3) Unit Pembangkit Listrik.
- 4) Unit Penyediaan Bahan Bakar.
- 5) Unit Pengadaan Udara Tekan.
- 6) Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik *Biodiesel* ini, sumber air yang digunakan berasal dari sungai. Penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan:

1. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kekurangan air dapat dihindari.
2. Pengolahan air sungai relatif mudah dan sederhana serta biaya pengolahannya relatif murah.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk:

1) Air pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor - faktor berikut :

- a) Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- b) Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- c) Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- d) Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- e) Tidak terdekomposisi.

2) Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut :

- a) Zat - zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas - gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 . O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

- b) Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*).

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam - garam karbonat dan silica.

- c) Zat yang menyebabkan *foaming*.

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat - zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

- 3) Air sanitasi.

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran laboratorium, masjid.

Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

- a) Syarat fisika, meliputi:

- Suhu : dibawah suhu udara
- Warna : jernih
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau

- b) Syarat kimia, meliputi:

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- Tidak mengandung bakteri, terutama bakteri yang patogen.

Unit Penyediaan dan Pengolahan Air meliputi :

a. Clarifier

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan *desinfektan* maupun dengan penggunaan *ion exchanger*.

Mula-mula *raw water* diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu:

- a) $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, yang berfungsi sebagai flokulan.
- b) Na_2CO_3 , yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$), koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara grafitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier* *turbidity*nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

b. Penyaringan

Air dari *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan/menyaring partikel - partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan *turbidity* kira - kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (*filter water reservoir*).

Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. *Sand filter* akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*.

c. Demineralisasi

Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam - garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion - ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm. Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{++} , Mg^{2+} , SO_4^{2-} , Cl^- dan lain-lain.dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler (*Boiler Feed Water*). Demineralisasi air ini diperlukan karena air umpan reboiler harus memenuhi syarat-syarat sebagai berikut :

- ◆ Tidak menimbulkan kerak pada *heat exchanger* jika steam digunakan sebagai pemanas karena hal ini akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi boiler atau *heat exchanger*, bahkan bisa mengakibatkan tidak beroperasi sama sekali.
- ◆ Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas O_2 dan CO_2 .

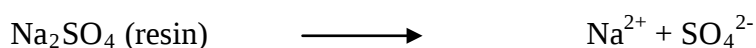
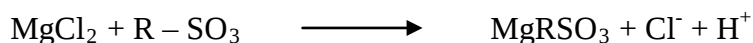
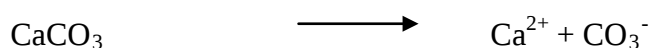
Adapun tahap - tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut:

1) Kation Exchanger

Kation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation- kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari kation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

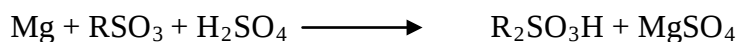
Sehingga air yang keluar dari kation tower adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Reaksi:



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat.

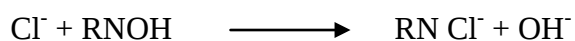
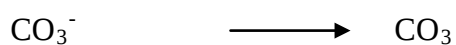
Reaksi:



2) Anion Exchanger

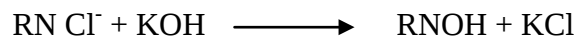
Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion - ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan KOH.

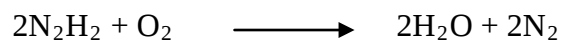
Reaksi:



3) Deaerasi

Dearasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan kedalam *deaerator* dan diinjeksikan *Hidrazin* (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada tube boiler.

Reaksi:



Air yang keluar dari deaerator ini di dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler* (*boiler feed water*).

d. Pendinginan dan Menara Pendingin

Air yang telah digunakan pada cooler, temperaturnya akan naik akibat perpindahan panas. Oleh karena itu untuk digunakan kembali perlu didinginkan pada *cooling tower*. Air yang didinginkan pada *cooling tower* adalah air yang telah menjalankan tugasnya pada unit - unit pendingin di pabrik.

Kebutuhan air dapat dibagi menjadi :

a. Kebutuhan air pendingin

Tabel 4.33 Kebutuhan air pendingin

No.	Alat yang memerlukan	Jumlah Kebutuhan kg/jam
1	Cooler – 01	332,1670
2	Cooler – 02	2630,3086
3	Cooler – 03	6290,6249
4	Cooler – 04	2700,3324
5	Cooler – 05	1369,1330
6	Condensor	178898,1028
	Jumlah	192220,6687

Air pendingin 80 % dimanfaatkan kembali, make up yang diperlukan 20%, sehingga :

Make up air pendingin = 20 % x 192220,6687 kg/jam = 38633,1698 kg/jam

Kebutuhan air secara kontinyu = 38.633,1698kg/jam.

b. Kebutuhan air pembangkit steam.

Tabel 4.34 Kebutuhan air pembangkit steam.

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah Kebutuhan	
			(Lb/jam)	(kg/jam)
1	Heater – 01	HE-01	64,5257	35.1192
2	Heater – 02	HE-02	52,8280	28.7526
3	Heater – 03	HE-03	70,5614	38.4043
4	Heater – 04	HE-04	4704,707	2562.7560
5	Heater – 05	HE-05	12329,514	6681.9710
6	Jaket R – 01	J-01	1850.6894	839.4727
7	Jaket R – 02	J-02	2057.7288	933.3858
8	Jaket R – 03	J-03	1954.3468	886.4917

9	Jaket R – 04	J-04	2812.9272	1275.9438
10	Jaket R – 05	J-05	3075.7271	1395.1498
11	Jaket R – 06	J-06	3112.9634	1412.0402
12	Evaporator	EV-01	418.1171	189.6579
Σ			1.092,1094	16279.1449

Air pembangkit steam 80% dimanfaatkan kembali, make up yang

diperlukan 20%, sehingga ;

Make up Steam = 20 % x 13.822,9917kg/jam = 2.764,5983 kg/jam

Kebutuhan air secara kontinyu = 41.397,7682 kg/jam.

c. Kebutuhan air proses

Tabel 4.35 Kebutuhan air proses

nama alat	jumlah (kg/jam)
Cooler – 01	819,5862
Cooler – 02	2976,766
Cooler – 03	6297,496
Cooler – 04	2703,274
Cooler -05	1370,624
Condensor	178898,1
Air pencuci	100
Total	193165,8

d. Air Untuk Keperluan Perkantoran Dan Pabrik

Tabel 4.36 Kebutuhan Air Untuk Perkantoran Dan Pabrik

o	Penggunaan	Kebutuhan (kg/jam)
	Konsumsi	14.500
	Sanitasi	3.500
	Jumlah	18.000

Kebutuhan air total = 2.764,5983+13.822,9917+ 41.397,7682+ 18.000

$$= 75.985,35 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Diambil angka keamanan } 10 \% = 1,1 \times 75.985,35 \text{ kg/jam}$$

$$= 83.583,90 \text{ kg/jam.}$$

4.5.2 Unit Pembangkit *Steam*

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

Kapasitas : 62352,9225 kg/jam

Jenis : *Fire Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Kebutuhan *steam* pada pabrik *Biodiesel* digunakan untuk alat-alat penukar panas. Untuk memenuhi kebutuhan ini digunakan Boiler dengan jenis *boilingfeedwaterboiler* pipa api (*fire tube boiler*), karena memiliki kelebihan sebagai berikut:

- Air umpan tidak perlu terlalu bersih karena berada di luar pipa.
- Tidak memerlukan *flange* tebal untuk *shell*, sehingga harganya lebih murah.
- Tidak memerlukan tembok dan batu tahan api.
- Pemasangannya murah.
- Memerlukan ruang dengan ketinggian yang rendah.
- Beroperasi dengan baik pada beban yang naik turun.

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve system* dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis.

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu diatur kadar silica, O₂, Ca, Mg yang mungkin masih terikut, dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam boiler *feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pH nya yaitu sekitar 10,5 – 11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosifitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke boiler, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari boiler. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 100 -102⁰C, kemudian diumpankan ke boiler.

Di dalam boiler, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, baru kemudian dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

4.5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh 2 sumber, yaitu PLN dan generator diesel. Selain sebagai tenaga cadangan apabila PLN mengalami gangguan, diesel juga dimanfaatkan untuk menggerakkan power-power yang dinilai penting antara lain *boiler*, kompressor, pompa, dan *Cooling tower*.

Spesifikasi diesel yang digunakan adalah :

- Kapasitas : 262,0847 KWatt
- Jenis : 1 buah generator listrik

Prinsip kerja dari generator diesel ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik ini didistribusikan ke panel yang selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari-hari digunakan tenaga listrik untuk penerangan dan diesel untuk penggerak alat proses. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari diesel 100 %.

Kebutuhan listrik dapat dibagi menjadi :

a. Listrik untuk keperluan proses

◆ Peralatan proses

Tabel 4.37 Kebutuhan listrik alat proses

No.	Nama Alat	Kode alat	Power, Hp	Jumlah	Total Power, Hp
1	Pompa	P-01	0,33	2	0,33
2	Pompa	P-02	0,25	2	0,25
3	Pompa	P-03	0,05	2	0,05
4	Pompa	P-04	0,13	2	0,13

5	Pompa	P-05	0,13	2	0,13
6	Pompa	P-06	0,13	2	0,13
7	Pompa	P-07	0,13	2	0,13
8	Pompa	P-08	0,05	2	0,05
9	Pompa	P-09	0,13	2	0,13
10	Pompa	P-10	0,13	2	0,13
11	Pompa	P-11	0,17	2	0,17
12	Pompa	P-12	0,33	2	0,33
13	Pompa	P-13	0,33	2	0,33
14	Pompa	P-14	0,33	2	0,33
15	Pompa	P-15	0,05	2	0,05
16	Pompa	P-16	0,25	2	0,25
17	Pompa	P-17	0,08	2	0,08
18	Pompa	P-18	0,08	2	0,08
19	Pompa	P-19	0,13	2	0,13
20	Pompa	P-20	0,05	2	0,05
21	Pompa	P-21	0,13	2	0,13
22	Pompa	P-22	0,05	2	0,05
23	Pompa	P-23	0,05	2	0,05
24	Pompa	P-24	0,05	2	0,05
Σ					3,51

Kebutuhan listrik untuk peralatan proses = 3,36Hp.

◆ Peralatan utilitas

Tabel 4.38 Kebutuhan listrik untuk utilitas

No.	Nama Alat	Kode alat	Power, Hp	Jumlah	Total Power, Hp
1	Pompa	PU-01	0,05	2	0,05
2	Pompa	PU-02	1,5	2	1,5
3	Pompa	PU-03	10	2	10
4	Pompa	PU-04	0,5	2	0,5
5	Pompa	PU-05	5	2	5
6	Pompa	PU-06	3	2	3
7	Pompa	PU-07	0,5	2	0,5

8	Pompa	PU-08	3	2	3
9	Pompa	PU-09	3	2	3
10	Pompa	PU-10	3	2	3
11	Pompa	PU-11	3	2	3
12	Pompa	PU-12	1	2	1
Σ					33,55

Kebutuhan listrik untuk utilitas = 33,55 Hp

Total kebutuhan listrik untuk keperluan proses = 3,36 Hp + 33,55 Hp

= 36,71 Hp

Dambil angka keamanan 20 % = 7,342 Hp

b. Listrik untuk keperluan alat kontrol dan penerangan

◆ Alat kontrol diperkirakan sebesar 40 % dari kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas, yaitu = 14,684 Hp

◆ Untuk penerangan, kebutuhan rumah tangga dan alat kantor sebesar 25% dari kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas, yaitu = 9,1775 Hp

Listrik untuk keperluan proses dan alat kontrol diperoleh menggunakan generator

sehingga total beban listrik generator sebesar = 65,5129 Hp

= 120 Kw

Effisiensi generator = 75 %

Sehingga kebutuhan listrik = 180 Kw

Sedangkan listrik untuk keperluan proses dan alat kontrol diperoleh menggunakan

PLN sehingga total beban listrik PLN sebesar = 31,4826 Hp

= 23,4766 Kw

4.5.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar

❖ Bahan bakar untuk *boiler*

Kebutuhan fuel oil = 6429,8952kg/jam

❖ Bahan bakar untuk *generator*

Untuk menjalankan *generator* cadangan digunakan bahan bakar:

Jenis bahan bakar = Industrial Diesel Oil

Kebutuhan bahan bakar = 69342,7614L/jam

4.5.5 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 70,244 m³/jam.

4.5.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik *biodiesel* dapat diklasifikasikan menjadi dua:

1. Bahan buangan cair.

Buangan cairan dapat berupa:

- a. Air buangan yang mengandung zat *organik*
- b. Buangan air *domestik*.
- c. *Back wash filter*, air berminyak dari pompa
- d. *Blow down cooling water*

Air buangan domestik berasal dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran.

Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, *aerasi* dan *injeksi gas klorin*.

2. Bahan buangan padat berupa lumpur dari proses pengolahan air.

Untuk menghindari pencemaran dari bahan buangan padat maka dilakukan penanganan terhadap bahan buangan tersebut dengan cara membuat unit pembuangan limbah yang aman bagi lingkungan sekitar.

4.5.6 Spesifikasi Alat-Alat Utilitas

a. Penyediaan Air

1. Bak Pengendap Awal (BPA-01)

Fungsi : Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa air sungai

Kapasitas : $300,4191 \text{ m}^3$

Jenis : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang.

Dimensi :

Tinggi = 7,67 m

Lebar = 15,3 m

Panjang = 30,6m

Harga : \$ 8.34,17

2. Tangki Kesadahan

Fungsi : Mencampurkan air dengan alum 5% dan CaOH 5%

Jenis : Tangki silinder berpengaduk

Kapasitas : $250,2118 \text{ m}^3/\text{jam}$

Dimensi :

Tinggi : 3,1728 m

Diameter : 3,1728 m

Harga : \$ 4.342,86

3. *Clarifier* (CLU)

Fungsi : Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang ada pada air

Jenis : Bak silinder tegak dengan *bottom* kerucut.

Kapasitas : 1203,4680 m³

Lama pengendapan: 1 jam.

Dimensi :

Diameter = 11,5307 m

Tinggi *Clarifiers* = 15,3742 m

Harga : \$ 33.130,48

4. Bak Saringan Pasir (BSP)

Fungsi : Menyaring koloid-koloid yang lolos dari clarifer.

Jenis : Bak empat persegi panjang.

Kapasitas : 301,1639 m³

Tinggi : 3,6667 m

Tinggilapisan pasir:0,6350 m

Harga : \$ 186,45

5. Bak Penampung air bersih.

Fungsi : Menampung air bersih yang keluar dari bak saringan pasir.

Jenis : Bak empat persegi panjang beton bertulang

Volume : 150,0820m³

Panjang	= 8 m
Tinggi	= 4,2179 m
Lebar	= 4,2179 m
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 2.933,85

b. Pengolahan Air Sanitasi

1. Tangki Klorinator (TC)

Fungsi	: Mencampurkan Klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan air minum dan air rumah tangga
Jenis	: Tangki silinder berpengaduk
Volume	: 1,05 m ³
Dimensi	:
Tinggi	=1,1018 m
Diameter	=1,1018 m
Jumlah	: 1
Harga	: \$1.609,74

b. Pengolahan Air Pemanas

1. Tangki Umpan Boiler

Fungsi	: Menampung umpan boiler.
Jenis	: Tangki Silinder tegak
Volume	: 31,1127 m ³
Dimensi	:
Tinggi	= 5,847 m
Diameter	= 2,9235 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 5.152,99

2. *Kation Exchanger*

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan boiler yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg.

Jenis : Silinder tegak

Volume : 33,7650 m³

Dimensi :

Tinggi = 38,2238 m

Diameter = 6,3455 m

Tebal = 0,0033 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 501,86

3. *Anion Exchanger*

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan boiler yang disebabkan oleh anion-anion seperti Cl, SO₄, dan NO₃.

Jenis : Silinder tegak

Volume : 13,2950 m³

Tinggi = 1,2010 m

Diameter = 4,9152 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 501,86

4. Tangki Deaerator

Fungsi	: Membebaskan gas CO_2 dan O_2 dari air yang telah dilunakkan dalam anion dan kation exchanger dengan larutan Na_2SO_3 dan larutan $\text{NaH}_2\text{PO}_4, \text{H}_2\text{O}$
Jenis	: Bak Silinder tegak
Volume	: 163 m^3
Dimensi	:
Tinggi	= $1,7223 \text{ m}$
Diameter	= 11 m
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 1.578,82

c. Pengolahan Boiler

1. Tangki Bahan Bakar Generator

Fungsi	: Menyimpan bahan bakar yang digunakan untuk menggerakkan generator selama 15 hari
Jenis	: Tangki Silinder tegak
Volume	: $1336,3586 \text{ m}^3$
Dimensi	:
Tinggi	= $11,9404 \text{ m}$
Diameter	= $11,9404 \text{ m}$
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 23.339,21

2. Boiler

Fungsi	: Memproduksi steam pada suhu 212°F dan tekanan 14,7 psi
Jenis	: Fire tube boiler
Kebutuhan steam	: 6429,8952 kg/jam
Luas transfer panas	: $6100,0957 \text{ ft}^2$
Jumlah tube	: 1912 buah
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 30.356,34

d. Pompa Utilitas

1. Pompa Utilitas – 01 (PU-01)

Fungsi	: Mengalirkan air dari sungai ke dalam bak pengendap.
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Mixed Flow Impeller
Bahan	: Commercial steel
Kapasitas	: 250136,6089 kg/jam
Kapasitas pompa	: 1101,43 gpm
Head pompa	: 24,0121 ft
Tenaga pompa	: 0,0001 Hp
Tenaga motor	: 0,05 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 11729,3351 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 5.257,83

2. Pompa Utilitas – 02 (PU-02)

Fungsi	: Mengalirkan air dari BPA ke TK
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Mixed Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 250136,6089 kg/jam
Kapasitas pompa	: 1321,4653 gpm
Head pompa	: 1,9468 ft
Tenaga pompa	: 0,9295 Hp
Tenaga motor	: 1,5Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 77198,0483 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 5.257,83

3. Pompa Utilitas – 03 (PU-03)

Fungsi	: Mengalirkan air TK ke CLU
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Mixed Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 250136,6089 kg/jam
Kapasitas pompa	: 1321,4653 gpm
Head pompa	: 13,4679 ft
Tenaga pompa	: 6,4302 Hp

Tenaga motor : 10 Hp
 Putaran standar : 3500 rpm
 Putaran spesifik : 18097,5757 rpm
 Jumlah : 1 buah
 Harga : \$ 5.257,83

4. Pompa Utilitas – 04 (PU-04)

Fungsi : Mengalirkan air dari CLU ke FU
 Jenis : Centrifugal pump single stage
 Tipe : Mixed Flow Impeller
 Bahan : Commercial stell
 Kapasitas : 250136,6089 kg/jam
 Kapasitas pompa : 1321,4653 gpm
 Head pompa : 0,3209 ft
 Tenaga pompa : 0,1532 Hp
 Tenaga motor : 0,5 Hp
 Putaran standar : 3500 rpm
 Putaran spesifik : 298404,5358 rpm
 Jumlah : 1 buah
 Harga : \$ 5.257,83

5. Pompa Utilitas – 05 (PU-05)

Fungsi : Mengalirkan air dari SFU ke BPS

Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Mixed Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 250136,6089 kg/jam
Kapasitas pompa	: 1321,4653 gpm
Head pompa	: 5,2101 ft
Tenaga pompa	: 2,4875 Hp
Tenaga motor	: 5 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 36894,3492 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 5.257,83

6. Pompa Utilitas – 06 (PU-06)

Fungsi	: Mengalirkan air dari BPS
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 250136,6089 kg/jam
Kapasitas pompa	: 1321,4653 gpm
Head pompa	: 3,6527 ft
Tenaga pompa	: 1,7439 Hp
Tenaga motor	: 3 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm

Putaran spesifik : 48154,8046 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 1.185,14

7. Pompa Utilitas – 07 (PU-07)

Fungsi : Mengalirkan air dari TC untuk keperluan domestik

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Mixed Flow Impeller

Bahan : Commercial stell

Kapasitas : 1750 kg/jam

Kapasitas pompa : 9,2452 gpm

Head pompa : 14,8025 ft

Tenaga pompa : 0,2307 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 1410,18 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 982,17

8. Pompa Utilitas – 08 (PU-08)

Fungsi : Mengalirkan air dari KEU ke AEU

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Radial Flow Impeller

Bahan : Commercial stell

Kapasitas : 193165,8491 kg/jam

Kapasitas pompa : 1020,4902 gpm

Head pompa : 3,6619 ft

Tenaga pompa : 1,35 Hp

Tenaga motor : 3 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 42237,2725 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 11.697,51

9. Pompa Utilitas – 09 (PU-09)

Fungsi : Mengalirkan air dari AEU ke DAU

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Mixed Flow Impeller

Bahan : Commercial stell

Kapasitas : 193165,8491 kg/jam

Kapasitas pompa : 1020,4902 gpm

Head pompa : 5,2942 ft

Tenaga pompa : 1,9520 Hp

Tenaga motor : 3 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 323034,7609 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 10.231,69

10. Pompa Utilitas – 10 (PU-10)

Fungsi : Mengalirkan air dari KEU Ke AEU
 Jenis : Centrifugal pump single stage
 Tipe : Mixed Flow Impeller
 Bahan : Commercial stell
 Kapasitas : 193165,8491 kg/jam
 Kapasitas pompa : 1020,4902 gpm
 Head pompa : 3,7587 ft
 Tenaga pompa : 1,3858 Hp
 Tenaga motor : 3 Hp
 Putaran standar : 3500 rpm
 Putaran spesifik : 41418,7964 rpm
 Jumlah : 1 buah
 Harga : \$ 10.231,69

11. Pompa Utilitas – 11 (PU-11)

Fungsi : Mengalirkan air dari AEU ke DAU
 Jenis : Centrifugal pump single stage
 Tipe : Radial Flow Impeller
 Bahan : Commercial stell
 Kapasitas : 193165,8491kg/jam
 Kapasitas pompa : 1020,4902 gpm
 Head pompa : 5,3023 ft
 Tenaga pompa : 1,9550 Hp
 Tenaga motor : 3 Hp

Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 31998,2020 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 250,56

12. Pompa Utilitas – 12 (PU-12)

Fungsi	: Mengalirkan air dari TUB ke BLU.
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Mixed Flow Impeller
Bahan	: Commercial stell
Kapasitas	: 55220,7598 kg/jam
Kapasitas pompa	: 291,7299 gpm
Head pompa	: 3,5651 ft
Tenaga pompa	: 0,5261 Hp
Tenaga motor	: 1 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 23040,8015 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 250,56

4.6 Laboratorium

4.6.1 Kegunaan Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Sedangkan fungsinya yang lain adalah untuk pengendalian terhadap pencemaran lingkungan, baik pencemaran udara maupun pencemaran air.

Laboratorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan penelitian mengenai bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan untuk meningkatkan dan menjaga kualitas mutu produksi perusahaan. Analisa yang dilakukan dalam rangka pengendalian mutu meliputi analisa bahan baku dan bahan pembantu, analisa proses dan analisa kualitas produk.

Tugas laboratorium antara lain :

- ◆ Memeriksa bahan baku dan bahan pembantu yang akan digunakan
- ◆ Menganalisa dan meneliti produk yang akan dipasarkan
- ◆ Melakukan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi
- ◆ Memeriksa kadar zat-zat pada buangan pabrik yang dapat menyebabkan pencemaran agar sesuai dengan baku mutu yang telah ditetapkan.

Laboratorium melaksanakan kerja selama 24 jam sehari dibagi dalam kelompok kerja shift dan non shift.

a. Kelompok kerja Non shift

Kelompok ini mempunyai tugas melaksanakan analisa khusus yaitu analisa kimia yang sifatnya tidak rutin dan menyediakan *reagen kimia* yang dibutuhkan laboratorium unit dalam rangka membantu pekerjaan kelompok shift. Kelompok tersebut melakukan tugasnya di laboratorium utama dengan tugas antara lain:

- 1) Menyiapkan *reagen* untuk analisa laboratorium unit.

- 2) Menganalisa bahan buangan penyebab polusi tangki.
- 3) Melakukan penelitian atau pekerjaan untuk membantu kelancaran produksi.

b. Kelompok shift.

Kelompok kerja ini mengadakan tugas pemantauan dan analisa- analisa rutin terhadap proses produksi. Dalam melakukan tugasnya kelompok ini menggunakan sistem bergilir, yaitu kerja shift selama 24 jam dengan masing-masing shift bekerja selama 8 jam.

4.6.2 Program Kerja Laboratorium

Dalam upaya pengendalian mutu produk, pabrik *biodiesel* ini mengoptimalkan aktivitas laboratorium untuk pengujian mutu. Analisa pada proses pembuatan *biodiesel* ini dilakukan terhadap :

- 1) Bahan baku CO ,yang dianalisa adalah kemurnian , *density* , kadar impurities / inert, warna, *viscositas*, kelarutan dalam *methanol*, *spesifik gravity*, dan indeks bias.
- 2) Bahan baku Metanol, H_2SO_4 , NaOH, HCL, yang dianalisa adalah kemurnian, kadar air, *density*, *viscositas*, kelarutan dalam ethanol, *spesifikgravity*, kadar.
- 3) Produk Biodiesel yang dianalisa sesuai setandar ASTM
- 4) Produk sampling *glyserol* dan Metanol yang diperiksa adalah *density*, kemurnian, *viscositas*.

Analisa untuk unit utilitas, meliputi :

- 1) Air lunak proses kapur dan air proses untuk penjernihan, yang dianalisa pH, silikat sebagai SiO_2 , Ca sebagai CaCO_3 , Sulfur sebagai SO_4^{2-} , chlor sebagai Cl_2 dan zat padat terlarut.
- 2) Penukar ion, yang dianalisa kesadahan CaCO_3 , silikat sebagai SiO_2 .
- 3) Air bebas mineral, analisa sama dengan penukar ion.
- 4) Air umpan boiler, yang dianalisa meliputi pH, kesadahan, jumlah O_2 terlarut dalam Fe.
- 5) Air dalam boiler, yang dianalisa meliputi pH, jumlah zat padat terlarut, kadar Fe, Kadar CaCO_3 , SO_3 , PO_4 , SiO_2 .
- 6) Air minum, yang dianalisa meliputi pH, *chlor* sisa dan kekeruhan.

Dalam menganalisa harus diperhatikan juga mengenai sample yang akan diambil dan bahaya-bahaya pada pengambilan sample. Sampel yang diperiksa untuk analisa terbagi menjadi tiga (3) bentuk, yaitu:

a. Gas

Cara penanganan/analisa dalam bentuk gas dapat dilaksanakan langsung ditempat atau di unit proses atau bisa dilakukan dengan pengambilan sample dengan botol gas sample yang selanjutnya dibawa kelaboratorium induk untuk dianalisa. Pengambilan sample dalam bentuk gas harus diperhatikan segi keamanan, terlebih gas yang dianalisa berbahaya. Alat pelindung diri harus disesuaikan dengan sample yang akan diambil. Arah angin juga harus diperhatikan, yaitu kita harus membelakangi angin.

b. Cairan

Untuk melakukan analisa pada bentuk cairan, terlebih dulu contoh harus didinginkan bila contoh yang akan dianalisa panas. Untuk contoh yang berbahaya pengambilan cuplikan contoh dilakukan dengan pipet atau alat lainnya dan diupayakan tidak tertelan atau masuk mulut.

c. Padatan

Untuk mengambil sample dalam bentuk padatan, dilakukan secara acak dan disimpan dalam tempat/botol yang tertutup. Sampel padatan disimpan dalam bentuk *container*/karung. Jumlah sample yang harus diambil adalah akar dari jumlah *container*/karung yang ada. Sedangkan pengambilan sample padatan dalam conveyor yang berjalan dengan titik pengambilan, yaitu dua titik dipinggir dan satu titik ditengah.

Untuk mempermudah pelaksanaan program kerja laboratorium, maka laboratorium di pabrik ini dibagi menjadi 3 bagian :

1. Laboratorium Pengamatan

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa secara fisika terhadap semua arus yang berasal dari proses proses produksi maupun tangki serta mengeluarkan "*Certificate of Quality*" untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan. Jadi pemeriksaan dan pengamatan dilakukan terhadap bahan baku dan produk akhir.

2. Laboratorium Analisa/Analitik

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa terhadap sifat-sifat dan kandungan kimiawi bahan baku, produk akhir, kadar air, dan bahan kimia yang digunakan (*additive*, bahan-bahan injeksi, dan lain-lain)

3. Laboratorium Penelitian, Pengembangan dan Perlindungan Lingkungan

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap kualitas material terkait dalam proses yang digunakan untuk meningkatkan hasil akhir. Sifat dari laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian hal-hal yang baru untuk keperluan pengembangan. Termasuk didalamnya adalah kemungkinan penggantian, penambahan, dan pengurangan alat proses.

4.6.3 Alat Analisa

Alat analisa yang digunakan :

a. *Water Content Tester*

Alat ini digunakan untuk menganalisa kadar air.

b. *Hydrometer*

Alat ini digunakan untuk mengukur *Spesific gravity*.

c. *Viscometer batch*

Alat ini digunakan untuk mengukur viscositas.

d. *Portable Oxygen Tester*

Digunakan untuk menganalisa kandungan oksigen dalam cerobong asap.

e. *Infra – Red Spectrometer*

Digunakan untuk mengukur indeks bias.

4.7 Organisasi Perusahaan

4.7.1 Bentuk Perusahaan

Setiap organisasi perusahaan didirikan dengan tujuan untuk mempersatukan arah dan kepentingan semua unsur yang berkaitan dengan kepentingan perusahaan. Tujuan yang ingin dicapai adalah sebuah kondisi yang lebih baik dari sebelumnya. Faktor yang berpengaruh terhadap tercapainya tujuan yang diinginkan adalah kemampuan manajemen dan sifat-sifat dari tujuan itu sendiri.

Pabrik *Biodiesel* ini direncanakan didirikan pada tahun 2017 dengan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Faktor-faktor yang mendasari pemilihan bentuk perusahaan ini adalah :

- ◆ Modal mudah didapat, yaitu dari penjualan saham perusahaan kepada masyarakat.
- ◆ Dari segi hukum, kekayaan perusahaan jelas terpisah dari kekayaan pribadi pemegang saham.
- ◆ Kontinuitas perusahaan lebih terjamin karena perusahaan tidak tergantung pada satu pihak sebab kepemilikan dapat berganti.
- ◆ Efisiensi Manajemen. para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan direksi yang cakap dan berpengalaman.
- ◆ Pemegang saham menanggung resiko perusahaan hanya sebatas sebesar dana yang disertakan di perusahaan.

- ♦ Lapangan usaha lebih luas. Dengan adanya penjualan saham, usaha dapat dikembangkan lebih luas.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas yaitu Perseroan Terbatas antara lain :

- ♦ Didirikan dengan akta notaris berdasarkan Kitab Undang-Undang Hukum dagang
- ♦ Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham
- ♦ Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham.
- ♦ Pabrik dipimpin oleh seorang Direktur yang dipilih oleh para pemegang saham.
- ♦ Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada Direktur dengan memperhatikan hukum-hukum perburuhan.

4.7.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi merupakan susunan yang terdiri dari fungsi-fungsi dan hubungan-hubungan yang menyatakan seluruh kegiatan untuk mencapai suatu sasaran. Secara fisik, struktur organisasi dapat dinyatakan dalam bentuk grafik yang memperlihatkan hubungan unit-unit organisasi dan garis-garis wewenang yang ada.

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah stuktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan dalam perusahaan tersebut, karena hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan, demi tercapainya hubungan kerja yang baik antar karyawan. Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa asas yang dapat

dijadikan pedoman, antara lain perumusan tugas perusahaan dengan jelas, pendelegasian wewenang, pembagian tugas kerja yang jelas, kesatuan perintah dan tanggung jawab, sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan, dan organisasi perusahaan yang fleksibel.

Sistem struktur organisasi perusahaan ada tiga yaitu *line*, *line* dan *staff*, serta sistem fungsional. Dengan berpedoman terhadap asas-asas tersebut maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu sistem *line/lini* dan *staff*. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi, maka perlu dibentuk staff ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli di bidangnya. Bantuan pikiran dan nasehat akan diberikan oleh staf ahli kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi *line/lini* dan staf ini, yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan yang disebut lini dan orang-orang yang menjalankan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional dan disebut staf.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh Kepala Bidang Produksi serta Kepala Bidang Keuangan dan Umum. Kepala

Bidang membawahi beberapa Kepala Seksi, yang akan bertanggung jawab membawahi seksi-seksi dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Kepala Bidang Produksi membawahi Seksi Operasi dan Seksi Teknik. Sedangkan Kepala Bidang Keuangan dan Umum yang membidangi kelancaran pelayanan dan pemasaran, membawahi Seksi Umum, Seksi Pemasaran, dan Seksi Keuangan & Administrasi. Masing-masing Kepala Seksi akan membawahi Koordinator Unit atau langsung membawahi karyawan. Unit koordinator untuk mengkoordinasi dan mengawasi karyawan yang ada di unitnya.

Dengan adanya struktur organisasi pada perusahaan maka akan diperoleh beberapa keuntungan, antara lain :

- ◆ Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembagian tugas, tanggungjawab, wewenang, dan lain-lain.
- ◆ Penempatan pegawai yang lebih tepat
- ◆ Penyusunan program pengembangan manajemen perusahaan akan lebih terarah
- ◆ Ikut menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada
- ◆ Sebagai bahan orientasi untuk pejabat
- ◆ Dapat mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

4.7.3 Tugas dan Wewenang

4.7.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang berbentuk PT adalah rapat umum pemegang saham (RUPS). Pada rapat umum tersebut, para pemegang saham bertugas untuk :

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

4.7.3.2 Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana dari pemilik saham dan bertanggungjawab terhadap pemilik saham. Tugas Dewan Komisaris meliputi:

1. Menilai dan menyetujui Direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan , alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya pemasaran.
2. Mengawasi tugas direksi
3. Membantu direksi dalam hal yang penting

4.7.3.3 Dewan Direksi

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggungjawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggungjawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan

kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Utama antara lain :

1. Melakukan kebijaksanaan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada rapat umum pemegang saham.
2. Menjaga kestabilan manajemen perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat untuk pemegang saham.
4. Mengkoordinasi kerja sama dengan Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Keuangan dan Umum, serta Personalia.

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain :

1. Bertanggungjawab pada Direktur Utama dalam bidang produksi dan teknik.
2. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kepala bagian yang dibawahinya.

Tugas Direktur Keuangan dan Umum antara lain :

1. Bertanggungjawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum, K3 dan litbang serta pemasaran.
2. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kepala bagian yang dibawahinya.

4.7.3.4 Staff Ahli

Staff ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknis

maupun administrasi. *Staff* ahli bertanggungjawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang *staff* ahli antara lain :

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Mengadakan evaluasi teknik dan ekonomi perusahaan.
3. Memberikan saran dalam bidang hukum

4.7.3.5 Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur bersama-sama dengan *staff* ahli. Kepala bagian ini bertanggungjawab kepada direktur masing-masing.

a. Kepala Bagian Produksi

Bertanggungjawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala bagian membawahi :

- Seksi proses.
- Seksi pengendalian
- Seksi Laboratorium

b. Kepala Bagian Teknik

Tugas antara lain :

Bertanggungjawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang peralatan proses dan utilitas serta mengkoordinasi kepala-kepala seksi yang dibawahinya. Kepala bagian teknik membawahi :

- Seksi pemeliharaan
- Seksi utilitas

c. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggungjawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi :

- Seksi Pembelian
- Seksi Pemasaran/penjualan

d. Kepala Bagian Keuangan

Bertanggungjawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagaian Keuangan membawahi :

- Seksi Administrasi
- Seksi kas

e. Kepala Bagian Umum

Bertanggungjawab kepada Direktu Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Umum membawahi :

- Seksi Personalia
- Seksi Humas

➤ Seksi Keamanan

4.7.3.6 Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing supaya diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggungjawab kepada kepala bagian sesuai dengan seksinya masing-masing.

a. Kepala Seksi Proses

Tugas Kepala Seksi Proses bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran proses produksi.

Seksi Proses :

Tugas seksi proses antara lain :

- ◆ Mengawasi jalannya proses dan produksi dan
- ◆ Menjalankan tindakan sepenuhnya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.

b. Kepala Seksi Pengendalian

Tugas Kepala Seksi Pengendalian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal kelancaran proses produksi yang berkaitan dengan keselamatan aktivitas produksi.

Seksi Pengendalian :

Tugas seksi Pengendalian antara lain :

- ◆ Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

- ◆ Bertanggung jawab terhadap perencanaan dan pengawasan keselamatan proses, instalasi peralatan, karyawan, dan lingkungan (inspeksi)

c. Kepala Seksi Laboratorium

Tugas Kepala Seksi Pengendalian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal pengawasan dan analisa produksi.

Seksi Laboratorium :

Tugas seksi Laboratorium antara lain :

- ◆ Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu,
- ◆ Mengawasi dan menganalisa mutu produksi,
- ◆ Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik, dan
- ◆ Membuat laporan berkala kepada Kepala Bagian Produksi.

d. Kepala Seksi Pemeliharaan

Tugas Kepala Seksi pemeliharaan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam bidang pemeliharaan peralatan., inspeksi dan keselamatan proses dan lingkungan, ikut memberikan bantuan teknik kepada seksi operasi.

Seksi Pemeliharaan :

Tugas seksi Pemeliharaan antara lain :

- ◆ Merencanakan dan melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik serta memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

e. Kepala Seksi Utilitas

Tugas kepala seksi penelitian adalah bertanggungjawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam hal utilitas.

Seksi Utilitas :

Tugas seksi Utilitas antara lain :

- ◆ Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air dan tenaga kerja.

f. Kepala Seksi Penelitian

Tugas kepala seksi penelitian adalah bertanggungjawab kepada Kepala Bagian R & D dalam hal mutu produk.

Seksi Penelitian :

Tugas Seksi Penelitian antara lain :

- ◆ Melakukan riset guna mempertinggi mutu suatu produk

g. Kepala Seksi Pengembangan

Tugas Kepala Seksi Pengembangan adalah bertanggungjawab kepada Kepala Bagian R & D dalam hal pengembangan produksi.

Seksi Pengembangan :

Tugas seksi Pengembangan antara lain :

- ◆ Mengadakan pemilihan pemasaran produk ke suatu tempat dan mempertinggi efisiensi kerja.
- ◆ Mempertinggi mutu suatu produk, memperbaiki proses pabrik/perencanaan alat dan pengembangan produksi

h. Kepala Seksi Administrasi

Tugas Kepala Seksi Administrasi ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal administrasi.

Seksi Administrasi :

Tugas Seksi Administrasi antara lain :

- ◆ Menyelenggarakan pencatatan utang piutang, administrasi, persediaan kantor, pembukuan serta masalah perpajakan.

i. Kepala Seksi Keuangan

Tugas Kepala Seksi Administrasi ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal keuangan/anggaran.

Seksi Keuangan :

Tugas seksi Keuangan antara lain :

- ◆ Menghitung penggunaan uang perusahaan,
- ◆ Mengamankan uang dan meramalkan tentang keuangan masa depan, serta
- ◆ Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.

j. Kepala Seksi Penjualan

Tugas Kepala Seksi Penjualan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Pemasaran dalam bidang pemasaran hasil produksi.

Seksi Penjualan :

Tugas seksi Penjualan antara lain :

- ◆ Merencanakan strategi penjualan hasil produksi dan mengatur distribusi hasil produksi dari gudang.

k. Kepala Seksi Pembelian

Tugas Kepala Seksi Pembelian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Pemasaran dalam bidang penyediaan bahan baku dan peralatan.

Seksi Pembelian :

Tugas seksi pembelian antara lain :

- ◆ Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan, serta mengetahui harga pasaran dari suatu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

l. Kepala Seksi Personalia

Tugas Kepala Seksi Personalia bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal sumber daya manusia.

Seksi personalia .:

Tugas seksi Personalia antara lain :

- ◆ Mengelola sumber daya manusia dan manajemen.
- ◆ Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya
- ◆ Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis, serta
- ◆ Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

m. Kepala Seksi Humas

Tugas Kepala Seksi Humas bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal hubungan masyarakat.

Seksi Humas :

Tugas seksi Humas antara lain :

- ◆ Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

n. Kepala Seksi Keamanan

Tugas Kepala Seksi Humas bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum yang menyangkut keamanan di sekitar pabrik.

Seksi Keamanan :

Tugas seksi Keamanan antara lain :

- ◆ Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan
- ◆ Mengawasi keluar masuknya orang baik karyawan atau bukan di lingkungan pabrik, serta
- ◆ Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

4.7.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Pada pabrik *Biodiesel* ini sistem gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggungjawab dan keahlian. Pembagian karyawan pabrik ini dapat dibagi menjadi tiga golongan antara lain :

1). Karyawan Tetap

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2). Karyawan Harian

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.

3). Karyawan Borongan

Yaitu karyawan yang dikaryakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.7.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Jadwal kerja di perusahaan ini di bagi menjadi dua bagian, yaitu jadwal kerja kantor (jadwal *non shift*) dan jadwal kerja pabrik (jadwal *shift*).

4.7.5.1 Jadwal Non Shift

Jadwal ini berlaku untuk karyawan kantor (*office*). Dalam satu minggu jam kantor adalah 40 jam dengan perincian sebagai berikut :

- Senin – Jum’at : 08.00 – 16.30 WIB.
- Istirahat : 12.00 – 13.00 WIB.
- Coffee Break I : 09.45 – 10.00 WIB.
- Coffee Break II : 14.45 – 15.00 WIB.
- Sabtu : 08.00 – 13.30 WIB.
- Istirahat Sabtu : 12.00 – 12.30 WIB.

4.7.5.2 Jadwal Shift

Jadwal kerja ini diberlakukan kepada karyawan yang berhubungan langsung dengan proses produksi, misalnya bagian produksi, mekanik, laboratorium, genset dan elektrik, dan instrumentasi. Jadwal kerja pabrik ini dibagi dalam 3 shift, yaitu :

- Shift I : 24.00 – 08.00 WIB.

- Shift II : 08.00 – 16.00 WIB.
- Shift III : 16.00 – 24.00 WIB.

Setelah dua hari masuk shift II, dua hari shift III, dan dua hari shift I, maka karyawan shift ini mendapat libur selama dua hari. Setiap masuk kerja shift, karyawan diberikan waktu istirahat selama 1 jam secara bergantian.

Diluar jam kerja kantor maupun pabrik tersebut, apabila karyawan masih dibutuhkan untuk bekerja, maka kelebihan jam kerja tersebut akan diperhitungkan sebagai kerja lembur (overtime) dengan perhitungan gaji yang tersendiri. Untuk hari besar (hari libur nasional), karyawan kantor diliburkan. Sedangkan karyawan pabrik tetap masuk kerja sesuai jadwalnya dengan perhitungan lembur.

4.7.6 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

4.7.6.1 Penggolongan Jabatan

Tabel 4.39 Penggolongan jabatan

No	Jabatan	Pendidikan
1.	Direktur Utama	Sarjana Teknik Kimia
2.	Direktur Teknik dan Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3.	Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi
4.	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
5.	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin/Elektro
6.	Kepala Bagian R & D	Sarjana Teknik Kimia
7.	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi
8.	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi
9.	Kepala Bagian Umum	Sarjana Hukum
10.	Kepala Seksi	Sarjana Muda Teknik Kimia
11.	Operator	STM/SMU/Sederajat
12.	Sekretaris	Akademi Sekretaris
13.	Staff	Sarjana Muda / D III
13.	Medis	Dokter
14.	Paramedis	Perawat
15.	Lain-lain	SD/SMP/Sederajat

4.7.6.2 Perincian Jumlah Karyawan

Tabel 4.40 Jumlah karyawan pada masing-masing bagian

NO	Jabatan	Jumlah
1.	Direktur Utama	1
2.	Direktur	2
3.	Kepala Bagian	6
4.	Kepala seksi	12
5.	Kepala Shift	24
6.	Peg. Staf I	12
7.	Peg. Staf II	10
8.	Operator	50
9.	Kepala Security	1
10.	Security	10
11.	Pegawai	10
	Jumlah	138

4.7.6.3 Sistem Gaji Pegawai

Sistem gaji perusahaan ini dibagi menjadi 3 golongan yaitu :

1. Gaji Bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap dan besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

2. Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

3. Gaji Lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

Penggolongan Gaji Berdasarkan Jabatan

Tabel 4.41 Perincian golongan dan gaji

Golongan	Jabatan	Gaji/Bulan
1	Direktur utama	20,000,000.00
2	Direktur	15,000,000.00
3	Kepala Bagian	10,000,000.00
4	Kepala Seksi	1,000,000.00
5	Kepala shift	4,500,000.00
6	Pegawai Staff I	4,000,000.00
7	Pegawai Staff III	3,500,000.00
8	Operator	3,000,000.00
9	Kepala Regu (security)	2,500,000.00
10	Security	2,000,000.00
11	Pegawai	1,500,000.00

4.7.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Semua karyawan dan staff di perusahaan ini akan mendapat :

1. *Salary*
 - a. *Salary*/bulan
 - b. Bonus per tahun untuk staff, min 2 kali *basic salary*
 - c. THR per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
 - d. Natal per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
 - e. Jasa per tahun untuk semua staff, 1 kali *basic salary*
2. Jaminan sosial dan pajak pendapatan
 - a. Pajak pendapatan semua karyawan menjadi tanggungan perusahaan
 - b. Jamsostek : 3,5 % kali *basic salary*.

1,5 % tanggungan perusahaan

2 % tanggungan karyawan
3. *Medical*
 - a. *Emergency* : tersedia poliklinik pengobatan gratis

- b. Tahunan : pengobatan untuk staff dan keluarganya bebas, ditanggung perusahaan.
- 4. Perumahan
 - Untuk staff disediakan mess
- 5. Rekreasi dan olahraga
 - a. Rekreasi : Setiap 1 tahun sekali karyawan + keluarga bersama-sama mengadakan tour atas biaya perusahaan
 - b. Olahraga : tersedia lapangan tennis dan bulu tangkis
- 6. Kenaikan gaji dan promosi
 - a. Kenaikan gaji dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan besarnya inflasi, prestasi kerja dan lain-lain.
 - b. Promosi dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan pendidikan, prestasi kerja, dan lain-lain.
- 7. Hak cuti dan ijin
 - a. Cuti tahunan : setiap karyawan mendapatkan cuti setiap tahun selama 12 hari setelah tahun kelima mendapat tambahan 2 hari (total 20 hari)
 - b. Ijin tidak masuk kerja diatur dalam KKB yang ada.
- 8. Pakaian kerja dan sepatu. Setiap tahun mendapat jatah 2 stel.

4.7.8 Manajemen Produksi

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang fungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk dengan mengatur penggunaan

faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan.

Manajemen produksi meliputi manajemen perencanaan dan manajemen pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan akan diperoleh kualitas produk sesuai dengan rencana dan dalam waktu yang tepat. Dengan meningkatkan kegiatan produksi maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindari terjadinya penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali.

4.8 ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu pada perancangan pabrik *Biodiesel* ini dibuat evaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau dengan metode:

1. *Return Of Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow rate Of Return*
4. *Break Even Point*
5. *Shut Down Point*

Untuk meninjau faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran terhadap beberapa faktor, yaitu:

1. Penaksiran Modal Industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri atas:
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital*)

2. Penentuan Biaya Produksi Total (Production Investment) yang terdiri atas:
 - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)
3. Total Pendapatan.

4.8.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. 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 (Petter Timmerhaus tabel 3 p. 163).

Tabel 4.42 Harga CEP index

Tahun	CEP
1990	356
2007	373
2017	383

Berdasarkan cara tersebut maka dapat diperoleh harga tiap alat di tahun 2017 dengan terlebih dahulu mengetahui harga alat di tahun 2007 (www.Match.com).

Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries \& Newton, 1955})$$

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2017

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi (2007)

Nx : Index harga pada tahun 2017

Ny : Index harga pada tahun referensi (2007)

Table 4.43 Harga alat pada di tahun 2017

Alat	Jumlah	2007	2019	Total
Tangki Penyimpan-01	5	23000	23739,95	118699,73
Tangki Penyimpan-02	5	31100	32100,54	160502,68
Tangki Penyimpan-03	1	1000	1032,17	1032,17
Tangki Penyimpan-04	1	900	928,95	928,95
Tangki Penyimpan-05	1	2100	2167,56	2167,56
Tangki Penyimpan-06	6	3900	4025,47	24152,82
Tangki Penyimpan-07	6	32700	33752,01	202512,06
Tangki Penyimpan-08	6	20200	20849,87	125099,20
Tangki Penyimpan-09	5	5200	5367,29	26836,46
Reaktor - 01	1	65300	67400,80	67400,80
Reaktor - 02	1	65300	67400,80	67400,80
Reaktor - 03	1	65300	67400,80	67400,80
Reaktor - 04	1	109400	112919,57	112919,57
Reaktor - 05	1	109400	112919,57	112919,57
Reaktor -06	1	109400	112919,57	112919,57
Netralizer - 01	1	29700	30655,50	30655,50
Netralizer - 02	1	70000	72252,01	72252,01
Decanter-01	1	35000	36126,01	36126,01
Decanter-02	1	68700	70910,19	70910,19
Decanter-03	1	36500	37674,26	37674,26
Evaporator-01	1	21600	22294,91	22294,91
Condenser-01	1	23500	24256,03	24256,03
HE-01	1	500	516,09	516,09
HE-02	1	400	412,87	412,87
HE-03	1	500	516,09	516,09
HE-04	1	1200	1238,61	1238,61
HE-05	1	17300	17856,57	17856,57
CL-01	1	500	516,09	516,09

Table 4.42 Harga alat pada di tahun 2017.....(lanjutan)

CL-02	1	9600	9908,85	9908,85
CL-03	1	9900	10218,50	10218,50
CL-04	1	10500	10837,80	10837,80
CL-05	1	4200	4335,12	4335,12
Pompa-01	2	300	309,65	619,30
Pompa-02	2	200	206,43	412,87
Pompa-03	2	200	206,43	412,87
Pompa-04	2	250	258,04	516,09
Pompa-05	2	400	412,87	825,74
Pompa-06	2	400	412,87	825,74
Pompa-07	2	400	412,87	825,74
Pompa-08	2	90	92,90	185,79
Pompa-9	2	400	412,87	825,74
Pompa-10	2	400	412,87	825,74
pompa-11	2	1200	1238,61	2477,21
Pompa-12	2	1200	1238,61	2477,21
Pompa-13	2	1200	1238,61	2477,21
Pompa-14	2	1200	1238,61	2477,21
Pompa-15	2	100	103,22	206,43
Pompa-16	2	900	928,95	1857,91
Pompa-17	2	500	516,09	1032,17
Pompa-18	2	100	103,22	206,43
Pompa-19	2	500	516,09	1032,17
Pompa-20	2	500	516,09	1032,17
Pompa-21	2	500	516,09	1032,17
Pompa-22	2	1032,17	1032,17	1032,17
Pompa-23	2	1032,17	1032,17	1032,17
Pompa-24	2	1032,17	1032,17	1032,17
Mixer-01	1	35300	36435,66	36435,66
Mixer-02	1	46200	47686,33	47686,33
Mixer-03	1	69700	71942,36	71942,36
Akumulator-01	1	400	412,87	412,87
Total				1732479,36

4.8.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi = 25.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Pabrik didirikan = 2019

Kurs mata uang = 1 US\$ = Rp 11.000

4.8.3 Perhitungan Biaya

4.8.3.1 *Capital Investment*

Capital investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk fasilitas-fasilitas produksi dan untuk menjalankannya. *Capital investment* meliputi:

- a. *Fixed Capital Investment* adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembuatannya.
- b. *Working Capital* adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha/modal dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

4.8.3.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost adalah biaya yang diperlukan untuk produksi suatu bahan, merupakan jumlah *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost* yang berkaitan dengan produk.

- a. *Direct Cost* adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.
- b. *Indirect Cost* adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.
- c. *Fixed Cost* merupakan harga yang berkaitan dengan *fixed capital* dan pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap.

- d. *General Expenses* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

4.8.3.3 *General Expense*

General expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

4.8.4 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan analisa atau evaluasi kelayakan.

4.8.4.1 Percent Return of Investment (ROI)

Return of Investment adalah biaya *fixed capital* yang kembali pertahun atau tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{FCI} \times 100\%$$

FCI = *Fixed Capital Investment*

4.8.4.2 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan sebuah penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.

4.8.4.3 Discounted Cash Flow of Return (DCFR)

Evaluasi keuntungan dengan cara *discounted cash flow* uang tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik (*present value*).

4.8.4.4 Break Even Point (BEP)

Break even point adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian). Kapasitas pabrik pada saat *sales value* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan untung jika beroperasi di atasnya.

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

Dengan:

Fa = *Annual Fixed Expense*

Ra = *Annual Regulated Expense*

Va = *Annual Variabel Expense*

Sa = *Annual Sales Value Expense*

4.8.4.5 Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah level produksi dimana biaya untuk menjalankan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

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

4.8.5 Hasil Perhitungan

4.8.5.1 Penentuan *Fixed Capital Investment*

Tabel 4.44 *Fixed Capital Investment*

No.	Type of capital investment	US\$	Rp.
1	<i>Delivered equipment cost</i>	1.992.351,26	1.905.727.292
2	Instalasi	256.406,9448	1.580.021.173
3	Pemipaan	1.050.748,73	1.826.899.482
4	Instrumentasi	252.075,74	148.126.985
5	Isolasi	87.490,20	246.878.308
6	Listrik	252.941,98	197.502.646,6
7	Tanah dan Perbaikan		6.550.141.250
8	Bangunan		393.750.000.000.00
9	Utilitas	4.774,11	272.124.803,6
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		52.044.020,3	406.477.421.940,41
10	Teknik dan konstruksi	1.283.504,803	81.295.484.388
<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>		52.044.020,3	572.484.223.343,53
11	Upah kontraktor	770.102,88	48.777.290.633
12	Biaya tak terduga	770.102,88	48.777.290.632,85
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		686.981.068.012,24	62.452.824,36

4.8.5.2 Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

A. *Manufacturing Cost*

Tabel 4.45 *Manufacturing Cost*

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
1	<i>Raw Materials</i>		88.598.735.874,29
2	<i>Labor Cost</i>	-	6.006.000.000
3	<i>Supervision</i>	-	600.600.000
4	<i>Maitenance</i>	-	360.360.000
5	<i>Plant Supplies</i>	-	54.054.000
6	<i>Royalties and Patents</i>	-	4.500.479.097,97
	<i>Utilities</i>	-	46.594.902.069,14
	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	-	146.715.131.041,40
1	<i>Payroll and Overhead</i>	-	900.900.000
2	<i>Laboratory</i>	-	600.600.000
3	<i>Plant Overhead</i>	-	3.003.000.000
4	<i>Packaging ang Shipping</i>	-	13.501.437..293,92
	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	-	18.005.937.293,92
1	<i>Depreciation</i>		68.698.106.801,22
2	<i>Property Taxes</i>		13.739.621.360,24
3	<i>Insurance</i>		686.981.068,01
	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>		83.124.709.229,48
	<i>Total Manufacturing Cost</i>		247.845.777.564,80

B. *General Expense*

Tabel 4.46 *General Expense*

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
1	<i>Administration</i>		9.000.958.195,94
2	<i>Sales</i>		9.000.958.195,94
3	<i>Research</i>		9.000.958.195,94
4	<i>Finance</i>		6.869.810.680,12
	<i>General expense</i>		33.872.685.267,95

$$\begin{aligned}\text{Total Biaya Produksi} &= \text{TMC} + \text{GE} \\ &= \text{Rp } 281.718.462.823,75\end{aligned}$$

4.8.5.3 Keuntungan (*Profit*)

Keuntungan = Total Penjualan Produk – Total Biaya Produksi

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

$$\text{Total Penjualan Produk} = \text{Rp. } 450.047.909.797,20$$

$$\text{Total Biaya Produksi} = \text{Rp. } 281.718.462.823,75$$

Pajak keuntungan sebesar 40%.

$$\text{Keuntungan Sebelum Pajak} = \text{Rp. } 168.329.446.964,45$$

$$\text{Keuntungan Setelah Pajak} = \text{Rp. } 100.997.668.178,67$$

4.8.5.4 Analisa Kelayakan

1. *Persent Return of Investment (ROI)*

$$\text{ROI} = \frac{\text{Profit}}{\text{FCI}} \times 100\%$$

$$\blacklozenge \text{ ROI sebelum Pajak} = 24,50 \%$$

$$\blacklozenge \text{ ROI setelah Pajak} = 14,70 \%$$

2. *Pay Out Time (POT)*

$$\text{POT} = \frac{\text{FCI}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

$$\bullet \text{ POT sebelum Pajak} = 2,90 \text{ tahun}$$

$$\bullet \text{ POT setelah Pajak} = 4 \text{ tahun}$$

3. *Break Even Point (BEP)*

Fixed Manufacturing Cost (Fa) = Rp. 83.124.709.229,48

Variabel Cost (Va) = Rp. 153.195.554.335,32

Regulated Cost (Ra) = Rp. 45,398.199.267,95

Penjualan Produk (Sa) = Rp. 450.047.909.797,2

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

$$BEP = 48,50\%$$

4. *Shut Down Point (SDP)*

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

$$SDP = 16,41 \%$$

5. *Discounted Cash Flow (DCF)*

Umur Pabrik = 10 tahun

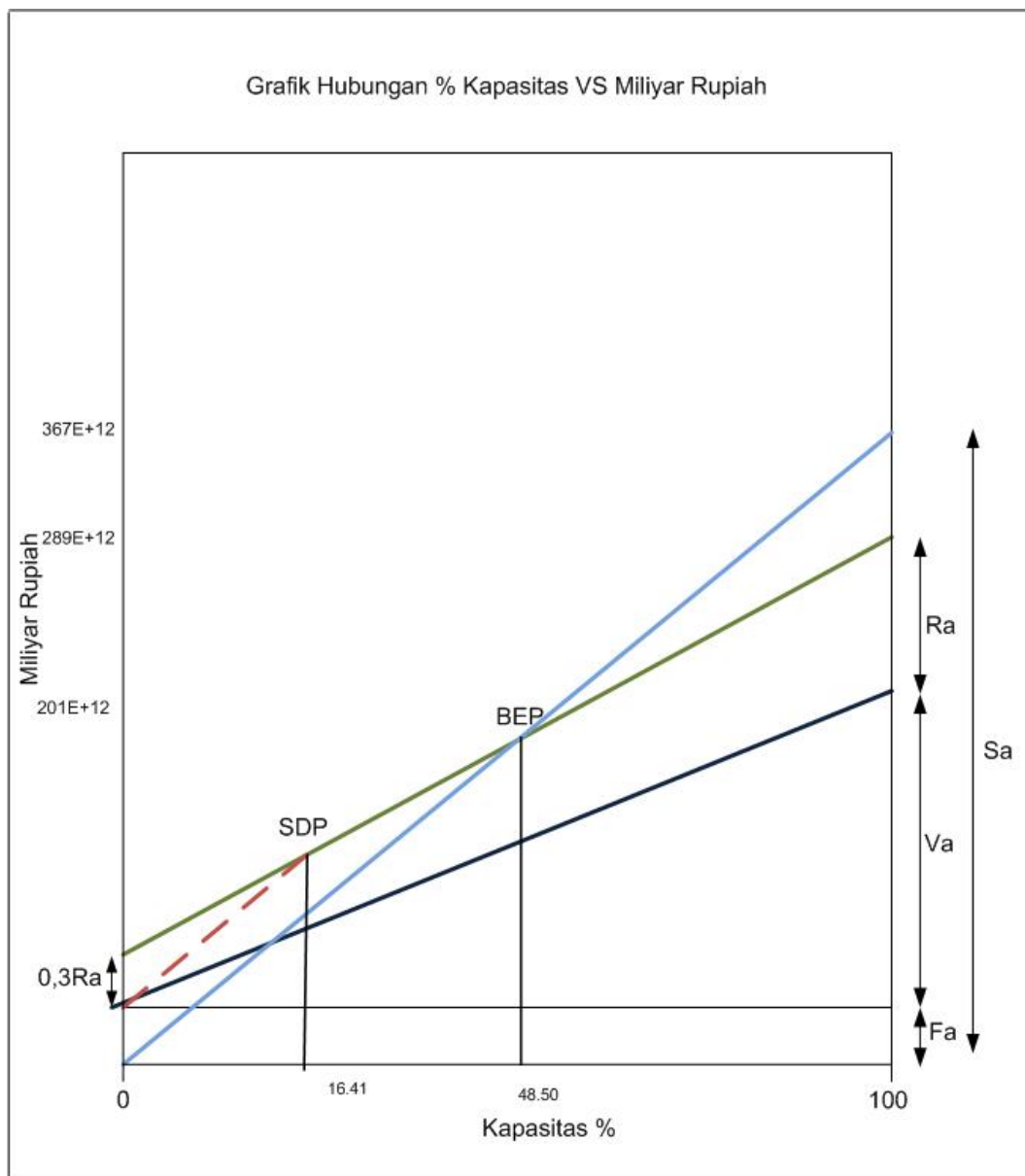
Fixed Capital (FC) = Rp.686.981.000.000

Working Capital (WC) = Rp. 210.119.000.000

Salvage Value (SV) = Rp. 103.047.000.000

DCFR = 18,5%

Bunga Simpanan Bank rata-rata saat ini = 8 % sampai 10 %



Gambar 4.3 Nilai BEP dan SDP

BAB V

PENUTUP

5.1 KESIMPULAN

Pabrik Biodiesel ini membutuhkan bahan baku berupa minyak kelapa dan metanol (CH_3OH), dimana untuk kebutuhan minyak kelapa per-tahunnya sebanyak 8.102,03 ton, sedangkan untuk kebutuhan metanol sebesar 22.065,10 ton/tahun. Pabrik ini digolongkan pabrik beresiko rendah (*low risk*) karena bahan baku maupun produknya tidak beracun dan tidak berbahaya.

Berdasarkan perhitungan utilitas yang telah dilakukan terhadap kebutuhan air, listrik dan steam, didapat bahwa kebutuhan air pabrik secara keseluruhan sebesar 250.136,6089 kg/jam dimana masing-masing terdiri dari kebutuhan air untuk proses sebanyak 193.165,8491kg/jam, air untuk steam sebanyak 13.822,9917 kg/jam, air untuk make-up sebanyak 41.397,7682 kg/jam dan kebutuhan air untuk domestik sebanyak 18.000 kg/jam. Sedangkan kebutuhan listrik total baik untuk alat proses dan keperluan lainnya sebesar 120 kW.

Selain perhitungan secara teknis, dilakukan juga perhitungan secara ekonomi terhadap tugas pra-rancangan pabrik ini, dan berdasarkan perhitungan tersebut pabrik biodiesel dari minyak kelapa dan metanol dengan kapasitas 25.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

REAKTOR ESTERIFIKASI

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara *coconut oil* dan metanol dengan katalis Asam Sulfat (H_2SO_4)

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan jaket pemanas

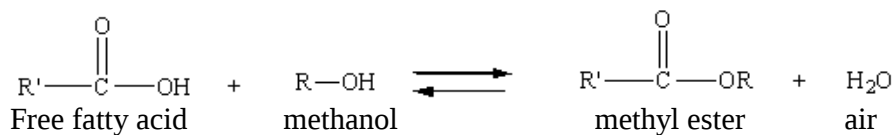
Kondisi Operasi : Endotermis

$$T = 60\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P = 1\text{ atm}$$

A. MENGHITUNG KECEPATAN VOLUMETRIS UMPAN

Persamaan reaksi :



Diketahui:

Komponen	m, kg/jam	densitas, kg/L	Fv, L/jam	BM (kg/kmol)	Kmol/jam
CO	1022,983	0.919	1113,148205	282	3,6276
CH ₃ OH	696,4992	0.783	889,5264368	32	21,7656
H ₂ SO ₄	6,964992	1.827	3,812256158	98	0,071071347
METIL ESTER	1052,294	0.8668	1213,998856	296	3,555048
H ₂ O	63,99086	1	63,990864	18	3,555048
Total	2.842,7325		3.284,476617		

1. Menghitung Konsentrasi Umpan

Reaktan pembatas pada reaksi esterifikasi ini adalah RCOOH, maka RCOOH adalah senyawa A dan CH₃OH adalah senyawa B.

$$C_{A_0} = \frac{\text{mol } A}{\Sigma F_V} = 1,1045 \text{ mol / L}$$

$$C_{B_0} = \frac{\text{mol } B}{\Sigma F_V} = 6,6268 \text{ mol / L}$$

2. Menghitung Harga Konstanta Kecepatan Reaksi

Asumsi :

- Reaksi orde 1,
- Reaksi *reversible*,
- Pengadukan sempurna sehingga konsentrasi keluar reaktor sama dengan konsentrasi didalam reaktor,
- Kecepatan alir volumetrik (Fv) masuk reaktor sama dengan kecepatan alir volumetrik keluar reaktor,

$$\begin{aligned} -r_A &= -\frac{dC_A}{dt} = kC_A \\ -r_A &= -\frac{dC_{A_0}(1-x_A)}{dt} = C_{A_0} \frac{dx_A}{dt} \\ C_{A_0} \frac{dx_A}{dt} &= kC_{A_0}(1-x_A) \\ \frac{dx_A}{(1-x_A)} &= C_{A_0} \cdot k \cdot dt \\ \int \frac{dx_A}{(1-x_A)} &= C_{A_0} k \int_0^t dt \\ \ln(1-x_A) &= C_{A_0} kt \\ k &= \frac{\ln(1-x_A)}{C_{A_0} \cdot t} \end{aligned}$$

Dimana : k : Konstanta kecepatan reaksi esterifikasi, L/mol.jam

C_{Ao} : Konsentrasi reaktan A mula-mula = 1,1045 mol/L

M : Perbandingan konsentrasi A/B mula = 6,0000

t : Waktu reaksi = 4,25 jam

x_A : Konversi reaksi = 0,98 %

Maka : k = 0,6279 L/mol.jam

B. OPTIMASI REAKTOR

1. Menghitung Jumlah Reaktor

Volume untuk 1 reaktor dengan rumus:

$$\begin{aligned}
 R_{in} - R_{out} - R_{reaksi} &= R_{acc} \\
 Fv \cdot C_{Ao} - Fv \cdot C_A - (-r_A) \cdot V &= 0 \\
 Fv \cdot C_{Ao} - Fv \cdot C_{Ao} \cdot (1 - x_A) - (-r_A) \cdot V &= 0 \\
 Fv \cdot C_{Ao} \cdot x_A - k \cdot C_{Ao}^2 \cdot (1 - x_A) \cdot (M - x_A) \cdot V &= 0 \\
 V &= \frac{Fv \cdot x_A}{k \cdot C_{Ao} \cdot (1 - x_A) \cdot (M - x_A)}
 \end{aligned}$$

Volume untuk reaktor seri dengan rumus:

$$V = \frac{Fv \cdot (x_{A_n} - x_{A_{n-1}})}{k \cdot C_{Ao} \cdot (1 - x_{A_n}) \cdot (M - x_{A_n})}$$

Dengan cara trial konversi masing-masing reaktor untuk mendapatkan volume reaktor seri yang sama, diperoleh dengan menggunakan excel:

- Untuk 1 buah reaktor

$$V_1 = 67.718,3583 \text{ gallon}$$

$$\theta = 5 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,978$$

- Untuk 2 buah reaktor

$$V_1 = V_1 = 8.390,3842 \text{ gallon}$$

$$\theta = 9,67 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,979$$

$$x_2 = 0,979$$

- Untuk 3 buah reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = 3.709,3412 \text{ gallon}$$

$$\theta = 4,25 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,979$$

$$x_2 = 0,979$$

$$x_3 = 0,98$$

2. Menghitung Harga reaktor

Kondisi Operasi : $T = 60^\circ\text{C}$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Bahan konstruksi reaktor dipilih “*Carbon Steel SA-283 Grade C*”, maka basis harga reaktor pada volume 100 gallon = \$8.000 (*Timmerhaus, Fig. 16-35, P. 731*).

$$E_b = E_a \times \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^{0,6}$$

Dimana : E_a : Harga reaktor basis

E_b : Harga reaktor perancangan

C_a : Kapasitas reaktor basis

C_b : Kapasitas reaktor perancangan

- Untuk 1 buah reaktor

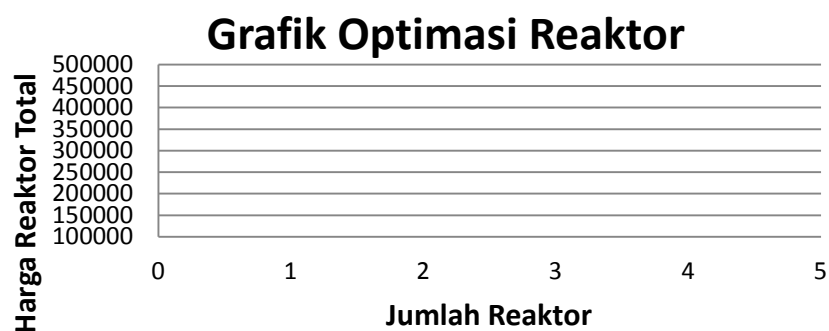
$$E_b = \$40.000 \times \left(\frac{67.718,3583 \text{ gall}}{3000 \text{ gall}} \right)^{0,6}$$

$$E_b = \$259.544,0583$$

N	Volume (gallon)	Volume Total (gallon)	Cost/Unit	Cost
1	67718,3583	67718,3583	454202,1021	454202,1021
2	8390,3843	16780,7685	129746,1255	259492,2509
3	3709,3412	11128,0237	79506,6326	238519,8978
4	2292,9725	9171,8901	59575,0750	238300,3001
5	1640,0689	8200,3445	48723,9562	243619,7809

3. Penentuan Jumlah Reaktor yang Optimum

Jumlah reaktor	Konversi setiap reaktor	Volume reaktor (gallon)	Volume total reaktor (gallon)	Harga tiap Unit (dollar)	Harga total (dollar)	θ , jam
1	x_1 0,94	57.664,86	57.664,86	512.577,20	512.577,20	21,71
2	x_1 0,979	5.263,10		121.886,98	243.773,96	1,98
	x_2 0,979					
3	x_1 0,978	2.125,48	6.376,43	70.743,46	212.230,38	0,80
	x_2 0,979					
	x_3 0,98					



Pertimbangan volume : $V_1 > V_2 > V_3 > V_4 > V_5 > V_6$

Pertimbangan harga reaktor : $R_1 > R_2 > R_3 > R_4 < R_5 < R_6$

Maka jumlah reaktor yang optimum sebanyak **3 buah disusun seri** untuk

mendapatkan harga perancangan reaktor yang minimum.

C. PERANCANGAN REAKTOR

Volume cairan dalam reaktor

$$\begin{aligned} V_{\text{cairan}} &= 14039,8566 \text{ liter} \\ &= 14,04 \text{ m}^3 \\ &= 495,7473 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Volume reaktor, *overdesign* 20%

$$\begin{aligned} V_{\text{reaktor}} &= 16847,8279 \text{ liter} \\ &= 16,85 \text{ m}^3 \\ &= 594,9 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

1. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki Reaktor

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

1,5 (*Brownell & Young, table 3.3, P.43*)

$$V_{\text{reaktor}} = 16.847,828 \text{ liter}$$

$$V_{\text{reaktor}} = V_{\text{shell}} + 2V_{\text{head}}$$

$$V_{\text{shell}} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$V_{\text{head}} = 0,0847 D^3 \quad D = \text{ft} ; V = \text{ft}^3 \quad (\text{Brownell \& Young, P.88})$$

$$\begin{aligned} V_{\text{reaktor}} &= \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \right) + (2 \times 0,0847 D^3) \\ &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 1,5 D + 0,1694 D^3 \\ &= \frac{\pi}{4} \times 1,5 D^3 + 0,1694 D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, } D &= 7,6157 \text{ ft} \\
 &= 2,3213 \text{ m} \\
 &= 91,3880 \text{ in} \\
 H &= 11,4235 \text{ ft} \\
 &= 3,4819 \text{ m} \\
 &= 137,0821 \text{ in}
 \end{aligned}$$

2. Menentukan Tebal Dinding (*Shell*) Reaktor

Digunakan persamaan;

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6P} + C \quad (\text{Eq.13-12, P.25 Brownell \& Young})$$

Dimana : t_s : Tebal dinding shell, in

$$\begin{aligned}
 P &: \text{ Tekanan design } (P_{\text{operasi}} \times 1,2) &= 17,64 \text{ psi} \\
 r_i &: \text{ jari-jari reaktor} &= 45,6940 \text{ in} \\
 E &: \text{ Effisiensi sambungan las} &= 0,85 \\
 f &: \text{ Tekanan maksimal yang diizinkan} &= 12.650 \text{ psi} \\
 C &: \text{ Korosi yang diizinkan} &= 0,125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Maka: } t_s = 0,2000 \text{ in}$$

Digunakan tebal shell standar = 5/16 in

$$0,3125 \text{ in}$$

$$ID_{\text{shell}} = 91,4 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 OD_{\text{shell}} &= ID_{\text{shell}} + 2t_s \\
 &= 92,0130 \text{ in}
 \end{aligned}$$

OD standar = 102 in

(Brownell & Young, table 5.7, P.55)

ID = 101,37 in

3. Menentukan Tebal Head

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283 Grade C

Bentuk head : Flanged and Dished Head (Torispherical)

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

- *Flanged & Standard Dished Head*

Umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.

- *Torispherical Flanged & Dished Head*

Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.

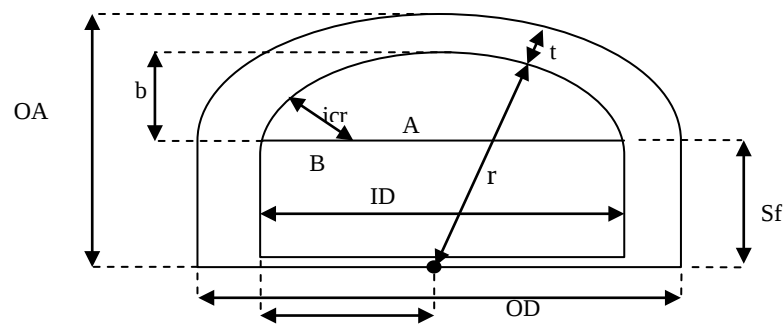
- *Elliptical Dished Head*

Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal.

- *Hemispherical Head*

Digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi, kuat dan ukuran yang tersedia terbatas.

(P-87 Brownell, 1959)



Keterangan gambar :

ID : diameter dalam *head*

OD : diameter luar *head*

a : jari-jari dalam *head*

t : tebal *head*

r : jari-jari dalam *head*

icr : *inside corner radius*

b : *deep of dish*

sf : *straight of flanged*

OA : tinggi *head*

Tebal *head* dihitung dengan persamaan berikut :

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot rc}{f \cdot E - 0,1P} + C \quad (\text{Eq.13-12,P.25Brownell\&Young})$$

Dimana : rc (*inside spherical or crown radius*, in)

Maka : t head = 0,2644 in

t head standar = 0,3125 in

4. Menentukan Ukuran Head

Ukuran *Head* :

ID = ID shell = 101,375 in

$$\frac{icr}{OD} = \frac{6,125}{102} = 0,0600 = 6,\%$$

(memenuhi syarat untuk *icr* dari *torispherical*)

a = ID/2 = 50,6875 in

AB = a – icr

$$= 44,5625 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr$$

$$= 89,87 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= \sqrt{(89,87)^2 - (44,56)^2}$$

$$= 78,05 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= 17,9507 \text{ in}$$

$$Sf \text{ (Straight of Flange)} = 2,25 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.8, P-93,}$$

Brownell&Young)

$$\text{Jadi tinggi head total, OA} = Sf + b + \text{thead}$$

$$= 0,5210 \text{ m}$$

$$\text{Volume head total (V head)} = \text{Volume head (Vh)} + \text{Volume flange (Vsf)}$$

Volume sebuah *head* untuk *Torisphericaldished head* adalah :

$$V_h = 0,000049 \times ID^3 \quad (\text{Eq.5-11, P.88 Brownell\&Young})$$

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} ID^2 \frac{Sf}{12}$$

Jadi , Volume *head* total adalah :

$$V_{head} = 0,000049 \cdot ID^3 + \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot ID^2 \cdot Sf$$

$$= \left[0,000049 \times \left(\frac{65,5}{12} \text{ ft} \right)^3 \right] + \left[\frac{\pi}{4} \times \left(\frac{65,5}{12} \right)^2 \times \left(\frac{2,25}{12} \right) \right]$$

$$= 1,4456 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume shell (Vs)} = \text{Volume design} - 2 \cdot \text{Volume head total}$$

$$= 13,3618 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi shell} &= H_s = \frac{4V_s}{\pi \cdot ID^2} \\ &= 2,5672 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor} &= \text{Tinggi shell} + (2 \times \text{Tinggi head}) \\ &= 3,6093 \text{ m} \approx 3,6 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam silinder (*shell*)

$$\begin{aligned} Z_L &= \frac{4 \cdot V_r}{\pi \cdot Di^2} \\ &= \frac{4 \times 5,7222 \text{ m}^3}{\pi \times (1,6637 \text{ m})^2} \\ &= 2,88 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang} &= \pi/4 \times Di^2 \\ &= 5,2047 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

5. Merancang Pengaduk Reaktor

Komponen	μ (Cp)	Reaktor-01		
		jumlah, kg/jam	fraksi massa, x_i	μ_x
CH ₃ OH	0,51	696,4992	0,2450	0,1250
CO	30,65	1022,983	0,3599	11,0309
H ₂ O	0,47	63,990	0,0225	0,0106
H ₂ SO ₄	19,72	6,9649	0,0025	0,0493
METIL ESTER	5,89	1052,294	0,3702	2,1805
TOTAL		2842,732	1,0	0,6070

Tugas pengaduk : untuk mencampur.

Tipe Pengaduk : *blade turbin impeller*, 6 buah *blade* dengan 4 buah *baffle*

(Fig. 8.4, P-341, HF. Rase)

Diketahui :

$$Dt = 2,575 \text{ m}$$

$$Dt/Di = 3$$

$$Di = Dt/3 = 0,257 \text{ m}$$

$$Zi/Di = 1,3 \longrightarrow Zi = 1,3 \times 0,5546 \text{ m} = 0,7209 \text{ m}$$

$$W/Di = 0,17 \longrightarrow W = 0,17 \times Di$$

$$= 0,146 \text{ m}$$

$$H/Di = 0,2 \longrightarrow H = 0,2 \times Di$$

$$= 0,513 \text{ m}$$

$$L/Dt = 0,25 \longrightarrow L = 0,25 \times Dt$$

$$= 0,215 \text{ m}$$

Ringkasan Ukuran Reaktor

- ♦ Diameter dalam reaktor (Dt) = 2,5749 m
- ♦ Tinggi reaktor (ZR) = 3,6093 m
- ♦ Jarak pengaduk dari dasar (Zi) = 1,11 m
- ♦ Diameter pengaduk (Di) = 0,86 m
- ♦ Lebar pengaduk (L) = 0,215m
- ♦ Panjang pengaduk (H) = 3,18 m
- ♦ Lebar *buffle* (W) = 0,15 m
- ♦ Tinggi cairan dalam silinder (ZL) = 5,13 m

6. Menghitung Kecepatan Pengaduk Dalam reaktor

$$\frac{WELH}{2Di} = \left[\frac{H \cdot Di \cdot N}{600} \right]^2 \quad (\text{Eq. 8-8, P-345, HF. Rase})$$

Dimana :

WELH : *Water Equipment Liquid Height*

Di : Diameter pengaduk (ft)

N : Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

H : Tinggi pengaduk (ft)

$$\begin{aligned} WELH &= ZL \times \left(\frac{\rho_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{air}}} \right) \\ &= 9,4348 \text{ ft} \times \left(\frac{0,865}{1} \right) \\ &= 8,1654 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N &= \frac{600}{\pi \cdot Di} \sqrt{\frac{WELH}{2Di}} \\ &= 81,7071 \text{ rpm} \\ &= 1,36 \text{ rps} \end{aligned}$$

Kecepatan pengaduk (N) standar yang digunakan adalah 151 rpm (*P-288, Wallas*)

7. Menghitung Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{N \cdot Di^2 \cdot \rho}{\mu} \\ &= \mathbf{6.449,72} \end{aligned}$$

karena $Nre < 2100$ maka alirannya *turbulen*

Dengan mempergunakan kurva 3 fig.8.7 Rase 1977 diperoleh $N_p = 2,2$

8. Menghitung Power

$$P_a = 5,7576 \text{ Hp}$$

Jika Effisiensi pengaduk 70 %

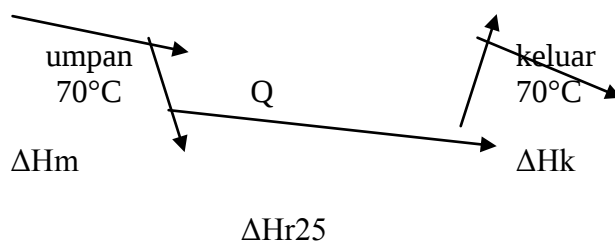
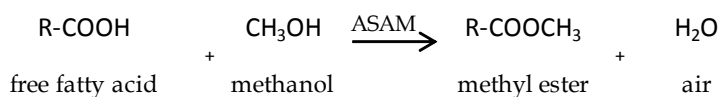
(Timmerhause)

$$\begin{aligned} \text{Maka : } Power &= \frac{P_a}{Eff} \\ &= \frac{5,7576}{70\%} = 8,2238 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan Hp standar = 10 Hp (standar NEMA)

D. MENGHITUNG NERACA PANAS REAKTOR

Reaktor – 01



$$\Delta H_R^\circ = \left(\sum n_i \cdot \Delta H_f^\circ \right)_{\text{produk}} - \left(\sum n_i \cdot \Delta H_f^\circ \right)_{\text{reaktan}}$$

Komponen	ΔH_f (kkal/mol)
CO	-121.18
Methanol	-238.66
H2So4	-813.989

H ₂ O	-68.0678
Biodiesel	-180.23

$$\Delta H_R^\circ = 123.380 \text{ Kcal/jam}$$

Panas umpan masuk reaktor

Komponen	Massa kg/jam	Cp kkal/kgC	T2-T1	M*Cp	DH1
CO	1022,9832	0.0012340	60-25	1,2624053	44,184184
Methanol	696,4992	0.3621	60-25	252,20236	8827,08261
H ₂ SO ₄	6,964992	0.3599	60-25	2,5067006	87,7345217
					8959,00132

Panas produk hasil reaktor

Komponen	massa (kg/jam)	Cp (Kcal/Kg.K)	ΔT (K)	ΔH_k (Kcal/jam)
CO	20,459664	0.001234043	35	0,88368368
Methanol	582,737664	0.3621	35	7385,32578
H ₂ SO ₄	6,964992	0.3599	35	87,7345217
H ₂ O	63,98114692	1	35	2239,34014
Biodiesel	1052,134416	0.5351	35	19704,8994
			total ΔH_k	29418,1835

$$Q = \Delta H_R^\circ + \Delta H_k - \Delta H_m$$

$$= 405.458,0848 \text{ kcal/jam}$$

kebutuhan steam pemanas

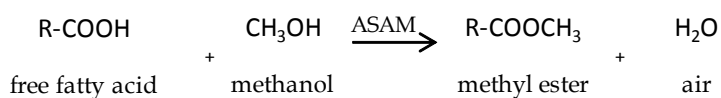
panas dari steam pemanas yang masuk pada suhu 100°C diserap oleh reaktor

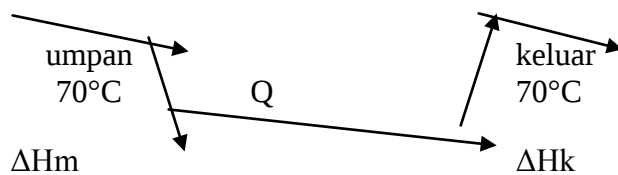
$$T \text{ pemanas masuk} = 102^\circ\text{C}$$

$$T \text{ pemanas keluar} = 102^\circ\text{C}$$

$$\text{Kebutuhan steam pemanas (m}_s\text{)} = 451115,8259 \text{ kkal/jam}$$

Reaktor – 02





$$\Delta H_{R25}$$

$$\Delta H_R^\circ = \left(\sum n_i \cdot \Delta H_f^\circ \right)_{\text{produk}} - \left(\sum n_i \cdot \Delta H_f^\circ \right)_{\text{reaktan}}$$

Komponen	ΔH_f 25°C (Kcal/mol)
CO	-121.18
Methanol	-238.66
H2SO4	-813.989
H2O	-68.0678
Biodiesel	-180.23

$$\Delta H_R^\circ = 123.380 \text{ Kcal/jam}$$

Panas umpan masuk reaktor

komponen	massa (kg/jam)	Cp (Kcal/Kg.K)	ΔT (K)	ΔH_m (Kcal/jam)
CO	0.502685862	0.001234043	60-25	0.021711759
Methanol	696.4890424	0.3621	60-25	8826.953878
H2SO4	8.357184	0.3599	60-25	105.2712683
H2O	1.557186871	1	60-25	54.5015405
Biodiesel	25.607073	0.5351	60-25	479.5820666
			total	9466,330
			ΔH_m	

Panas produk hasil reaktor

komponen	massa (kg/jam)	Cp (Kcal/Kg.K)	ΔT (K)	ΔH_k (Kcal/jam)
CO	0,41839556	0.001234043	60-25	0,01807113
Methanol	580,4634775	0.3621	60-25	7356,50388
H2SO4	6,964992	0.3599	60-25	87,7345217

H2O	1,288946981	1	60-25	45,1131443
Biodiesel	21,19601702	0.5351	60-25	396,969605
			total ΔH_k	7.886,33922

$$Q = \Delta H_R^\circ + \Delta H_k - \Delta H_m$$

$$= 510.119,8876 \text{ kcal/jam}$$

kebutuhan steam pemanas

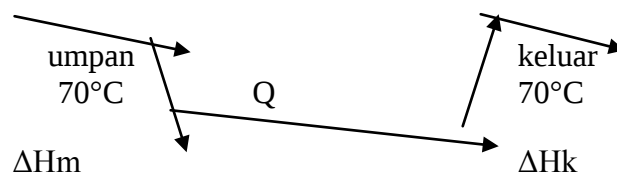
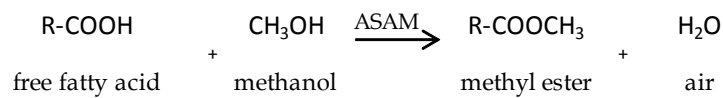
panas dari steam pemanas yang masuk pada suhu 100°C diserap oleh reaktor

$$T \text{ pemanas masuk} = 102^\circ\text{C}$$

$$T \text{ pemanas keluar} = 102^\circ\text{C}$$

$$\text{Kebutuhan steam pemanas (m}_s\text{)} = 501.582,8614 \text{ kkal/jam}$$

Reaktor – 03



$$\Delta H_{R25}$$

$$\Delta H_R^\circ = \left(\sum n_i \cdot \Delta H_{f,i}^\circ \right)_{\text{produk}} - \left(\sum n_i \cdot \Delta H_{f,i}^\circ \right)_{\text{reaktan}}$$

Komponen	ΔH_f 25°C (Kcal/mol)
CO	-121.18
Methanol	-238.66
H2So4	-813.989
H2O	-68.0678
Biodiesel	-180.23

$$\Delta H_R^\circ = 123.380 \text{ Kcal/jam}$$

Panas umpan masuk reaktor

komponen	massa (kg/jam)	Cp (Kcal/Kg.K)	ΔT (K)	ΔH_m (Kcal/jam)
CO	0,008367911	0.001234043	60-25	0,00036142
Methanol	580,4169496	0.3621	60-25	7355,91421
H2SO4	6,964992	0.3599	60-25	87,7345217
H2O	0,026171978	0.39	60-25	0,91601922
Biodiesel	0,430383631	0.5351	60-25	8,06043984
			total ΔH_m	7452,625

Panas produk hasil reaktor

komponen	massa (kg/jam)	Cp (Kcal/Kg.K)	ΔT (K)	ΔH_k (Kcal/jam)
CO	0,008367911	0.001234043	60-25	0,00036142
Methanol	580,4169496	0.3621	60-25	7355,91421
H2SO4	6,964992	0.3599	60-25	87,7345217
H2O	0,026171978	0.39	60-25	0,91601922
Biodiesel	0,430383631	0.5351	60-25	8,06043984
			total ΔH_k	7452,625

$$Q = \Delta H_R^\circ + \Delta H_k - \Delta H_m$$

$$= 446.529,5899 \text{ kcal/jam}$$

kebutuhan steam pemanas

panas dari steam pemanas yang masuk pada suhu 102°C diserap oleh reaktor

$$T \text{ pemanas masuk} = 102^\circ\text{C}$$

$$T \text{ pemanas keluar} = 102^\circ\text{C}$$

$$\text{Kebutuhan steam pemanas (m}_s\text{)} = 476.382,9057 \text{ kkal/jam}$$

E. PERANCANGAN JAKET PEMANAS

Volume pemanas = luas selimut x tebal jaket

Luas selimut (A) untuk tebal head < 1 in, digunakan pers 5-12 Brownell &

$$De = OD + \frac{OD}{42} + \frac{2}{3} \frac{sf}{Young} + \frac{2}{3} icr$$

$$De = 113,0119 \text{ in}$$

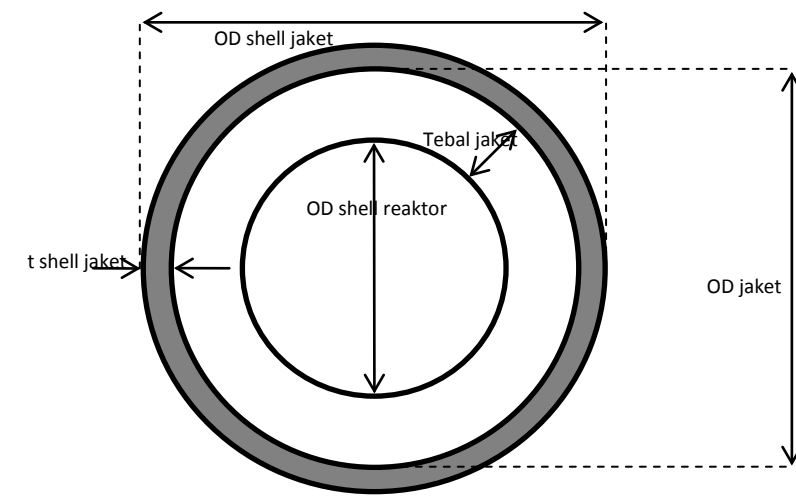
$$= 2,87 \text{ m}$$

$$A_{\text{total}} = A_{\text{shell}} + (A_{\text{bottom}})$$

$$= (\pi * D * H) + (\pi/4 De^2)$$

$$= 10.949,173 \text{ in}^2$$

$$= 7,0640 \text{ m}^2$$



Jarak OD reaktor dengan ID Jaket = 5 cm (Coulson and Richardson)

$$= 1,9685 \text{ in}$$

Diameter jaket pemanas

$$\begin{aligned}\text{OD shell (D1)} &= \text{ID shell} + 2(\text{tebal reaktor}) \\ &= 102,000 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{D2} &= \text{D1} + 2 (\text{tebal jaket}) \\ &= 588,2415 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi jaket pada shell} &= \text{tinggi cairan pada shell} \\ &= 2,37 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Phidrostatik} &= \rho \times g/gc \times D_2 \\ &= 0,0149 \text{ kg/m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{P design} &= 0,00002135 \text{ psia} \\ &= \text{P operasi} + \text{P hidrostatik} \\ &= 14,7 \text{ psia} + 0,00001 \text{ psia} \\ &= 14,7 \text{ psia}\end{aligned}$$

Over design tekanan 10% = 16,17 psia

Bahan : *Stainless Stell SA-283 Grade C*

$$t_{\min} = \frac{p \cdot r}{f \cdot E - 0,6p} + C \quad (\text{Eq. 13.1, P-254, Brownell and$$

Young)

$$f = 12.650 \text{ psia}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Maka: } t_{\min} = 0,2018 \text{ in}$$

$$t_{\text{standar}} = 0,375 \text{ in}$$

Ukuran *Bottom*

Tebal *bottom* dihitung dengan persamaan berikut :

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot rc}{f \cdot E - 0,1P} + C \quad (\text{Eq.13-}$$

12,P.25Brownell&Young)

Dimana : rc (*inside spherical or crown radius*, in)

Maka : $t_{\text{bottom}} = 0,2208$ in

$t_{\text{bottom standar}} = 3/8$ in

Sehingga Ukuran standar:

$$\begin{aligned} \text{OD jaket} &= 516,2984 \text{ in} \\ \text{ID jaket} &= 144,0000 \text{ in} \\ \text{icr} &= 8,8 \text{ in} \end{aligned}$$

$$a = \text{ID}/2 = 257,7117 \text{ in}$$

$$AB = a - \text{icr}$$

$$= (53,34 - 6,5) \text{ in}$$

$$= 248,9617 \text{ in}$$

$$BC = rc - \text{icr}$$

$$= 123,25 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= 83,222 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= 18,77 \text{ in}$$

$$S_f \text{ (Straight of Flange)} = 2,25 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.8, P-93,}$$

Brownell&Young)

Jadi tinggi *bottom* total, $OA = S_f + b + \text{thead}$

$$= 21,4 \text{ in}$$

$$= 0,5436\text{m}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi jaket total} &= \text{Tinggi jaket pada shell} + \text{Tinggi head} \\ &= 3,4267 \text{ m}\end{aligned}$$

Menghitung Koefisien Perpindahan Panas antara Reaktor dan Jaket

$$\frac{h_i D_i}{k} = 0,36 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (\text{pers. } 20.1,$$

Kern)

Dimana : D_i = Diameter reaktor (ID shell) = 11,92 ft

h_i = koefisien perpindahan panas, Btu/jam ft².F

ρ = densitas campuran = 53,816 lb/ft³

C_p = kapasitas panas larutan, = 0,006346 Btu/lb.F

L = Diameter pengaduk = 3,975 ft

N = Kecepatan rotasi pengaduk = 3637,78167 rph

k = Konduktivitas panas larutan = 0,4 Btu/jam ft²

μ = Viskositas larutan = 4,461 lb/ft jam

Sehingga : h_i = 161,4823 Btu/jam ft².F

Menghitung h_{i_o}

$$h_{i_o} = h_i \frac{ID}{OD} \quad (\text{pers. 6.5, Kern})$$

Dimana : ID = Diameter dalam reaktor = 8,4479 in

OD = Diameter luar reaktor = 102 in

Sehingga : h_{i_o} = 3,878 Btu/jam ft².F

Menghitung h_o

$h_o = 1500 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot \text{F}$ untuk steam (*kern*)

Menghitung Clean Overall Coefficient (U_c) dan Design Overall Coefficient

$$U_c = \frac{h_{i_o} \cdot h_o}{h_{i_o} + h_o} \quad (\text{pers. 6.38, Kern})$$

$$= 3,8685 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot \text{F}$$

$U_d = 6 - 60$ (hot fluid: steam, cold fluid: *heavy organics*)

Diambil $U_d = 60$

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

$$= 0,002$$

Dari tabel 12 hal 845, Kern Fouling factor (R_d) minimum = 0,002

Memenuhi R_d minimum

Menghitung tebal Isolator

Dari fig. 11.42 Perry, 1984 untuk range suhu $0^\circ\text{F} - 300^\circ\text{F}$ digunakan isolasi polyisocyanurate

Pertimbangan lain digunakannya isolasi *polyisocyanurate*.

1. Bahan ini dapat digunakan untuk range suhu $0^\circ - 900^\circ \text{F}$.
2. Thermal conductivity relatif tetap pada suhu $0^\circ - 900^\circ \text{F}$.
3. Mudah didapat

Diinginkan suhu dinding isolasi = $50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$

Data-data fisis :

$$k \text{ isolasi} = 0,0125$$

$$T_s = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$$

$$T_{ud} = 30^{\circ}\text{C} = 86^{\circ}\text{F}$$

$$T_f = (T_s + T_{ud})/2 = 105,8^{\circ}\text{F}$$

$$\delta f = T_s - T_f = 16,2^{\circ}\text{F}$$

$$\beta = 1 / T_f = 1,77\text{E-}03/\text{R}$$

dengan : T_f = suhu film, $^{\circ}\text{F}$

β = koefisien muai

volume, /R

Sifat-sifat udara pada $T_f = 105,8^{\circ}\text{F}$ (tabel 3.212, Perry, 1984)

$$\rho_f = 1,1272 \text{ kg/m}^3 = 7,04\text{E-}02 \text{ lb/ft}^3$$

$$c_{pf} = 1,006 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C} = 2,41\text{E-}01 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$\mu_f = 1,91\text{E-}05 \text{ Pa.s} = 4,61\text{E-}02 \text{ lb/ft.j}$$

$$k_f = 0,0273 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C} = 1,58\text{E-}02 \text{ Btu/j.lb}^{\circ}\text{F}$$

$$Gr = \frac{\ell^3 \cdot \rho_f^2 \cdot \beta \cdot g_c \cdot \Delta\Delta}{\mu_f^2} \quad Pr = \frac{C_{pf} \cdot \mu_f}{k_f}$$

dengan : Gr = bilangan Grashoff

Pr = bilangan Prandtl

Ra = bilangan Rayleigh (Holmann, 1986)

$Raf = Gr * Pr$

Bila Raf : $10\text{E}+4 - 10\text{E}+9$, maka $hc = 0.29 (\Delta t/2)^{0.25}$

Raf : $10\text{E}+9 - 10\text{E}+12$, maka $hc = 0.19 (\Delta t)^{1/3}$

Dimana hc adalah koefisien perpindahan panas konveksi

Asumsi: $\ell = L$ = tinggi silinder + tinggi bottom + tinggi head

$$= Z_r + 2 (b + sf) = 166,68 \text{ in}$$

$$= 4,23 \text{ m}$$

$$= 13,88 \text{ ft}$$

Maka, $Gr = 7,46E+10$

Cek harga ℓ

$$\frac{35}{Gr^{1/4}} = 0,0670$$

$$\frac{ID}{L} = 0,6434$$

$$\frac{35}{Gr^{1/4}} < \frac{ID}{L}$$

maka asumsi $\ell = L$ dapat digunakan

(Holman,1986)

Sehingga:

$$Pr = 0,70$$

$$Raf = 5,24E+10 > 1E+09$$

Diperoleh :

$$hc = 0.19 (\Delta t)^{1/3}$$

$$hc = 0,48 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{j.}^\circ\text{F}$$

Perpindahan panas karena radiasi dapat diabaikan krn suhu dinding reaktor kecil (50°C)

$$ID = 105,93 \text{ in} = 8,825 \text{ ft}$$

$$OD = 108 \text{ in} = 8,997 \text{ ft}$$

$$T1 = 103^\circ\text{C} = 212^\circ\text{F}$$

$$T2 = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$$

Perpindahan panas konveksi :

$$q_{\text{konveksi}} = hc \cdot \pi \cdot (OD + 2 \cdot X_{\text{isolasi}}) \cdot L \cdot \Delta t$$

$$= hc \cdot \pi \cdot OD \cdot L \cdot \Delta t = 3055,66$$

$$= hc \cdot \pi \cdot 2 \cdot L \cdot \Delta t = 679,21$$

$$q_{\text{konveksi}} = 3055,66 + 679,21 \cdot X_{\text{isolasi}} \quad \dots\dots\dots(1)$$

Perpindahan panas konduksi melalui dinding reaktor dan isolasi :

$$q_k = \frac{2\pi(T_1 - t_s)}{\frac{1}{kL} \ln\left(\frac{OD}{ID}\right) + \frac{1}{k_B L} \ln\left(\frac{OD + 2X_{is}}{OD}\right)} \quad \dots\dots\dots(2)$$

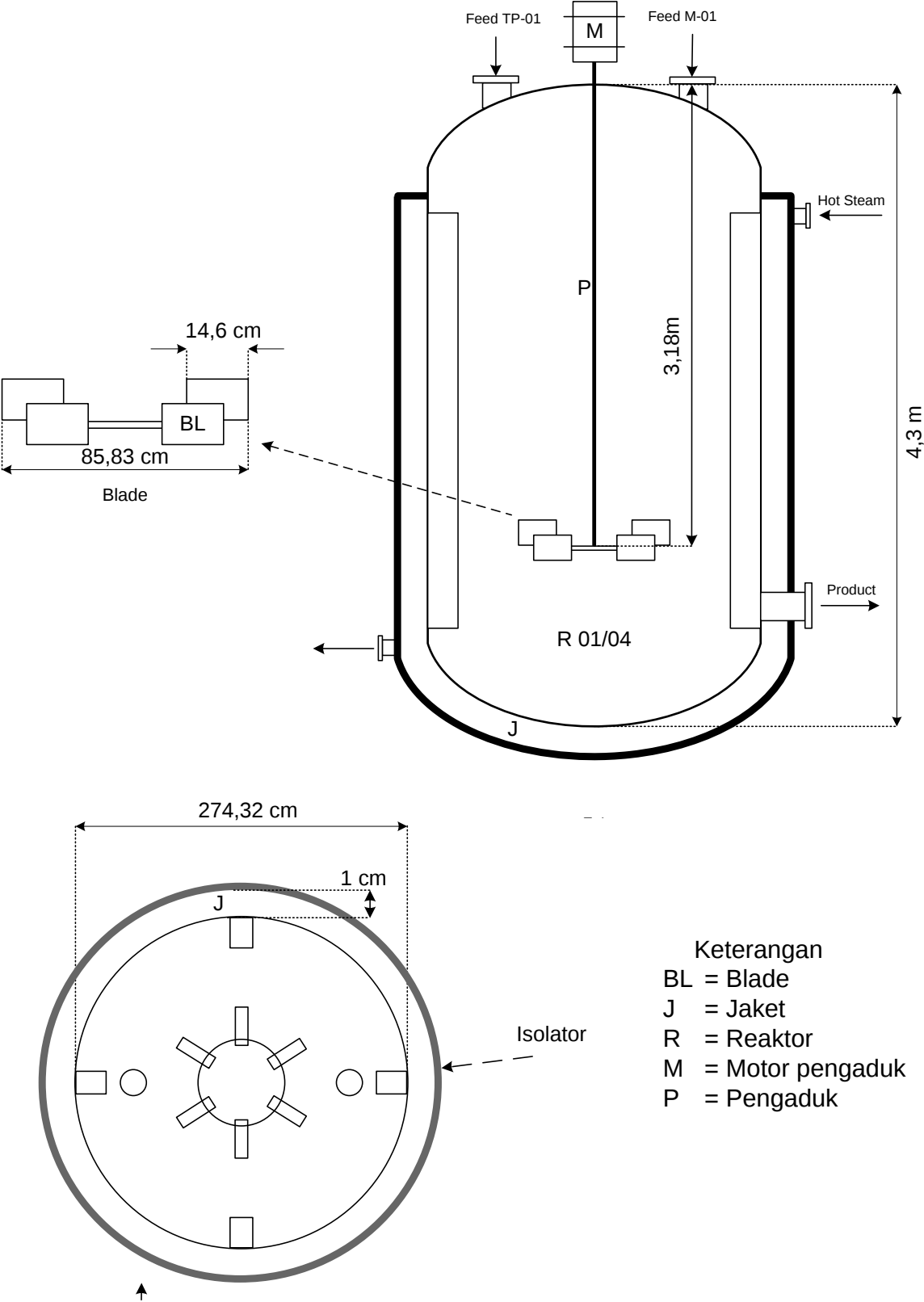
Dinding jaket berupa Stainless Steel, dari table 3 Kern, diperoleh $k = 26 \text{ Btu/j.ft.F}$. Perpindahan panas konduksi sama dengan perpindahan panas konveksi, sehingga dapat dituliskan persamaan (1) sama dengan persamaan (2). Dari kedua persamaan tersebut didapatkan nilai X_{isolasi} , q_{konveksi} , dan q_{konduksi} . Dengan trial 'n error didapatkan hasil sebagai berikut :

$$X_{\text{isolasi}} = 1,51\text{E-}01 \text{ ft} = 4,59 \text{ cm}$$

$$q_{\text{konduksi}} = 3.160 \text{ Btu/jam}$$

$$q_{\text{konveksi}} = 3.160 \text{ Btu/jam} \quad \text{Error} = 0,0000$$

$$\text{Tebal isolasi agar dinding isolasi } 50^{\circ}\text{C} = 4,59 \text{ cm}$$



Diketahui:

Komponen	Kmol/jam	m, (kg/jam)	densitas, (kg/L)	Fv (L/jam)
TG	3,6276	3206,7984	0,84728	3784,815409
CH ₃ OH	65,2968	2089,4976	0,783	2668,57931
BIODIESEL	10,665144	3156,882624	0,8668	3641,996567
GLISEROL	3,555048	129,759252	1,2645	102,6170439
NaOH	0,373124571	20,894976	1,8991	11,00256753
Total		8603,832852		10209,0109

1. Menghitung Konsentrasi Umpan

Reaktan pembatas pada reaksi transesterifikasi ini adalah R₃C₆O₆H₅, maka R₃C₆O₆H₅ adalah senyawa A dan CH₃OH adalah senyawa B.

$$C_{A_0} = \frac{\text{mol } A}{\Sigma F_v} = 0,0003 \text{ mol / L}$$

2. Menghitung Harga Konstanta Kecepatan Reaksi

Asumsi :

- Reaksi orde 1,
- Reaksi *reversible*,
- Pengadukan sempurna sehingga konsentrasi keluar reaktor sama dengan konsentrasi didalam reaktor,
- Kecepatan alir volumetrik (Fv) masuk reaktor sama dengan kecepatan alir volumetrik keluar reaktor,

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = kC_A$$

Dimana : k = Konstanta kecepatan reaksi esterifikasi, L/mol.jam

$$-r_A = -\frac{dC_{A_0}(1-x_A)}{dt} = C_{A_0} \frac{dx_A}{dt}$$

$$C_{A_0} \frac{dx_A}{dt} = kC_{A_0}(1-x_A)$$

$$\frac{dx_A}{(1-x_A)} = C_{A_0} \cdot k \cdot dt$$

C_{A0} : Konsentrasi reaktan A mula-mula = 0,0003 mol/L

M : Perbandingan konsentrasi A/B mula = 6,0000

t : Waktu reaksi = 1 jam

x_A : Konversi reaksi = 0,98%

Maka : k = 0,6279 L/mol.jam

B. OPTIMASI REAKTOR

1. Menghitung Jumlah Reaktor

Volume untuk 1 reaktor dengan rumus:

$$R_{in} - R_{out} - R_{reaksi} = R_{acc}$$

$$Fv \cdot C_{A0} - Fv \cdot C_A - (-r_A) \cdot V = 0$$

$$Fv \cdot C_{A0} - Fv \cdot C_{A0} \cdot (1 - x_A) - (-r_A) \cdot V = 0$$

$$Fv \cdot C_{A0} \cdot x_A - k \cdot C_{A0}^2 \cdot (1 - x_A) \cdot (M - 3x_A) \cdot V = 0$$

$$V = \frac{Fv \cdot x_A}{k \cdot C_{A0} \cdot (1 - x_A) \cdot (M - 3x_A)}$$

Volume untuk reaktor seri dengan rumus:

$$V = \frac{Fv \cdot (x_{A_n} - x_{A_{n-1}})}{k \cdot C_{A0} \cdot (1 - x_{A_n}) \cdot (M - 3x_{A_n})}$$

Dengan cara trial konversi masing-masing reaktor untuk mendapatkan

volume reaktor seri yang sama, diperoleh dengan menggunakan excel:

- Untuk 1 buah reaktor

$$V_1 = 210486,3388 \text{ gallon}$$

$$\theta = 78 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,98$$

- Untuk 2 buah reaktor

$$V_1 = V_1 = 26079,10 \text{ gallon}$$

$$\theta = 9,67 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,97$$

$$x_2 = 0,98$$

- Untuk 3 buah reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = 11529,617 \text{ gallon}$$

$$\theta = 4,28 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,98$$

$$x_2 = 0,98$$

$$x_3 = 0,98$$

- Untuk 4 buah reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = 7127,10 \text{ gallon}$$

$$\theta = 2,65 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,98$$

$$x_2 = 0,98$$

$$x_3 = 0,98$$

$$x_4 = 0,98$$

- Untuk 5 buah reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = V_5 = 5097,762 \text{ gallon}$$

$$\theta = 1,9 \text{ jam}$$

$$x_1 = 0,98$$

$$x_2 = 0,98$$

$$x_3 = 0,98$$

$$x_4 = 0,98$$

$$x_5 = 0,98$$

2. Menghitung Harga reaktor

Kondisi Operasi : $T = 60\text{ }^{\circ}\text{C}$

$$P = 1\text{ atm}$$

Bahan konstruksi reaktor dipilih “*Carbon Steel SA-283 Grade C*”, maka basis harga reaktor pada volume 3000 gallon = \$70.000 (*Timmerhaus, Fig. 16-35, P. 731*).

$$E_b = E_a \times \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^{0,6}$$

Dimana : E_a : Harga reaktor basis

E_b : Harga reaktor perancangan

C_a : Kapasitas reaktor basis

C_b : Kapasitas reaktor perancangan

- Untuk 1 buah reaktor

$$E_b = \$70.000 \times \left(\frac{210486,3388\text{ gall}}{3000\text{ gall}} \right)^{0,6}$$

$$E_b = \$896932,2415$$

- Untuk 2 buah reaktor

$$E_b = \$70.000 \times \left(\frac{26079,1004\text{ gall}}{3000\text{ gall}} \right)^{0,6}$$

$$E_b = \$256212,8167$$

- Untuk 3 buah reaktor

$$E_b = \$70.000 \times \left(\frac{11529,6173 \text{ gall}}{3000 \text{ gall}} \right)^{0,6}$$

$$E_b = \$157005,2669$$

- Untuk 4 buah reaktor

$$E_b = \$70.000 \times \left(\frac{7127,0953 \text{ gall}}{3000 \text{ gall}} \right)^{0,6}$$

$$E_b = \$117644,8243$$

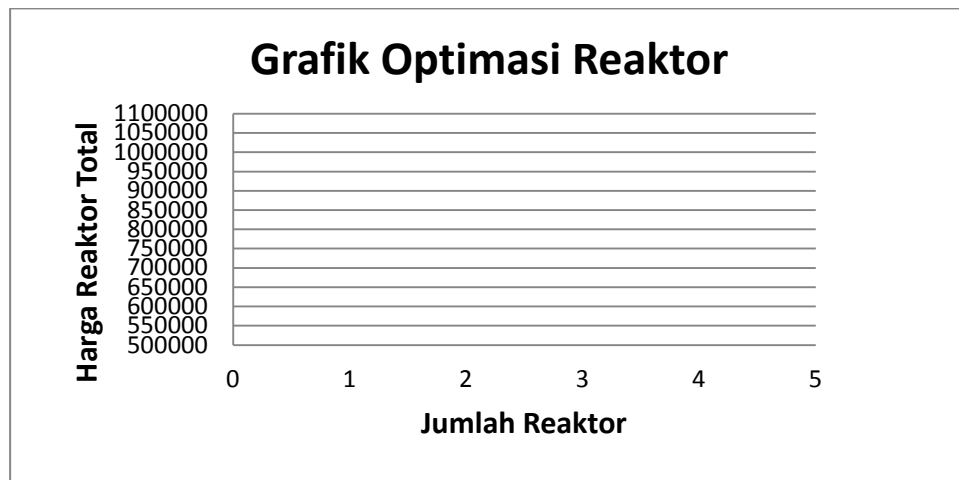
- Untuk 5 buah reaktor

$$E_b = \$70.000 \times \left(\frac{5097,7624 \text{ gall}}{3000 \text{ gall}} \right)^{0,6}$$

$$E_b = \$96217,27209$$

3. Penentuan Jumlah Reaktor yang Optimum

Jumlah reaktor	Konversi setiap reaktor	Volume reaktor (gallon)	Volume total reaktor (gallon)	Harga tiap Unit (dollar)	Harga total (dollar)	θ , jam
1	X ₁ 0,98	210486,33	210486,33	896932,24	896932,24	79
2	X ₁ 0,97	26079,10	52158,20	256212,81	512425,63	9,67
	X ₂ 0,98					
3	X ₁ 0,98	11529,61	34588,85	157005,26	471015,80	4,28
	X ₂ 0,98					
	X ₃ 0,98					
4	X ₁ 0,98	7127,0953	28508,3811	117644,82	470579,29	2,65
	X ₂ 0,98					
	X ₃ 0,98					
	X ₄ 0,98					
5	X ₁ 0,98	5097,7624	25488,8119	96217,2721	481086,360	1,9
	X ₂ 0,98					
	X ₃ 0,98					
	X ₄ 0,98					
	X ₅ 0,98					



Pertimbangan volume : $V_1 > V_2 > V_3 > V_4 > V_5$

Pertimbangan harga reaktor : $R_1 > R_2 > R_3 < R_4 < R_5$

Maka jumlah reaktor yang optimum sebanyak **3 buah disusun seri** untuk mendapatkan harga perancangan reaktor yang minimum.

C. PERANCANGAN REAKTOR

Volume cairan dalam reaktor

$$V_{\text{cairan}} = 43.639,6013 \text{ liter}$$

$$= 43,6396 \text{ m}^3$$

$$= 1540,9143 \text{ ft}^3$$

Volume reaktor, *overdesign* 20%

$$V_{\text{reaktor}} = 52367,5216 \text{ liter}$$

$$= 52,3675 \text{ m}^3$$

$$= 1849,0972 \text{ ft}^3$$

1. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki Reaktor

Dipilih RATB berbentuk silinder tegak dengan perbandingan $D : H = 1 :$

1,5 (Brownell & Young, table 3.3, P.43)

$$V_{\text{reaktor}} = 52367,5216 \text{ liter}$$

$$V_{\text{reaktor}} = V_{\text{shell}} + 2V_{\text{head}}$$

$$V_{\text{shell}} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$V_{\text{head}} = 0,0847 D^3 \quad D = \text{ft} ; V = \text{ft}^3 \text{ (Brownell \& Young, P.88)}$$

P.88)

$$V_{\text{reaktor}} = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \right) + \left(2 \times 0,0847 D^3 \right)$$

$$V_{\text{reaktor}} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 1,5 D + 0,1694 D^3$$

$$V_{\text{reaktor}} = \frac{\pi}{4} \times 1,5 D^3 + 0,1694 D^3$$

$$\text{Maka, } D = 11,1143 \text{ ft}$$

$$= 3,3876 \text{ m} = 133,3712 \text{ in}$$

$$H = 16,6714 \text{ ft}$$

$$= 5,0814 \text{ m} = 200,0568 \text{ in}$$

2. Menentukan Tebal Dinding (Shell) Reaktor

Digunakan persamaan;

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6P} + C \quad (\text{Eq.13-12 , P.25 Brownell \& Young})$$

Dimana : t_s : Tebal dinding shell, in

$$P : \text{Tekanan design } (P_{\text{operasi}} \times 1,2) = 17,64 \text{ psi}$$

$$r_i : \text{jari-jari reaktor} = 66,6856 \text{ in}$$

$$E : \text{Effisiensi sambungan las} = 0,85$$

$$f : \text{Tekanan maksimal yang diizinkan} = 12.650 \text{ psi}$$

$$C : \text{Korosi yang diizinkan} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Maka: } t_s = 0,2345 \text{ in}$$

Digunakan tebal shell standar = $7/16$ in
 = 0,4375 in (*Brownell & Young, table 5.7*)

ID_{shell} = 133,3712 in

OD_{shell} = ID_{shell} + 2t_s
 = 134,2462 in

OD standar = 144 in (*Brownell & Young, table 5.7*)

ID = 143,125 in

3. Menentukan Tebal Head

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Bentuk head : *Flanged and Dished Head (Torispherical)*

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

- *Flanged & Standard Dished Head*

Umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.

- *Torispherical Flanged & Dished Head*

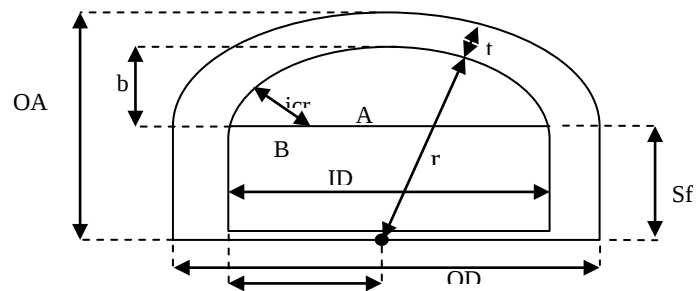
Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.

- *Elliptical Dished Head*

Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal.

- *Hemispherical Head*

Digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi, kuat dan ukuran yang tersedia terbatas. (*P-87 Brownell, 1959*)



Keterangan gambar :

ID : diameter dalam *head*

OD : diameter luar *head*

a : jari-jari dalam *head*

t : tebal *head*

r : jari-jari dalam *head*

icr : *inside corner radius*

b : *deep of dish*

sf : *straight of flanged*

OA : tinggi *head*

Tebal *head* dihitung dengan persamaan berikut :

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot rc}{f \cdot E - 0,1P} + C \quad (Eq.13-12)$$

P.25Brownell&Young)

Dimana : rc (*inside spherical or crown radius*, in)

Maka : t head = 0,3167 in

t head standar = 0,4375 in

4. Menentukan Ukuran Head

Ukuran *Head* :

$$a = ID/2 = 71,5625 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= (71,5625 - 8,750) \text{ in} \\ &= 62,8125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= (132 - 8,750) \text{ in} \\ &= 123,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{(123,25)^2 - (62,8125)^2} \\ &= 106,0432 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ b &= (132 - 106,0432) \text{ in} \\ &= 25,9568 \text{ in} \end{aligned}$$

S_f (*Straight of Flange*) = 2,5 in (Tabel 5.8, P-93, *Brownell&Young*)

$$\begin{aligned} \text{Jadi tinggi head total, } OA &= S_f + b + \textit{thead} \\ &= 28,8943 \text{ in} \\ &= 0,7339 \text{ m} \end{aligned}$$

Volume head total (V head) = Volume head (Vh) + Volume flange (Vsf)

Volume sebuah *head* untuk *Torispheicaldished head* adalah :

$$V_h = 0,000049 \times ID^3 \quad (\text{Eq.5-11, P.88 } Brownell\&Young)$$

$$Vs_f = \frac{\pi}{4} ID^2 \frac{sf}{12}$$

Jadi , Volume *head* total adalah :

$$V_{head} = 0,000049 \cdot ID^3 + \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot ID^2 \cdot Sf$$

$$= \left[0,000049 \times \left(\frac{143,125}{12} \text{ ft} \right)^3 \right] + \left[\frac{\pi}{4} \times \left(\frac{143,125}{12} \right)^2 \times \left(\frac{2,5}{12} \right) \right]$$

$$= 4,7269 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume shell (Vs)} = \text{Volume design} - 2 \cdot \text{Volume head total}$$

$$= (52,3675 - (2 \times 4,7269)) \text{ m}^3$$

$$= 42,9138 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi shell} = H_s = \frac{4Vs}{\pi \cdot ID^2}$$

$$= 4,1365 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi reaktor} = \text{Tinggi shell} + (2 \times \text{Tinggi head})$$

$$= 4,1365 \text{ m} + (2 \times 0,7339) \text{ m}$$

$$= 5,6043 \text{ m} \approx 5,7 \text{ m}$$

Tinggi cairan dalam silinder (*shell*)

$$ZL = \frac{4 \cdot Vr}{\pi \cdot Di^2}$$

$$= 7,2564 \text{ m}$$

$$\text{Luas penampang} = \frac{\pi}{4} \times Di^2$$

$$= \frac{\pi}{4} \times (3,6354 \text{ m})^2$$

$$= 10,3745 \text{ m}^2$$

5. Merancang Pengaduk Reaktor

komponen	μ (Cp)	Reaktor-01		
		jumlah, kg/jam	fraksi massa, x_i	μx
Methanol	0,51	2507,1552	0.2374	0.4692
TG	30,65	3847,7868	0.3644	0.0119
NaOH	1923,42	25,0716	0.0024	0.0000
Gliserol	133,78	392,4016	0.0372	0.0003
Metil Ester	5,89	3787,5282	0.3587	0.0609
TOTAL		10559,9433	1.0	0.5422

Tugas pengaduk : untuk mencampur.

Tipe Pengaduk : *flat blade turbin impeller*, 6 buah *blade* dengan 4 buah *baffle*

(Fig. 8.4, P-341, HF. Rase)

Diketahui :

$$Dt = 3,6354 \text{ m}$$

$$Dt/Di = 3$$

$$Di = Dt/3 = 1,2118 \text{ m}$$

$$Zi/Di = 1,3 \longrightarrow Zi = 1,3 \times 1,2118 \text{ m} = 1,5753 \text{ m}$$

$$W/Di = 0,17 \longrightarrow W = 0,17 \times Di$$

$$= 0,17 \times 1,2118 \text{ m} = 0,2060 \text{ m}$$

$$L/Di = 0,25 \longrightarrow L = 0,25 \times Di$$

$$= 0,25 \times 1,2118 \text{ m} = 0,3029 \text{ m}$$

Ringkasan Ukuran Reaktor

- ♦ Diameter dalam reaktor (D_t) = 3,6354 m
- ♦ Tinggi reaktor (Z_R) = 6,7135m
- ♦ Jarak pengaduk dari dasar (Z_i) = 1,5753 m
- ♦ Diameter pengaduk (D_i) = 1,2118 m
- ♦ Lebar pengaduk (L) = 0,3029 m
- ♦ Lebar *buffle* (W) = 0,2060 m
- ♦ Tinggi cairan dalam silinder (Z_L) = 4,7260 m

6. Menghitung Kecepatan Pengaduk Dalam reaktor

$$\frac{WELH}{2D_i} = \left[\frac{H \cdot D_i \cdot N}{600} \right]^2 \quad (\text{Eq. 8-8, P-345, HF. Rase})$$

Dimana :

$WELH$: *Water Equipment Liquid Height*

D_i : Diameter pengaduk (ft)

N : Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

H : Tinggi pengaduk (ft)

$$\begin{aligned} WELH &= Z_L \times \left(\frac{\rho_{cairan}}{\rho_{air}} \right) \\ &= 17,7099 \text{ ft} \times \left(\frac{0,8491}{1} \right) \\ &= 15,0373 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$N = \frac{600}{\pi \cdot D_i} \sqrt{\frac{WELH}{2D_i}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{600}{\pi \times 3,9756} \sqrt{\frac{15,0373}{2 \times 3,9756}} \\
 &= 66,0966 \text{ rpm} \\
 &= 1,1016 \text{ rps}
 \end{aligned}$$

Kecepatan pengaduk (N) standar yang digunakan adalah 68 rpm (P-288, Wallas)

7. Menghitung Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{N \cdot Di^2 \cdot \rho}{\mu} \\
 &= 7.662,3314
 \end{aligned}$$

karena $Nre > 2100$ maka alirannya *turbulen*

Dengan mempergunakan kurva 3 fig.8.7 Rase 1977 diperoleh $Np = 2,3$

8. Menghitung Power

$$Pa = 9,9616 \text{ Hp}$$

Jika Effisiensi pengaduk 70 %

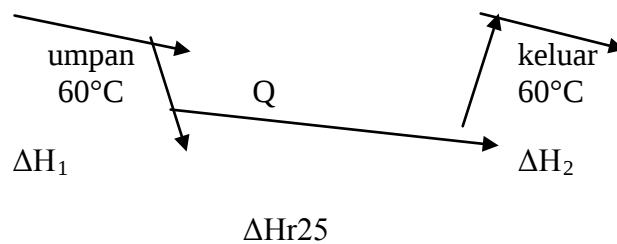
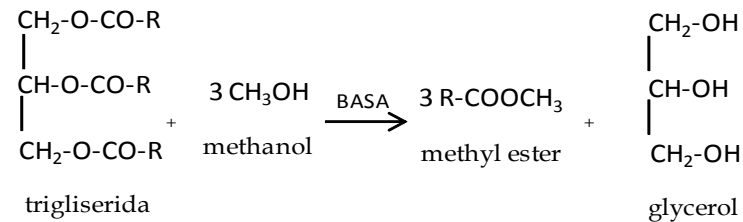
(Timmerhause)

$$\begin{aligned}
 \text{Maka : } Power &= \frac{Pa}{Eff} \\
 &= \frac{9,9616}{70\%} = 14,2309 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Digunakan Hp standar = 15 Hp (standar NEMA)

D. MENGHITUNG NERACA PANAS REAKTOR

Reaktor – 01



$$\Delta H_R^\circ = \left(\sum n_i \cdot \Delta H_{f,i}^\circ \right)_{\text{produk}} - \left(\sum n_i \cdot \Delta H_{f,i}^\circ \right)_{\text{reaktan}}$$

Komponen	ΔH_f (kkal/mol)
TG	-121.18
Methanol	-238.66
Gliserol	0.1398
Metil Ester	-180.23

$$\Delta H_R^\circ = 751341,5437 \text{ Kcal/jam}$$

Panas umpan masuk reaktor

Komponen	Massa kg/jam	Cp kkal/kgC	ΔT (K)	ΔH 1 (Kcal/jam)
TG	3847.7868	0.0012	35	166.185912
Methanol	2507.1552	0.3621	35	31774.4314
NaOH	25.071552	0.5232	35	459.11026
Total ΔH 1				32399,7276

Panas produk hasil reaktor

Komponen	Massa kg/jam	Cp kkal/kgC	ΔT (K)	ΔH 2 (Kcal/jam)
TG	76.955736	0.0012	35	3.32371824
Methanol	2097.653184	0.3621	35	26584.6076
NaOH	25.071552	0.5232	35	459.11026
Gliserol	392.439432	0.00626	35	85.9834796
Metil Ester	3787.893648	0.5351	35	70941.5662
Total ΔH 2				98074.5913

$$Q = \Delta H_R^\circ + \Delta H_k - \Delta H_m$$

$$= 783741,2713 \text{ kcal/jam}$$

kebutuhan steam pemanas

panas dari steam pemanas yang masuk pada suhu 103°C diserap oleh reaktor

$$T \text{ pemanas masuk} = 103^\circ\text{C}$$

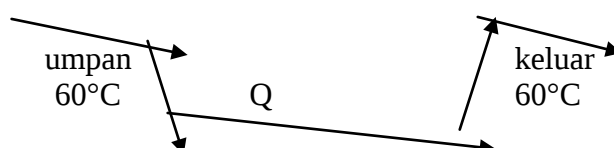
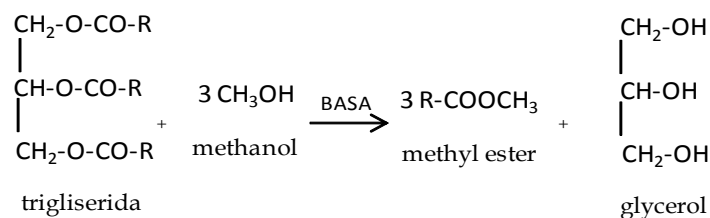
$$T \text{ pemanas keluar} = 103^\circ\text{C}$$

$$\Delta H \text{ steam} = 537,38 \text{ Kcal/kg}$$

$$\text{Kebutuhan steam pemanas (m}_s\text{)} = Q / \Delta H$$

$$= 1275,9438 \text{ Kg/jam}$$

$$= 0,3544 \text{ kg/dtk}$$

Reaktor – 02

ΔH_1 ΔH_2 ΔH_{r25}

$$\Delta H_R^\circ = \left(\sum n_i \cdot \Delta H_{f,i}^\circ \right)_{\text{produk}} - \left(\sum n_i \cdot \Delta H_{f,i}^\circ \right)_{\text{reaktan}}$$

Komponen	ΔH_f (kkal/mol)
TG	-121.18
Methanol	-238.66
Gliserol	0.1398
Metil Ester	-180.23

$$\Delta H_R^\circ = 751414,1209 \text{ Kcal/jam}$$

Panas umpan masuk reaktor

Komponen	Massa kg/jam	Cp kkal/kgC	ΔT (K)	ΔH_1 (Kcal/jam)
TG	76.955736	0.0012	45	4.27335202
Methanol	2097.653184	0.3621	45	34180.2098
NaOH	25.071552	0.5232	45	590.28462
Gliserol	392.439432	0.00626	45	110.550188
Metil Ester	3787.893648	0.5351	45	91210.5851
Total ΔH_1				126095.903

Panas produk hasil reaktor

Komponen	Massa kg/jam	Cp kkal/kgC	ΔT (K)	ΔH_2 (Kcal/jam)
TG	1.550041121	0.0012	45	0.08607378
Methanol	2089.46433	0.3621	45	34046.7765
NaOH	25.071552	0.5232	45	590.28462
Gliserol	400.2870835	0.00626	45	112.760871
Metil Ester	3863.640545	0.5351	45	93034.5325
Total ΔH_2				127784.441

$$Q = \Delta H_R^\circ + \Delta H_k - \Delta H_m$$

$$= 877510,0239 \text{ kcal/jam}$$

kebutuhan steam pemanas

panas dari steam pemanas yang masuk pada suhu 103°C diserap oleh reaktor

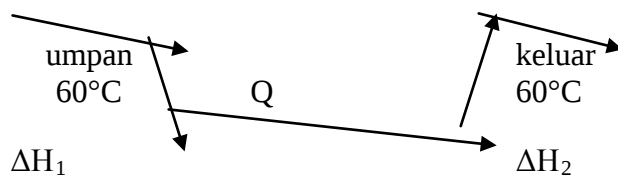
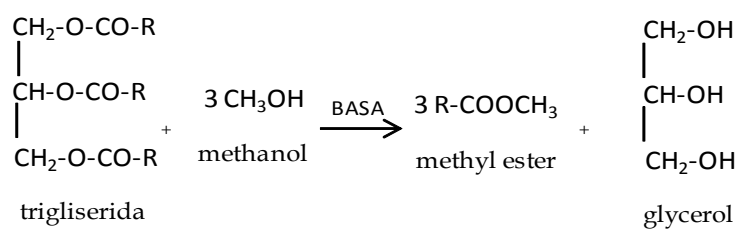
$$T \text{ pemanas masuk} = 103^\circ\text{C}$$

$$T \text{ pemanas keluar} = 103^\circ\text{C}$$

$$\Delta H \text{ steam} = 537,38 \text{ Kcal/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam pemanas (m}_s) &= Q / \Delta H \\ &= 1395,1498 \text{ Kg/jam} \\ &= 0,3875 \text{ kg/dtk} \end{aligned}$$

Reaktor – 03



$$\Delta H_{r25}$$

$$\Delta H_R^\circ = \left(\sum n_i \cdot \Delta H_{f,i}^\circ \right)_{\text{produk}} - \left(\sum n_i \cdot \Delta H_{f,i}^\circ \right)_{\text{reaktan}}$$

Komponen	ΔH_f (kkal/gmol)
TG	-121.18
Methanol	-238.66
Gliserol	0.1398
Metil Ester	-180.23

$$\Delta H_R^\circ = 751450,2378 \text{ Kcal/jam}$$

Panas umpan masuk reaktor

Komponen	Massa kg/jam	Cp kkal/kgC	ΔT (K)	ΔH 1 (Kcal/jam)
TG	1.550041121	0.0012	45	0.08607378
Methanol	2089.46433	0.3621	45	34046.7765
NaOH	25.071552	0.5232	45	590.28462
Gliserol	400.2870835	0.00626	45	112.760871
Metil Ester	3863.640545	0.5351	45	93034.5325
Total ΔH 1				127784.441

Panas produk hasil reaktor

Komponen	Massa kg/jam	Cp kkal/kgC	ΔT (K)	ΔH 2 (Kcal/jam)
TG	0.031000822	0.0012	45	0.00172148
Methanol	2089.299367	0.278	45	26137.1351
NaOH	25.071552	0.985	45	1111.29654
Gliserol	400.4451737	0.00626	45	112.805405
Metil Ester	3865.166459	0.5351	45	93071.2757
Total ΔH 2				120432.514

$$Q = \Delta H_R^\circ + \Delta H_k - \Delta H_m$$

$$= 879234,6784 \text{ kcal/jam}$$

kebutuhan steam pemanas

panas dari steam pemanas yang masuk pada suhu 103°C diserap oleh reaktor

$$T \text{ pemanas masuk} = 103^\circ \text{C}$$

$$T \text{ pemanas keluar} = 103^\circ \text{C}$$

$$\Delta H \text{ steam} = 537,38 \text{ Kcal/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam pemanas (m}_s\text{)} &= Q / \Delta H \\ &= 1412,0402 \text{ Kg/jam} \\ &= 0,3922 \text{ kg/dtk} \end{aligned}$$

E. PERANCANGAN JAKET PEMANAS

Luas selimut (A) untuk tebal head < 1 in, digunakan pers 5-12 Brownell &

$$D_e = OD + \frac{OD}{42} + \frac{2}{3} \frac{t_{jkr}}{Young}$$

$$D_e = 158,2619 \text{ in}$$

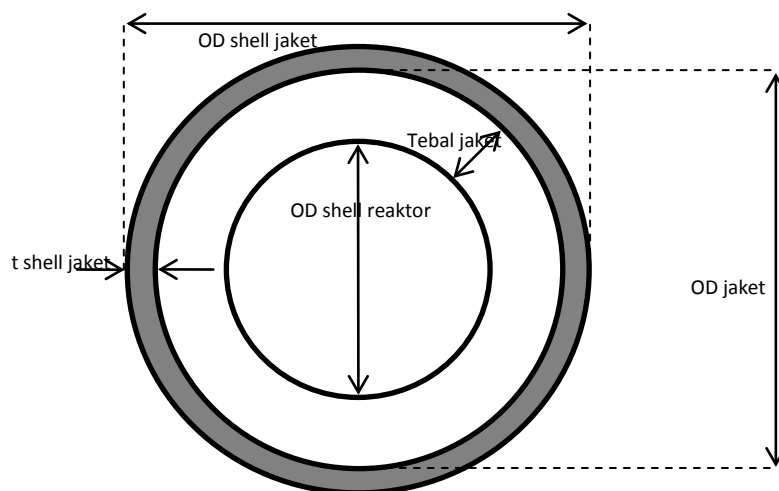
$$= 4,0199 \text{ m}$$

$$A_{\text{total}} = A_{\text{shell}} + (A_{\text{bottom}})$$

$$= (\pi * D * H) + (\pi / 4 D_e^2)$$

$$= 102.886,839 \text{ in}^2$$

$$= 66,3785 \text{ m}^2$$



Jarak OD reaktor dengan ID Jaket = 5 cm (Coulson and Richardson)

$$= 1,9685 \text{ in}$$

Diameter jaket pemanas

$$\text{OD shell (D1)} = \text{ID shell} + 2(\text{tebal reaktor})$$

$$= 147,9370 \text{ in}$$

$$= 3,7576 \text{ m}$$

$$\text{D2} = \text{D1} + 2 (\text{tebal jaket})$$

$$= 148,8120 \text{ in}$$

$$= 3,7798 \text{ m}$$

$$\text{Phidrostatik} = \rho \times g/gc \times D_2$$

$$= 0,001 \text{ kg/m}^3 \times 1 \times 1,9275 \text{ m}$$

$$= 0,0058 \text{ kg/m}^2$$

$$= 0,00001 \text{ psia}$$

$$\text{P design} = \text{P operasi} + \text{P hidrostatik}$$

$$= 14,7 \text{ psia} + 0,00001 \text{ psia}$$

$$= 14,7 \text{ psia}$$

Over design tekanan 10% = 16,17 psia

Bahan : *Stainless Stell SA-283 Grade C*

$$t_{\min} = \frac{p \cdot r}{f \cdot E - 0,6p} + C \quad (\text{Eq. 13.1, P-254, Brownell and$$

Young)

$$f = 12.650 \text{ psia}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Maka: } t_{\min} = 0,2334 \text{ in}$$

$$t_{\text{standar}} = 0,4375 \text{ in}$$

Ukuran *Bottom*

Tebal *bottom* dihitung dengan persamaan berikut :

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot rc}{f \cdot E - 0,1P} + C \quad (Eq.13-12),$$

P.25 Brownell & Young)

Dimana : rc (*inside spherical or crown radius, in*)

Maka : $t_{bottom} = 0,2208 \text{ in}$

$t_{bottom \text{ standar}} = 0,4375 \text{ in}$

Sehingga Ukuran standar:

OD jaket = 156 in

ID jaket = 155,125 in

$icr = 9,375 \text{ in}$

$a = ID/2 = 74,4060 \text{ in}$

$AB = a - icr$

$= 65,0310 \text{ in}$

$BC = rc - icr$

$= 134,6250$

$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$

$= 117,8765$

$b = rc - AC$

$b = 26,0610$

S_f (*Straight of Flange*) = 2,5 in (Tabel 5.8, P-93,

Brownell & Young)

Jadi tinggi *bottom* total, OA = Sf + b + *thead*

$$= 0,7382 \text{ m}$$

Tinggi jaket total = Tinggi jaket pada shell + Tinggi *head*

$$= 5,4133 \text{ m}$$

Menghitung Koefisien Perpindahan Panas antara Reaktor dan Jaket

$$\frac{h_{i,D_i}}{k} = 0,36 \left(\frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (\text{pers. } 20.1,$$

Kern)

Dimana : D_i = Diameter reaktor (ID shell) = 11,927 ft

h_i = koefisien perpindahan panas, Btu/jam ft².F

ρ = densitas campuran = 53,0069 lb/ft³

C_p = kapasitas panas larutan, = 0,3684 Btu/lb.F

L = Diameter pengaduk = 3,9756 ft

N = Kecepatan rotasi pengaduk = 3965,8 rph

k = Konduktivitas panas larutan = 0,4 Btu/jam ft²

μ = Viskositas larutan = 4,4613 lb/ft jam

Sehingga : h_i = 158,8835 Btu/jam ft².F

Menghitung h_{i_o}

$$h_{i_o} = h_i \frac{ID}{OD} \quad (\text{pers. 6.5, Kern})$$

Dimana : ID = Diameter dalam reaktor = 143,1250 in

OD = Diameter luar reaktor = 144 in

Sehingga : h_{i_o} = 157,9181 Btu/jam ft².F

Menghitung h_o

$$h_o = jH \frac{k}{De} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$jH = \left(\frac{hi \cdot D}{k} \right) \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0,14}$$

$$jH = 229,6404$$

$$De = 1,0038 \text{ ft}$$

$$\text{Maka, } h_o = 1500 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot \text{F}$$

Menghitung Clean Overall Coefficient (U_c) dan Design Overall Coefficient

$$U_c = \frac{hi_o \cdot h_o}{hi_o + h_o} \quad (\text{pers. } 6.38,$$

Kern)

$$= 142,8762 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$U_d = 100-500 \quad (\text{hot fluid: steam, cold fluid: } \mu < 2 \text{ cP})$$

$$U_d = 111$$

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

$$= 0,001$$

$$\text{Dari tabel 12 hal 845, Kern Fouling factor (Rd) minimum} = 0,002$$

Memenuhi R_d minimum

Volume pemanas = luas selimut x tebal jaket

Luas selimut (A) untuk tebal head < 1 in, digunakan pers 5-12 Brownell &

$$De = OD + \frac{OD}{42} + \frac{2}{3} \frac{sf}{Young} + \frac{2}{3} icr$$

$$De = 158,2619 \text{ in}$$

$$= 4,0199 \text{ m}$$

$$A_{\text{total}} = A_{\text{shell}} + (2 \times A_{\text{head}})$$

$$= (\pi D H) + 2 \left(\frac{\pi D^2}{4} \right)$$

$$= 102,886 \text{ in}^2$$

$$= 66,3785 \text{ m}^2$$

Reaktor – 01

$$\text{Volume steam} = 426,63 \text{ m}^3$$

$$\text{Tebal jaket} = \frac{\text{Volume Pemanas}}{\text{Luas Selimut}}$$

$$= 0,6240 \text{ m}$$

$$= 24,5672 \text{ in}$$

Diameter jaket pemanas

$$\text{OD shell (D1)} = \text{ID shell} + 2(\text{tebal shell})$$

$$= 144 \text{ in}$$

$$\text{D2} = \text{D1} + 2 (\text{tebal jaket})$$

$$= 193,1344 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi jaket} = \text{tinggi cairan dalam reaktor}$$

$$= 4,6752 \text{ m}$$

$$= 184,0611 \text{ in}$$

$$\text{Phidrostatik} = \rho \times g/gc \times D_2$$

$$= 0,001 \text{ kg/m}^3 \times 1 \times 1,9275 \text{ m}$$

$$= 0,0058 \text{ kg/m}^2$$

$$= 0,00001 \text{ psia}$$

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

$$= 14,7 \text{ psia} + 0,00001 \text{ psia}$$

$$= 14,7 \text{ psia}$$

Over design tekanan 10% = 16,17 psia

Bahan : *Stainless Steel SA-283 Grade C*

$$t_{\min} = \frac{p \cdot r}{f \cdot E - 0,6p} + C \quad (\text{Eq. 13.1, P-254, Brownell and$$

Young)

$$f = 12.650 \text{ psia}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Maka: } t_{\min} = 0,2334 \text{ in}$$

$$t_{\text{standar}} = 7/16 \text{ in}$$

Ukuran *Head*

Tebal *head* dihitung dengan persamaan berikut :

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot rc}{f \cdot E - 0,1P} + C \quad (\text{Eq.13-12},$$

P.25Brownell&Young)

Dimana : *rc (inside spherical or crown radius, in)*

$$\text{Maka : } t_{\text{head}} = 0,2208 \text{ in}$$

$$t_{\text{head standar}} = 3/16 \text{ in}$$

$$a = ID/2 = 72 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 63,25 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr$$

$$= 123,25 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= 105,783 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= 26,2172 \text{ in}$$

$$Sf \text{ (Straight of Flange)} = 2,25 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.8, P-93,}$$

Brownell&Young)

$$\text{Jadi tinggi head total, } OA = Sf + b + thead$$

$$= 0,7287 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi jaket total} = \text{Tinggi jaket pada shell} + \text{Tinggi head}$$

$$= 5,4038 \text{ m}$$

Reaktor – 02

$$\text{Volume steam} = 466,4883 \text{ m}^3$$

$$\text{Tebal jaket} = \frac{\text{Volume Pemanas}}{\text{Luas Selimut}}$$

$$= 0,5994 \text{ m}$$

$$= 23,5999 \text{ in}$$

Diameter jaket pendingin

$$OD \text{ shell (D1)} = ID \text{ shell} + 2(\text{tebal shell})$$

$$= 144 \text{ in}$$

$$D2 = D1 + 2 (\text{tebal jaket})$$

$$= 191,18 \text{ in}$$

Tinggi jaket = tinggi cairan dalam reaktor

$$= 14,6752 \text{ m}$$

$$= 184,0611 \text{ in}$$

Phidrostatik = $\rho \times g/gc \times D_2$

$$= 0,001 \text{ kg/m}^3 \times 1 \times 1,9275 \text{ m}$$

$$= 0,0058 \text{ kg/m}^2$$

$$= 0,00001 \text{ psia}$$

P design = P operasi + P hidrostatik

$$= 14,7 \text{ psia} + 0,00001 \text{ psia}$$

$$= 14,7 \text{ psia}$$

Over design tekanan 10% = 16,17 psia

Bahan : *Stainless Stell SA-283 Grade C*

$$t_{\min} = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6p} + C \quad (\text{Eq. 13.1, P-254, Brownell and$$

Young)

$$f = 12.650 \text{ psia}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

Maka: $t_{\min} = 0,2338 \text{ in}$

$$t_{\text{standar}} = 7/16 \text{ in}$$

Ukuran *Head*

Tebal *head* dihitung dengan persamaan berikut :

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot rc}{f \cdot E - 0,1P} + C \quad (Eq.13-12),$$

P.25 Brownell & Young)

Dimana : rc (*inside spherical or crown radius, in*)

Maka : $t_{head} = 0,2208 \text{ in}$

$t_{head \text{ standar}} = 3/16 \text{ in}$

$$a = ID/2 = 72 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 63,25 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr$$

$$= 123,25 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= 105,7828 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= 26,22 \text{ in}$$

$$Sf \text{ (Straight of Flange)} = 2,25 \text{ in} \quad (\text{Tabel 5.8, P-93,}$$

Brownell & Young)

Jadi tinggi *head* total, $OA = Sf + b + t_{head}$

$$= 0,7287 \text{ m}$$

Tinggi jaket total = Tinggi jaket pada shell + Tinggi *head*

$$= 5,4038 \text{ m}$$

Reaktor – 03

$$\text{Volume steam} = 472,1358 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal jaket} &= \frac{\text{Volume Pemanas}}{\text{Luas Selimut}} \\ &= 0,2300 \text{ m} \\ &= 9,0547 \text{ in} \end{aligned}$$

Diameter jaket pendingin

$$\begin{aligned} \text{OD shell (D1)} &= \text{ID shell} + 2(\text{tebal shell}) \\ &= 144 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{D2} &= \text{D1} + 2 (\text{tebal jaket}) \\ &= 144,46 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi jaket} &= \text{tinggi cairan dalam reaktor} \\ &= 4,6752 \text{ m} \\ &= 184,0611 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Phidrostatik} &= \rho \times g/gc \times D_2 \\ &= 0,001 \text{ kg/m}^3 \times 1 \times 1,9275 \text{ m} \\ &= 0,0058 \text{ kg/m}^2 \\ &= 0,00001 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{P design} &= \text{P operasi} + \text{P hidrostatik} \\ &= 14,7 \text{ psia} + 0,00001 \text{ psia} \\ &= 14,7 \text{ psia} \end{aligned}$$

Over design tekanan 10% = 16,17 psia

Bahan : *Stainless Stell SA-283 Grade C*

$$t_{\min} = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{Eq. 13.1, P-254, Brownell and$$

Young)

$$f = 12.650 \text{ psia}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Maka: } t_{\min} = 0,2334 \text{ in}$$

$$t_{\text{standar}} = 3/16 \text{ in}$$

Ukuran *Head*

Tebal *head* dihitung dengan persamaan berikut :

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot rc}{f \cdot E - 0,1P} + C \quad (\text{Eq.13-12},$$

P.25Brownell&Young)

Dimana : rc (*inside spherical or crown radius, in*)

$$\text{Maka : } t_{\text{head}} = 0,2208 \text{ in}$$

$$t_{\text{head standar}} = 3/16 \text{ in}$$

$$a = ID/2 = 144 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 63,25 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr$$

$$= 123,25 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= 105,7828 \text{ in}$$

$$b = r_c - AC$$

$$= 26,2172 \text{ in}$$

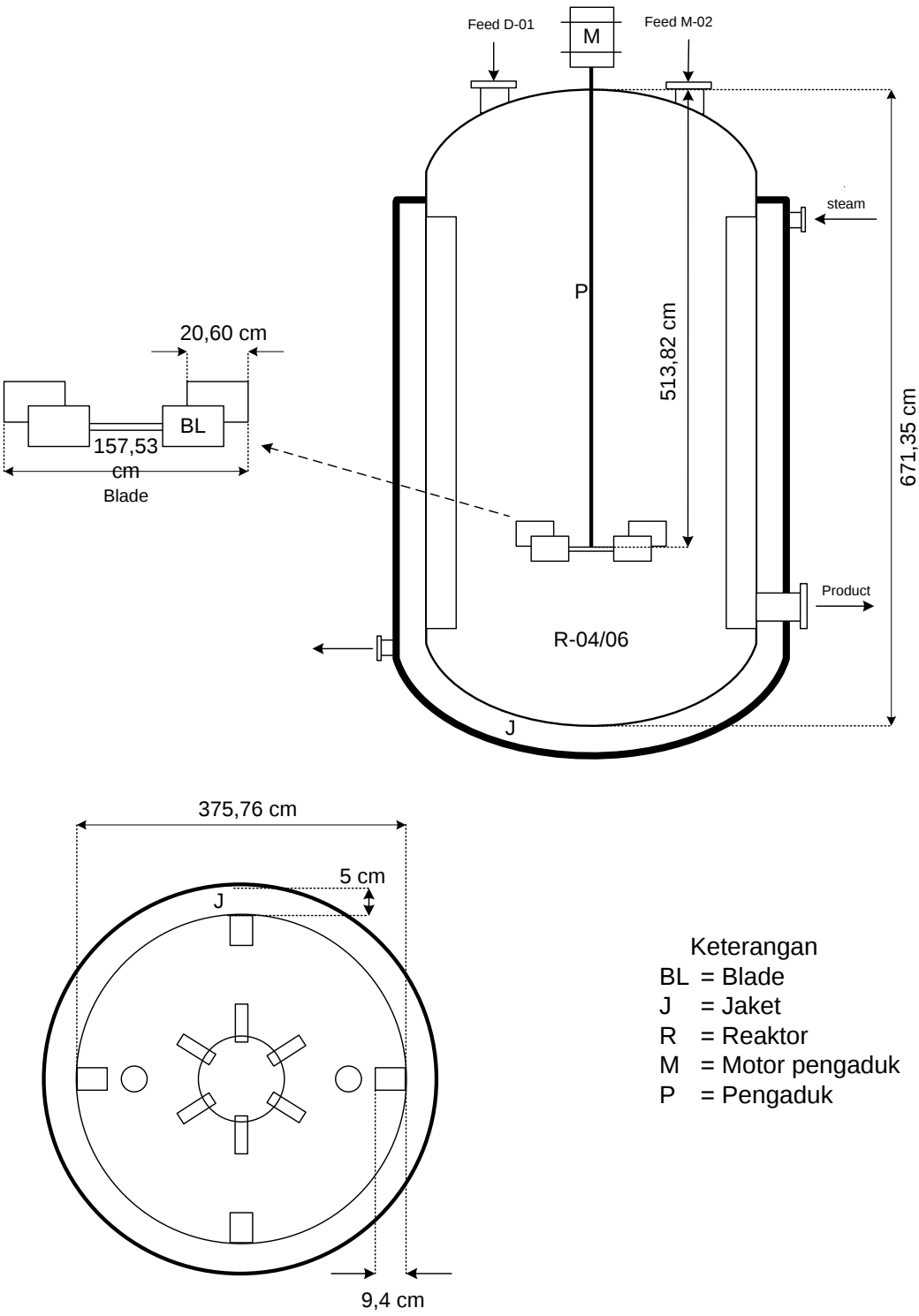
S_f (*Straight of Flange*) = 2,25 in (Tabel 5.8, P-93, *Brownell&Young*)

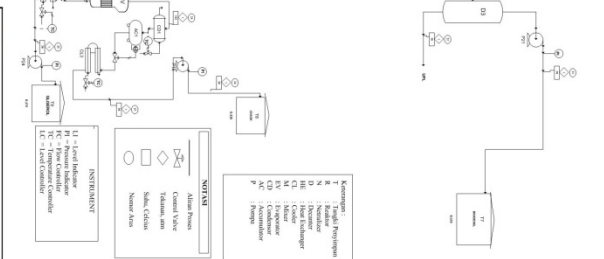
Jadi tinggi *head* total, $OA = S_f + b + thead$

$$= 0,7287 \text{ m}$$

Tinggi jaket total = Tinggi jaket pada shell + Tinggi *head*

$$= 5,4038 \text{ m}$$





 PROSES ENGINEERING FROM PROGRAM FACULTAS TEKNIK SIPIL DAN PERENCANAAN MAMPAK KELUARAN DAN MANAJEMEN DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN	DEPT. MEK. CEM Tany Malacca 99222028 GOSEN PERMABONGS AIR MAMPAK 21. APR INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
--	---



UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

JURUSAN : TEKNIK INDUSTRI, TEKNIK KIMIA, TEKNIK INFORMATIKA, TEKNIK ELEKTRO, DAN TEKNIK MESIN
Kampus : Jalan Kaliurang Km. 14,4 Telp. (0274) 895287, 895007 Faks. (0274) 895007 Ext. 148; Kotak Pos 75 Sleman 55501 Yogyakarta
http://www.uui.ac.id atau http://www.fti-uui.org e-mail : fti@uui.ac.id

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN TUGAS PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa I : Tiara Monica
No. MHS I : 09521028

Judul Pra Rancangan Pabrik* : PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI
MINYAK KELAPA DAN METANOL DENGAN
KAPASITAS 25.000 TON / TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 15 April 2013
Selesai Masa Bimbingan : 12 Oktober 2013

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	18 April 2013	Menentukan kapasitas Pabrik	Hd
2.	23 April 2013	Mencari data spesifikasi Produk dan bahan baku	Hd
3.	7 Mei 2013	Menghitung Neraca Massa total	Hd
4.	9 Mei 2013	Menghitung Neraca Massa Peralat	Hd
5.	17 Mei 2013	Mencari Konstanta ke reaksi serta optimasi	Hd
6.	20 Mei 2013	Mencari kebutuhan steam dan Neraca panas	Hd
7.	18 Juni 2013	Menghitung alat dekanter	Hd
8.	2 Juli 2013	Menghitung alat jumlah tangki	Hd
9.	15 Juli 2013	Menentukan Process Engineering Flow Diagram	Hd
10.	26 Agustus 2013	Menghitung alat evaporator	Hd
11.	4 sept 2013	Menghitung alat Refrakter	Hd
12.	13 sept 2013	Menghitung alat Pompa	Hd

Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta,
Pembimbing,

Arif Hidayat
Arif Hidayat, ST., MT

-)* Judul Tugas Pra Rancangan Pabrik Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Tugas Pra Rancangan Pabrik
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy



UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

JURUSAN : TEKNIK INDUSTRI, TEKNIK KIMIA, TEKNIK INFORMATIKA, TEKNIK ELEKTRO, DAN TEKNIK MESIN
Kampus : Jalan Kaliurang Km. 14,4 Telp. (0274) 895287, 895007 Faks. (0274) 895007 Ext. 148; Kotak Pos 75 Sleman 55501 Yogyakarta
<http://www.uui.ac.id> atau <http://www.fti-uui.org> e-mail : fti@uui.ac.id

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN TUGAS PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa I : Tiara Monica
No. MHS I : 09521028

Judul Pra Rancangan Pabrik)* : PRA RANCANGAN PABRIK BODIEJEL DAN
MINYAK KELAPA DAN METANOL DENGAN
KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 15 April 2013
Selesai Masa Bimbingan : 12 Oktober 2013

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
13	16 Sept 2013	Menghitung alat Mixer	<i>[Signature]</i>
14	27 Sept 2013	Menghitung Heat Exchanger dan Cooler	<i>[Signature]</i>
15	7 Oktober 2013	Menghitung unititas	<i>[Signature]</i>
16	10 Oktober 2013	Menghitung evaluasi ekonomi	<i>[Signature]</i>
17	16 Oktober 2013	Mengerjakan Masalah Bab 1-2	<i>[Signature]</i>
18	21 Oktober 2013	Mengerjakan Masalah Bab 3-5	<i>[Signature]</i>

Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta, _____
Pembimbing,

[Signature]
Arif Hidayat, ST., MT

-)* Judul Tugas Pra Rancangan Pabrik Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Tugas Pra Rancangan Pabrik
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy