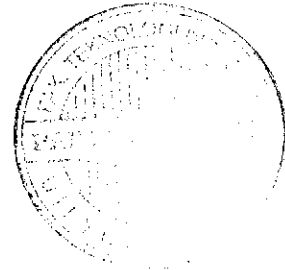


**PRA RANCANGAN
PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK JARAK DAN
METHANOL KAPASITAS 50.000 TON / TAHUN**

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Disusun Oleh :

Iwan Fitrianto (03 521 092)

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
JOGJAKARTA
2008**

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini,

Nama : Iwan Fitrianto

No. Mahasiswa : 03 521 092

Menyatakan bahwa seluruh hasil skripsi ini adalah hasil karya saya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

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

Yogyakarta, Februari 2008

(Iwan Fitrianto)

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL
DARI MINYAK JARAK DAN METHANOL
KAPASITAS 50.000 TON / TAHUN



Iwan Fitrianto (03 521 092)
Mahfudin Yohanif (03 521 145)

Yogyakarta, 29 Februari 2008

Menyetujui,

Dosen Pembimbing Tugas Akhir

Ir. SUTIJAN, MT., PhD

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK BODIESEL DARI MINYAK JARAK DAN METHANOL KAPASITAS 50.000 TON / TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh :

Nama : Iwan Fitrianto

No. Mahasiswa : 03 521 092

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

Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 26 Februari 2008

Tim Penguji

Ir. Sutijan, MT., PhD

Ketua

Asmanto Subagyo, M.Sc

Anggota I

Ir. Agus Taufiq, M.Sc.

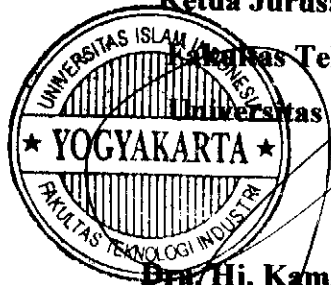
Anggota II

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Dr./Hj. Kamariah Anwar, MS

KATA PENGANTAR



Assalamualaikum Wr. Wb.

Segala puji dan syukur kita panjatkan 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.

Sesuai dengan kurikulum pada program studi Teknik Kimia Fakultas Teknik Industri Universitas Islam Indonesia, maka salah satu kewajiban bagi setiap mahasiswa adalah menempuh Tugas Akhir yang merupakan syarat yang harus ditempuh untuk menuju kelulusan. Untuk memenuhi kewajiban tersebut, maka kami telah melaksanakan Tugas Akhir dengan mengambil judul ***“PRA RANCANGAN PABRIK BIODIESEL DARI MINYAK JARAK DAN METHANOL KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN”***.

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

1. Orang tua dan keluarga yang selalu memberikan perhatian dan dukungan secara moril maupun materiil.
2. Bapak Fathul Wahid, ST.,M.Sc., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Ibu Dra. Hj. Kamariah Anwar, M..Sc., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

MOTTO

- ❖ *Berusahalah untuk melakukan apa yang bermanfaat untukmu dan memohon pertolongan hanya kepada Allah SWT (Al Hadist)*
- ❖ *Keimanan adalah sesuatu yang telanjang, pakaiannya adalah taqwa, keindahannya adalah sifat malu dan buahnya adalah ilmu.*
- ❖ *Semangat adalah gunung api yang puncaknya tidak ditumbuhi rumput keseimbangan.*
- ❖ *Aku berfikir maka aku ada, andaikata aku tidak berfikir maka aku tidak sadar akan keberadaanku.*
- ❖ *Sifat mengampuni berarti mampu menerima kesalahan orang lain sebagaimana anda menginginkan orang lain menerima kekurangan anda.*
- ❖ *Kita menjadi maju dan sukses dengan memerangi kelemahan dan kemalasan kita.*
- ❖ *Kalau kita memisih kenyamanan dan kemudahan, maka sukses bukanlah milik kita.*
- ❖ *The greatest good of mind is knowledge of God*
- ❖ *You can, if you think you can.*

BERANILAH

Jangan menunggu senyuman,

Baru mau tersenyum dan berbuat baik...

Jangan menunggu dicintai, baru mencintai...

Jangan menunggu kesepian melanda,

Baru menghargai persahabatan...

Jangan menunggu pekerjaan terbaik,

Baru mau sungguh bekerja

Jangan menunggu mendapatkan banyak,

Baru mau berbagi

Jangan menunggu kegagalan tiba,

Baru ingat dengan nasihat-nasihat

Jangan menunggu kesulitan muncul,

Baru mau percaya dengan doa

Jangan menunggu adanya waktu,

Baru mau melayani

Jangan menunggu orang lain terbuka,

Baru mau minta maaf

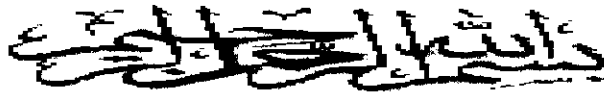
Jangan menunggu.....

Karena kamu tidak pernah tahu berapa lama waktumu,

Jangan menunggu.....

BFRANILAH.....

HALAMAN PERSEMBAHAN



"Sungguh shalatku, ibadahku, hidupku dan matiku hanya untuk

Allah SWT Tuhan semesta alam" (Q.S. Al An'eam: 162)

Puji syukur aku panjatkan pada Pemilik Segalanya nan Maha Besar, Maha Benar Allah SWT, atas hidayah dan ridha-Nyalah tugas akhir ini dapat selesai pada waktu dan tempat yang tepat. Tak lupa kulantunkan Shalawat Salam pada kekasih yang telah membawa pencerahan di muka bumi ini untukku dan semua umat, Rasulullah SAW beserta para sahabat dan keluarga.

Bahagia rasanya dapat memberikan persembahan indah ini untuk keluarga tercinta:

Teruntuk yang sangat kubanggakan kedua Orangtuaku, Ayahanda dan Ibunda tercinta (Bapak Wiyono S.P. dan Ibu Masiyem). Terima kasih atas segala cinta, kasih sayang, pengorbanan dan doa tulus kalian. Seluruh cinta yang ada telah kalian berikan, namun hanya doa yang dapat kupanjatkan. Semoga sedikit kebahagiaan ini dapat memberikan kebanggaan dihatimu dan semoga masih banyak lagi kebahagiaan lain yang dapat Tuhan berikan,

*"Memandang hidup dengan mata,
ibarat masuk ke dalam kamar seorang gadis kecil,
berantakan dimana-mana.*

*Memandang hidup dengan hati,
Bagai masuk ke dalam pelukan seorang ibu,
Keteduhan dimana-mana"*

Buat adik dan belahan jiwaku tersayang "Bety Dwi Astuti W.",,,,,,makasih untuk cinta, doa dan supportnya. Kamu adalah motivasiku tuk segera menyelesaikan tugas ini dan memberikan teladan terbaik yang dapat membanggakanmu. Masa depan telah menantimu, berjuanglah mencapai apa yang kau inginkan....

Terima kasih tiada terkira Iwan haturkan kepada yang tercinta Embah Suti, Mbah Manto, Mbah Narni, Bpk. Slamet (alm) Ibunda Kartini, Ibunda Sri, dan Bpk Marimin atas doa, perhatian, dan support yang selalu diberikan. Entah dengan apa Iwan mampu membalasnya, tapi yang Iwan tahu pasti Allah SWT mengetahui dan membalas semua itu.

Kepada yang sangat kusayangi Mbak Lasty, Mas Arif, Mas Farji, Mas Teguh, Mbak Yayuk, Rany, Mas Kukuh, Mas Udik, Fante_q t'rcantiq (Sumarsi), Om Sas, Om Pri, Om Maryadi terima kasih atas segala kasih sayang, doa dan dukungannya selama ini. Sungguh bahagia dapat merasakan kasih sayang tulus dari kalian semua.

Buat yang telah jauh disana...Embah Dalimo (alm), Pakde Slamet (alm), Om Mariono (alm). Karya ini kan yang kalian tunggu-tunggu??? Akhirnya Iwan bisa, sayang kalian nggak bisa melihatnya langsung. Iwan kangeeeen senyum dan pelukan kalian. Semoga tenang di alam sana....Amien.

Saudara sepupuku tersayang, (Anggit, Kopic, Ayu banyak buangeet.....ga cukup kalo ditulis satu persatu hehe...) makasih atas semangat dan dukungannya selama ini. Kalian selalu memberikan keceriaan dalam kebersamaan kita.

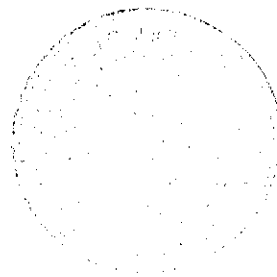
Love u all.....

IWAN' SPECIAL THANKS TO :

- Allah SWT, terima kasih atas segala nikmat dan karunia yang telah engkau berikan pada hamba-Mu ini.
- Rasulullah SAW beserta sahabatnya yang telah mengantarkan seluruh umat manusia pada dunia nyata yang penuh rahmat dan kedamaian.
- Keluarga besar di Tlatah SOLO, Sukoharjo n di Tarakan (Kaltim), Makasih atas semua dukungannya.
- Bapak Ir Sutijan MT., PhD. : Terima kasih banyak atas semua ilmu dan waktunya untuk membimbing kami dengan penuh kesabaran. Hanya Allah SWT yang dapat membalas segala apa yang telah bapak berikan.
- Bapak Arif Hidayat ST., MT. dan Bapak, Dr., Ir Farham Saleh MT. yang telah banyak meluangkan waktu buat Iwan, walaupun Iwan bukan bimbingan Bapak, tapi Bapak mau memberi solusi setiap Iwan kesulitan dalam m'ngerjakan TA. Terimakasih ya Pak...
- Ibu Dra Khamariah Anwar Msc : Terima kasih ya bu..., Ibu banyak meluangkan waktu Buat Iwan, setiap Iwan ada masalah, Ibu selalu bantu Iwan, Ibu adalah Kajur terbaik yang pernah Iwan kenal.
- Kanjeng Triyono' : Matur suwun nggih boz... ,makasih baget ya laptop-nya. Anugrah buat aku bisa ketemu, kenal, n bisnis

kalah panjenengan. Semoga Bisnis kita di Rjdhoi Allah SWT, diberikan kelancaran n kesuksesan selalu, Amien... (Tlatah mataram Surakata Hadiningrat).

- Tuk the best partner and best friend : EKO, JULY, Rio, Rjan, Yanthie, Nena, Mas Epos, Sufi n Ganang, akhirnya selese juga ya bo'.
- Buat JULY : Makasih ya Jul..., makasih atas Printernya, Kalo g' ada Printer_mu, mungkin sekarang aku belum selesai TA. Thaks y Jul...
- Buat Nena : Kita seperjuangan dalam Toefl' ya Nen..., Thaks buat sarapan pagi ayam goreng_nya, kapan lagi ya.. bisa makan ayam greng buatan nona cantik ini ...??? Aku nyesel baru kenal kamu skrng, kenapa g' dari dulu-dulu ya...
- Buat Erif (UNSOED) + Mahendra (UNS) : you are my best friend, forever...
- Buat Yanthie, Eko, July n Rio Thanks ya dah mau jadi temen seperjuangan ku...
Makasih mau denger segala keluhanku, ternyata dunia seru banget bareng kalian.. Kenapa ga dari dulu ya kita bareng?
Aku beruntung banget dipertemukan ma kalian.
Kapan nie jalan-jalan lagi????
- Buat Eko, Rio n Yanthie : cepet selesein TA nya y..., jagan malas-malas, OK????



- Partner-TA ku, Mahfudin Yohanif: makasih atas semuanya... telah mau jadi rekan/patner dalam TA. Sorry ya.. kalo Iwan banyak salah,,,,no bodys perfect.
- Temen-temen Teknik Kimia 2003:
 - Buat "The RACUN Genk" n semua Temen-Temen Teknik Kimia '03. Selama masih di jogja, pintu kos ku akan selalu terbuka untuk kalian (Kalian membuat hidupku lebih berwarna). Jangan pernah lupain aku ya....Miss u all.
Semoga kita bisa meraih semua impian dan bahagia, meski pada akhirnya kita mesti berjuang masing-masing.
- Tuk semua yang pernah dan terus mengisi di hati Iwan, makasih atas segala kenangan terindah : Indie (Psig_UII), Dian (Arsitek_UGM), Liza (Kedokteran_UII), Afri (Statistik UII), Shofa (Psig_UII), Desi (Farmasi_UII), Eno (Te-Kimia UII), Ery (Te-Kimia UPN), Meyrina (UNY), Ana (UNAIR), Yanthie (Akt_UMS), Poetri (UNS) 'n Susan (UNS) Thaks bgt ya.... Kasih sayang 'n perhatian yang kalian berikan selalu menjadi semangat buat Iwan, kalian selalu ada di hati Iwan...
- Tuk my soulmate...my computer...akhirnya selesai juga nech gak sia-sia kita kerja lembur ala rodi selama ini...maaf yah dah buat kamu capeek, tapi Pentium'4 kamu hebat Koq. Tuk kamarku tercinta...Kau tempat terindah dan ternyaman kala lelah dan penat menyapaku.

HASTA LA VICTORIA SIEMPRE

teruslah menuju kemenangan

Yogyakarta, Maret kelima sejak 2003.

Iwan'

Aku sedang membayangkan sesuatu atau seseorang mungkin, tidak jelas. Aku ingin mengirim pesan-pesan melalui udara.

Menyampaikan bahwa hujan turun deras sekali sore ini. Dan aku merasa kehilangan sesuatu atau seseorang. Kuharapkan pesan itu sampai dan tertera pada layar ponsel seseorang.

Ia membacanya dan membacanya. Ia tidak habis pikir kenapa hal-hal sedemikian remeh memasuki dunianya. Tidak ini pesan salah alamat. Ia pikir demikian, tapi nanti suatu kali, hari lain, aku akan mengirim pesan yang lain bahwa aku ingin mengadukan langit warna tembaga. Aku ingin mengajukan cerita panjang tentang langit warna tembaga, sebuah kota, dan seseorang yang tersesat.

Aku ingin pulang padamu, sungguh !!

Terlalu banyak yang ingin aku tuliskan disaat ini, tapi kemudian biarlah menjadi cerita yang lebih bermakna dalam hati kita masing-masing. Mengutip kata-kata seorang sahabat, kini biarlah kita menyimpan moment itu dalam kotak yang kelak akan kita buka dengan kunci yang paling indah saat kita kembali dipertemukan Tuhan dalam suasana yang lebih baik.

جامعة الإسلامية
الطريق

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI	iii
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	xi
DAFTAR GAMBAR	xiii
ABSTRAKSI	xiv
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Tinjauan Pustaka	6
BAB II PERANCANGAN PRODUK	
2.1 Spesifikasi Produk	17
2.2 Spesifikasi Bahan	19
2.2.1 Spesifikasi Bahan Baku	19
2.2.2 Spesifikasi Bahan Pembantu	21
2.3 Pengendalian Kualitas	22
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	22

2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk	23
2.4 Pengendalian Kuantitas	25
2.5 Pengendalian Waktu	26
2.6 Pengendalian Bahan Proses	26

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses	27
3.1.1 Tahap Penyiapan Bahan Baku	27
3.1.2 Tahap Reaksi	28
3.1.3 Tahap Pemisahan Dan Pemurnian	29
3.2 Metode Penentuan Perancangan	31
3.2.1 Neraca Massa	31
3.2.2 Neraca Panas	38
3.2.3 Spesifikasi Alat	48
3.3 Perencanaan Produksi	90
3.3.1 Kapasitas Perancangan	90
3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses	92

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik	94
4.1.1 Faktor Primer Pendirian Pabrik	94
4.1.2 Faktor Skunder Penentuan Lokasi Pabrik	96
4.2 Tata Letak Pabrik	97

4.3 Tata Letak Alat Proses-----	103
4.4 Pelayanan Teknik (Utilitas)-----	108
4.4.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air-----	110
4.4.2 Unit Pembangkit <i>Steam</i> -----	117
4.4.3 Unit Pembangkit Listrik -----	119
4.4.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar-----	122
4.4.5 Unit Penyediaan Udara Tekan -----	123
4.4.6 Unit Pengolahan Limbah -----	123
4.5 Spesifikasi Alat – Alat Utilitas -----	125
4.6 Laboratorium-----	152
4.6.1 Kegunaan Laboratorium-----	152
4.6.2 Program Kerja Laboratorium -----	153
4.6.3 Alat Analisa Penting -----	156
4.7 Organisasi Perusahaan -----	157
4.7.1 Bentuk perusahaan-----	157
4.7.2 Struktur Organisasi Perusahaan-----	159
4.7.3 Tugas dan Wewenang-----	161
4.7.4 Sistem kepegawaian dan Sistem Gaji-----	172
4.7.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan -----	173
4.7.6 Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan-----	175
4.7.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan -----	179
4.7.8 Manajemen Produksi-----	181
4.8 Analisa Ekonomi -----	182

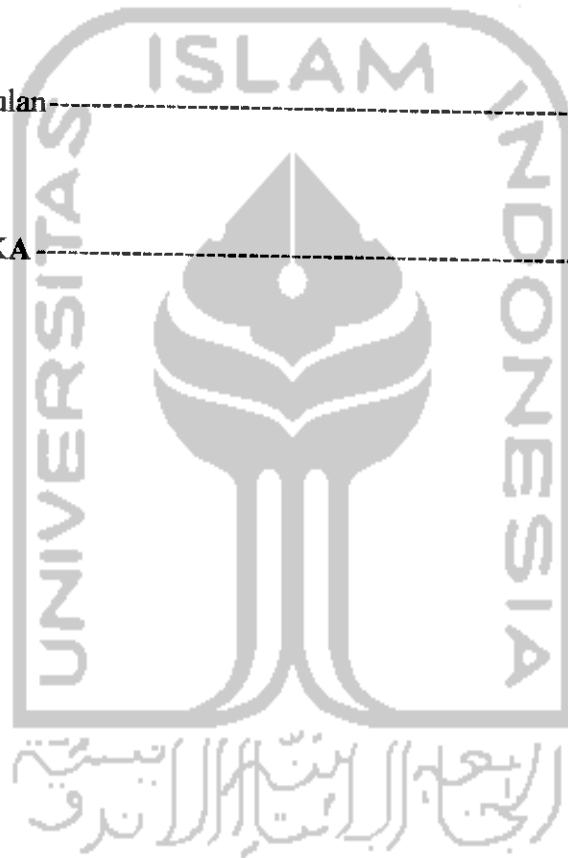
4.8.1 Penaksiran Harga Peralatan -----	183
4.8.2 Dasar Perhitungan -----	186
4.8.3. Perhitungan Biaya -----	186
4.8.4 Analisa Kelayakan-----	187
4.8.5 Hasil Perhitungan-----	190

BAB V PENUTUP

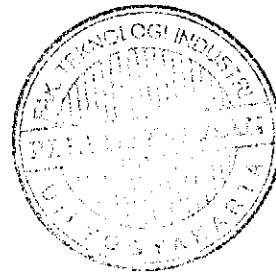
5.1 Kesimpulan-----	201
---------------------	-----

DAFTAR PUSTAKA -----	206
-----------------------------	-----

LAMPIRAN



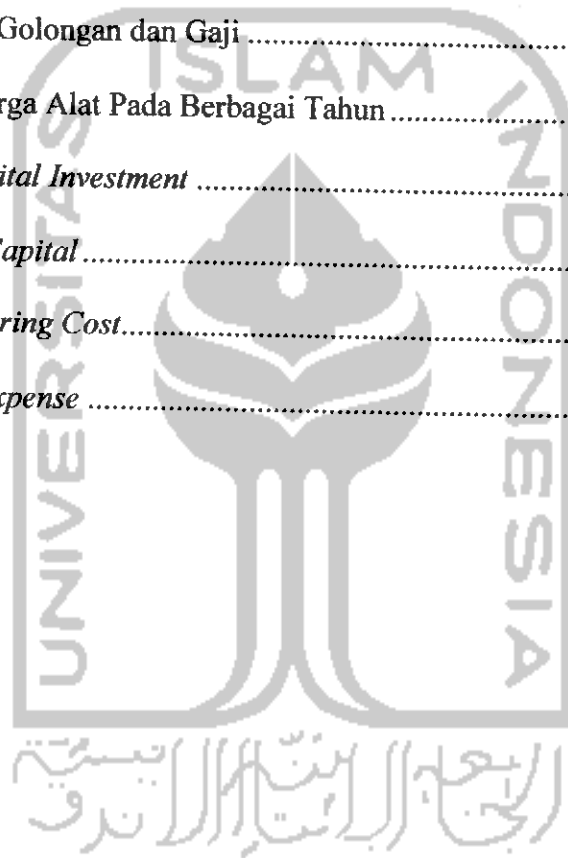
DAFTAR TABEL



Tabel 1.1 Produksi dan Konsumsi Minyak Diesel di Indonesia-----	3
Tabel 1.2 Asam Lemak-----	8
Tabel 1.3 Sifat – sifat minyak Biji Jarak Pagar.....	9
Tabel 1.4 Standar Biodiesel DIN V 51606.....	15
Tabel 2.1 Biodiesel Standar ASTM D6751 (United States)	17
Tabel 2.2 Physical Properties of Glycerol.....	18
Tabel 3.1 Neraca massa di <i>mixer</i> – 01-----	31
Tabel 3.2 Neraca massa di reaktor – 01-----	31
Tabel 3.3 Neraca massa di reaktor – 02-----	32
Tabel 3.4 Neraca massa di reaktor – 03-----	32
Tabel 3.5 Neraca massa di reaktor – 04-----	33
Tabel 3.6 Neraca massa di <i>neutralizer</i> – 01-----	33
Tabel 3.7 Neraca massa di <i>decanter</i> – 01-----	34
Tabel 3.8 Neraca massa di <i>mixer</i> – 02-----	34
Tabel 3.9 Neraca massa di <i>decanter</i> – 02-----	35
Tabel 3.10 Neraca massa di <i>evaporator</i> – 01-----	35
Tabel 3.11 Neraca massa di <i>Evaporator</i> – 02-----	36
Tabel 3.12 Neaca massa di <i>MD-01</i> -----	36
Tabel 3.13 Neaca massa Overall-----	37
Tabel 3.14 Neraca Panas di HE-01-----	38
Tabel 3.15 Neraca Panas di HE-02-----	38

Tabel 3.16 Neraca Panas di Reaktor-01 -----	39
Tabel 3.17 Neraca Panas di Reaktor-02 -----	39
Tabel 3.18 Neraca Panas di Reaktor-03 -----	39
Tabel 3.19 Neraca Panas di Reaktor-04 -----	40
Tabel 3.20 Neraca Panas di CL-01 -----	40
Tabel 3.21 Neraca Panas di Netralizer-01 -----	41
Tabel 3.22 Neraca Panas di Decanter-01 -----	41
Tabel 3.23 Neraca Panas di Mixer-02 -----	42
Tabel 3.24 Neraca Panas di Decanter-02 -----	42
Tabel 3.25 Neraca Panas di Heater-03 -----	43
Tabel 3.26 Neraca Panas di Evaporator-01 -----	43
Tabel 3.27 Neraca Panas di CL-02 -----	44
Tabel 3.28 Neraca Panas di HE-04 -----	44
Tabel 3.29 Neraca Panas di Evaporator-02 -----	45
Tabel 3.30 Neraca Panas di HE-05 -----	45
Tabel 3.31 Neraca Panas di Menara Distilasi -----	46
Tabel 3.32 Neraca Panas di CL-03 -----	46
Tabel 3.33 Neraca Panas di CL-04 -----	47
Tabel 3.34 Neraca Panas di CL-05 -----	47
Tabel 3.35 Neraca Panas di CL-06 -----	47
Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik.....	103
Tabel 4.2 Kebutuhan Air Pendingin.....	117
Tabel 4.3 Kebutuhan Air Proses.....	118

Tabel 4.4 Kebutuhan Air Untuk <i>Steam</i>	118
Tabel 4.5 Kebutuhan air total.....	119
Tabel 4.6 Kebutuhan listrik alat proses.....	122
Tabel 4.7 Kebutuhan listrik untuk utilitas.....	123
Tabel 4.8 Penggolongan Jabatan.....	178
Tabel 4.9 Jumlah Karyawan Pada Masing – masing Bagian.....	179
Tabel 4.10 Perincian Golongan dan Gaji.....	181
Tabel 4.11 Indeks Harga Alat Pada Berbagai Tahun.....	187
Tabel 4.12 <i>Fixed Capital Investment</i>	193
Tabel 4.13 <i>Working Capital</i>	194
Tabel 4.14 <i>Manufacturing Cost</i>	195
Tabel 4.15 <i>General Expense</i>	196



DAFTAR GAMBAR

Gambar 4.1 Tata Letak Pabrik <i>Biodiesel</i>	105
Gambar 4.2 Lay Out Proses	110
Gambar 4.3 Alir Proses Pengolahan Air dan <i>Steam</i>	128
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan.....	186
Gambar 4.5 Grafik Indeks Harga	189
Gambar 4.6 Grafik Nilai BEP dan SDP	200

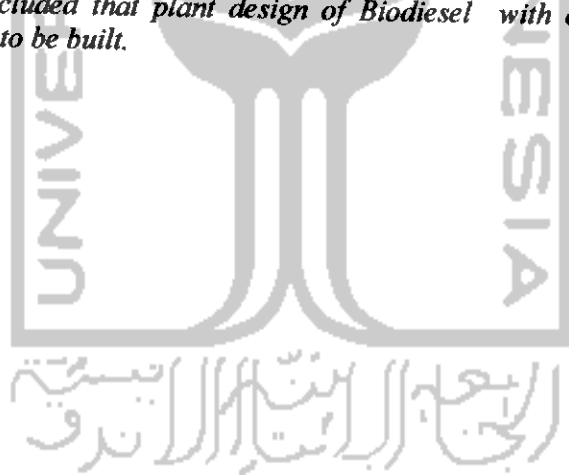


ABSTRACT

Preliminary design of Biodiesel with capacity 50,000 ton/year is a plant to be built in Palembang, in the area of land 22,050 m². This chemical plant will be operated for 330 day/year or 24 hours a day with 134 employees.

Raw material needed is Palm Oil 50,278.28 ton/year and Metanol 5,663.05 ton/year. The production process will be operated at temperature 60°C, at pressure about of 1 atm using Continuous Steared Tank Reaktor (CSTR). The utility consist of 3,024,144.98 kg/year of cooling water, 22,650.62 kg/hour of steam, 4,688,430.912 liter/year of fuel while the power of electricity of about 50.9313 kwh provided by PLN. This chemical plant also use generator set as reserve, and the water which used for requirement utility taken away from MUSI river.

An economic analysis shows that this chemical plant need to be covered by fixed capital of about Rp.143,163,776,927.34 working capital of about Rp.100,081,818,212.03 Percentage of return on investemen (ROI) before tax is 17.10 % while after tax is 10.26 % Pay out time (POT) before tax is 3.69 years while after tax is 4.91 years. The value of break evek point (BEP) is for about 41.98 % and shut down point (SDP) is of about 25.36 % Based on the economic analysis, It is concluded that plant design of Biodiesel with capacity 50,000 ton/years is visible to be built.





BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang.

Indonesia sebagai negara yang berkembang dan tengah mengalami krisis perekonomian dituntut untuk dapat meningkatkan pembangunan di segala bidang agar dapat bangkit dan bersaing dengan negara-negara maju maupun yang sedang berkembang seperti di Eropa maupun Asia, salah satu bidang tersebut adalah industri kimia terutama sektor energi yaitu minyak, gas dan batubara.

Sebagai bangsa yang besar dengan jumlah penduduk lebih dari dua ratus duapuluh juta jiwa, Indonesia menghadapi masalah energi yang cukup mendasar. Sumber energi yang *unrenewable* tingkat ketersediaannya semakin berkurang. Hal yang serupa juga sudah sejak lama diperkirakan oleh pengamat energi bahwa sektor minyak bumi Indonesia akan mengalami stagnasi dalam memproduksi minyak mentah sebagai akibat meningkatnya kebutuhan energi dalam negeri. Itulah sebabnya masih dalam kaitan ini, diversifikasi merupakan tujuan dari kebijakan energi Indonesia dalam jangka panjang. Salah satu upaya diversifikasi tersebut adalah meningkatkan produksi dan pemanfaatan energi alternatif yang ramah lingkungan untuk dimanfaatkan di dalam negeri maupun untuk ekspor (www.indobiofuel.com).

Ide penggunaan minyak nabati sebagai pengganti bahan bakar diesel didemonstrasikan pertama kalinya oleh Rudolph Diesel (\pm tahun 1900). Penelitian di bidang ini terus berkembang dengan memanfaatkan beragam lemak nabati dan hewani untuk mendapatkan bahan bakar hayati (*biofuel*) dan dapat diperbaharui



(*renewable*). 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* (www.usudigitallibrary.com).

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 teroksidasi relatif sempurna atau terbakar habis dan energi yang dihasilkan sama dengan minyak solar. 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 metil ester juga dapat diolah lebih lanjut menjadi produk-produk oleokimia yang biasanya dibuat dari asam lemak nabati (*fatty acid*). Proses produksi oleokimia dari metilester lebih menguntungkan karena tidak korosif, lebih tahan terhadap oksidasi dan tidak mudah berubah warna (Darnoko, 2002).

Salah satu sumber daya alam yang dapat dimanfaatkan untuk membuat *biodiesel* adalah minyak Jarak. Indonesia adalah negara penghasil minyak nabati terbesar dunia yang merupakan potensi bahan baku yang besar untuk tujuan pengembangan BBM alternatif tersebut. Tujuan utama adalah bagaimana kita dapat memanfaatkan sumber yang melimpah di Indonesia menjadi lebih bermanfaat. Jika hal ini dilaksanakan maka keuntungannya adalah mengurangi impor minyak diesel yang menyita cadangan devisa negara. Menurut laporan



Ditjen Migas (2001) kebutuhan bahan bakar diesel meningkat setiap tahunnya seperti disajikan pada tabel di bawah ini.

Tabel 1.1 Produksi dan Konsumsi Minyak Diesel di Indonesia (juta liter)

Tahun	Minyak Diesel	
	Produksi	Konsumsi
1996/97	11.866,2	16.342,0
1997/98	13.465,1	17.621,5
1998/99	14.345,0	19.706,2
1999/00	15.673,9	22.092,1
2000/01	16.208,9	22.423,4

Sumber : Ditjen Migas dan Pusat Penelitian Energi ITB, 2001

Berdasarkan informasi yang diterima kemampuan memproduksi minyak solar dan diesel Indonesia saat ini sudah sesuai dengan kapasitas yang dimiliki sehingga ada kecenderungan akan meningkatnya impor di tahun-tahun mendatang walaupun di tahun 1999 kebutuhan bahan bakar diesel menurun tidak sesuai dengan perkiraan pada tabel di atas, namun setelah pasca krisis ekonomi di Indonesia kebutuhan diperkirakan akan meningkat kembali.

Di samping sumber bahan bakunya melimpah dan terbarukan, biaya produksi lebih murah. Rata-rata biaya produksinya antara Rp 600 hingga Rp1.000 per liter. 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.



Meskipun baru tahap proyek percontohan, seluruh produksinya diserap pasar, khususnya untuk perusahaan yang dituntut menurunkan kadar emisi bahan bakar. Saat ini sudah ada sekitar sepuluh perusahaan swasta yang menjadi konsumen tetap Solarmax, nama dagang biodiesel, termasuk B10, untuk 35 kendaraan operasional di lingkungan BPPT. "Pabrik pengolahan biodiesel tidak membutuhkan biaya investasi besar sehingga dapat dikembangkan melalui unit kecil dan dikelola oleh usaha kecil dan menengah (UKM)," kata Makmuri. Sebagai gambaran, pabrik dengan kapasitas produksi 3 ton per hari hanya membutuhkan investasi Rp3,9 miliar dan masa pengembalian sekitar 3 tahun.

"Sebagai bagian *blueprint* pengelolaan energi nasional (PEN), target produksi biodiesel sebesar 720 kiloliter pada tahun 2009 untuk menggantikan 2 persen konsumsi solar hanya akan tercapai jika terdapat 25 unit pengolahan berkapasitas 30 ribu ton per tahun. Meskipun demikian untuk mencapai target mengganti 5 persen konsumsi solar 2025, tidak menutup kemungkinan pembuatan pabrik berkapasitas besar hingga 100 ribu ton per tahun yang memerlukan investasi masing – masing sekitar 100 miliar."

(<http://www.kompas.co.id/teknologi/news/0509/14/144413.htm>)

Meskipun demikian, sosialisasi penggunaan biodiesel tidak akan berarti tanpa dukungan dari pemerintah. Termasuk standardisasi produk untuk memberikan perlindungan kepada konsumen. Makmuri berharap standardisasi biodiesel dapat ditetapkan pemerintah sehingga teknologi pengolahan yang telah dikuasai BPPT dapat segera dikomersialkan.



Selain itu, kesiapan komersialisasi biodiesel ujung-ujungnya adalah harga jual, kata Direktur Jenderal Listrik dan Pemanfaatan Energi, Yogo Pratomo saat melepas rombongan media yang akan meninjau lokasi energi terbarukan di Jawa Barat, Jumat (9/9/05). Untuk menekan biaya bahan baku dan mendorong investasi, sekarang sedang digodok bentuk insentif dengan Departemen Keuangan. Salah satu yang diusulkan adalah pembebasan pajak impor mesin pengolahan biodiesel seperti yang diterapkan di negara-negara lain.

Dengan demikian harga jual biodiesel dapat bersaing dengan harga solar yang cenderung terus naik tergantung pasokan impor minyak dunia.

Banyak penelitian telah menguji kemungkinan-kemungkinan penggunaan minyak nabati sebagai pengganti bahan bakar diesel (minyak solar) baik secara langsung maupun sebagai bahan pencampur. (Adams dkk, 1983 ; Klofeman dan Walk, 1983 ; Pryde, 1983 ; Srinivasa dan Gopalakrihnan, 1991 ; Irwan dan Didi, 2003.). Disamping itu minyak nabati sangat mudah didapat dan merupakan sumber energi yang dapat diperbaharui. Dari penelitian-penelitian tersebut menyatakan bahwa minyak nabati mempunyai potensi yang sangat baik sebagai bahan bakar alternatif apabila sifat-sifatnya dari minyak tersebut dapat diatasi dengan baik seperti kekentalan yang tinggi. Volalitas yang rendah dan reaktivitas (polimerisasi) dari rantai hidrokarbon tak jenuh. Dari beberapa hasil penelitian yang telah dilakukan menyatakan bahwa kemungkinan yang terbaik untuk menggunakan minyak nabati sebagai bahan bakar disel adalah dengan proses transesterifikasi (Nye dkk, 1983 ; Oberlin Sidjabat dkk, 1995).



Manfaat yang diharapkan dari penelitian trans-esterifikasi minyak biji jarak menjadi bahan bakar, antara lain :

- A. Untuk pembangunan Negara
 - Mengatasi krisis energi bahan bakar.
 - Mengurangi ketergantungan pada impor luar negeri.
- B. Untuk ilmu pengetahuan dan teknologi

Penerapan prinsip penggunaan katalisator dalam proses transesterifikasi minyak biji jarak dengan metanol untuk mencapai perolehan hasil (yield) semaksimal mungkin, serta penerapan teknologi alternatif terhadap sumber daya alam yang dapat diperbaharui.

1.2 Tinjauan Pustaka

1.2.1. Jarak

Jarak, termasuk dalam family Euphorbiaceae, satu famili dengan karet dan ubi kayu. Genus *Jatropha*, spesies *Jatropha curcas* Lin. Jarak pagar (*jatropha curcas*) tumbuh di dataran rendah sampai ketinggian sekitar 500 m dpl. Namun tanaman ini dapat tumbuh pada daerah dengan curah hujan antara 300 – 2380 mm/tahun. Mulai berbuah pada umur 1 tahun dengan usia produktif hingga 50 tahun. Satu hektar lahan dapat ditanami 2500 Tanaman jarak agar (*jatropha curcas*). Satu pohon Tanaman jarak agar (*jatropha curcas*) dapat menghasilkan 12,5 ton/tahun/Ha.

Kisaran suhu yang sesuai untuk bertanam jarak adalah 20 -26 °C. Pada daerah dengan suhu terlalu tinggi (di atas 35°C) atau terlalu rendah (di



bawah 15°) akan menghambat pertumbuhan serta mengurangi kadar minyak dalam biji dan mengubah komposisinya.

Tanaman jarak pagar (*Jatropha curcas*) mempunyai system pembakaran yang mampu menahan air dan tanah sehingga tahan terhadap kekeringan serta berfungsi sebagai tanaman penahan erosi.

Tanaman jarak pagar (*jatropha curcas*) berupa perdu dengan tinggi 1 – 7 m, bercabang tidak teratur. Batangnya berkayu, silindris, dan bila terkupas batangnya mengeluarkan getah. Daun jarak pagar (*jatropha curcas*) adalah daun tunggal berlekuk dan bersudut 3 atau 5. Daunnya lebar dan berbentuk jantung atau bulat telur melebar dengan panjang 5 -15 cm. Helai daunnya bertoreh, berlekuk, dan ujungnya meruncing. Tulang daun menjari dengan jumlah 5 – 7 tulang daun utama. Panjang tangkai daun antara 4 – 15 cm.

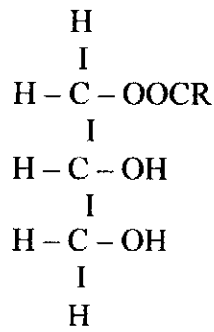
Bunga tanaman jarak pagar (*jatropha curcas*) mempunyai 5 mahkota berwarna keunguan, setia tandan terdapat lebih dari 15 bunga. Buah tanaman jarak pagar (*jatropha curcas*) berupa buah kotak berbentuk bulat telur dengan diameter 2 – 4 cm. Panjang buah 2 cm dengan ketebalan 1 cm. Buah berwarna hijau ketika muda serta abu – abu kecoklatan atau kehitaman ketika masak.

1.2.2. Minyak Nabati

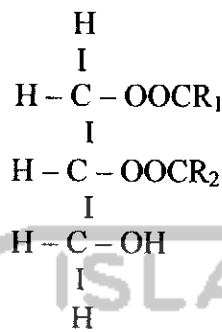
Minyak nabati merupakan ester-ester asam lemak dan gliserol, dengan demikian disebut juga gliserida. Gliserol adalah suatu terhidroksi alkohol yang terdiri atas tiga atom karbon. Tiap atom karbon memiliki gugus OH. Satu molekul gliserol dapat mengikat satu, dua atau tiga molekul asam lemak dalam



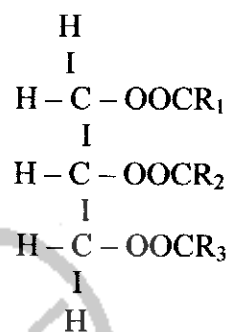
bentuk ester, tergantung jumlah OH yang digantikan dengan asam lemak. Kita kenal mono-, di- dan trigliserida dengan rumus-rumus bangun sebagai berikut :



Monogliserida



Digliserida



Trigliserida

Pada di - dan trigliserida asam-asam lemaknya mungkin sama ($R = R_1 = R_2$).

Atau juga mungkin berbeda ($R \neq R_1 \neq R_2$) (Kirk and Othmer, 1951).

Pada umumnya asam lemak mempunyai jumlah atom karbon genap. Beberapa asam lemak yang umum terdapat sebagai ester dalam tumbuhan atau hewan.

Tabel 1.2 Beberapa Asam Lemak yang Umum.

Nama	Rumus	Titik Lebur (°C)
Asam Lemak Jenuh :		
• Asam Butirat	$\text{C}_3\text{H}_7\text{COOH}$	-7,9
• Asam Kaproat	$\text{C}_5\text{H}_{11}\text{COOH}$	14,1 - 15,3
• Asam Palmiat	$\text{C}_{15}\text{H}_{31}\text{COOH}$	14,1 - 15,3
	$\text{C}_{17}\text{H}_{35}\text{COOH}$	3,7 - 9,8



• Asam Stearat		
Asam Lemak Tidak		
Jenuh :		
• Asam Oleat	$C_{17}H_{33}COOH$	34,3 – 45,8
• Asam Linoleat	$C_{17}H_{31}COOH$	29,0 – 44,2
• Asam Linolenat	$C_{17}H_{29}COOH$	Cair pada suhu sangat rendah

Sumber Gubitz, et al., 1999

Tabel 1.3 Sifat – sifat minyak biji jarak pagar

Sifat :	
Densitas pada suhu 15°C	0,9177 g/cm ³
Viskositas pada suhu 30°C	49,15 mm ² /s
Residu karbon	0,34 %(m/m)
Kadar abu sulfat	0,007 %(m/m)
Titik tuang	- 2,5°C
Titik nyala	236 °C
Kadar air	935 ppm
Kadar sulfur	<1 ppm
Bilangan Iod	96,5 g iod/100 g minyak
Bilangan asam	4,75 mg KOH/g



Penggunaan minyak nabati secara langsung sebagai bahan bakar disel menimbulkan berbagai masalah seperti penyumbatan penyaring bahan bakar, penyumbatan injector, pembentukan endapan karbon di ruang pembakaran, perlengketan cincin, dan kontaminasi minyak pelumas. Karena itu digunakan beberapa modifikasi untuk mengubah sifat dari minyak nabati tersebut, terutama untuk menurunkan viskositasnya. Sifat minyak nabati itu dapat diubah menggunakan beberapa cara diantaranya : (Ma.Fangrui, Hanna, Milford A., 1999)

- **Pirolisis**

Pada proses pirolisis minyak nabati mengalami dekomposisi termal dengan kehadiran udara/nitrogen (jika tidak diinginkan kehadiran oksigen). Dekomposisi termal minyak nabati ini menghasilkan berbagai jenis senyawa termasuk alkana, alkena, alkadiena, aromatik dan asam karboksilat. Komposisi hasil dekomposisi sangat bervariasi tergantung dari minyak nabati yang digunakan. Fraksi-fraksi cair dari minyak nabati yang terdekomposisi termal cukup mendekati karakter minyak disel. Minyak nabati terpirolisis mengandung jumlah sulfur, air dan endapan dalam jumlah yang dapat diterima, demikian juga dengan korosi tembaga, namun terdapat juga abu dan residu karbon dalam jumlah yang tidak diterima. Penggunaan minyak nabati terpirolisis pada mesin dibatasi untuk pemakaian jangka pendek.

- **Mikroemulsifikasi.**

Adalah disperse dari minyak, air, sulfation dan terkandung suatu molekul amfipatik yang dinamakan konsurfaction. Hasil disperse ini adalah suatu



tetes (droplet) yang isotropic, jernih dan stabil secara termodinamika. Suatu mikroemulsi dapat dibuat dari minyak nabati dengan suatu ester dan dispersan (kosolven), atau dari suatu minyak nabati, suatu alkohol dan suatu surfactant, dengan atau tanpa minyak diesel. Namun alkohol memiliki kalor penguapan yang tinggi dan karenanya dapat menurunkan suatu ruang pembakaran dan memudahkan terjadinya penyumbatan. Suatu mikroemulsi dan methanol dengan minyak nabati memiliki kelakuan yang mirip dengan minyak diesel

- **Pengenceran.**

Minyak nabati diencerkan dengan bahan tertentu, seperti minyak diesel, suatu pelarut atau etanol. Penelitian yang telah memperlihatkan adanya efek yang tidak diinginkan pada pemakaian jangka panjang seperti penyumbatan injector, pengentalan pelumas dan penumpukan karbon pada katup pemanas.

- **Transesterifikasi.**

Pada transesterifikasi minyak nabati direaksikan dengan suatu alkohol sehingga terbentuk 3 molekul, metil-ester asam lemak, dan gliserol. Metil ester asam lemak ini selanjutnya disebut biodiesel, sifat biodiesel ini sangat mendekati minyak diesel dan tidak menimbulkan dampak yang buruk pada pemakaian jangka panjang, sehingga sangat menjanjikan untuk digunakan sebagai pengganti atau pencampur minyak diesel.





1.2.3. Variabel-Variabel Proses Produksi

Variabel-variabel proses yang mempengaruhi waktu reaksi dan konversi adalah :

- Kadar air dan asam lemak bebas

Terdapatnya air dalam trigliserida menyebabkan terjadinya reaksi saponifikasi, yang dapat menurunkan tingkat efisiensi katalis. Jika kandungan asam lemak bebasnya tinggi maka akan dibutuhkan banyak basa (katalis, yaitu KOH)

- Perbandingan Alkohol dan Trigliserida

Agar reaksi dapat bergeser ke arah produk, alkohol yang ditambah harus berlebih dari kebutuhan stokiometrinya. Penelitian menyatakan dalam penerapan praktis, perbandingan yang digunakan adalah antara 3,3 sampai 5,25 : 1, contoh lain menyatakan bahwa perbandingan yang digunakan adalah 4,8 : 1, dengan perolehan metil ester yang dihasilkan 97 – 98,5 %. Dalam industri biasanya digunakan perbandingan 6 : 1, dan diperoleh konversi lebih besar dari 98 %. Peningkatan alkohol terhadap trigliserida akan meningkatkan konversi, tetapi menyulitkan pemisahan gliserol (Ma, Fangrui, Hanna, Milford A., 1999)

- Katalis

Penggunaan katalisator berguna untuk menurunkan tenaga aktivasi sehingga reaksi berjalan dengan mudah bila tenaga aktivasi kecil maka harga konstanta kecepatan reaksi bertambah besar. Ada



tiga golongan katalis yang dapat digunakan yaitu asam, basa dan enzim. Sebagian besar proses transesterifikasi komersial dijalankan dengan katalis basa, karena reaksinya berlangsung sangat cepat yaitu empat ribu kali lebih cepat dibanding dengan katalis asam.

- **Temperatur Reaksi**

Transesterifikasi dapat dilakukan pada berbagai temperatur, tergantung dari jenis trigliserida yang digunakan. Jika temperatur semakin tinggi, laju reaksi akan semakin cepat. Konversi akhir trigliserida hanya sedikit dipengaruhi oleh temperatur reaksi. Temperatur reaksi yang telah digunakan dalam berbagai penelitian adalah antara 20 – 80 °C (Ma, Fangrui)

- **Kemurnian Reaktan**

Pada kondisi reaktan yang sama, konversi untuk reaksi dengan bahan baku minyak nabati mentah berkisar antara 67 – 84 %. Hal ini disebabkan oleh tingginya kandungan asam lemak bebas di minyak nabati mentah, namun masalah ini dapat diselesaikan dengan menggunakan temperatur dan tekanan reaksi yang tinggi.

(Srivastava, A., 2000)

- **Kecepatan Pengadukan.**

Setiap reaksi dipengaruhi oleh tumbukan antar molekul yang larut dalam reaksi dengan memperbesar kecepatan pengadukan maka jumlah tumbukan antar molekul zat pereaksi akan semakin besar, sehingga kecepatan reaksi akan bertambah besar.



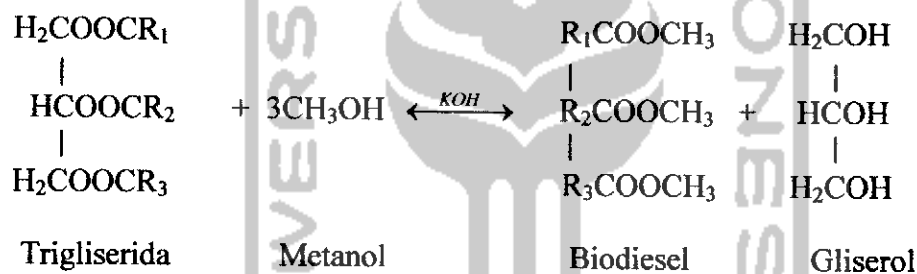
1.2.4. Landasan Teori

Biodiesel dapat berupa metil ester maupun etil ester, tergantung dari jenis alkohol yang digunakan. Beberapa proses pembuatan biodiesel yang telah dikembangkan adalah sebagai berikut :

1. Transesterifikasi / alkoholisis.

Pada proses ini biodiesel diproduksi melalui reaksi transesterifikasi dari minyak jarak dan methanol menggunakan katalisator logam, asam atau basa. Namun katalisator yang paling baik adalah KOH. Reaksi ini akan menghasilkan gliserol sebagai hasil samping. (Darnoko dan Cheryan, 2000)

Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Produk yang dihasilkan selanjutnya dipisahkan menggunakan decanter. Biodiesel yang terbentuk kemudian dicuci dengan air untuk menghilangkan sisa katalis, garam dan metanol. Proses transesterifikasi dapat dilakukan secara batch atau kontinyu pada tekanan 1 atm dan suhu 50 – 70 °C (Darnoko, 2002).

2. Esterifikasi

Pembuatan biodiesel dengan reaksi esterifikasi antara asam lemak dan metanol dapat dilakukan pada suhu 200 – 250 °C dibawah tekanan atmosferik. Untuk memperoleh yield yang tinggi, metanol harus berlebihan dan air yang dihasilkan selama reaksi harus dibuang secara kontinyu.



Proses ini dapat pula berlangsung secara batch dan kontinyu. Proses secara kontinyu dapat dilakukan dalam kolom reaksi counter-current menggunakan superheated metanol. Proses ini membutuhkan waktu reaksi yang lebih lama daripada proses transesterifikasi (Choo, 2000).

Reaksi esterifikasi asam lemak jauh lebih terbatas kesetimbangan dan, sekalipun sudah dibantu katalis, berlangsung lebih lambat dari pada reaksi alkoholisis trigliserida. Kedua reaksi juga akan berlangsung makin lambat dengan makin besarnya molekul alkohol (metanol, etanol, propanol, dan seterusnya).

Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Standar yang paling banyak dijadikan acuan untuk biodiesel adalah standar Jerman DIN V51606 tahun 1997. Spesifikasi dari standar DIN V51606 tahun 1997 tersebut dapat dilihat pada tabel 1.2.3 sebagai berikut:

Tabel 1.4 Standar biodiesel DIN V51606.

Standar / spesifikasi	DIN V51606
Aplikasi	<i>Fatty acid metil ester</i>
Densitas pada 15 °C , gr/cm ³	0,875-0,9
Viskositas pada 40 °C, mm ² /sekon	3,5-5
Titik nyala °C	>110
Kadar air, mg/kg	<300
Angka cetan	>49
Metanol, %massa	<0,3
Ester, %massa	-



Gliserida, %massa	<1,6
Gliserol, %massa	<0,25
Angka iodine	<115





BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memperoleh kualitas produk yang bagus dan sesuai dengan spesifikasi “*Biodiesel Standar ASTM D 6751 (United States)*”, maka perancangan produk dirancang berdasarkan variabel utama yaitu : Spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu, dan teknik pengendalian kualitas yang efektif serta pemilihan proses beserta alat-alat proses yang dapat memenuhi standar yang diinginkan.

2.1. Spesifikasi Produk

1. Metil ester (*Biodiesel*)

Tabel 2.1 Biodiesel Standar ASTM D6751 (United States)

No	Property	Test method	limits	unit
1	Flas Point (closed cup)	D 93	130.0 min	⁰ C
2	Water and sediment	D 2709	0.05 max	% volume
3	Kinematic viscosity, 40 ⁰ C	D 445	1.9 – 6.0	mm ² /s
4	Sulfated ash	D 874	0.020 max	% mass
5	Sulfur	D 5457	0.05 max	% mass
6	Copper strip corrosion	D130	No. 3 max	
7	Cetane number	D 613	47 min	
8	Cloud poin	D 2500	Report	⁰ C
9	Carbon residue (100 %sample)	D 4530	0.05 max	⁰ C
10	Acid Number	D 664	0.80 max	mg



11	Free glicerin	D 6584	0.020 max	KOH/g % mass
12	Total glicerin	D 6584	0.240 max	% mass
13	Phospourus content	D 4951	0.001 max	% mass
14	Destillation temperature, atsmorpheri equivalent temperature, 90% recovered	D 1160	360 max	

Rumus molekul : $C_{21}H_{38}O_2$

Berat molekul : 310 kg/kmol

Kemurnian : 99.7 %

2. Gliserol

Tabel 2.2 Physical Properties of Glycerol

Property	Value
Melting point ($^{\circ}C$)	18.17
Boiling point ($^{\circ}C$)	
0.53 kpa	14.9
1.33 kpa	166.1
13.33 kpa	222.4
101.3 kpa	290
Specific gravity, 25/25 $^{\circ}C$	12.620
Vapor pressure, (Pa)	
50 $^{\circ}C$	0.33
100 $^{\circ}C$	526
150 $^{\circ}C$	573
200 $^{\circ}C$	6100



Surface tension (120 °C,mN/m)	63.4
Viscosity (20 °C,mPa.s)	1499
Heat of vaporization (J/mol)	
55 °C	88.12
95 °C	76.02
Heat of solution to infinite dilution (KJ/mol)	5.778
Heat of formation (KJ/mol)	667.8
Thermal conductivity (W/m.K)	0.28
Flash point (°C)	
Cleveland open cup	177
Pensky-Martens closed cup	199
Fire point (°C)	204

Rumus molekul : CH₂OHCHOHCH₂OH
Berat molekul : 92,09 kg/kmol
Kemurnian : 99.6%

2.2. Spesifikasi Bahan

2.2.1 Spesifikasi Bahan Baku

1. Trigliserida

Fase : Cair
Rumus molekul : CH₃(CH₂)₇CHCH((CH₂)₇)COOH
Berat molekul : 887 kg/kmol



Kenampakan	: kuning atau kuning kecoklatan
Kelarutan	: tidak larut dalam air
Titik leleh	: 13-14 °C
Titik didih	: 194-195 °C
Densitas	: 0,895 gr/cm ³
Viscositas	: 14 cP
Komposisi	: C ₁₇ H ₃₃ COOH 98 % C ₁₅ H ₃₁ COOH 2 %
Kapasitas panas	: 0,514 kal/g °C
ΔHf (25 °C)	: -520,076 Kcal/mol

2. Methanol

Fase	: Cair
Rumus molekul	: CH ₃ OH
Berat molekul	: 32 kg/kmol
Kenampakan	: cairan
Kelarutan	: larut dalam air
Titik didih	: 64.7 °C pada 1 atm
Titik lebur	: -112 °C
Titik beku	: -114 °C
Tekanan kritis	: 926 psia atau 63 atm
<i>Specific gravity</i>	: 0,79 gr/cm ³



Komposisi	: CH ₃ OH 98%
	H ₂ O 2%
Warna	: bening (tidak berwarna)
Densitas	: 0,7899 gr/cm ³
Kapasitas panas	
	$59,342 + 3,6358.10^{-1} T - 1,2164.10^{-3} T^2 + 1,803.10^{-6} T^3$ J/mol K

2.2.2 Spesifikasi Bahan Pembantu

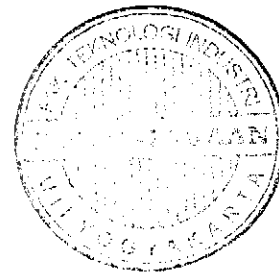
1. Kalium hidroksida

Fase	: Cair
Rumus molekul	: KOH
Berat molekul	: 56 kg/kgmol
Kenampakan	: cairan
Kelarutan	: larut dalam air
Titik didih	: 1320 °C
Titik beku	: 380 °C
Viscositas	: 86,4676 cP
Densitas	: 1,3991 kg/liter
Kemurnian	: 50 %



2. Asam klorida

Fase	: Cair
Rumus molekul	: HCl
Berat molekul	: 36,5 kg/kgmol
Kenampakan	: cairan
Kelarutan	: larut dalam air
Titik didih	: 48 °C
Viscositas	: 0,067 cP
Densitas	: 0,796 kg/liter
Kemurnian	: 32 %



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 D 6751.

Adapun parameter yang akan diukur adalah :

- Kemurnian dari bahan baku Trigliserida, KOH dan Methanol
- Kandungan di dalam Trigliserida, KOH dan Methanol
- Kadar air
- 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 fisisnya, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan untuk membantu kelancaran proses.

c. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi *Biodiesel (Etil ester)*, dan *Gliserol*.

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

Pengendalian kualitas yang dimaksud disini adalah pengawasan produk terutama *Biodiesel (Etil 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

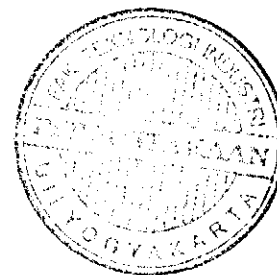
Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Karenanya diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.





BAB III

PERANCANGAN PROSES



3.1. Uraian Proses

Pada pembuatan *biodiesel* (metil ester) dengan proses transesterifikasi ini menggunakan bahan baku metanol dan minyak Jarak serta KOH sebagai katalis, yang kemudian KOH akan dinetralkan dengan HCl. Reaksi berlangsung pada suhu 60,5°C dan tekanan 1 atm secara kontinyu.

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

3.1.1 Tahap Penyiapan Bahan Baku

Metanol dari tangki penyimpanan bahan baku (TP-01) dan KOH cair dari tangki penyimpanan bahan baku (TP-02) yang disimpan pada temperatur 32 °C dan tekanan 1 atm dialirkan menuju *mixer* (M-01), setelah homogen campuran metanol dan KOH dari (M-01) dialirkan menuju reaktor alir tangki berpengaduk (R-01) yang sebelumnya dipanaskan dengan *heater* (HE-01) sampai temperaturnya mencapai 60,5 °C. Minyak jarak yang disimpan pada temperatur 32 °C dan tekanan 1 atm didalam tangki penyimpan bahan baku (TP-03) dipompakan menuju reaktor (R-01) yang sebelumnya juga telah dipanaskan dengan menggunakan heater (HE-02) sampai suhu 60,5 °C.



3.1.2 Tahap Reaksi

Campuran minyak sawit dengan metanol dan KOH direaksikan pada suhu 60,5 °C dan tekanan 1 atm didalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) yang disusun seri sebanyak 4 buah dengan kondisi operasi isothermal serta sifat reaksi eksotermis *irreversible*. Dimana masing – masing konversi ditiap reaktor adalah, reaktor - 01 dengan konversi 71,62 %, reaktor – 02 dengan konversi 90,97 %, reaktor – 03 dengan konversi 96,01 %, dan reaktor – 04 dengan konversi 98,00 %. Adapun reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Untuk menjaga agar suhu reaksi tetap 60,5 °C, maka masing – masing reaktor dilengkapi dengan koil pendingin yang menggunakan air sebagai *cooler agent*-nya.

Pada reaksi pembentukan biodiesel ini produk keluar dari reaktor (R-04) pada suhu 60,5 °C, yang kemudian didinginkan sampai suhu 32 °C menggunakan *cooler* (CL-01) yang kemudian dialirkan menuju tangki *neutralizer* (N-01) untuk menetralkan katalis KOH menggunakan larutan HCl yang berasal dari tangki penyimpanan bahan baku (TP-04). Hasil yang keluar dari *neutralizer* adalah biodiesel dengan pH netral.



3.1.3 Tahap Pemurnian

Larutan yang keluar dari tangki *neutralizer* kemudian dipompakan menuju *decanter* (DC-01) untuk dilakukan pemisahan, karena produk yang keluar dari *neutralizer* masih mengandung bahan – bahan lain seperti sisa trigliserida, sisa metanol, gliserol, KCl 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 ringan dengan komponen terbanyaknya yaitu *biodiesel* dan metanol, sedangkan lapisan bawah terdiri dari komponen dengan densitas yang lebih besar atau yang disebut dengan fase berat dengan komponen terbanyaknya yaitu gliserol, sisa trigliserida dan air.

Biodiesel sebagai fase ringan dari *decanter* dipompakan menuju *mixer* (M-02) untuk dicuci guna menghilangkan sisa kotoran yang masih terbawa ke dalam *biodiesel* seperti sisa garam hasil netralisasi, dan gliserol yang ikut terdispersi pada fraksi ringan di *decanter* dengan cara ditambahkan sejumlah air ke dalam *mixer* (M-02). Setelah melalui proses pencucian didalam *mixer*, *biodiesel* dialirkan menuju ke *decanter* (DC-02) untuk dipisahkan kembali antara komponen *biodiesel* dan air yang digunakan untuk pencucian. Didalam *decanter* (DC-02) *biodiesel* berada pada fraksi ringan, kemudian dialirkan menuju evaporator (EV-01). Didalam evaporator ini kandungan air dan metanol yang masih terdapat di *biodiesel* diuapkan pada suhu 84,36 °C dan dikondensasikan



dengan menggunakan *condenser* (CD-01). Biodiesel yang keluar dari evaporator, dengan kemurnian 99,75 % didinginkan dengan menggunakan *cooler* (CL-02) sampai temperatur 32 °C dan ditampung pada tangki penyimpanan produk (TP-05) sebagai produk utama. Hasil kondensasi dari uap evaporator ditampung sementara didalam tangki akumulator (ACC-01). Komponen terbesar dalam akumulator adalah metanol dan mempunyai kemurnian sebesar 98,8 %. Oleh sebab itu metanol dapat dipergunakan kembali sebagai reaktan atau di-*recycle* menuju *mixer* (M-01) dan digunakan kembali dalam proses.

Untuk pemurnian Glycerol, sebagai fraksi berat atau hasil bawah Decanter (DC-02), kemudian dialirkan menuju Evaporator (EV-02). Didalam Evaporator-02 ini kandungan pengotor yang masih terdapat dalam Glycerol diuapkan pada suhu 124,14 °C dan dikondensasikan menggunakan Condenser (CD-02), yang kemudian dialirkan ke UPL. Glycerol hasil pemurnian dari Evaporator (EV-02) hanya memiliki kemurnian 83,96 %, sehingga harus dimurnikan kembali untuk mencapai kemurnian yang standart di pasaran. Glycerol dari Evaporator (EV-02) dialirkan menuju Menara Distilasi (MD-01), dengan suhu umpan masuk MD sebesar 275,5 °C. Hasil atas MD berupa Glycerol dengan kemurnian 99,76 % yang kemudian didinginkan menggunakan *cooler*, dan ditampung pada tangki penyimpan produk (TP-06) sebagai produk samping. Hasil bawah MD berupa zat pengotor yaitu KCl dan inert , dan dialirkan ke UPL.



3.2. Metode Penentuan Perancangan

Penentuan perancangan pabrik biodiesel dari bahan baku minyak jarak dan metanol dengan kapasitas 50.000 ton/tahun meliputi : Neraca massa, neraca panas dan spesifikasi alat.

3.2.1. Penentuan Neraca Massa

Setting neraca massa pada Pra Rancangan Pabrik Biodiesel dari Minyak Jarak kapasitas 50.000 ton/tahun disajikan dalam tabel berikut:

Tabel 3.1 Neraca massa di *mixer* – 01

Komponen	Arus masuk	Arus keluar
	kg/jam	kg/jam
Methanol	1374,1469	1374,1469
KOH	31,7414	31,7414
H ₂ O	59,7852	59,7852
Total	1465,6734	1465,6734

Tabel 3.2 Neraca massa di reaktor – 01

Komponen	Arus masuk	Arus keluar
	kg/jam	kg/jam
TG	6.284,79	1.783,63
Methanol	1.360,41	873,24
Biodiesel	0,00	4.521,46
G	0,00	466,86
KOH	3,97	3,97
H ₂ O	58,67	58,67
Impuritas	43,99	43,99
Total	7.751,82	7.751,82



Tabel 3.3 Neraca massa di reaktor – 02

Komponen	Arus masuk	Arus keluar
	kg/jam	kg/jam
TG	1.783,63	567,45
Methanol	873,24	741,62
Biodiesel	4.521,46	5.743,12
G	466,86	593,00
KOH	3,97	3,97
H ₂ O	58,67	58,67
Impuritas	43,99	43,99
Total	7.751,82	7.751,82

Tabel 3.4 Neraca massa di reaktor – 03

Komponen	Arus masuk	Arus keluar
	kg/jam	kg/jam
TG	567,45	187,62
Methanol	741,62	700,51
Biodiesel	5.743,12	6.124,66
G	593,00	632,40
KOH	3,97	3,97
H ₂ O	58,67	58,67
Impuritas	43,99	43,99
Total	7.751,82	7.751,82



Tabel 3.5 Neraca massa di reaktor – 04

Komponen	Arus masuk	Arus masuk
	kg/jam	kg/jam
TG	187,62	62,85
Methanol	700,51	687,00
Biodiesel	6.124,66	6.250,00
G	632,40	645,34
KOH	3,97	3,97
H ₂ O	58,67	58,67
Impuritas	43,99	43,99
Total	7.751,82	7.751,82

Tabel 3.6 Neraca massa di *neutralizer* – 01

Komponen	Arus masuk	Arus masuk
	kg/jam	kg/jam
TG	63,48	63,48
Methanol	693,94	693,94
KOH	31,74	0,00
Biodiesel	6.313,13	6.313,13
Impurities	44,44	44,44
Gliserin	651,86	651,86
HCl	20,69	0,00
KCL	0,00	42,23
H ₂ O	103,75	113,95
TOTAL	7.923,04	7.923,04



Tabel 3.7 Neraca massa di *decanter* – 01

Komponen	Arus masuk	Arus keluar	
		Top	Bottom
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
TG	63,48	15,87	47,61
Methanol	693,94	693,87	0,07
Biodiesel	6.313,13	6.313,13	0,00
Impurities	44,44	11,11	33,33
Gliserin	651,86	0,65	651,21
KCL	42,23	0,00	42,23
H2O	113,95	0,13	113,83
Total	7.923,04	7.923,04	

Tabel 3.8 Neraca massa di *mixer* – 02

Komponen	Arus masuk	Arus keluar
	kg/jam	kg/jam
TG	15,87	15,87
Methanol	693,87	693,87
Biodiesel	6.313,13	6.313,13
Impurities	11,11	11,11
Gliserin	0,65	0,65
KCL	0,00	0,00
H2O	0,13	0,00
Air pencucian	2.104,38	2.104,50
TOTAL	9.139,14	9.139,14



Tabel 3.9 Neraca massa di *decanter* – 02

Komponen	Arus masuk	Arus keluar	
		Top	Bottom
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
TG	15,87	3,97	11,90
Methanol	693,87	659,18	34,69
Biodiesel	6.313,13	6.313,13	0,00
Impurities	11,11	2,78	8,33
Gliserin	0,65	0,01	0,65
KCL	0,00	0,00	0,00
H2O	2.104,50	10,52	2.093,98
TOTAL	9.139,14	9139,1406	

Tabel 3.10 Neraca massa di *evaporator* – 01

Komponen	Arus masuk	Arus keluar	
		Top	Bottom
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
TG	3,97	0,00	3,96
Methanol	659,18	659,12	0,07
Impurities	2,78	0,00	2,77
Gliserin	0,01	0,00	0,01
Biodiesel	6.313,13	0,00	6.313,13
H2O	10,52	10,52	0,00
TOTAL	6.989,59	6.989,59	



Tabel 3.11 Neraca massa di *Evaporator* - 02

Komponen	Arus masuk	Arus keluar	
		Top	Bottom
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
Methanol	0,07	0,07	0,00
Impurities	33,33	0,00	33,33
Gliserin	651,21	0,34	650,86
KCL	42,23	0,00	42,23
TG	47,61	0,00	47,61
H2O	113,83	112,69	1,14
TOTAL	888,27	888,27	

Tabel 3.12 Neaca massa di *MD-01*

Komponen	Arus masuk	Arus keluar	
		Distilate	Bottom
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
H2O	1,14	1,14	0,00
G	650,86	650,80	0,07
TG	47,61	0,24	47,37
Impurities	33,33	0,17	33,16
KCL	42,23	0,00	42,23
TOTAL	775,17	775,17	



Tabel 3.13 Neaca massa Overall

Komponen	Arus masuk	Arus keluar
	kg/jam	kg/jam
TG	6348,2683	63,4788
Methanol	715,0318	34,8291
KOH	31,7414	0,0000
Impurities	44,4351	44,4351
Biodiesel	0	6313,1313
Gliserin	0	651,8609
HCl	20,6886	0
KCl	0,0000	42,2273
H ₂ O	2197,6040	2207,8066
Total	9357,7691	9357,7691



3.2.2. Neraca Panas :

Neraca panas pada Pra Rancangan Pabrik Biodiesel dari Minyak Jarak dan Methanol kapasitas 50.000 ton/tahun disajikan dalam tabel berikut, dengan suhu referensi (kondisi standart, $T = 25^{\circ} C$).

Tabel 3.14. Tabel Neraca Panas di HE-01

Komponen	Input	Output
	Kcal/jam	Kcal/jam
Methanol	2098,065735	16215,72592
NaOH	59,31070439	415,1320126
H ₂ O	361,4533993	2511,51786
Beban steam	21661,20563	-
Total	19142,3758	19142,3758

Tabel 3.15. Tabel Neraca Panas di HE-02

Komponen	Input	Output
	Kcal/jam	Kcal/jam
TG	482,0054581	5284,060259
Inert	3,374038207	36,98842182
Beban steam	5806,428178	-
Total	5321,048681	5321,048681



Tabel 3.16. Tabel Neraca Panas di Reaktor-01

Input, Kcal/jam		Output, kcal/jam	
Panas masuk HE-01	19142,376	Panas keluar	36131,912
Panas masuk HE-02	5321,049	Beban pendinginan	-4967047286,552
Panas reaksi	4967035618,064		
Total	4967011154,640	Total	-4967011154,640

Tabel 3.17. Tabel Neraca Panas di Reaktor-02

Input, Kcal/jam		Output, Kcal/jam	
Panas masuk	36131,912	Panas keluar	39389,717
Panas reaksi	4149321992,032	Beban pendinginan	-4149325249,837
Total	4149285860,120	Total	-4149285860,120

Tabel 3.18. Tabel Neraca Panas di Reaktor-03

Input, kkal/jam		Output, kkal/jam	
Panas masuk	39389,7175	Panas keluar	40407,1795
Panas reaksi	4718958405,2209	Beban pendinginan	-4718959422,6829
Total	4718919015,5034	Total	-4718919015,5034



Tabel 3.19. Tabel Neraca Panas di Reaktor-04

Input, kkal/jam		Output, kkal/jam	
Panas masuk	40407,1795	Panas keluar	40741,4239
Panas reaksi	4914080676,4801	Beban pendinginan	-4914081010,7245
Total	4914040269,3006	Total	-4914040269,3006

Tabel 3.20. Tabel Neraca Panas di CL-01

Komponen	Input	Output
	Kcal/jam	Kcal/jam
TG	221,276	20,184
M	34292,050	4436,864
ME	89005,627	8920,497
G	36308,135	4757,124
KOH	109,753	15,681
H2O	10517,244	1513,624
Q pendingin	-	150790,110
Total	170454,085	170454,085



Tabel 3.21. Tabel Neraca Panas di Netralizer-01

Komponen	Input	Output
	kcal/jam	kcal/jam
TG	4,820054581	4,820054581
Methanol	1059,523196	3,374038207
Biodiesel	2130,214784	1059,523196
Glycerol	1136,001287	64,251508
Inert	3,374038207	695,0371722
H2O	361,4533993	2130,214784
KOH	3,744531506	1136,001287
Beban Panas	394,0907	-
Total	5093,22204	5093,22204

Tabel 3.22. Tabel Neraca Panas di Decanter-01

Komponen	Input	Output	
	(kcal/jam)	(kcal/jam)	
		fase ringan	
TG	4,8201	TG	1,2050
I	3,3740	I	0,8435
Metanol	1.059,5232	Metanol	1.059,4172
NaCl	64,2515	NaCl	0,0000
H2O	695,0372	H2O	0,7645
BD	2.130,2148	BD	2.130,2148
gliserol	1.136,0013	gliserol	1,1360
		fase berat	
		TG	3,6150
		I	2,5305
		Metanol	0,1060
		NaCl	64,2515
		H2O	694,2726
		gliserol	1.134,8653
TOTAL	5.093,2220	TOTAL	5.093,2220



Tabel 3.23. Tabel Neraca Panas di Mixer-02

Komponen	Input	Output
	(kcal/jam)	(kcal/jam)
TG	1,2050	1,2050
I	0,8435	0,8435
Metanol	1059,4172	1059,4172
H ₂ O	0,7645	12836,2891
BD	2130,2148	2130,2148
gliserol	1,1360	1,1360
Panas umpan air Pencuci	12835,5245	-
TOTAL	16029,1056	16029,1056

Tabel 3.24. Tabel Neraca Panas di Decanter-02

Komponen	Input	Output	
	kcal/jam	kcal/jam	
		fase ringan	
TG	1,2050	TG	0,3013
I	0,8435	I	0,2109
Metanol	1.059,4172	Metanol	1.006,4464
H ₂ O	12.836,2891	H ₂ O	64,1814
BD	2.130,2148	BD	2.130,2148
gliserol	1,1360	gliserol	0,0114
		fase berat	
		TG	0,9038
		I	0,6326
		Metanol	52,9709
		H ₂ O	12.772,1076
		gliserol	1,1246
TOTAL	16.029,1056	TOTAL	16.029,1056



Tabel 3.25. Tabel Neraca Panas di Heater-03

Komponen	Input	Output
	Kcal/jam	Kcal/jam
MeOh	4209,3379	58701,4893
H2O	268,5427	3133,5611
G	0,0475	0,6509
TG	1,2615	29,6605
I	0,8831	20,7623
Biodiesel	8920,4974	183659,7522
Q pemanas 2	232145,3061	-
Total	245545,8763	245545,8763

Tabel 3.26. Tabel Neraca Panas di Evaporator-01

Input		Output	
(kcal/jam)		(kcal/jam)	
Panas masuk	3201,3661	Panas hasil keluar atas	1070,5208
Beban steam	1068633	Panas hasil keluar bawah	2130,8448
		Panas penguapan Air	-1068633
Total	1065431,6811	Total	-1065431,6811



Tabel 3.27. Tabel Neraca Panas di CL-02

Komponen	Input	Output
	Kcal/jam	Kcal/jam
TG	29,660	1,262
M	446,322	32,005
ME	183659,752	8920,497
G	0,652	0,048
H ₂ O	3112,454	266,734
I	20,762	0,883
Q pendingin		178048,174
Total	187269,602	187269,602

Tabel 3.28. Tabel Neraca Panas di HE-04

Komponen	Input	Output
	Kcal/jam	Kcal/jam
H ₂ O	29,049	560,703
G	4744,952	118235,198
TG	25,735	1334,629
KCL	269,060	5252,963
Q pemanas 2	120314,6978	-
Total	125383,494	125383,494



Tabel 3.29. Tabel Neraca Panas di Evaporator-02

Input		Output	
(kcal/jam)		(kcal/jam)	
Panas masuk	1899,6409	Panas hasil keluar atas	687,4359
Beban steam	272965	Panas hasil keluar bawah	1211,0088
		Panas penguapan Air	-272967
Total	271065,7415	Total	-271065,7415

Tabel 3.30. Tabel Neraca Panas di HE-05

Komponen	Input	Output
	Kcal/jam	Kcal/jam
H2O	560,703	1341,212
G	118235,198	364126,270
TG	1334,629	5645,128
KCL	5252,963	12944,642
Q pemanas 2	258673,7568	
Total	384057,2508	384057,2508



Tabel 3.31. Tabel Neraca Panas di Menara Distilasi

Komponen	Input	Output		
	KJ/jam	Arus	Komponen	KJ/jam
H ₂ O	1271,4379	Q Top	H ₂ O	1358,2165
G	497712,7251		G	528902,5757
TG	16709,2381		TG	88,9424
KCL	17612,1961			
		Q Bot	G	66,2819
			TG	22326,7554
			KCL	21982,9997
Q Reb	726586,0890	Q Cond	Dowtherm A	685165,9146
Total	1259891,686			1259891,686

Tabel 3.32. Tabel Neraca Panas di CL-03

Komponen	Input	Output
	Kcal/jam	Kcal/jam
H ₂ O	1388,5375	701,2757
G	381455,2996	156066,0373
TG	29,8554	9,5928
Q pendingin	-	226096,7867
Total	382873,6924	382873,6924



Tabel 3.33. Tabel Neraca Panas di CL-04

Komponen	Input	Output
	Kcal/jam	Kcal/jam
H ₂ O	701,276	29,073
G	156066,037	4749,377
TG	9,593	0,129
Q pendingin	-	151998,327
Total	156776,9057	156776,9056

Tabel 3.34. Tabel Neraca Panas di CL-05

Komponen	Input	Output
	Kcal/jam	Kcal/jam
G	49,724	18,6802
TG	8201,111	2410,8132
KCL	16491,175	7626,8798
Q pendingin		14685,6373
Total	24742,0104	24742,0104

Tabel 3.35. Tabel Neraca Panas di CL-06

Komponen	Input	Output
	KJ/jam	KJ/jam
G	18,6802	0,4750
TG	2410,8132	25,6065
KCL	7626,8798	269,0599
Q pendingin	-	9761,2317
Total	10056,37311	10056,3731



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 Jarak meliputi :

1. Tangki penyimpanan bahan baku :

a. Tangki penyimpanan metanol cair (TP-01) :

Fungsi	: Untuk menyimpan Methanol cair selama 15 hari.
Type alat	: Tangki silinder vertikal dengan <i>flat bottomed</i> dan <i>conical roof</i>
Kondisi operasi	:
- Tekanan	: 1 atm
- Suhu	: 32 °C
Kapasitas	: 313.94 m ³
Ukuran	:
- Diameter	: 24,4 meter
- Tinggi	: 9,15 meter
- Tebal <i>Shell</i>	: 3/4 – 1/4 in
- Tebal <i>Head</i>	: 2 1/4 in
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 103.390,50



b. Tangki penyimpanan KOH cair (TP-02) :

Fungsi : Untuk menyimpan KOH cair selama 15 hari.

Type alat : Tangki silinder vertikal dengan *flat bottomed* dan
conical roof

Kondisi operasi :

- Tekanan	: 1 atm
- Suhu	: 32 °C
Kapasitas	: 6.71 m ³
Ukuran	:
- Diameter	: 4,58 meter
- Tinggi	: 1,83 meter
- Tebal <i>Shell</i>	: 3/16 in
- Tebal <i>Head</i>	: 1/2 in
Bahan	: <i>Stainless Steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 72.373,35

c. Tangki penyimpanan minyak jarak (TP-03) :

Fungsi : Untuk menyimpan minyak Jarak selama 15 hari.

Type alat : Tangki silinder vertikal dengan *flat bottomed*
 dan *conical roof*

Kondisi operasi :



- Tekanan	: 1 atm
- Suhu	: 32 °C
Kapasitas	: 1.232,27 m ³
Ukuran	:
- Diameter	: 24,4 meter
- Tinggi	: 9,15 meter
- Tebal <i>Shell</i>	: 1 – 1/4 in
- Tebal <i>Head</i>	: 2 1/2 in
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 103.390,50

d. Tangki penyimpanan HCl (TP-04) :

Fungsi : Untuk menyimpan HCl selama 15 hari.

Type alat : Tangki silinder vertikal dengan *flat bottomed*
 dan *conical roof*

Kondisi operasi :

- Tekanan	: 1 atm
- Suhu	: 32 °C
Kapasitas	: 14,40 m ³
Ukuran	:
- Diameter	: 6,10 meter



- Tinggi : 3,66 meter
- Tebal *Shell* : 3/16 in
- Tebal *Head* : 5/8 in
- Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 11*
- Jumlah : 2 buah
- Harga : \$ 77.542,87

2. Tangki penyimpanan produk :

a. Tangki penyimpanan Biodiesel (TP-05) :

- Fungsi : Untuk menyimpan produk Biodiesel (metil ester)
 selama 15 hari.
- Type alat : Tangki silinder vertikal dengan *flat bottomed* dan
conical roof
- Kondisi operasi :
- Tekanan : 1 atm
 - Suhu : 32 °C
 - Kapasitas : 2.116,30 m³
 - Ukuran :
 - Diameter : 24,4 meter
 - Tinggi : 9,15 meter
 - Tebal *Shell* : 1 – 1/4 in
 - Tebal *Head* : 2 1/2 in



Bahan : Carbon Steel SA 283 Grade C
 Jumlah : 2 buah
 Harga : \$ 103.390,50

b. Tangki penyimpanan Glycerol (TP-06) :

Fungsi : Untuk menyimpan produk Glycerol selama 15 hari.

Type alat : Tangki silinder vertikal dengan *flat bottomed* dan *conical roof*

Kondisi operasi :

- Tekanan : 1 atm

- Suhu : 32 °C

Kapasitas : 124,59 m³

Ukuran :

- Diameter : 7,62 meter

- Tinggi : 4.8768 meter

- Tebal *Shell* : 1 – 1/4 in

- Tebal *Head* : 2 1/2 in

Bahan : Carbon Steel SA 283 Grade C

Jumlah : 2 buah

Harga : \$ 79.410,8340



3. Mixer (M-01) :

Fungsi : Untuk mencampur KOH dan Methanol dari tangki penyimpanan.

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk.

Jumlah : 1

Kondisi operasi : - Tekanan = 1 atm

- Suhu = 30°C

- Bahan = Stainless steel SA 283 Grade C

Dimensi mixer :

Diameter mixer : 0,512 m

Tinggi mixer : 0,767 m

Tebal shell : 0,1875 in

Tebal head : 0,1875 in

Pengaduk mixer

Type : turbin dengan six blade turbine

Jumlah baffle : 4

Diameter pengaduk : 0,1546 m

Jumlah pengaduk : 2

Lebar baffle : 0,0464 m

Efisiensi/putaran : 80% / 8,0245 rps

Daya motor : 0,5 Hp

Harga : \$ 1392,9468



4. Mixer (M-02) :

Fungsi : sebagai tempat penambahan air pencucian, untuk melarutkan KCl dalam produk.

Type : Tangki silinder berpengaduk.

Jumlah : 1

Kondisi operasi : - Tekanan = 1 atm

- Suhu = 30°C

- Bahan = Stainless Steel SA283 Grade C

Dimensi mixer-02

Diameter : 0,9646 m

Tinggi : 1,4469 m

Tebal shell : 0,1875 in

Tebal head : 0,1875 in

Pengaduk mixer

Type : turbin dengan six blade turbine.

Jumlah baffle : 4

Diameter pengaduk : 0,3215 m

Jumlah pengaduk : 2

Lebar baffle : 0,0965 m

Efisiensi/putaran : 80% / 4,1205 rps

Daya motor : 2 Hp

Harga : \$ 4554,1145



5. Reaktor (R) :

Fungsi : Mereaksikan trigliserida sebanyak 6.392,70 kg/jam dengan Methanol sebanyak 1.374,14 kg/jam dengan katalis KOH menghasilkan metil ester dengan konversi 98% sebanyak 6.313,13 kg/jam

Jenis : Reaktor alir tangki berpengaduk dengan *torispherical head* dan *bottom*.

Kondisi Operasi

Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 60,5 °C
Ukuran	:
▪ Diameter	: 1,8234 m
▪ Tinggi total reaktor	: 3,645 m
▪ Tebal <i>Shell</i>	: 3/16 in
▪ Tebal <i>Head</i>	: 1/4 in
▪ Lebar <i>baffle</i>	: 0,14 m
▪ Jumlah <i>baffle</i>	: 4 buah
▪ Luas muka reaktor	: 23,7466 m ²
Kapasitas	: 7,1418 m ³
Bahan	: <i>Stainless steel SA 167 Grade 11</i>
Jenis pengaduk	: <i>Blade turbine</i>
Kecepatan putar pengaduk	: 102,885 rpm



Power pengaduk : 9 Hp

Jumlah reaktor : 4 buah

Koil pendingin reaktor (R-01) :

- Diameter lilitan koil : 1.81 m
- Diameter pipa koil : 0.04 m
- Luas perpindahan panas : 750.27 ft²
- Jumlah lilitan koil : 7 lilitan
- Jarak antar koil : 0,04 m
- Tinggi tumpukan koil : 0,24 m

Koil pendingin reaktor (R-02)

- Diameter lilitan koil : 1.81 m
- Diameter pipa koil : 0,08 m
- Luas perpindahan panas koil : 140,23 ft²
- Jumlah lilitan koil : 13 lilitan
- Jarak antar koil : 0,04 m
- Tinggi tumpukan koil : 0,73 m

Koil pendingin reaktor (R-03)

- Diameter lilitan koil : 1,81 m
- Diameter pipa koil : 0,08 m
- Luas perpindahan panas koil : 170,23 ft²
- Jumlah lilitan koil : 15 lilitan
- Jarak antar koil : 0,04 m
- Tinggi tumpukan koil : 0,85 m



Koil pendingin reaktor (R-04)

- Diameter lilitan koil : 1,81 m
- Diameter pipa koil : 0,073 m
- Luas perpindahan panas koil : 168 ft²
- Jumlah lilitan koil : 15 lilitan
- Jarak antar koil : 0,04 m
- Tinggi tumpukan koil : 0,85 m

Harga : \$ 236.144,21

6. *Neutralizer* (N-01) :

Fungsi : Menetralkan KOH didalam cairan dengan menggunakan larutan HCl.

Jenis : Tangki tegak berpengaduk dengan *torispherical head* dan *bottom*.

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 32 °C

Ukuran :

- Diameter : 1,095 m
- Tinggi total *neutralizer* : 2.55 m
- Tebal *Shell* : 3/16 in
- Tebal *Head* : 3/16 in



▪ Lebar <i>baffle</i>	: 0,14 m
▪ Jumlah <i>baffle</i>	: 4 buah
Kapasitas	: 1,48 m ³
Bahan	: <i>Stainless steel SA 167 Grade 11</i>
Jumlah <i>neutralizer</i>	: 1 buah
Jenis pengaduk	: <i>Blade turbine</i>
Kecepatan putar pengaduk	: 175 rpm
Power pengaduk	: 3 Hp
Harga	: \$ 38.122,67

7. *Decanter* (DC-01) :

Fungsi : Memisahkan metil ester dari campuran gliserol yang keluar dari *neutralizer*.

Jenis : Tangki silinder vertikal dengan *torispherical head* dan *bottom*.

Kondisi Operasi :

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 32 °C

Ukuran :

- Diameter : 2,06 meter
- Tinggi total *decanter* : 5,04 meter

Kapasitas : 18,26 m³

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*



Tebal <i>Shell</i>	: 1/4 in
Tebal <i>Head</i>	: 1/4 in
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 75.387,79

8. *Decanter* (DC-02) :

Fungsi : Memisahkan metil ester dari sisa campuran hasil pencucian H_2O , yang keluar dari *mixer* - 02.

Jenis : Tangki silinder vertikal dengan *torispherical head* dan *bottom*.

Kondisi Operasi :

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 32 °C

Ukuran :

- Diameter : 2,59 meter
- Tinggi total *decanter* : 6,55 meter

Kapasitas : 21,42 m³

Bahan : Carbon Steel SA 283 Grade C

Tebal *Shell* : 1/4 in

Tebal *Head* : 1/4 in

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 82.488,44



9. Evaporator (EV – 01) :

Fungsi : Menguapkan H₂O dan metanol yang terkandung dalam produk sebanyak 669,64 kg/jam.

Jenis : *Long tube vertical, single effect* dengan *torispherical head* dan *bottom*.

Kondisi Operasi :

- Tekanan : 1 atm

- Suhu : 84,18 °C

Ukuran :

- Diameter : 1,16 meter

- Tinggi total *evaporator* : 4,65 meter

Kapasitas : 4,94 m³

Bahan : *Stainless steel SA 167 Grade 11*

Jenis tube : *Triangular pitch*

Diameter pipa tube : 3/4 in

Jumlah pipa tube : 7 buah

Jenis baffle : *Single segmental baffle*

Jumlah baffle : 6 buah

Tebal *Shell* : 3/16 in

Tebal *Head* : 3/16 in

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 207.711,84



10. Accumulator (ACC - 01) :

Fungsi : Menampung sementara embunan dari *condenser* – 01
sebanyak 1,03 m³ selama 30 menit.

Jenis : Tangki silinder *horizontal*.

Jumlah : 1 buah.

Kondisi Operasi : - Tekanan = 1 atm

- Suhu = 32 °C

Dimensi Accumulator :

Waktu tinggal : 30 menit

Volume : 0,5384 m³

Diameter : 1,59 m

Panjang : 2,319 m

Tebal dinding : 3/16 in

Tebal head : 3/16 in

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 1.607,78

11. Evaporator (Ev – 02) :

Fungsi : Menguapkan H₂O dan methanol yang terkandung dalam produk
Glycerol sebanyak 114,21 kg/jam.

Jenis : *Long tube vertical, single effect* dengan *torispherical head* dan
bottom.



Kondisi Operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 124,14 °C

Ukuran

- Diameter : 0.58 meter
- Tinggi total *evaporator* : 2,23 meter

Kapasitas : 1,14 m³

Bahan : *Stainless steel SA 167 Grade 11*

Jenis tube : *Triangular pitch*

Diameter pipa tube : 3/4 in

Jumlah pipa tube : 7 buah

Jenis baffle : *Single segmental baffle*

Jumlah baffle : 6 buah

Tebal *Shell* : 3/16 in

Tebal *Head* : 3/16 in

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 69.886,60

12. Menara Distilasi -01 (MD-01)

Tugas : Memisahkan Glycerol dari campuran pengotor yang keluar dari hasil bawah decanter-01.

Type alat : Sieve Plate Distillation Tower



A. Kondisi Operasi :

1. Kondisi Operasi Puncak Menara :

Suhu : 267,26 °C

Tekanan : 1 atm

2. Kondisi Operasi Dasar Menara :

Suhu : 348,12 °C

Tekanan : 1,2 atm

3. Kondisi Operasi Umpan Menara :

Suhu : 275,51 °C

Tekanan : 1,1 atm

B. Jumlah Plate :

1. Jumlah Plate Seksi Rectifying : 9 plate

2. Jumlah Plate Seksi Stripping : 10 plate

3. Jarak antar plate : 0,35 m

C. Dimensi Menara Distilasi :

1. Tinggi Menara : 10,15 m

2. Diameter Menara



- Diameter Puncak : 0,868 m

- Diameter Dasar : 0,868 m

D. Tebal Menara :

1. Tebal Shell : 3/16 in

2. Tebal Head : 3/16 in

E. Ukuran Pipa :

1. Pipa Pemasukan Umpan : 10,00 in

2. Pipa Pemasukan Reflux : 0,80 in

3. Pipa Pemasukan Uap Reboiler : 17,00 in

4. Pipa Pengeluaran Uap Puncak : 17,00 in

5. Pipa Pengeluaran dasar : 3,00 in

F. Perancangan Plate :

Tinggi Weir = 50 mm

Diameter lubang = 5 mm

Jumlah lubang = 11514 lubang

Tebal plate = 5 mm

Harga : \$ 1.410,38



13. Accumulator (ACC - 02) :

Fungsi : Menampung sementara kondensat MD sebanyak 652,34 kg/jam selama 30 menit.

Jenis : Tangki silinder *horizontal*.

Jumlah : 1 buah.

Kondisi Operasi : - Tekanan = 1 atm

- Suhu = 32 °C

Dimensi Accumulator :

Waktu tinggal : 30 menit

Volume : 0,5892 m³

Diameter : 1,19 m

Panjang : 2,39 m

Tebal dinding : 3/16 in

Tebal head : 3/16 in

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 1.684,16

14. Heater – 01 (HE-01)

Fungsi : Memanaskan suhu umpan Methanol, KOH dan air yang keluar dari *mixer* – 01 dari 32 °C menjadi 60,5 °C sebelum diumpankan ke reaktor – 01.

Type alat : *Double pipe heat exchanger (Harpine)*



Jumlah harpin : 2

Spesifikasi INNER PIPE:

- Diameter luar : 2,38 in
- Diameter dalam : 2,067 in
- Pressure drop : 0,002115 psia

Spesifikasi ANNULUS :

- Diameter luar : 3,5 in
- Diameter dalam : 3,068 in
- Pressure drop : 0,105 psia

Luas transfer panas : 56,49 ft²

Koefisien transfer panas bersih (U_C) : 120,02 BTU/jam.ft².°F

Koefisien transfer panas kotor (U_D) : 81,25 BTU/jam.ft².°F

Faktor kotor total (R_D) : 0,00302 jam.ft².°F/BTU

Harga : \$ 2.584,76

15. Heater – 02 (HE-02)

Tugas : Memanaskan umpan trigliserida (minyak Jarak) dari tangki penyimpanan (TP-01) sebelum diumpankan ke reaktor (R-01) dari suhu 30°C sampai suhu 60°C.

Jenis : *Double pipe heat exchanger (Harpine).*

Jumlah Harpine : 2

Spesifikasi INNER PIPE :



- Diameter luar : 1,66 in
- Diameter dalam : 1,38 in
- Pressure drop : 0,0432 psia

Spesifikasi ANNULUS :

- Diameter luar : 2,38 in
- Diameter dalam : 2,067 in
- Pressure drop : 2,2034 psia

Luas transfer panas : 0,0562 ft²
Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 147,08 BTU/jam.ft².°F
Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 99,52 BTU/jam.ft².°F
Faktor kotor total (Rd) : 0,005 jam.ft².°F/BTU
Harga : \$ 57,8777

16. Cooler – 01 (CL–01)

Fungsi : Mendinginkan suhu cairan yang keluar dari R–03 dari 60,5 °C menjadi 32 °C sebelum diumpankan ke *neutralizer* – 01

Type alat : *Shell and Tube HE*

Luas transfer panas : 279,69 ft²

Ukuran :

Shell

Temperatur : 60,5 °C

Fluida dingin : *heavy organics*



IDS : 17,25 in

Pass : 1

Pressure drop : 3,55 Psi

Tube

Temperatur : 32 °C

Fluida panas : *Water*

OD : 1 in

Pass : 2

Pitch : 1,25 in (*triangular pitch*)

Pressure drop : 3,57 Psi

U_c : 723,40 BTU/jam.ft².°F

U_D : 144,96 BTU/jam.ft².°F

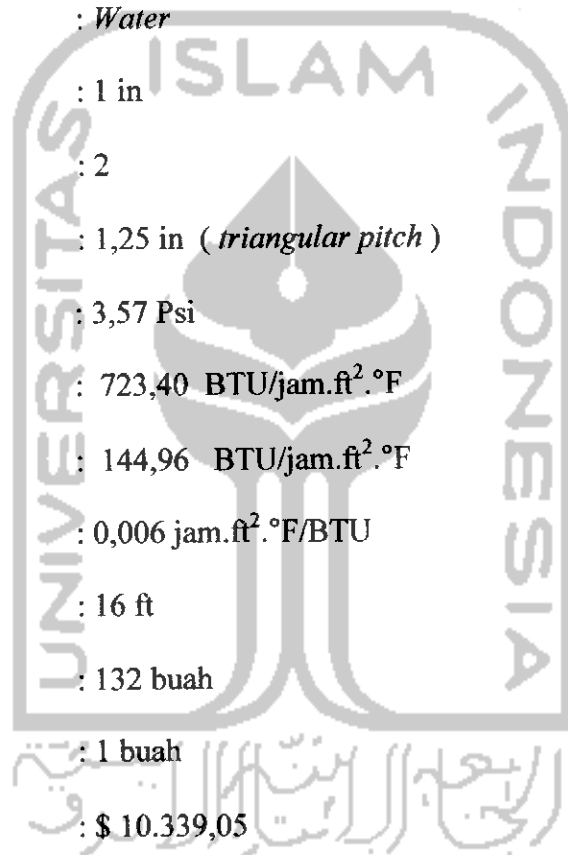
R_D : 0,006 jam.ft².°F/BTU

Panjang pipa : 16 ft

Jumlah pipa : 132 buah

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 10.339,05





17. Condenser – 01 (CD-01)

Fungsi : Mengembunkan dan mendinginkan methanol dan air hasil atas
 EV-01 sebanyak 669,64 kg/jam, dari suhu 84,1 °C menjadi
 32 °C, untuk kemudin ditampung sementara di *accumulator*.

Type alat : *Horizontal Shell and Tube Condenser*

Luas transfer panas : 316,70 ft²

Ukuran :

Shell

Temperatur : 84,1 °C

Fluida panas : *heavy organics*

IDS : 12 in

Pass : 1

Pressure drop : 2,013 Psi

Tube

Temperatur : 32 °C

Fluida dingin : *water*

OD : 1 in

Pass : 2

Pitch : 1,25 in (*triangular pitch*)

Pressure drop : 4,214 Psi

U_c : 326,87 BTU/jam.ft².°F

U_D : 97,22 BTU/jam.ft².°F



R_D	: 0,007 jam.ft ² .°F/BTU
Panjang pipa	: 16 ft
Jumlah pipa	: 83 buah
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 5.169,52

18. Cooler - 02 (CI-01)

Fungsi : Mendinginkan suhu produk Biodiesel dari 84,1 °C mejdadi 32 °C sebelum masuk ke Tangki penyimpan produk.

Type alat : *Double pipe heat exchanger*

Jumlah Harpine : 2

Spesifikasi INNER PIPE :

- Diameter luar : 2,38 in
- Diameter dalam : 2,067 in
- Pressure drop : 0,002115 psia

Spesifikasi ANNULUS :

- Diameter luar : 3,5 in
- Diameter dalam : 3,068 in
- Pressure drop : 0,105 psia

Luas transfer panas : 65,49 ft²

Koefisien transfer panas bersih (U_C) : 97,02 BTU/jam.ft².°F

Koefisien transfer panas kotor (U_D) : 81,25 BTU/jam.ft².°F



Faktor kotor total (R_D) : 0,00302 jam.ft².°F/BTU
 Harga : \$ 2.584,76

19. Heater – 03 (HE-03)

Fungsi : Memanaskan suhu cairan yang keluar dari hasil bawah
Decanter-01 dari 32 °C menjadi 124,1 °C sebelum
 diumpankan ke *Evaporator – 02*.

Type alat : *Double pipe heat exchanger*

Jumlah Harpine : 2

Spesifikasi INNER PIPE :

- Diameter luar : 2,38 in
- Diameter dalam : 2,067 in
- Pressure drop : 0,58 psia

Spesifikasi ANNULUS :

- Diameter luar : 3,5 in
- Diameter dalam : 3,068 in
- Pressure drop : 0,105 psia

Luas transfer panas : 86,49 ft²

Koefisien transfer panas bersih (U_C) : 403,90 BTU/jam.ft².°F

Koefisien transfer panas kotor (U_D) : 81,25 BTU/jam.ft².°F

Faktor kotor total (R_D) : 0,00902 jam.ft².°F/BTU

Harga : \$ 2.951,76



20. Condenser – 02 (CD-02)

Fungsi : Mengembunkan dan mendinginkan hasil atas dari EV-02
sebanyak 114,21 kg/jam,dari suhu 124,1 °C menjadi 40 °C
untuk kemudian dialirkan ke UPL.

Type alat : *Horizontal Shell and Tube Condenser*

Luas transfer panas : 221,92 ft²

Ukuran :

Shell

Temperatur : 124,14 °C

Fluida dingin : *medium organics*

IDS : 12 in

Pass : 1

Pressure drop : 0,013 Psi

Tube

Temperatur : 32 °C

Fluida panas : *water*

OD : 1 in

Pass : 2

Pitch : 1,25 in (*triangular pitch*)

Pressure drop : 1,02 Psi

U_D : 63,87 BTU/jam.ft².°F

R_D : 0,004 jam.ft².°F/BTU



Panjang pipa	: 16 ft
Jumlah pipa	: 58 buah
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 5.169,52

21. Heater – 04 (HE-04)

Fungsi : Memanaskan suhu cairan yang keluar dari *Evaporator-02* dari 124,1 °C menjadi 275,5 °C sebelum diumpankan ke *Menara Distilasi-01*.

Type alat : *Double pipe heat exchanger*

Jumlah Harpine : 2

Spesifikasi INNER PIPE:

- Diameter luar : 2,38 in
- Diameter dalam : 2,067 in
- Pressure drop : 0,002115 psia

Spesifikasi ANNULUS :

- Diameter luar : 3,5 in
- Diameter dalam : 3,068 in
- Pressure drop : 0,105 psia

Luas transfer panas : 75,49 ft²

Koefisien transfer panas bersih (U_C) : 403,50 BTU/jam.ft².°F

Koefisien transfer panas kotor (U_D) : 81,25 BTU/jam.ft².°F



Faktor kotor total (R_D) : 0,00602 jam.ft².°F/BTU
 Harga : \$ 2.756,71

22. Condenser – 03 (CD-03)

Fungsi : Mengembunkan distilate dari MD-01 sebanyak 114,21 kg/jam,
 untuk kemudian ditampung sementara di accumulator.

Type alat : *Horizontal Shell and Tube Condenser*

Luas transfer panas : 229,92 ft²

Ukuran :

Shell

Temperatur : 267,2 °C

Fluida dingin : *medium organics*

IDS : 12 in

Pass : 1

Pressure drop : 0.715 Psi

Tube

Temperatur : 180 °C

Fluida panas : *water*

OD : 1 in

Pass : 2

Pitch : 1,25 in (*triangular pitch*)

Pressure drop : 5,214 Psi



U_D	: 63,87 BTU/jam.ft ² .°F
R_D	: 0,004 jam.ft ² .°F/BTU
Panjang pipa	: 16 ft
Jumlah pipa	: 55 buah
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 5.169,52

23. Cooler – 03 (CL-03)

Fungsi : Mendinginkan suhu cairan yang keluar dari *Accumulator-02*
dari 267,2 °C menjadi 150 °C

Type alat : *Double pipe heat exchanger*

Jumlah Harpine : 2

Spesifikasi INNER PIPE :

- Diameter luar : 2,38 in
- Diameter dalam : 2,067 in
- Pressure drop : 0,002115 psia

Spesifikasi ANNULUS :

- Diameter luar : 3,5 in
- Diameter dalam : 3,068 in
- Pressure drop : 0,105 psia

Luas transfer panas : 65,49 ft²

Koefisien transfer panas bersih (U_C) : 107,02 BTU/jam.ft².°F



Koefisien transfer panas kotor (U_D) : 75,25 BTU/jam.ft².°F
Faktor kotor total (R_D) : 0,0041 jam.ft².°F/BTU
Harga : \$ 2.721,70

24. Cooler – 04 (CL-04)

Fungsi : Mendinginkan suhu cairan yang keluar dari Accumulator-02
dari 150°C menjadi 32°C

Type alat : Double pipe heat exchanger

Jumlah Harpine : 3

Spesifikasi INNER PIPE :

- Diameter luar : 2,38 in
- Diameter dalam : 2,067 in
- Pressure drop : 0,002115 psia

Spesifikasi ANNULUS :

- Diameter luar : 3,5 in
- Diameter dalam : 3,068 in
- Pressure drop : 0,105 psia

Luas transfer panas : 57,32 ft²

Koefisien transfer panas bersih (U_C) : 506,86 BTU/jam.ft².°F

Koefisien transfer panas kotor (U_D) : 100,25 BTU/jam.ft².°F

Faktor kotor total (R_D) : 0,0054 jam.ft².°F/BTU

Harga : \$ 2.225,76



25. Reboiler (Re)

Tugas : Menguapkan sebagian hasil bawah Menara Distilasi (MD - 01)
 pada suhu 348,12 °C dengan pemanas Superheated steam
 pada suhu 412 °C

Type Alat : Shell & tube Kettle Reboiler

Beban panas Reboiler = 414.234,11 kcal/jam

Luas Transfer Panas = 697,80 sqft

Umpan dan pendingin :

Kecepatan Umpan masuk = 453,778 lb/j

Kecepatan Superheated steam = 15.600,59 lb/j

Lay Out HE 1 - 2 :

SHELL :

ID shell = 31 in

Panjang = 8 ft

Pass = 1

TUBE :

OD pipa, BWG = 0.75; 16

ID pipa = 0.62

pitch = 0,9375 in

Jumlah Tube = 254

pass = 2

Jumlah = 1 buah



Bahan = Steinlass Steel

Harga = \$ 34.521,31

26. Cooler – 05 (CL-05)

Fungsi : Mendinginkan suhu cairan yang keluar dari *Reboiler* dari
 150°C menjadi 32 °C.

Type alat : *Double pipe heat exchanger*.

Jumlah Harpine : 2

Spesifikasi INNER PIPE :

- Diameter luar : 2,38 in
- Diameter dalam : 2,067 in
- Pressure drop : 1,521 psia

Spesifikasi ANNULUS :

- Diameter luar : 3,5 in
- Diameter dalam : 3,068 in
- Pressure drop : 2,311 psia

Luas transfer panas : 106,49 ft²

Koefisien transfer panas bersih (U_C) : 504,02 BTU/jam.ft².°F

Koefisien transfer panas kotor (U_D) : 101,25 BTU/jam.ft².°F

Faktor kotor total (R_D) : 0,00421 jam.ft².°F/BTU

Harga : \$ 7.412,54



27. Cooler – 06 (CL-06)

Fungsi : Mendinginkan suhu cairan yang keluar dari *Reboiler* dari
 150°C menjadi 32 °C .

Type alat : *Double pipe heat exchanger* .

Jumlah Harpine : 2

Spesifikasi INNER PIPE :

- Diameter luar : 2,38 in
- Diameter dalam : 2,067 in
- Pressure drop : 0,002115 psia

Spesifikasi ANNULUS :

- Diameter luar : 3,5 in
- Diameter dalam : 3,068 in
- Pressure drop : 0,105 psia

Luas transfer panas : 87,49 ft²

Koefisien transfer panas bersih (U_C) : 205,41 BTU/jam.ft².°F

Koefisien transfer panas kotor (U_D) : 80,45 BTU/jam.ft².°F

Faktor kotor total (R_D) : 0,0053 jam.ft².°F/BTU

Harga : \$ 2.675,81

28. Pompa – 01 (P-01) :

Fungsi : Mengalirkan umpan metanol menuju tangki penyimpanan (TP-

01) sebanyak 729,62 kg/jam.



Jenis : *Rotary pumps (sliding valve, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 10 gpm

Head : 5,89 m

Tenaga pompa : 0,1396 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 8.791,60

29. Pompa – 02 (P-02) :

Fungsi : Mengalirkan umpan metanol dari tangki penyimpanan (TP-01)
menuju *mixer* (M-01) sebanyak 729,62 kg/jam.

Jenis : *Rotary pumps (sliding valve, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 10 gpm

Head : 5,89 m

Tenaga pompa : 0,1396 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 8.791,60

30. Pompa – 03 (P-03) :

Fungsi : Mengalirkan umpan KOH menuju tangki penyimpanan (TP-02)
sebanyak 63,48 kg/jam.



Jenis : *Rotary pumps (sliding valve, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 1 gpm

Head : 2,075 m

Tenaga pompa : 0,0084 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 2.208,35

31. Pompa – 04 (P-04) :

Fungsi : Mengalirkan umpan KOH dari tangki penyimpanan (TP-02)
menuju *mixer* (M-01) sebanyak 63,48 kg/jam.

Jenis : *Rotary pumps (sliding valve, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 1 gpm

Head : 2,075 m

Tenaga pompa : 0,0084 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 2.208,35

32. Pompa – 05 (P-05) :

Fungsi : Mengalirkan cairan dari *mixer* (M-01) menuju reaktor (R-01)
sebanyak 1.465,67 kg/jam.



Jenis : *Rotary pumps (sliding valve, mixed flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 10 gpm

Head : 2,468 m

Tenaga pompa : 0,131 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 8.791,60

33. Pompa – 06 (P-06) :

Fungsi : Mengalirkan umpan minyak jarak menuju tangki penyimpanan
(TP-03) sebanyak 6.392,70 kg/jam.

Jenis : *Rotary pumps (sliding valve, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 40 gpm

Head : 7,653 m

Tenaga pompa : 0,48 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 20.197,79

34. Pompa – 07 (P-07) :

Fungsi : Mengalirkan umpan minyak jarak dari tangki penyimpanan
(TP-03) menuju reaktor (R-01) sebanyak 6.392,70 kg/jam.



Jenis : *Rotary pumps (sliding valve, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 40 gpm

Head : 7,653 m

Tenaga pompa : 0,48 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 20.197,79

35. Pompa – 08 (P-08) :

Fungsi : Mengalirkan cairan dari reaktor (R-01) menuju reaktor (R-02)
sebanyak 7.858,38 kg/jam.

Jenis : *Rotary pumps (sliding valve, mixed flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 50 gpm

Head : 3,027 m

Tenaga pompa : 0,437 Hp

Tenaga motor : 1 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 20.199,52

36. Pompa – 09 (P-09) :

Fungsi : Mengalirkan cairan dari reaktor (R-02) menuju reaktor (R-03)
sebanyak 7.858,38 kg/jam.



Jenis : *Rotary pumps (sliding valve, mixed flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 40 gpm

Head : 3,027 m

Tenaga pompa : 0,437 Hp

Tenaga motor : 1 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 20.095,81

37. Pompa – 10 (P-10) :

Fungsi : Mengalirkan cairan dari reaktor (R-03) menuju reaktor (R-04)
sebanyak 7.858,38 kg/jam.

Jenis : *Rotary pumps (sliding valve, mixed flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 50 gpm

Head : 7,180 m

Tenaga pompa : 0,437 Hp

Tenaga motor : 1 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 20.063,42

38. Pompa – 11 (P-11) :

Fungsi : Mengalirkan cairan dari reaktor (R-04) menuju *Neutralizer* (N-01) sebanyak 7.858,38 kg/jam.



Jenis : Rotary pumps (sliding valve, mixed flow)

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 50 gpm

Head : 7,171 m

Tenaga pompa : 0,349 Hp

Tenaga motor : 1 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 20.052,76

39. Pompa – 12 (P-12) :

Fungsi : Mengalirkan umpan HCl menuju tangki penyimpanan (TP-04)
 sebanyak 64,65 kg/jam.

Jenis : Rotary pumps (sliding valve, radial flow)

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 1 gpm

Head : 1,979 m

Tenaga pompa : 0,0087 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 2.208,35

40. Pompa – 13 (P-13) :

Fungsi : Mengalirkan umpan HCl dari tangki penyimpanan (TP-04)
 menuju neutralizer (N-01) sebanyak 64,65 kg/jam.



Jenis : *Rotary pumps (sliding valve, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 1 gpm

Head : 1,979 m

Tenaga pompa : 0,0087 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 2.208,35

41. Pompa – 14 (P-14) :

Fungsi : Mengalirkan cairan dari Neutralizer (N-01) menuju *decanter* (DC- 01) sebanyak 7.923,03 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pumps (imperial mixed flow, multi stage)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 50 gpm

Head : 2,117 m

Tenaga pompa : 0,595 Hp

Tenaga motor : 1 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 20.095,81

42. Pompa – 15 (P-15) :

Fungsi : Mengalirkan cairan dari hasil atas *decanter* (DC-01) menuju *mixer* (M -02) sebanyak 7.923,03 kg/jam.



Jenis : *Centrifugal pumps (imperial mixed flow, multi stage)*

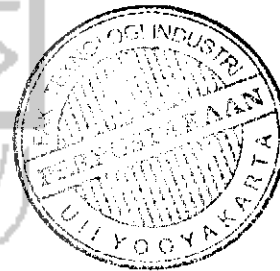
Jumlah : 1 buah
 Kapasitas : 40 gpm
 Head : 1,108 m
 Tenaga pompa : 0,350 Hp
 Tenaga motor : 1 Hp Standar NEMA
 Harga : \$ 20.095,81

43. Pompa – 16 (P-16) :

Fungsi : Mengalirkan cairan *mixer* (M-02) menuju *decanter* (DC-02)
 sebanyak 9.139,14 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pumps (imperial mixed flow, multi stage)*

Jumlah : 1 buah
 Kapasitas : 50 gpm
 Head : 2,139 m
 Tenaga pompa : 0,437 Hp
 Tenaga motor : 1 Hp Standar NEMA
 Harga : \$ 21.882,33



44. Pompa – 17 (P-17) :

Fungsi : Mengalirkan cairan dari hasil atas *decanter* (DC-02) menuju
 evaporator (EV-01) sebanyak 6.989,58 kg/jam.



Jenis : *Centrifugal pumps (imperial mixed flow, multi stage)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 40 gpm

Head : 1,108 m

Tenaga pompa : 0,350 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 20.095,81

45. Pompa – 18 (P-18) :

Fungsi : Mengalirkan cairan (produk Biodiesel) dari evaporator (EV-01)
menuju tangki penyimpanan produk (TP-05) sebanyak 6.319,94
kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pumps (imperial mixed flow, single stage)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 40 gpm

Head : 6,509 m

Tenaga pompa : 0,349 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 20.095,81



46. Pompa – 19 (P-19) :

Fungsi : Mengalirkan cairan (produk Biodiesel) dari tangki penyimpanan produk (TP-05) menuju tangki mobil sebanyak 6.319,94 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pumps (imperial mixed flow, single stage)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 40 gpm

Head : 6,509 m

Tenaga pompa : 0,349 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 20.095,81

47. Pompa – 20 (P-20) :

Fungsi : Mengalirkan metanol dan air dari tangki *accumulator* (ACC-01) hasil kondensasi untuk direcycle ke *mixer* (M-01) sebanyak 669,64 kg/jam.

Jenis : *Rotary pumps (sliding valve, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 4 gpm

Head : 2,578 m

Tenaga pompa : 0,035 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA



Harga : \$ 5.073.45

48. Pompa – 21 (P-21) :

Fungsi : Mengalirkan cairan hasil bawah *decanter* (DC-01) menuju

Evaporator - 02 sebanyak 888,27 kg/jam.

Jenis : *Rotary pumps (sliding valve, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 5 gpm

Head : 2,725 m

Tenaga pompa : 0,061 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 5.800,29

49. Pompa – 22 (P-22) :

Fungsi : Mengalirkan cairan Glycerol dan pengotornya dari Evaporator-02

(EV-02) menuju MD sebanyak 774,05 kg/jam.

Jenis : *Rotary pumps (sliding valve, mixed flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 4 gpm

Head : 2,432 m

Tenaga pompa : 0,166 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA



Harga : \$ 5.073,45

50. Pompa – 23 (P-23) :

Fungsi : Mengalirkan cairan hasil kondensasi *Evaporator* (EV-02)
 menuju UPL sebanyak 114,21 kg/jam.

Jenis : *Rotary pumps (sliding valve, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 1 gpm

Head : 2,578 m

Tenaga pompa : 0,035 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 2.208,35

51. Pompa – 24 (P-24) :

Fungsi : Mengalirkan cairan hasil bawah *decanter* (DC-02) menuju UPL
 sebanyak 2.149,55 kg/jam.

Jenis : *Rotary pumps (sliding valve, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 10 gpm

Head : 2,432 m

Tenaga pompa : 0,166 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA



Harga : \$ 8.791,60

52. Pompa – 25 (P-25) :

Fungsi : Mengalirkan Produk Glycerol dari tangki Accumulator menuju
 Tangki (T-06) sebanyak 652,34 kg/jam.

Jenis : *Rotary pumps (sliding valve, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 5 gpm

Head : 2,432 m

Tenaga pompa : 0,166 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 5.800,29

53. Pompa – 26 (P-26) :

Fungsi : Mengalirkan Produk Glycerol dari tangki Tangki (T-06)
 menuju pengepakan sebanyak 652,34 kg/jam.

Jenis : *Rotary pumps (sliding valve, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 5 gpm

Head : 2,432 m

Tenaga pompa : 0,166 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA



Harga : \$ 5.800,29

54. Pompa – 27 (P-27) :

Fungsi : Mengalirkan cairan hasil bawah *Menara Distilasi* (MD-01)

menuju UPL sebanyak 122,83 kg/jam.

Jenis : *Rotary pumps (sliding valve, radial flow)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 1 gpm

Head : 2,432 m

Tenaga pompa : 0,166 Hp

Tenaga motor : 0,5 Hp Standar NEMA

Harga : \$ 2.208,35

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan *biodiesel* di Indonesia, tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan *biodiesel* dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia. Diperkirakan kebutuhan *biodeisel* akan terus meningkat di tahun-tahun mendatang, sejalan dengan berkembangnya industri-industri yang menggunakan *biodiesel* sebagai bahan



bakar pengganti solar. Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 50.000 ton/tahun.

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

1. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku minyak Jarak yang digunakan dalam pembuatan *biodiesel* diperoleh dari Daerah-daerah yang akan dijadikan area penanaman tanaman Jarak, di Pulau Sumatera sendiri akan dijadikan area penanaman tanaman jarak seluas 6.035,401 ha, dan juga dari daerah-daerah yang lain seperti Kalimantan, NTB, dan sebagian pulau Jawa yang nantinya akan digunakan sebagai proyek area penanaman tanaman jarak pagar.

2. Kapasitas pabrik yang sudah beroperasi

Pabrik yang sudah beroperasi dalam pembuatan *biodiesel* antara lain : PT. Musim Mas dengan kapasitas 100.000 ton/tahun yang beroperasi di provinsi Sumatera Utara dan PT. Wilmar Bioenergi Indonesia dengan kapasitas 1.000.000 ton/tahun yang beroperasi di propinsi Riau.

3. Kapasitas produk yang dapat terserap oleh pasar

Berdasarkan informasi yang diterima produksi minyak diesel tahun 2003 mencapai 17.000.000 kiloliter, sementara konsumsi minyak diesel sendiri sudah mencapai 26.500.000 kiloliter atau sekitar 165.000.000 barel, maka Indonesia harus mengimpor lagi sebanyak 9.400.000 kiloliter atau sekitar 37% dari total konsumsi minyak diesel (www.riau.go.id). 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. Sehingga dengan ditetapkannya pabrik biodiesel dengan kapasitas 50.000 ton/tahun diharapkan dapat mengurangi impor bangsa ini terhadap kebutuhan 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



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 minyak jarak dan metanol dengan kapasitas 50.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di daerah Palembang, Propinsi Sumatera Selatan. 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 :

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



Bahan baku berupa minyak jarak diperoleh dari dalam negeri. Dari data yang diperoleh, luas lahan yang akan dijadikan area penanaman tanaman Jarak di Pulau Sumatera seluas 6.035,401 ha. Pabrik biodiesel ini terletak di Palembang, propinsi Sumatera Selatan, yang dekat dengan terdapatnya lahan area penanaman tanaman jarak, yang sangat menunjang pasokan bahan baku, sehingga untuk pasokan bahan baku dapat digunakan truk dan bahan baku metanol dari produk lokal.

2. Pemasaran (*market oriented*).

Biodiesel merupakan bahan yang dapat dipasarkan langsung ke masyarakat, yaitu berupa biodiesel murni ataupun dijual ke produsen lain untuk kemudian dijual sebagai produk campuran minyak solar dan biodiesel dengan perbandingan tertentu.

3. Ketersediaan tenaga kerja

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

4. 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.

5. 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 :

1. 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.

2. 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 :

- a. Segi keamanan kerja terpenuhi.
- b. Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.
- c. Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin.



d. Transportasi yang baik dan efisien.

3. 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 :

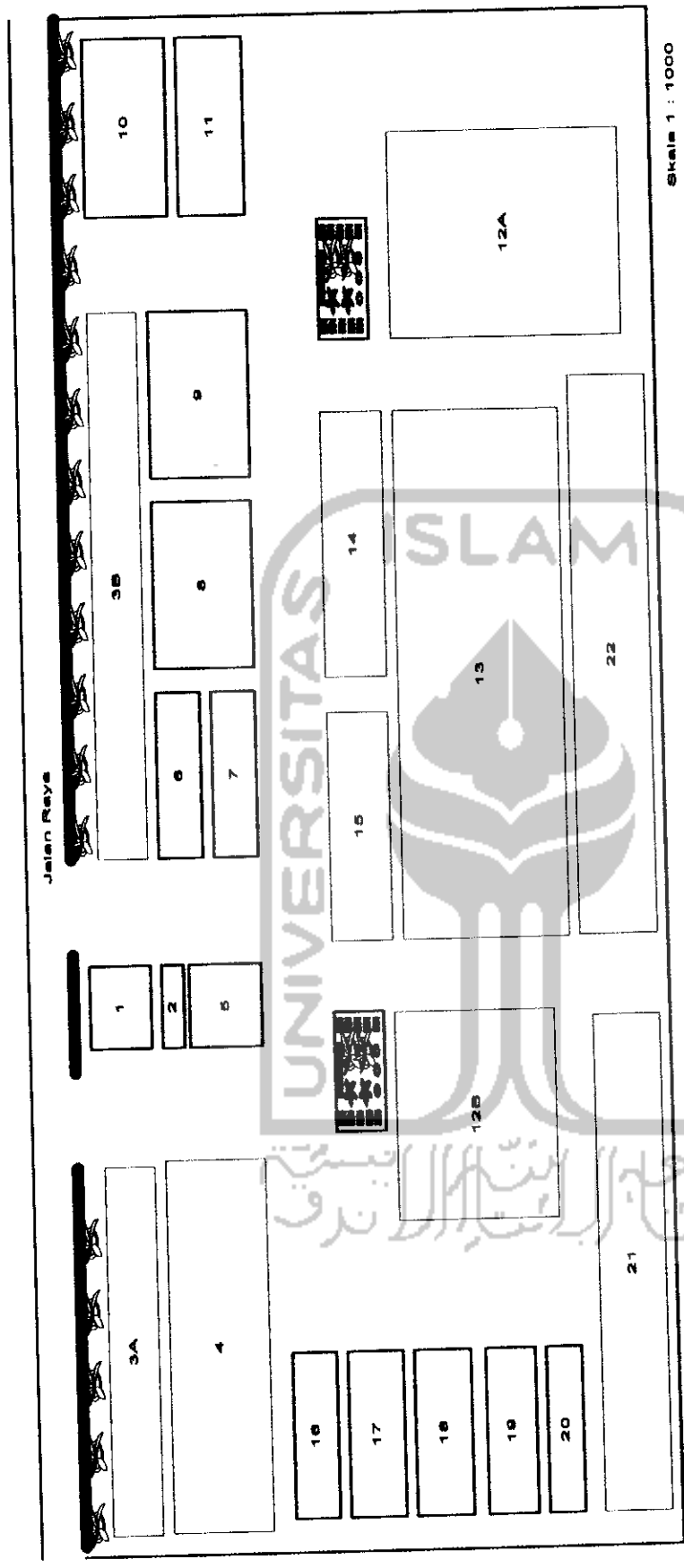
- a) Mengadakan integrasi terhadap semua faktor yang mempengaruhi produk.
- b) Mengalirkan kerja dalam pabrik sesuai dengan jalannya diagram alir proses.
- c) Mengerjakan perpindahan bahan sesedikit mungkin.
- d) Menggunakan seluruh areal secara efektif.
- e) Menjamin keselamatan dan kenyamanan karyawan.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

Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel berikut:



Tabel 4.1 Perincian luas tanah bangunan pabrik

No.	Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m ²)
1.	Kantor Utama	60 x 30	1.800
2.	Pos keamanan/satpam	5 x 10	50
3.	Parkir	20 x 25	500
4.	Masjid	20 x 25	500
5.	Kantin	20 x 20	400
6.	Bengkel	20 x 20	400
7.	Klinik	10 x 15	150
8.	Kantor teknik dan produksi	20 x 20	400
9.	Ruang timbang truk	5 x 15	75
10.	Unit pemadam kebakaran	20 x 15	300
11.	Gudang alat	20 x 10	200
12.	Gudang bahan kimia	20 x 15	300
13.	Laboratorium	20 x 20	400
14.	Utilitas	65 x 30	1.950
15.	Daerah proses	60 x 200	12.000
16.	Ruang kontrol	20 x 10	300
17.	Ruang kontrol utilitas	20 x 10	200
18.	Tangki bahan baku	30 x 80	2.400
19.	Tangki produk	30 x 60	1.800
20.	Mess	70 x 30	2.100
21.	Jalan dan taman	50 x 20	1.000
22.	Perluasan pabrik	50 x 80	4.000
	Jumlah		31.225



Skala 1 : 1000

Keterangan :

- 1. Pos Keamanan
- 2. Ruang Tunggu
- 3A. Area parkir Tamu
- 3B. Area parkir Truk
- 4. Kantor Pusat Pabrik
- 5. Ruang Timbang Truk
- 6. Koperasi Karyawan
- 7. Klinik
- 8. Kantor Teknik dan Produksi
- 9. Aula
- 10. Mushalla
- 11. Kantin

- 12A. Tangki Bahan Baku
- 12B. Gudang Produk
- 13. Area Proses
- 14. Ruang Kontrol
- 15. Laboratorium
- 16. Gudang Alat
- 17. Bengkel
- 18. Pemadam Kebakaran
- 19. Gudang Bahan Kimia
- 20. Ruang Kontrol Utilitas
- 21. Utilitas
- 22. Area Perluasan

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.

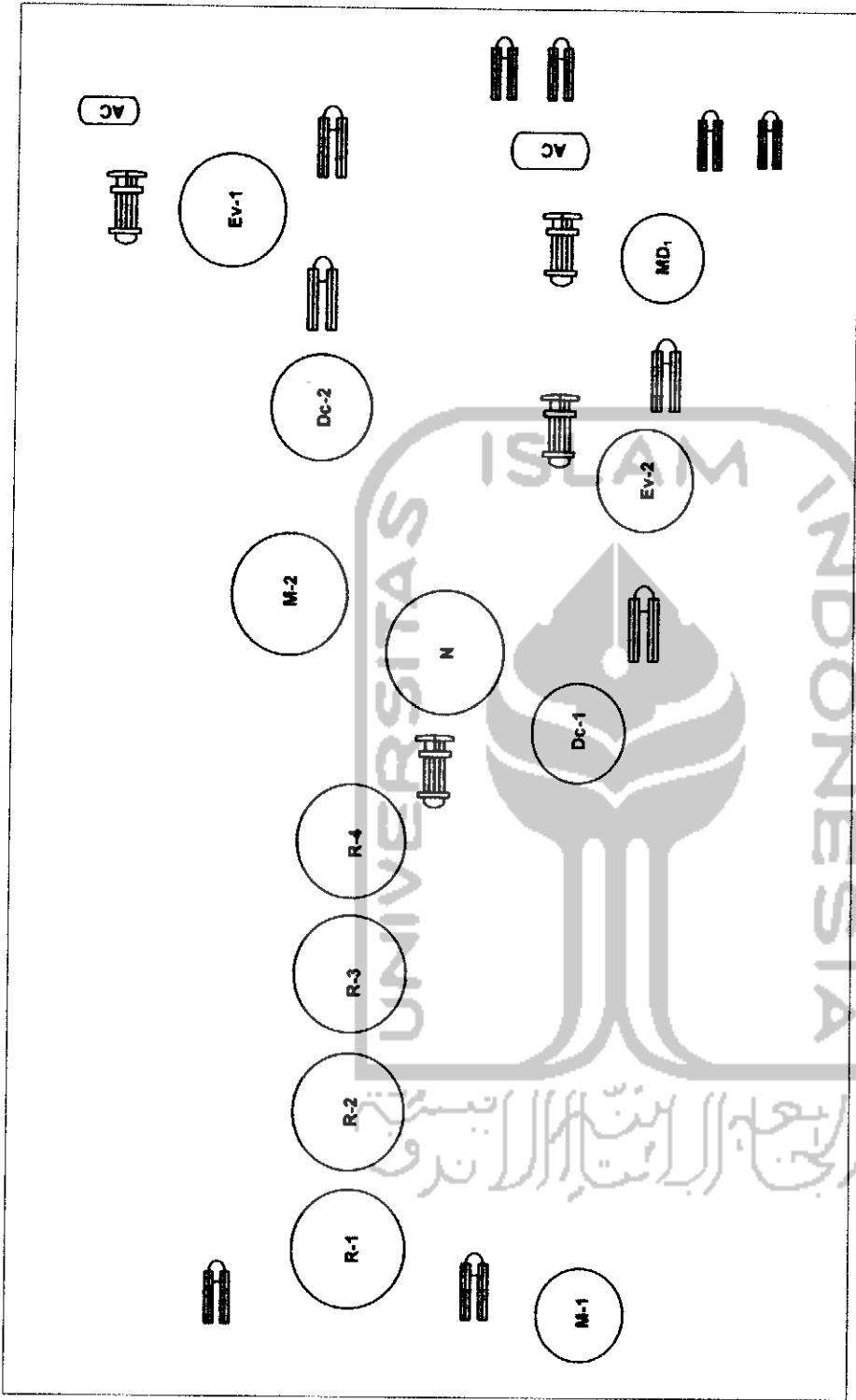
Tata letak alat proses harus harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin



- b. Dapat mengefektifkan penggunaan ruangan.
- c. Biaya material dikendalikan agar lebih rendah, sehingga dapat mengurangi biaya kapital yang tidak penting.
- d. Jika tata letak peralatan proses sudah benar dan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu memakai alat angkut dengan biaya mahal.
- e. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.





Gambar 2.4. Tata Letak Alat Proses

SKALA 1 : 700



4.4. Pelayanan Teknik (Utilitas)

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik adalah penyediaan utilitas. 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.

4.4.1. 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.

4.4.1.1. 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 *desinfectan* 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 $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, 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*).



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

1) Kation Exchanger

Kation exchanger ini berisi resin pengganti kation yaitu RH_2 atau Zeolit. Resin dipakai untuk mengikat garam Ca dan Mg yang dapat menyebabkan terbentuknya kerak dalam ketel uap yang dapat menurunkan efisiensi dari ketel.

Mekanisme reaksi yang terjadi di Kation exchanger adalah:

Reaksi :



Proses regenerasi dengan HCl pada dasarnya Ion Na^+ dari NaCl dapat menggantikan ion Ca dan Mg yang dapat terikat dengan resin melalui mekanisme reaksi yang terjadi sebagai berikut :



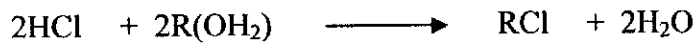
2) Anion Exchanger

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa yaitu $\text{R}(\text{OH})_2$.



Resin dipakai untuk menghilangkan sifat asam sehingga lebih mudah dihidrolisa.

Mekanisme reaksi yang terjadi di Anion exchanger adalah:



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

Reaksi:



3) Deaerasi

Deaerasi 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 4.2 Kebutuhan air pendingin

No.	Alat yang memerlukan	Jumlah Kebutuhan	
		(lb/jam)	kg/jam
1	Condenser 1	1.929,53	875,22
2	Condenser 2	665,48	301,86
4	Cooler-01	18.890,09	8.568,40
5	Cooler-02	109.099,65	49.486,77
6	Cooler-04	7.043,26	3.194,77
7	Cooler-06	793,64	359,99
8	Coil Pendingin Reaktor 1	173.402,53	78.654,07
9	Coil Pendingin Reaktor 2	108.354,35	49.148,71
10	Coil Pendingin Reaktor 3	140.662,95	63.803,64
11	Coil Pendingin Reaktor 4	140.662,95	63.803,64
Total		701.504,42	318.197,07

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

$$\text{Make up air pendingin} = 20 \% \times 318.197,07 \text{ kg/jam} = 63.639,41 \text{ kg/jam}$$



Kebutuhan air secara kontinu = 63.639,41 kg/jam.

b. Kebutuhan air untuk proses

Tabel 4.3 Kebutuhan air proses

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah Kebutuhan
			(kg/jam)
1	Mixer-02	M-02	2.104,38
Total			2.104,38

c. Kebutuhan air untuk steam

Tabel 4.4 Kebutuhan air untuk steam

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah Kebutuhan	
			(lb/jam)	(kg/jam)
1	Heater-01	HE-01	108,35	49,15
2	Heater-02	HE-02	142,19	64,50
3	Heater-03	HE-03	205,41	93,17
4	Heater-04	HE-04	501,52	227,49
5	Reboiler-01	RE-01	677,49	307,30
6	Evaporator 1	Ev-01	3.245,09	1.471,95
7	Evaporator 2	Ev-02	374,16	169,72
Total			5.254,22	2.383,27



Air pembangkit steam 80% dimanfaatkan kembali, make up yang diperlukan 20%, sehingga, make up Steam = 20 % x 2.383,27 kg/jam = 476,65 kg/jam

Kebutuhan air untuk steam secara kontinyu = 476,65 kg/jam.

d. Air Untuk Keperluan Perkantoran Dan Pabrik

Air Untuk Keperluan Perkantoran Dan Pabrik (umum) = 1.916,67 kg/jam

Kebutuhan air total :

Tabel 4.5 Kebutuhan air total

No	Kebutuhan	Jumlah
		kg/jam
1	Air Pendingin	63.639,41
2	Air Proses	2.104,38
3	Air untuk Steam	2.383,27
4	Kebutuhan Umum	1.916,67
Total		70.043,73

4.4.2. Unit Pembangkit Steam

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

Kapasitas : 2.982,16 kg/jam

Tekanan : 5 atm

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 *boiling feed water boiler* pipa api (*fire tube boiler*), karena memiliki kelebihan sebagai berikut:

- Air umpan tidak perlu terlalu bersih karena berada di luar pipa.
- Tidak memerlukan *flats* 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 -102 °C, 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.

4.4.3. 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*, kompresor, pompa, dan *cooling tower*.

Spesifikasi diesel yang digunakan adalah :

- Kapasitas : 2000 kW
- 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 4.6 Kebutuhan listrik alat proses

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah	Power (Hp)	
				@	Total
1	Pompa	P-1	2	0,5	1
2	Pompa	P-2	2	0,3	0,6
3	Pompa	P-3	2	0,3	0,6
4	Pompa	P-4	2	1	2
5	Pompa	P-5	2	0,5	1
6	Pompa	P-6	2	0,5	1
7	Pompa	P-7	2	0,5	1
8	Pompa	P-8	2	0,5	1
9	Pompa	P-9	2	0,5	1
10	Pompa	P-10	2	0,3	0,6
11	Pompa	P-11	2	0,3	0,6
12	Pompa	P-12	2	0,3	0,6
13	Pompa	P-13	2	0,3	0,6
14	Pompa	P-14	2	0,3	0,6
15	Pompa	P-15	2	0,5	1
16	Pompa	P-16	2	0,3	0,6
17	Pompa	P-17	2	0,3	0,6
18	Pompa	P-18	2	0,3	0,6
19	Pompa	P-19	2	0,3	0,6
20	Pompa	P-20	2	0,5	1
21	Pompa	P-21	2	0,5	1
22	Pompa	P-22	2	0,5	1



23	Pompa	P-23	2	0,5	1
24	Pompa	P-24	2	0,5	1
25	Pompa	P-25	2	0,3	0,6
26	Pompa	P-26	2	0,3	0,6
27	Pompa	P-27	2	0,3	0,6
28	Reaktor	Reaktor 1	4	5	25
29	Mixer	M-01	1	0,5	0,5
30	Mixer	M-02	1	2	2
31	Netralisator	N- 01	1	3	3
Total					43,1

Kebutuhan listrik untuk peralatan proses = 43,1 Hp.

◆ Peralatan utilitas

Tabel 4.7 Kebutuhan listrik untuk utilitas

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah	Power (Hp)	
				@	Total
1	Premix Tank	TU-01	1	5	5
2	Clarifier	CLU	1	2,5	2,5
3	Tangki Klorinator	TU-02	1	0,5	0,5
4	Cooling Tower (Fan)	CTU	1	5	5
5	Blower	BWU	1	30	30
6	Kompresor Udara	KU	1	40	40
7	Pompa	PU-01	2	0,5	1
8	Pompa	PU-02	2	1	2
9	Pompa	PU-03	2	1	2
10	Pompa	PU-04	2	2,5	5
11	Pompa	PU-05	2	0,5	1
12	Pompa	PU-06	2	1	2



13	Pompa	PU-07	2	0,5	1
14	Pompa	PU-08	2	3	6
15	Pompa	PU-09	2	1	2
16	Pompa	PU-10	2	2,5	5
17	Pompa	PU-11	2	1,5	3
20	Pompa	PU-12	2	1,5	3
21	Pompa	PU-13	2	3	6
25	Pompa	PU-14	2	2,25	4,5
26	Pompa	PU-15	2	1,5	3
27	Pompa	PU-16	2	0,5	1
28	Pompa	PU-17	2	0,5	1
29	Pompa	PU-18	2	0,5	1
30	Pompa	PU-19	2	0,5	1
Total					133,5

Jumlah kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas = $(43,1 + 133,50)$ Hp

= 176,5 Hp

Angka keamanan diambil 10 %, sehingga dibutuhkan listrik :

= $176,5 \text{ Hp} + (176,5 \times 10/100)$

= 194,5 Hp

b. Listrik untuk keperluan alat kontrol dan penerangan

◆ Alat kontrol diperkirakan sebesar 40 % dari kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas, yaitu = 77,66 Hp

◆ Laboratorium, rumah tangga, perkantoran dan lain-lain diperkirakan 25 % dari kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas, yaitu 48,54 Hp

Secara keseluruhan kebutuhan listrik sebesar = 320,35 Hp



Jika faktor daya 80 %, maka total kebutuhan listrik = 400,43 Hp
= 298,32 kW (1 Hp = 0,7457 kW)

4.4.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

- ❖ Bahan bakar untuk *boiler*

Kebutuhan fuel oil = 502,07 kg/jam

- ❖ Bahan bakar untuk *generator*

Untuk menjalankan *generator* cadangan digunakan bahan bakar:

Jenis bahan bakar = Solar

Kebutuhan bahan bakar = 35,516 kg/jam

4.4.5. Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 625 kg/jam.

4.4.6. 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. Spesifikasi Alat – Alat Utilitas

A. Water Pretreatment Unit

1. Bak Pengendap Awal (BU-01)

- Fungsi : Menampung dan menyediakan air serta mengendapkan kotoran.
- Alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.
- Kapasitas : 768,6715 m³
- Dimensi :
- a. Tinggi = 4,58 m
 - b. Lebar = 9,16 m
 - c. Panjang = 18,32 m
- Harga : Rp. 291.210.458

2. Premix Tank (TU-01)

- Fungsi : Mencampurkan air dengan tawas $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 5% dan Na_2CO_3 5%
- Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk.
- Kapasitas : 6,75 m³
- Dimensi :
- a. Tinggi = 2,05 m
 - b. Diameter = 2,05 m



Power pengaduk : 5 Hp

Harga : \$ 20.678,10

3. Bak Clarifyer (CLU)

Fungsi : Mengendapkan flok – flok yang terbentuk pada
pencampuran air dengan tawas dan CaOH.

Jenis : Circular clarifyer

Kapasitas : 323,5187 m³

Waktu pengendapan : 4 jam

Dimensi

a. Tinggi = 9,266 m

b. Diameter = 4,80 m

Power pengaduk : 2,5 Hp

Harga : \$ 20.678,10

4. Bak Penampung Sementara (BU-02)

Fungsi : Menampung sementara *raw water* yang telah dihilangkan
suspended solid – nya

Jenis alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi
porselen.

Kapasitas : 40,4337 m³



- Dimensi :
- a. Tinggi = 1,362 m
 - b. Lebar = 5,448 m
 - c. Panjang = 5,448 m

Harga : Rp. 12.130.130

5. Bak Saringan Pasir (FU-01)

Fungsi : Menyaring sisa-sisa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran berukuran kecil yang tidak dapat mengendap di dalam *clarifyer*.

Jenis : Kolom dengan saringan pasir.

Kapasitas : 80,867 m³

Debit aliran : 356,089 gpm

Diameter kolom : 4,59 m

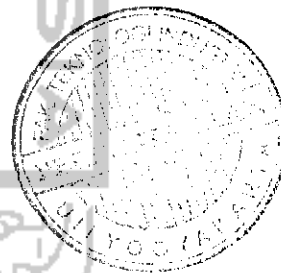
Tinggi : 4,59 m

Tinggi lapisan pasir : 3,667 m

Ukuran pasir rata-rata : 28 mesh

Jumlah : 2 buah

Harga : US\$ 6.203,43





6. Bak Penampung Sementara (BU-03)

Fungsi : Menampung sementara *raw water* yang telah dihilangkan *suspended solid* – nya

Jenis alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.

Kapasitas : 40,4337 m³

Dimensi :

a. Tinggi = 1,362 m

b. Lebar = 5,448 m

c. Panjang = 5,448 m

Harga : Rp.12.130.130

B. Unit Pengolahan Air untuk Umum

1. Tangki klorinator (TU-02)

Fungsi : Mencampur klorin sebagai desinfektan (kaporit) kedalam air untuk kebutuhan air minum dan air rumah tangga.

Jenis : Tangki silinder berpengaduk.

Kapasitas : 0,6125 m³

Dimensi :

a. Tinggi = 1,206 m

b. Diameter = 0,804 m

Jumlah : 1 buah



Power pengaduk : 0,5 Hp

Harga : US\$ 6.203,43

2. Bak distribusi (BU-04)

Fungsi : Menampung air sementara sebelum didistribusikan untuk kebutuhan air minum, rumah tangga, kantor dan umum.

Jenis alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.

Kapasitas : 12,25 m³

Dimensi :

a. Tinggi = 3,659 m

b. Lebar = 1,829 m

c. Panjang = 1,829 m

Harga : Rp. 3.675.000

C. Process and Cooling Water Unit

1. Bak sirkulasi air pendingin (BU-05)

Fungsi : Menampung sementara air pendingin yang disirkulasi sebelum direcovery di cooling tower.

Jenis alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.

Kapasitas : 263,181 m³



- Dimensi :
- a. Tinggi = 2,543 m
 - b. Lebar = 10,173 m
 - c. Panjang = 10,173 m

Harga : Rp. 78.954.420

2. Cooling tower (CTU)

- Fungsi : Me-recovery air pendingin sirkulasi dari suhu 50 °C menjadi 32 °C
- Jenis alat : *Induced Draft Cooling Tower* dengan Bahan Isian *Berl Saddle* 1 in.
- Kapasitas : 328,977 m³
- Dimensi :
- a. Tinggi = 2,454 m
 - b. Diameter = 5,445 m
- Harga : \$ 103.390,50

3. Bak air pendingin (BU-06)

- Fungsi : Menampung sementara air pendingin sebelum digunakan dipabrik.
- Jenis alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.



Kapasitas : 328,9767 m³
Dimensi :
a. Tinggi = 2,739 m
b. Lebar = 10,958 m
c. Panjang = 10,958 m
Harga : Rp. 98.693.024

D. Demineralization Unit

1. Kation exchanger (KEU)

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan boiler yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg
Alat : *Down Flow Cation Exchanger*
Resin : *Natural Greensand Zeolit*
Kapasitas : 289,6883 gpm
Ukuran :
Diameter : 3,38 m
Tinggi kolom : 1,568 m
Volume bed zeolit : 9,58 m

2. Anion exchanger (AEU)

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



Alat : *Down Flow Anion Exchanger*

Resin : *Weakly Basic Anion Exchanger*

Kapasitas : 289,6883 gpm

Ukuran :

Diameter : 2,618 m

Tinggi kolom : 1,201 m

Volume bed resin : 3,773 m

3. Deaerator (DAU)

Fungsi : Menghilangkan kandungan gas dalam air terutama
 O_2 , CO_2 , NH_3 , dan H_2S .

Alat : *Cold Water Vacuum Deaerator*

Kapasitas : 289,6883 gpm

Tinggi : 5,3339 m

Volume packing: 131,59 m³

Diameter : 5,855 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 12.406,86



E. Alat – alat Pengadaan *Steam*

1. *Boiler feed water tank* (TU-03)

Fungsi : Mencampur Kondensat Sirkulasi dan Make-Up Air umpan
Boiler sebelum diumpankan untuk dibangkitkan sebagai
steam dalam Boiler.

Jenis : Tangki silinder tegak

Air yang harus diolah : 2.982,1572 kg/jam

Kapasitas : 0,8946 m³

Diameter : 0,9125 m

Tinggi : 1,3687 m

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 20.678,10

2. *Boiler* (BLU)

Fungsi : Memproduksi *steam* pada tekanan 5 atm dan suhu 115 °C

Jenis : *Fire tube boiler*

Luas tranfer panas : 61,91 m²

Jumlah tube : 3.090 buah

Jumlah boiler : 1 buah



Harga : \$ 20.678,10

3. Blower (BWU)

Fungsi : Mengalirkan udara segar ke dalam *Boiler* (BLU)

Jenis : *Centrifugal Blower*

Kapasitas blower: 12.551,665 kg/jam

Power blower : 29,13 Hp

Power motor : 30 Hp

Jumlah : 1

Harga : \$ 2.584,76

4. Tangki bahan bakar *boiler*

Fungsi : Menyimpan bahan bakar yang digunakan untuk boiler selama 14 hari.

Jenis : Tangki silinder tegak *with conical roof and flat bottomed*.

Tinggi : 3,516 m

Volume : 202,89 m³

Diameter : 9,375 m

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 82.712,40



F. Tangki Utilitas

1. Tangki Larutan Alum [$Al_2(SO_4)_3$] (TU-03)

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5 %
untuk 1 minggu operasi

Jenis : Tangki Silinder tegak

Kebutuhan $Al_2(SO_4)_3$: 40,43 kg³/jam

Tinggi : 3,46 m

Volume : 0,7988 m³

Diameter : 1,73 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 5.169,52

2. Tangki Larutan Soda Abu [Na_2CO_3] (TU-04)

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan soda abu 5 %
untuk 1 minggu operasi

Jenis : Tangki Silinder tegak

Kebutuhan Soda Abu : 40,43 kg/jam

Tinggi : 3,46 m

Volume : 8,15 m³



Diameter : 1,73 m
Harga : \$ 5.169,52

3. Tangki Kaporit [$\text{Ca}(\text{OCl})_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$] (TU-05)

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan kaporit 5%
untuk persediaan 1 minggu

Jenis : Tangki Silinder tegak

Kebutuhan Kaporit : 40,43 kg/jam

Tinggi : 0,46 m

Volume : 0,08232m³

Diameter : 0,23 m

Harga : \$ 2.067,81

4. Tangki Larutan NaOH (TU-06)

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan NaOH untuk
regenerasi ion exchanger

Jenis : Tangki Silinder tegak

Kebutuhan NaOH : 30,22473873kg/jam

Tinggi : 3,97 m



Volume	: 0,08232 m ³
Diameter	: 1,98 m
Harga	: \$ 2.067,81

G. Pompa Utilitas

1. Pompa Utilitas – 01 (PU-01)

Fungsi	: Mengalirkan air dari sungai ke dalam bak pengendap awal sebanyak 53.342,26 kg/jam.
Jenis	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Tipe	: <i>Mixed flow impeller</i>
Bahan	: <i>Commercial steel</i>
Kecepatan linier	: 234,86 gpm
Head pompa	: 0,76 m
Tenaga motor	: 0,5 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 24.633,39 rpm
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 14.888,23



2. Pompa Utilitas – 02 (PU-02)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak pengendap awal (BU-01) ke
premix tank (TU-01) sebanyak 53.342,26 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Axial Flow Impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 234,86 gpm

Head pompa : 1,92 m

Tenaga motor : 0,5 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 12.321,84 rpm

Jumlah : 2 buah

Harga : \$ 9.098,36

3. Pompa Utilitas – 03 (PU-03)

Fungsi : Mengalirkan air dari *premix tank* (TU-01) ke *clarifyer*
(CLU)

sebanyak 53.342,26 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*



Tipe : *Axial Flow Impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 234,86 gpm

Head pompa : 2,12 m

Tenaga motor : 1 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 11.423,85 rpm

Jumlah : 2 buah

Harga : \$ 9.098,36

4. Pompa Utilitas – 04 (PU-04)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung sementara (BU-02)
ke *sand filter* (FU-01) sebanyak 53.342,26 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Axial Flow Impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 234,86 gpm

Head pompa : 5,79 m

Tenaga motor : 1,5 Hp



Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 5.379,63 rpm
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 6.203,43

5. Pompa Utilitas – 05 (PU-05)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak penampung sementara (BU-03) ke tangki klorinator (TU-02) sebanyak 2041,67 kg/jam.
Jenis	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Tipe	: <i>Mixed flow impeller</i>
Bahan	: <i>Commercial steel</i>
Kecepatan linier	: 8,99 gpm
Head pompa	: 4,06 m
Tenaga motor	: 0,5 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 1374,88 rpm
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 9.925,49



6. Pompa Utilitas – 06 (PU-06)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak penampung sementara (BU-03) ke bak air pendingin (BU-06) sebanyak 44.882,70 kg/jam.
Jenis	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Tipe	: <i>Axial flow impeller</i>
Bahan	: <i>Commercial steel</i>
Kecepatan linier	: 197,61 gpm
Head pompa	: 1,87 m
Tenaga motor	: 1 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 11.500,19 rpm
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 5.789,87

7. Pompa Utilitas – 07 (PU-07)

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki klorinator (TU-02) ke bak distribusi (BU-04) sebanyak 2.041,67 kg/jam.
Jenis	: <i>Centrifugal pump single stage</i>



Tipe : *Radial flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 8,99 gpm

Head pompa : 6,6 m

Tenaga motor : 0,5 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 954,6 rpm

Jumlah : 2 buah

Harga : \$ 7.857,68

8. Pompa Utilitas – 08 (PU-08)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak sirkulasi air pendingin (BU-05)
ke *cooling tower* (CTU) sebanyak 179.530,79 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Axial flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 790,45 gpm

Head pompa : 3,62 m

Tenaga motor : 3 Hp



Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 14.030,49 rpm
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 5.789,87

9. Pompa Utilitas – 09 (PU-09)

Fungsi	: Mengalirkan air pendingin dari (BU-06) ke <i>cooler</i> (C-01) sebanyak 79.200,59 kg/jam.
Jenis	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Tipe	: <i>Axial flow impeller</i>
Bahan	: <i>Commercial steel</i>
Kecepatan linier	: 348,71 gpm
Head pompa	: 0,95 m
Tenaga motor	: 1 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 25.514,31 rpm
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 5.789,87



10. Pompa Utilitas – 10 (PU-10)

Fungsi : Mengalirkan air pendingin dari bak air pendingin (BU-06)
ke cooler (C-02) dan kembali lagi ke bak (BU-06)
sebanyak 55.644,01 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 244,99 gpm

Head pompa : 5,14 m

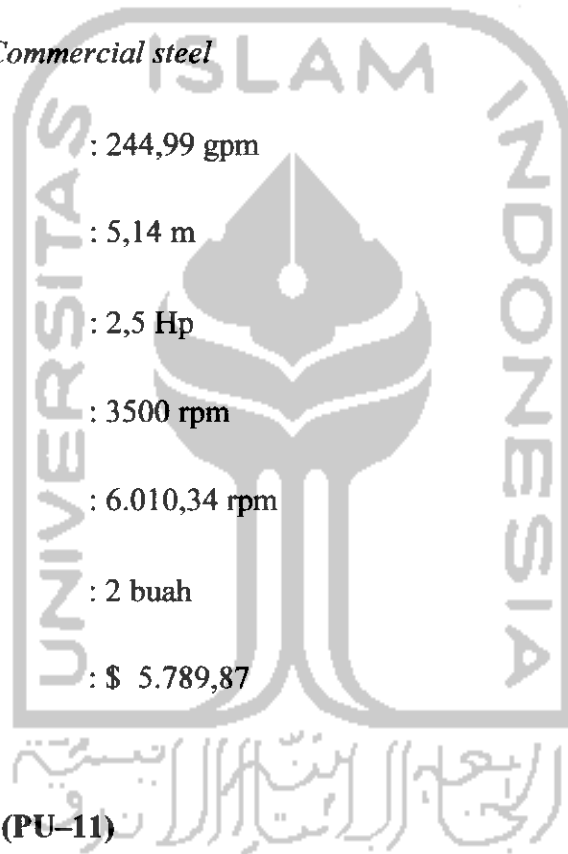
Tenaga motor : 2,5 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 6.010,34 rpm

Jumlah : 2 buah

Harga : \$ 5.789,87



11. Pompa Utilitas – 11 (PU-11)

Fungsi : Mengalirkan air pendingin dari bak air pendingin (BU-06)
ke coil pendingin reaktor (R-01) dan kembali lagi ke bak
(BU-06) sebanyak 23.259,15 kg/jam.



Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 102,39 gpm

Head pompa : 10,73 m

Tenaga motor : 1,5 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 2.237,34 rpm

Jumlah : 2 buah

Harga : \$ 7.857,68

12. Pompa Utilitas – 12 (PU-12)

Fungsi : Mengalirkan air pendingin dari bak air pendingin (BU-06) ke *coil* pendingin reaktor (R-02) dan kembali lagi ke bak (BU-06) sebanyak 21.674,4 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 95,43 gpm



Head pompa	: 9,44 m
Tenaga motor	: 3 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 2.377,61 rpm
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 7.857,68

13. Pompa Utilitas – 13 (PU-13)

Fungsi	: Mengalirkan air pendingin dari bak air pendingin (BU-06) ke <i>coil</i> pendingin reaktor (R-03) dan kembali lagi ke bak (BU-06) sebanyak 27.012,31 kg/jam.
Jenis	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Tipe	: <i>Mixed flow impeller</i>
Bahan	: <i>Commercial steel</i>
Kecepatan linier	: 118,93 gpm
Head pompa	: 14,09 m
Tenaga motor	: 2,25 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 1.965,65 rpm



Jumlah : 2 buah
Harga : \$ 7.237,33

14. Pompa Utilitas – 14 (PU-14)

Fungsi : Mengalirkan air pendingin dari bak air pendingin (BU-06)
ke *condenser* (CD-01) dan kembali lagi ke bak (BU-06)
sebanyak 17.626,02 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 77,61 gpm

Head pompa : 15,13 m

Tenaga motor : 1,5 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 1.504,85 rpm

Jumlah : 2 buah

Harga : \$ 6.203,43



15. Pompa Utilitas – 15 (PU-15)

Fungsi : Memompa Air dari Bak Penampung Sementara (BU-03)
Kation Exchanger (KEU) sebanyak 54829,45 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 201,1402 gpm

Head pompa : 2,5775 m

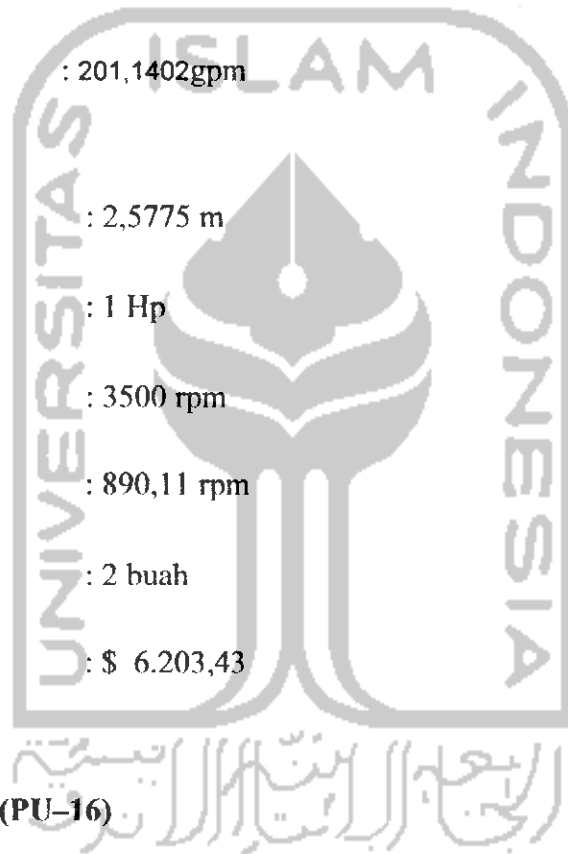
Tenaga motor : 1 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 890,11 rpm

Jumlah : 2 buah

Harga : \$ 6.203,43



16. Pompa Utilitas – 16 (PU-16)

Fungsi : Memompa Air dari Kation Exchanger (KEU) ke Anion
Exchanger (AEU) sebanyak 54829,45802 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*



Tipe : *Mixed flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 201,1402gpm

Head pompa : 1,7103 m

Tenaga motor : 1 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 13615,2rpm

Jumlah : 2 buah

Harga : \$ 6.203,43

17. Pompa Utilitas – 17 (PU-17)

Fungsi : Memompa Air dari Anion Exchanger (AEU) ke Deaerator (DAU) sebanyak 54829,45 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 201,1402gpm

Head pompa : 2,5775 m



Tenaga motor	: 2 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 890,11 rpm
Jumlah	: 2 buah
Harga	: \$ 9.925,49

18. Pompa Utilitas – 18 (PU-18)

Fungsi	: Memompa Air dari Deaerator (DAU) ke Boiler Feed Water Tank (TU-03) sebanyak 54829,45 kg/jam.
Jenis	: <i>Centrifugal pump single stage</i>
Tipe	: <i>Mixed flow impeller</i>
Bahan	: <i>Commercial steel</i>
Kecepatan linier	: 201,1402gpm
Head pompa	: 2,5775 m
Tenaga motor	: 2 Hp
Putaran standar	: 3500 rpm
Putaran spesifik	: 890,11 rpm
Jumlah	: 2 buah



Harga : \$ 6.203,43

19. Pompa Utilitas – 19 (PU-19)

Fungsi : Mengalirkan air dari *boiler feed water* (TU-03) ke
boiler (BIU) sebanyak 2.982,16 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 13,13 gpm

Head pompa : 9,32 m

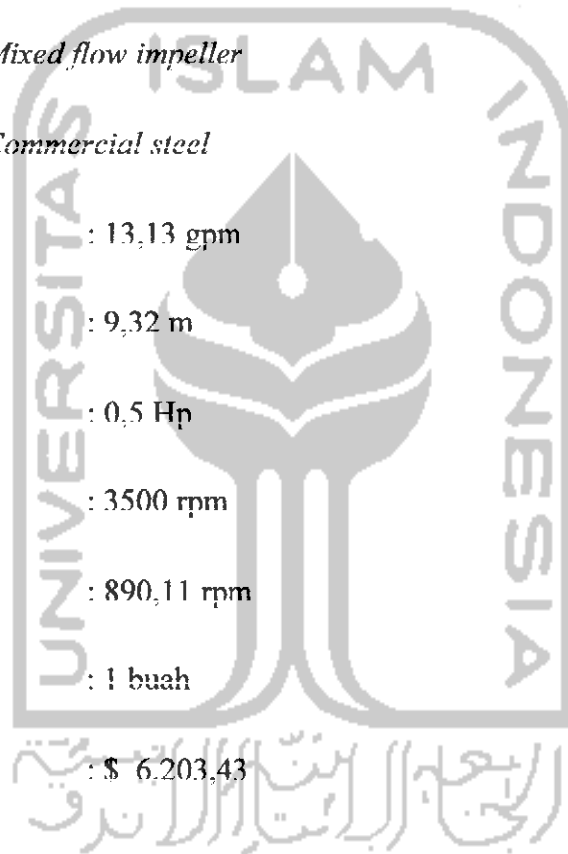
Tenaga motor : 0,5 Hp

Putaran standar : 3500 rpm

Putaran spesifik : 890,11 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 6.203,43





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 huangan 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 trigliserida , yang dianalisa adalah kemurnian , *density* , kadar impurities/inert, warna, viscositas, kelarutan dalam metanol, *specific gravity*, dan indeks bias.



- 2) Bahan baku metanol, NaOH, HCl, yang dianalisa adalah kemurnian, kadar air, *density*, viscositas, kelarutan dalam metanol, *specific gravity*, kadar.
- 3) Produk Biodiesel yang dianalisa sesuai setandar ASTM
- 4) Produk samping *glyserol* 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 ke laboratorium 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 Penting

Alat analisa yang digunakan :

1) *Water Content Tester*

Alat ini digunakan untuk menganalisa kadar air.

2) *Hydrometer*

Alat ini digunakan untuk mengukur *Spesific gravity*.

3) *Viscometer hatch*

Alat ini digunakan untuk mengukur viscositas.

4) *Portable Oxygen Tester*

Digunakan untuk menganalisa kandungan oksigen dalam cerobong asap.

5) *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 2014 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 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 pengarahan 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 bertanggung jawab 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 Bagian 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

4.7.3.7. 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 menciptakana 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.
- Shift IV : Libur



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 4.8 Penggolongan jabatan

No	Jabatan	Pendidikan
(1)	(2)	(3)
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 4.9 Jumlah karyawan pada masing-masing bagian

No	Jabatan	Jumlah
(1)	(2)	(3)
1.	Direktur Utama	1
2.	Direktur Teknik dan Produksi	1
3.	Direktur Keuangan dan Umum	1
4.	Staff Ahli	2
5.	Sekretaris	2
6.	Kepala Bagian Umum	1
7.	Kepala Bagian Pemasaran	1
8.	Kepala Bagian Keuangan	1
9.	Kepala Bagian Teknik	1
10.	Kepala Bagian Produksi	1
11.	Kepala Bagian R & D	1
12.	Kepala Seksi Personalia	1
13.	Kepala Seksi Humas	1
14.	Kepala Seksi Keamanan	1
15.	Kepala Seksi Pembelian	1
16.	Kepala Seksi Pemasaran	1
17.	Kepala Seksi Administrasi	1
18.	Kepala Seksi Kas/Anggaran	1
19.	Kepala Seksi Proses	1
20.	Kepala Seksi Pengendalian	1
21.	Kepala Seksi Laboratorium	1
22.	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
23.	Kepala Seksi Utilitas	1
24.	Kepala Seksi Pengembangan	1
25.	Kepala Seksi Penelitian	1
26.	Karyawan Personalia	4
27.	Karyawan Humas	3



28.	Karyawan Keamanan	9
29.	Karyawan Pembelian	4
30.	Karyawan Pemasaran	4
31.	Karyawan Administrasi	3
32.	Karyawan Kas/Anggaran	3

Lanjutan tabel 4.9 Jumlah karyawan pada masing-masing bagian

(1)	(2)	(3)
33.	Karyawan Proses	32
34.	Karyawan Pengendalian	4
35.	Karyawan Laboratorium	6
36.	Karyawan Pemeliharaan	4
37.	Karyawan Utilitas	10
38.	Karyawan KKK	3
39.	Karyawan Litbang	4
40.	Karyawan Pemadam Kebakaran	4
41.	Medis	1
42.	Paramedis	3
43.	Sopir	3
44.	Cleaning Service	8
	Total	139

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 4.10 Perincian golongan dan gaji

No	Jabatan	Jml	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)	(5)
1	Direktur utama	1	20.000.000,00	20.000.000,00
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	15.000.000,00	15.000.000,00
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	15.000.000,00	15.000.000,00
4	Satff Ahli	2	5.000.000,00	10.000.000,00
5	Sekretaris	2	1.800.000,00	3.600.000,00
6	Kepala Bagian Umum	1	8.000.000,00	8.000.000,00
7	Kepala Bagian Pemasaran	1	8.000.000,00	8.000.000,00
8	Kepala Bagian Keuangan	1	8.000.000,00	8.000.000,00
9	Kepala Bagian Teknik	1	8.000.000,00	8.000.000,00
10	Kepala Bagian Produksi	1	8.000.000,00	8.000.000,00
11	Kepala Bagian R & D	1	8.000.000,00	8.000.000,00
12	Kepala Seksi Personalialia	1	4.500.000,00	4.500.000,00
13	Kepala Seksi Humas	1	4.500.000,00	4.500.000,00



14	Kepala Seksi Keamanan	1	4.500.000,00	4.500.000,00
15	Kepala Seksi Pembelian	1	4.500.000,00	4.500.000,00
16	Kepala Seksi Pemasaran	1	4.500.000,00	4.500.000,00
17	Kepala Seksi Administrasi	1	4.500.000,00	4.500.000,00
18	Kepala Seksi Kas/anggaran	1	4.500.000,00	4.500.000,00
19	Kepala Seksi Proses	1	4.500.000,00	4.500.000,00
20	Kepala Seksi Pengendalian	1	4.500.000,00	4.500.000,00
21	Kepala Seksi Laboratorium	1	4.500.000,00	4.500.000,00
22	Kepala Seksi Penelitian	1	4.500.000,00	4.500.000,00
23	Kepala Seksi Pengembangan	1	4.500.000,00	4.500.000,00
24	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	4.500.000,00	4.500.000,00

Lanjutan tabel 4.10 Perincian Golongan dan Gaji

(1)	(2)	(3)	(4)	(5)
25	Kepala Seksi Utilitas	1	4.500.000,00	4.500.000,00
26	Karyawan Personalia	4	1.500.000,00	6.000.000,00
27	Karyawan Humas	3	1.500.000,00	4.500.000,00
28	Karyawan Security/keamanan	9	1.200.000,00	10.800.000,00
29	Karyawan Pembelian	4	1.500.000,00	6.000.000,00
30	Karyawan Pemasaran	4	1.500.000,00	6.000.000,00
31	Karyawan Administrasi	3	1.500.000,00	4.500.000,00
32	Karyawan kas	3	1.500.000,00	4.500.000,00
33	Karyawan Proses	32	1.500.000,00	48.000.000,00
34	Karyawan Pengendalian	4	1.500.000,00	6.000.000,00
35	Karyawan Laboratorium	6	1.500.000,00	9.000.000,00
36	Karyawan Pemeliharaa	4	1.500.000,00	6.000.000,00
37	Karyawan Utilitas	10	1.500.000,00	15.000.000,00
38	Karyawan KKK	3	1.500.000,00	4.500.000,00



39	Karyawan Litbang	4	1.500.000,00	6.000.000,00
40	Karyawan Pemadam kebakaran	4	1.200.000,00	4.800.000,00
41	Dokter	1	4.000.000,00	4.000.000,00
42	Perawat	3	1.500.000,00	4.500.000,00
43	Sopir	3	900.000,00	2.700.000,00
44	Cleaning Service	8	500.000,00	4.000.000,00
TOTAL				331.400.000,00

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.

Pakaian kerja dan sepatu. Setiap tahun mendapat jatah 2 *pieces*.



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. Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian dimana perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional sehingga penyimpangan yang terjadi dapat segera diketahui dan selanjutnya dikendalikan kearah yang sesuai.

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. Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada saat seakrang adalah:

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

(Aries & Newton, 1955)



Dalam hubungan ini:

E_x = harga alat pada tahun X

E_y = harga alat pada tahun Y

N_x = nilai indeks tahun X

N_y = nilai indeks tahun Y

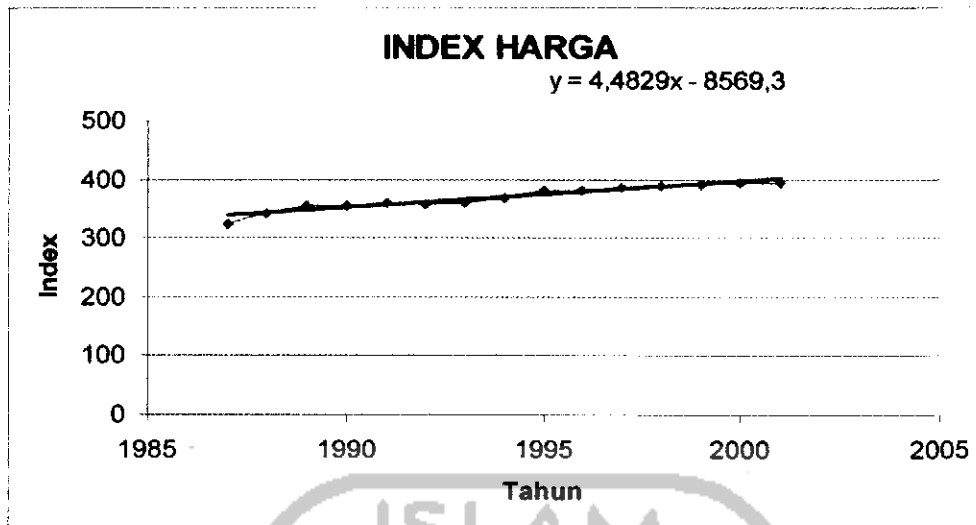
Jenis indeks yang digunakan adalah *Chemical Engineering Plant Cost*

Index dari situs "www.che.com".

Table 4.11 Indeks harga alat pada berbagai tahun

Tahun	X (Tahun)	Y (Index)
(1)	(2)	(3)
1987	1	324
1988	2	343
1989	3	355
1990	4	356
1991	5	361,3
1992	6	358,2
1993	7	359,2
1994	8	368,1
1995	9	381,1
1996	10	381,7
1997	11	386,5
1998	12	389,5
1999	13	390,6
2000	14	394,1
2001	15	394,3
2002	16	390,4
2003	17	402
2004	18	444,2

(Sumber: www.che.com)



Gambar 4.5 Grafik index harga

Tabel 4. Indeks untuk tahun 2012 :

Tahun	Indeks
2004	414,432
2005	418,915
2006	423,397
2007	427,880
2008	432,363
2009	436,846
2010	441,329
2011	445,812
2012	450,295

Untuk jenis alat yang sama tapi kapasitas berbeda, harga suatu alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan pendekatan sebagai berikut:



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 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, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.



- 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.

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

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*



S_a = 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*.

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

4.8.5. Hasil Perhitungan

4.8.5.1. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

A. Modal Tetap (Fixed Capital Investment)

Tabel 4.12 Fixed Capital Investment

No	Type of Capital Investment	US \$	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	Delivered Equipment	2.122.994,88	
2	Equipment Instalation	213.997,88	798.235.793,10
3	Piping	863.634,32	922.960.135,77
4	Instrumentation	206.335,10	74.834.605,60
5	Insulation	55.197,87	124.724.342,67
6	Electrical	164.110,98	-
7	Buildings	-	6.312.500.0000
8	Land and Yard Improvement	-	3.725.000.000
9	Utilities	763.519,68	915.761.772,32
	Physical Plant Cost	6.124.171,25	45.868.449.014,49
10	Engineering and Construction	1.224.834,25	9.173.689.802,90
	Direct Plant Cost	7.349.005,50	55.042.138.817,39



11	<i>Contractor's Fee</i>	367.450,38	2.752.106.940,87
12	<i>Contingency</i>	734.900,55	5.504.213.881,74
	<i>Fixed Capital</i>	8.451.356,33	63.298.459.640,00

Kurs mata uang : \$ 1 = Rp. 9100,00

Total *Fixed Capital Investment* dalam rupiah

= (\$ 8.451.356,33x Rp. 9.450 / \$ 1) + Rp. 63.298.459.640,00

= Rp. 143.163.776.927,34

B. Modal Kerja (*Working Capital*)

Tabel 4.13 *Working Capital*

No	Type of Expenses	Rupiah (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	17.782.561.753,07
2	<i>In Process Inventory</i>	904.387.433,61
3	<i>Product Inventory</i>	27.131.623.008,44
4	<i>Extended Credit</i>	27.131.623.008,44
5	<i>Available Cash</i>	27.131.623.008,44
	Total Working Capital	100.081.818.212,01

Sehingga *Total Working Capital* :

= Rp. 100.081.818.212,01



4.8.5.2. Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

A. *Manufacturing Cost*

Tabel 4.14 *Manufacturing Cost*

No	Type of Expenses	Rupiah (Rp)
1	Bahan Baku	195.608.179.283,82
2	Labor	4.733.775.000,00
3	Pengawas	473.377.500,00
4	Maintenance	2.863.275.538,55
5	Plant Supplies	429.491.330,78
6	Royalty and Patents	4.049.646.412,89
7	Utilitas	27.063.968.647,36
	Direct Manufacturing Cost	235.221.713.713,40
1	Payroll Overhead	804.741.750,00
2	Laboratory	473.377.500,00
3	Plant Overhead	2.840.265.000,00
4	Packaging & Shipping	40.496.464.128,87
	Indirect Manufacturing Cost	44.614.848.378,87
1	Depresiasi	14.316.377.692,73
2	Property Taxes	2.863.275.538,55
3	Asuransi	1.431.637.769,27
	Fixed Manufacturing Cost	18.611.291.000,55

Sehingga *Total Manufacturing Cost* :

= Rp. 235.221.713.713,40 + Rp. 44.614.848.378,87 + Rp. 18.611.291.000,55

= Rp. 298.447.853.092,83



B. General Expense

Tabel 4.15 General Expense

No	Jenis	Rupiah (Rp)
1	Administrasi	14.922.392.654,64
2	Sales	40.496.464.128,87
3	Research	20.891.349.716,50
4	Finance	5.726.551.077,09
Total GE		82.036.757.577,10

Sehingga *Total Production Cost* :

$$\begin{aligned}\text{Total Biaya Produksi} &= \text{TMC} + \text{GE} \\ &= \text{Rp } 380.484.610.669,93\end{aligned}$$

4.8.5.3. Keuntungan (*Profit*)

$$\text{Keuntungan} = \text{Total Penjualan Produk} - \text{Total Biaya Produksi}$$

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

$$\text{Total Penjualan Produk} = \text{Rp. } 404.964.641.288,70$$

$$\text{Total Biaya Produksi} = \text{Rp. } 380.484.610.669,93$$

Pajak keuntungan sebesar 40%:

$$\text{Keuntungan Sebelum Pajak} = \text{Rp. } 24.480.030.618,77$$

$$\text{Keuntungan Setelah Pajak} = \text{Rp. } 14.688.018.371,26$$



4.8.5.4. Analisa Kelayakan

1. *Persent Return of Investment (ROI)*

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

- ◆ ROI sebelum Pajak = 17,10 %
- ◆ ROI setelah Pajak = 10,26 %

2. *Pay Out Time (POT)*

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

- POT sebelum Pajak = 3,69 tahun
- POT setelah Pajak = 4,94 tahun

3. *Break Even Point (BEP)*

Fixed Manufacturing Cost (Fa) = Rp. 18.6111.291.000,55

Variabel Cost (Va) = Rp. 226.721.794.344,07

Regulated Cost (Ra) = Rp. 94.655.061.196,43

Penjualan Produk (Sa) = Rp. 404.964.641.288,70

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

BEP = 41,98 %



4. Shut Down Point (SDP)

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

$$\text{SDP} = 25,36 \%$$

5. Discounted Cash Flow (DCF)

Umur Pabrik = 10 tahun

Fixed Capital (FC) = Rp. 143.163.776.927,34

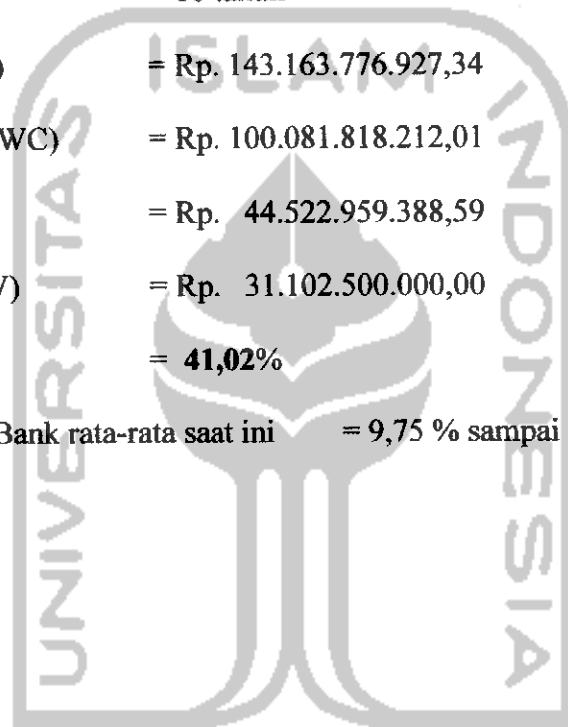
Working Capital (WC) = Rp. 100.081.818.212,01

Cash Flow (CF) = Rp. 44.522.959.388,59

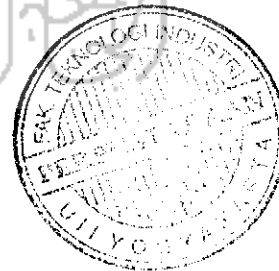
Salvage Value (SV) = Rp. 31.102.500.000,00

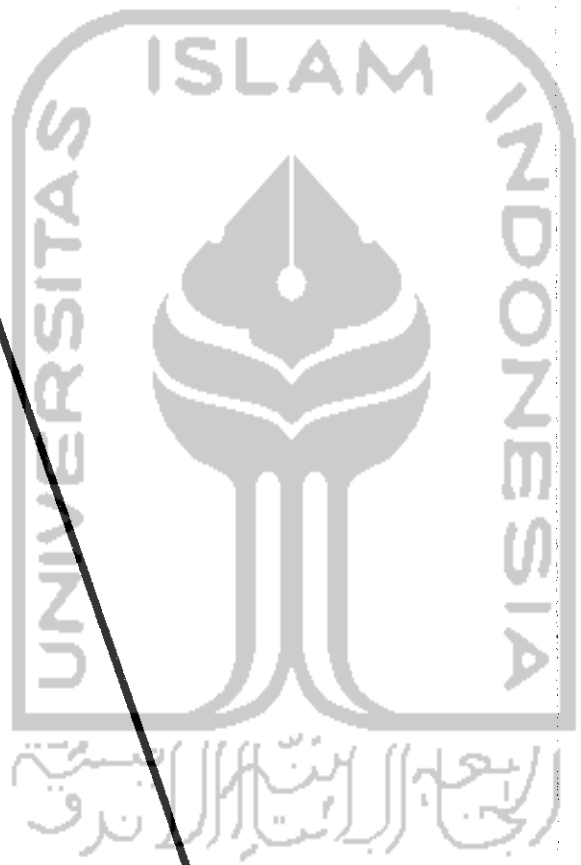
DCFR = 41,02%

Bunga Simpanan Bank rata-rata saat ini = 9,75 % sampai 12,75 %

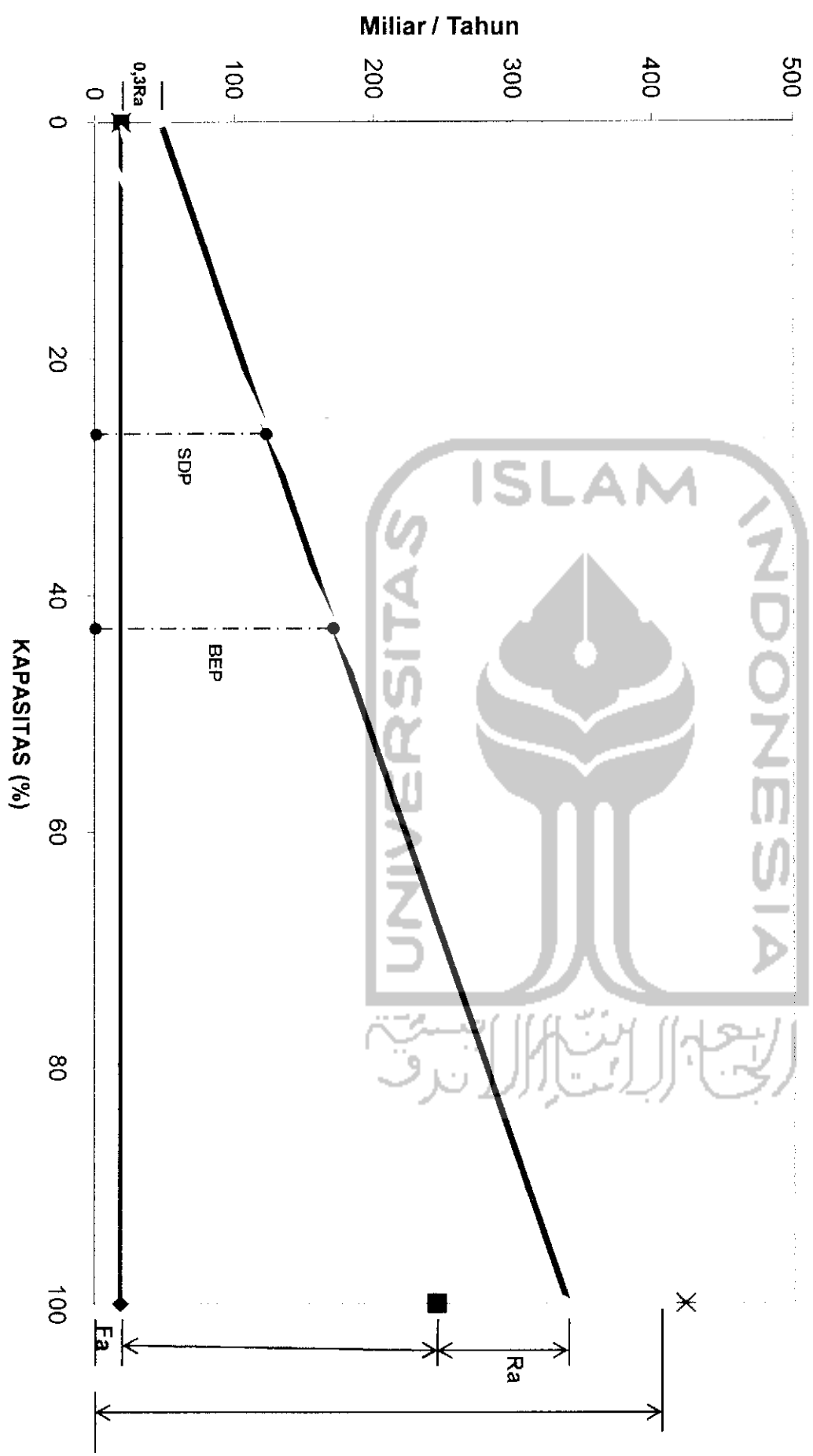


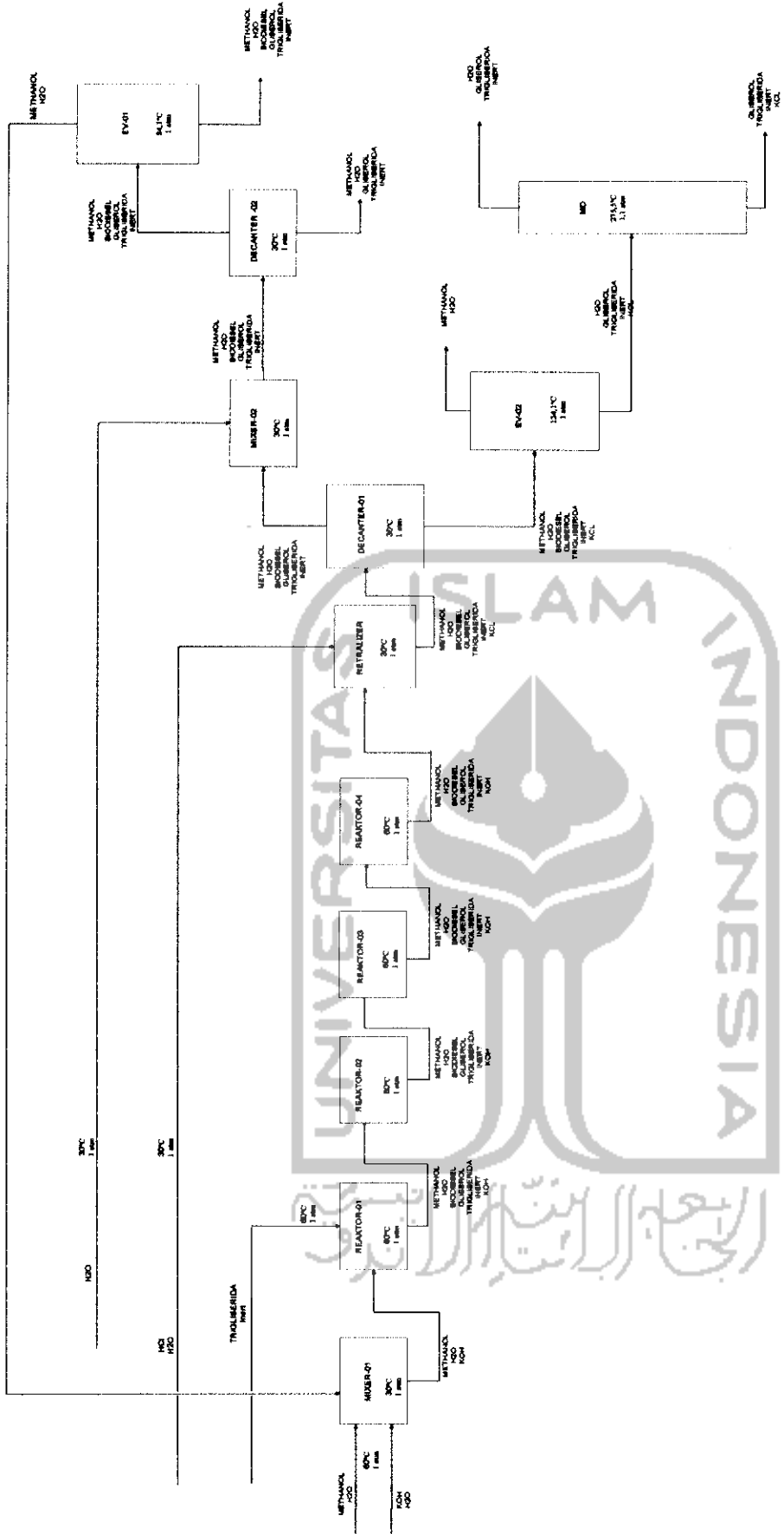
الجامعة الإسلامية
INDONESIA



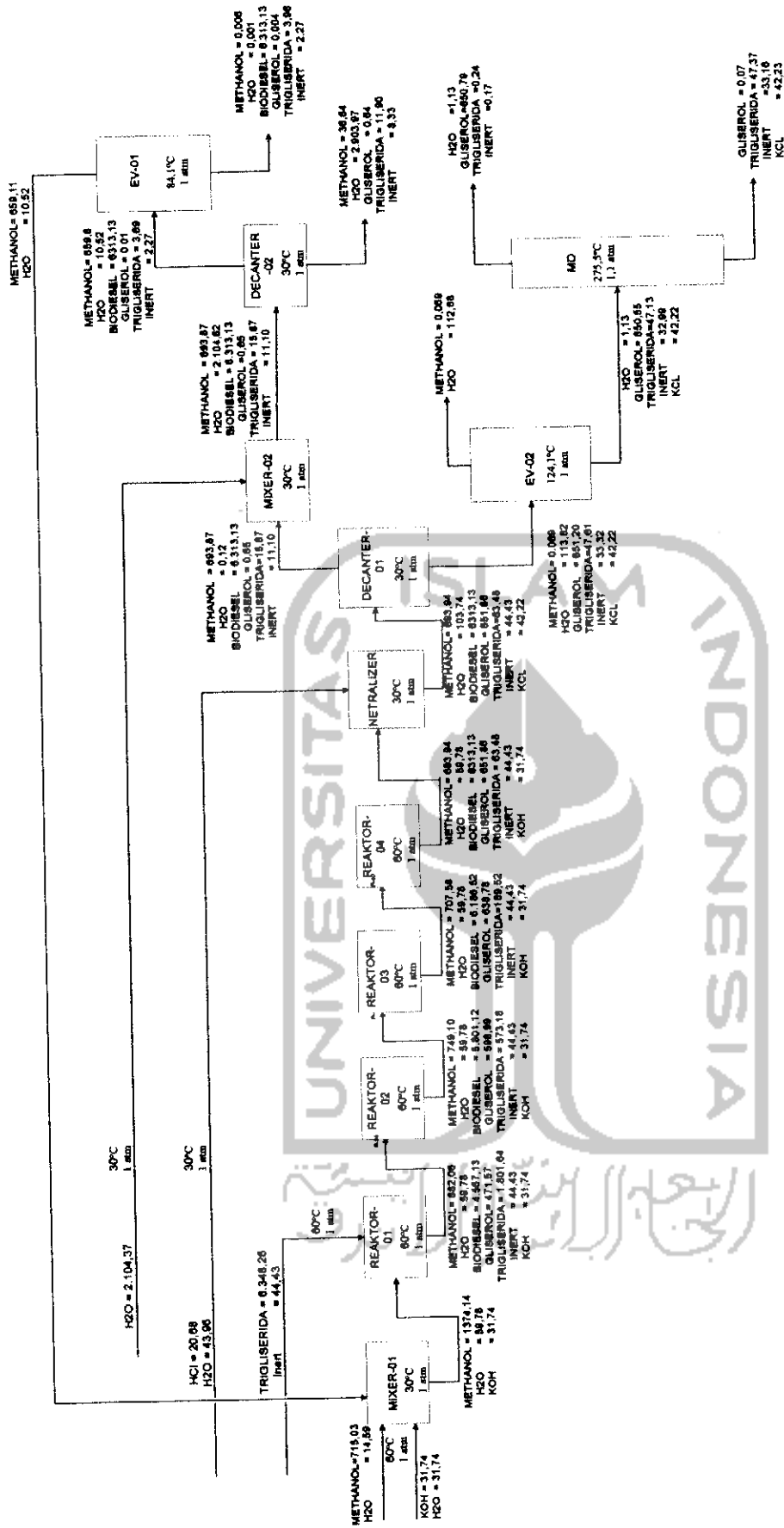


GRAFIK BEP





Gambar 3.2 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kuantitatif (kg/jam)



BAB V

PENUTUP

5.1 KESIMPULAN

Pabrik Biodiesel dari minyak jarak dan methanol ini digolongkan pabrik beresiko rendah karena dijalankan pada variabel suhu dan tekanan operasi rendah (kondisi atmosferis), bahan baku dan produk tidak beracun. Hasil evaluasi ekonomi pabrik Biodiesel pada kapasitas 50.000 ton/tahun ditunjukkan pada tabel berikut:

1. ROI sebelum pajak pada pabrik Biodiesel ini sebesar **17,10 %** dan ROI sesudah pajak **10,26 %**. ROI sebelum pajak, untuk pabrik beresiko rendah minimal **11 %** (Aries & Newton, 1955)
2. POT pabrik Biodiesel ini sebelum pajak selama **3,69** tahun. POT sebelum pajak untuk pabrik beresiko rendah maksimum **5** tahun (Aries & Newton, 1955)
3. Pabrik Biodiesel ini nilai BEP sebesar **41,98 %**. BEP untuk pabrik kimia di Indonesia pada umumnya berkisar **40-60 %**
4. Pabrik Biodiesel ini memiliki nilai DCFR sebesar **41,02 %**. Suku bunga pinjaman saat ini berkisar **9,75-18 %**, untuk itu pabrik yang berdiri harus memiliki minimal **1,5** kali dari bunga pinjaman Bank



Dari hasil analisa ekonomi di atas maka dapat diambil kesimpulan bahwa pabrik *Biodiesel* dari minyak Jarak dan Methanol dengan kapasitas 50.000 ton/tahun ini layak dikaji ulang untuk didirikan.





DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., "*Chemical Engineering Cost Estimation*", Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1955.
- Hambali, Erliza, "*Jarak Pagar Tanaman Penghasil Biodiesel*", Penebar Swadaya, Jakarta, 2006.
- Anggraini, "*Biodiesel Jarak Bahan Bakar Alternatif*", Intisari, 2002.
- Brown, G.G., "*Unit Operation*", Modern Asia Edition, John Willey and Sons. Inc., New York, 1978.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., "*Process Equipment Design*", 2nd Ed., John Willey and Sons. Inc., New York, 1959.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., "*Chemical Engineering Design*", 6nd Ed., vol 6, Pergamon Press, Oxford, 1983.
- Darnoko, D., and Cheryan.,M. "*Kinetics of Palm Oil Transesterification in a Batch Reactor*", JAOCS Vol 77 no 12, pp 1263-1267, 2000.
- Faith, Keyes & Clark., "*Industrial Chemical*", 4th ed, John Willey and Sons, Inc., New York, 1955.
- Fogler, Scott H., "*Elements of Chemical Reaction Engineering*", 3rd ed, Prentice Hall International Inc., USA, 1999.



Foon, Cheng Sit, *et. al.*, Journal Of Palm Research : “ Kinetics Study On

Transesterification Of Palm Diesel ”, Malaysia, 2004.

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

International, 1978.

Kern, D.Q., “*Process Heat Transfer*”, International Student Edition, Mc. Graw Hill

Book Co.Inc., New York, 1983.

Ketta, Mc. J.John, “*Chemical Processing Handbook*”, Marcel Dekker Inc, New

York, 1993.

Kirk, K.E., and Ortmer, D.F., “*Encyclopedia of Chemical Technology*”, John Willey

and Sons. Inc., New York.

Ludwig, E.E., “*Applied Process Design for Chemical an Petrochemical Plant*”, vol

1,2,3, Gulf Publishing Company, Houston, 1965.

Perry, J.H., and Chilton, C.H., “*Chemical Engineering Hand Book*”, 6th Ed., Mc.

Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1984.

Peters, M.S., and Timmerhause, K.D., “*Plant Design and Economic for Chemical*

Engineer's”, 3rd ed., Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York, 1968.

Powell, S., “*Water Condition for Industry*”, Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New

York.1954.

Rase, H.F., “*Chemical Reaktor Design for Process Plant vol. I and II, Principles and*

Techniques”, Willey and Sons, Inc, New York, 1977.

Rase, H.F., and Barrow M.H., “*Project Engineering of Process Plants*”, Willey and



Sons, Inc, New York, 1957.

Situs : “ *Alternative Energi for Better Life* ”, [http:// www.indobiofuel.com](http://www.indobiofuel.com), diakses tanggal 12 Desember 2006.

Situs : “ *Bahan Bakar Alternatif Biodiesel* ”, [http:// www.usudigitallibrary.com](http://www.usudigitallibrary.com), diakses tanggal 18 Februari 2007.

Situs : “ *Pabrik Biodiesel Terintegrasi: Terobosan: Untuk Mempercepat Pengembangan Biodiesel* ”, [http:// www.ipard.com](http://www.ipard.com), diakses 12 Desember 2006.

Situs : “ *Prospek Biodiesel Cerah* ”, [http:// www.riau.go.id](http://www.riau.go.id), diakses tanggal 21 Juli 2007.

Situs : “ *Rahasia Biodiesel, Solar Masa Depan* ”, [http:// www.kompas.co.id](http://www.kompas.co.id), diakses tanggal 08 Agustus 2007.

Situs : “ *Tiga Pabrik Biodiesel di Sumatera Beroperasi Awal 2007* ”, [http:// www.indonesia.go.id](http://www.indonesia.go.id), diakses tanggal 12 Desember 2006.

Smith, J.M., and Van Ness, H.C., “ *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic* ”, 3rd edition, Mc. Graw Hill Book Kogokusha Ltd, Tokyo, 1975.

Sularso., “ *Pompa dan Kompresor* ”, cetakan VI, P.T. Pradnya Paramita, Jakarta, 1996.

Treyball, E., “ *Mass Transfer Operation* ”, International Student Edition, Koagakusha Company, Tokyo.



*Pra Perancangan Pabrik Biodiesel
Dari Minyak Jarak (Jatropha Curcas) Dan Methanol
Kapasitas 50.000 ton/tahun*

Ullrich, G.D., "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics",

John Willey and Sons. Inc., New York, 1984.

Wallas, S.M., "Chemical Process Equipment", Mc. Graw Hill Book Koagakusha

Company, Tokyo, 1959.

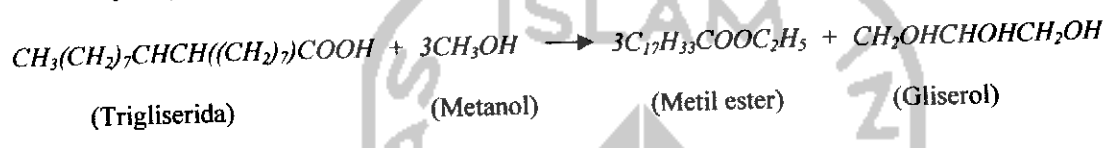


LAMPIRAN



REAKTOR

- **Tugas :** Mereaksikan trigliserida dengan metanol menjadi metil ester dengan katalis KOH.
- **Jenis :** Reaktor alir tangki bpengaduk (RATB) yang dilengkapi dengan koil pendingin
- **Reaksi yang Terjadi :**



Kondisi Operasi :

Eksotermis
 T = 60,5°C
 P = 1 atm

▪ **Komponen di Reaktor :**

Tabel 1. Komponen di reaktor

Komponen	BM	Feed	Mol	ρ	F _v
		kg/jam	kmol/jam	kg/L	L/jam
TG	887	6.348,27	7,16	0,9516	6.671,16
M	32	1.374,15	42,94	0,7535	1.823,69
KOH	56	31,74	0,57	1,8962	16,74
H ₂ O	18	59,79	3,32	1,0000	59,79
I	887	44,44	0,05	0,9516	46,70

Total	7.858,38	54,04	8.618,06
--------------	-----------------	--------------	-----------------

▪ **Menentukan Densitas Campuran**

$$\rho\text{-camp} = \frac{\sum \rho_i \cdot F_{vi}}{\sum F_{vi}}$$

$$\begin{aligned} \rho\text{-camp} &= (7.858,38 \text{ kg/jam}) / (8.618,06 \text{ L/jam}) = 0,9119 \text{ kg/liter} \\ &= 911,85 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

▪ **Menghitung Konsentrasi Umpan**

$$F_v \text{ campuran} = \frac{\sum \text{Feed}}{\rho\text{-camp}}$$

$$\begin{aligned} F_v \text{ campuran} &= (7.858,38 \text{ kg/jam}) / (0,9119 \text{ kg/L}) = 8.618,06 \text{ L/jam} \\ &= 8,6181 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

▪ **Komponen :**

Tabel 2. Komponen di reaktor

Komponen	BM	ρ	feed	F_i	C_i	F_v
		(kg/L)	(kg/j)	(kmol/jam)	(gmol/L)	(L/jam)
TG	887	0,9516	6.348,27	7,16	0,83	6.671,16
M	32	0,7914	1.374,15	42,94	4,98	1.823,69
KOH	56	1,8962	31,74	0,57	0,07	16,74
H ₂ O	18	1,0000	59,79	3,32	0,39	59,79
I	887	0,9516	44,44	0,05	0,01	46,70
Total			7.858,38	54,04	6,27	8.618,06

▪ **Langkah – Langkah Perancangan Reaktor :**

1. Dasar Pemilihan Reaktor
2. Penentuan Kinetika Reaksi
3. Optimasi Jumlah Reaktor
4. Perancangan Dimensi Reaktor
5. Perancangan Pengaduk
6. Perhitungan Neraca Panas
7. Perancangan Koil Pendingin

1. Dasar Pemilihan Reaktor :

Pemilihan reaktor jenis RATB ini berdasarkan pada :

- Fase cair – cair
- Kondisi operasinya atmosferik
- Reaksi berlangsung kontinyu

2. Penentuan Kinetika Reaksi :

Nilai konstanta kecepatan reaksi (k) didapat dari *Journal Of Biodiesel Research* : “*Kinetics Study On Transesterification Of Jatropha Curcas* ”, 2004.

Pada suhu $60,5\text{ }^{\circ}\text{C} = 0,0184\text{ L / gmol.min}$

$= 1,1045\text{ L / gmol.jam}$

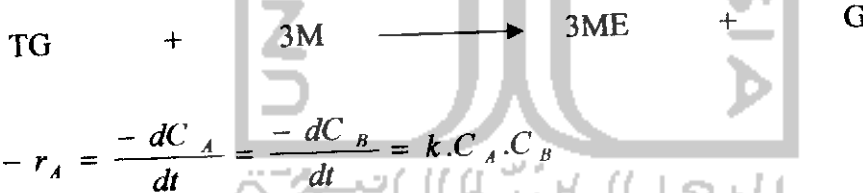
3. Optimasi Jumlah Reaktor :

➤ Menghitung jumlah reaktor dengan masing - masing volumenya :

• Asumsi :

- Reaksi order 2 $\rightarrow (-r_A) = k \cdot C_A \cdot C_B$
- Pengadukan sempurna sehingga konsentrasi keluar reaktor sama dengan konsentrasi didalam reaktor.
- Kecepatan volumetrik masuk reaktor sama dengan keluar reaktor.
- Kecepatan alir volumetrik (F_v) masuk reaktor sama dengan kecepatan alir volumetrik keluar reaktor.
- (V / F_v) untuk masing - masing reaktor dianggap sama (bila jumlah reaktor lebih dari 1 buah).
- Kondisi eksothermal *steady state*.
- Densitas cairan dianggap tetap.

• Reaksi :



$$C_A = C_{A0} (1 - x_A)$$

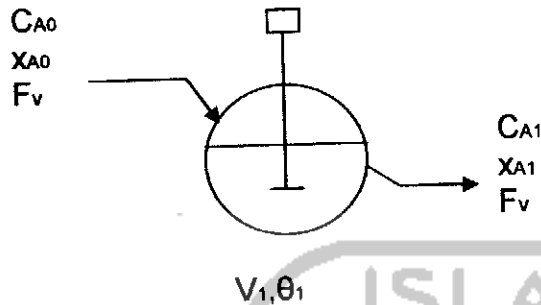
$$C_B = C_{A0} (C_{B0} / C_{A0} - x_A)$$

Dimana : $C_{B0} / C_{A0} = M$

$$C_B = C_{A0} (M - 3x_A)$$

$$-r_A = k \cdot C_{A0}^2 \cdot (1 - x_A) \cdot (M - 3x_A) \dots \text{pers (1)}$$

• Neraca massa disekitar reaktor :



Rate of input – Rate of output – Rate of generation = Accumulation

$$F_v \cdot C_{A0} - F_v \cdot C_{A1} - (-r_A) \cdot V = 0$$

$$F_v \cdot C_{A0} - F_v \cdot C_{A0} (1 - x_A) = (-r_A) \cdot V$$

$$F_v \cdot C_{A0} (1 - (1 - x_A)) = k \cdot C_{A0}^2 \cdot (1 - x_A) (M - 3x_A) \cdot V$$

$$\frac{V}{F_v} = \frac{C_{A0} \cdot (1 - (1 - x_A))}{k \cdot C_{A0}^2 \cdot (1 - x_A) \cdot (M - 3x_A)}$$

$$\frac{V}{F_v} = \frac{x_A}{k \cdot C_{A0} \cdot (1 - x_A) \cdot (M - 3x_A)} = \theta \quad \text{pers (2)}$$

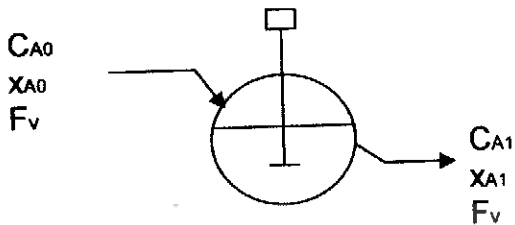
Dari persamaan (2):

$$\frac{V}{F_v} = \frac{x_A}{k \cdot C_{A0} \cdot (1 - x_A) \cdot (M - 3x_A)}$$

$$V = \frac{F_v \cdot x_A}{k \cdot C_{A0} \cdot (1 - x_A) \cdot (M - 3x_A)} \quad \text{pers (3)}$$

• Mencari volume reaktor (RATB) :

- Untuk 1 RATB :



V_1, θ_1

Dari persamaan 3, maka diperoleh persamaan untuk mencari volume 1 RATB

$$V_1 = \frac{F_v \times (x_{A1} - x_{A0})}{k \times C_{A0} \times (1 - x_{A1}) \times (M - 3x_{A1})}$$

Dimana :

$$x_{A0} = 0 \text{ (konversi umpan masuk)}$$

$$x_A = x_{A1} - x_{A0}$$

Diketahui :

$$C_{A0} = 0,8305 \text{ gmol / L}$$

$$C_{B0} = 4,9828 \text{ gmol / L}$$

$$M = C_{B0} / C_{A0} = \frac{4,9828 \text{ gmol / L}}{0,8305 \text{ gmol / L}} = 6,0000$$

Diketahui:

$$F_v = 8.618,06 \text{ L/jam}$$

$$k = 1,1045 \text{ L / gmol . jam}$$

$$C_{A0} = 0,8305 \text{ gmol / L}$$

$$C_{B0} = 4,9828 \text{ gmol / L}$$

$$M = 6,0000$$

$$x_{A0} = -$$

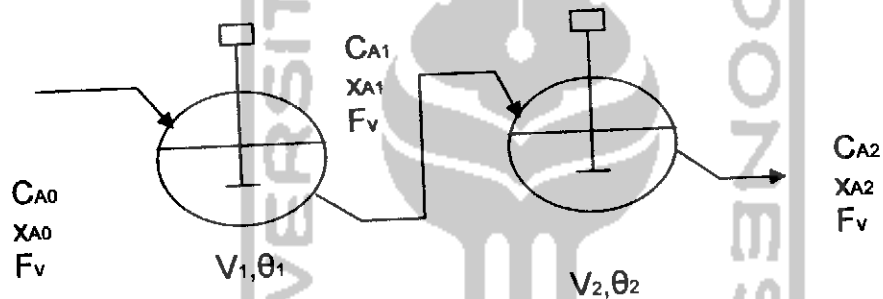
$$x_{A1} = 0,9800$$

$$V_{\text{reaktor}} = 306.969,48 \text{ liter} \rightarrow 1 \text{ Liter} = 0,26417 \text{ galon}$$

$$V_{\text{reaktor}} = 81.092,13 \text{ galon}$$

$$\theta = 35,61 \text{ jam} = 2.137,16 \text{ menit}$$

- Untuk 2 RATB :



$$V_2 = \frac{F_v \times (x_{A2} - x_{A1})}{k \times C_{A0} \times (1 - x_{A2}) \times (M - 3x_{A2})}$$

$$V_1 = \frac{F_v \times (x_{A1} - x_{A0})}{k \times C_{A0} \times (1 - x_{A1}) \times (M - 3x_{A1})}$$

Diketahui:

$$F_v = 8.618,06 \text{ L/jam}$$



$$k = 1,1045 \text{ L / gmol} \cdot \text{jam}$$

$$C_{A0} = 0,8305 \text{ gmol / L}$$

$$C_{B0} = 4,9828 \text{ gmol / L}$$

$$M = 6,0000$$

$$x_{A0} = -$$

$$x_{A1} = 0,9036$$

$$x_{A2} = 0,9800$$

$$V \text{ Reaktor } (1) = 26.782,25 \text{ liter} = 7.075,07 \text{ gallon}$$

$$V \text{ Reaktor } (2) = 26.782,25 \text{ liter} = 7.075,07 \text{ gallon}$$

$$V \text{ rata - rata} = 26.782,25 \text{ liter} = 7.075,07 \text{ galon}$$

$$\theta = 3,10 \text{ jam} = 186,46 \text{ menit}$$

Untuk n - RATB :

untuk n - reaktor, persamaan volume reaktornya menjadi :

$$V_n = \frac{F_v \times (x_{A_n} - x_{A_{n-1}})}{k \times C_{A0} \times (1 - x_{A_n}) \times (M - 3x_{A_n})}$$

Dimana :

$$n = 1, 2, 3, 4, 5, \dots \text{dst}$$

- Untuk 3 RATB :

Diketahui:

$$F_v = 8.618,06 \text{ L/jam}$$

$$k = 1,1045 \text{ L / gmol} \cdot \text{jam}$$

$$C_{A0} = 0,8305 \text{ gmol / L}$$

$$C_{B0} = 4,9828 \text{ gmol / L}$$

$$M = 6,0000$$

$$x_{A0} = -$$

$$x_{A1} = 0,8014 \text{ (dari hasil trial)}$$

$$x_{A2} = 0,9560 \text{ (dari hasil trial)}$$

$$x_{A3} = 0,9800$$

$$V \text{ Reaktor (1)} = 10.541,83 \text{ liter} = 2.784,83 \text{ galon}$$

$$V \text{ Reaktor (2)} = 10.541,83 \text{ liter} = 2.784,83 \text{ galon}$$

$$V \text{ Reaktor (3)} = 10.541,83 \text{ liter} = 2.784,83 \text{ galon}$$

$$V \text{ rata - rata} = 10.541,83 \text{ liter} = 2.784,83 \text{ galon}$$

$$\theta = 1,22 \text{ jam} = 73,39 \text{ menit}$$

- Untuk 4 RATB :

$$V_1 = \frac{F_v \times (x_{A1} - x_{A0})}{k \times C_{A0} \times (1 - x_{A1}) \times (M - 3x_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{F_v \times (x_{A2} - x_{A1})}{k \times C_{A0} \times (1 - x_{A2}) \times (M - 3x_{A2})}$$

$$V_3 = \frac{F_v \times (x_{A3} - x_{A2})}{k \times C_{A0} \times (1 - x_{A3}) \times (M - 3x_{A3})}$$

$$V_4 = \frac{F_v \times (x_{A4} - x_{A3})}{k \times C_{A0} \times (1 - x_{A4}) \times (M - 3x_{A4})}$$

Diketahui:

$$F_v = 8.618,06 \text{ L/jam}$$

$$k = 1,1045 \text{ L / gmol . jam}$$

$$C_{A0} = 0,8305 \text{ gmol / L}$$

$$C_{B0} = 4,9828 \text{ gmol / L}$$

$$M = 6,0000$$

$$x_{A0} = -$$

$$x_{A1} = 0,7162 \text{ (dari hasil trial)}$$

$$x_{A2} = 0,9097 \text{ (dari hasil trial)}$$

$$x_{A3} = 0,9601 \text{ (dari hasil trial)}$$

$$x_{A4} = 0,9800$$

$$V \text{ Reaktor (1)} = 6.156,07 \text{ liter} = 1.626,25 \text{ gallon}$$

$$V \text{ Reaktor (2)} = 6.156,07 \text{ liter} = 1.626,25 \text{ gallon}$$

$$V \text{ Reaktor (3)} = 6.156,07 \text{ liter} = 1.626,25 \text{ gallon}$$

$$V \text{ Reaktor (4)} = 6.156,07 \text{ liter} = 1.626,25 \text{ gallon}$$

$$V \text{ rata - rata} = 6.156,07 \text{ liter} = 1.626,25 \text{ gallon}$$

$$\theta = 0,71 \text{ jam} = 42,86 \text{ menit}$$

- Untuk 5 RATB :

$$V_1 = \frac{F_v \times (x_{A1} - x_{A0})}{k \times C_{A0} \times (1 - x_{A1}) \times (M - 3x_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{F_v \times (x_{A2} - x_{A1})}{k \times C_{A0} \times (1 - x_{A2}) \times (M - 3x_{A2})}$$

$$V_3 = \frac{F_v \times (x_{A3} - x_{A2})}{k \times C_{A0} \times (1 - x_{A3}) \times (M - 3x_{A3})}$$

$$V_4 = \frac{F_v \times (x_{A4} - x_{A3})}{k \times C_{A0} \times (1 - x_{A4}) \times (M - 3x_{A4})}$$

$$V_5 = \frac{F_v \times (x_{A5} - x_{A4})}{k \times C_{A0} \times (1 - x_{A5}) \times (M - 3x_{A5})}$$

Diketahui:

- $F_v = 8.618,06 \text{ L/jam}$
 $k = 1,1045 \text{ L / gmol . jam}$
 $C_{A0} = 0,8305 \text{ gmol / L}$
 $C_{B0} = 4,9828 \text{ gmol / L}$
 $M = 6,0000$
 $x_{A0} = -$
 $x_{A1} = 0,6477 \text{ (dari hasil trial)}$
 $x_{A2} = 0,8617 \text{ (dari hasil trial)}$
 $x_{A3} = 0,9432 \text{ (dari hasil trial)}$

$$x_{A4} = 0,9663 \text{ (dari hasil trial)}$$

$$x_{A5} = 0,9800$$

$$V \text{ Reaktor 1} = 4.257,42 \text{ liter} = 1.124,70 \text{ gallon}$$

$$V \text{ Reaktor 2} = 4.257,42 \text{ liter} = 1.124,70 \text{ gallon}$$

$$V \text{ Reaktor 3} = 4.257,42 \text{ liter} = 1.124,70 \text{ gallon}$$

$$V \text{ Reaktor 4} = 4.257,42 \text{ liter} = 1.124,70 \text{ gallon}$$

$$V \text{ Reaktor 5} = 4.257,42 \text{ liter} = 1.124,70 \text{ gallon}$$

$$V \text{ rata - rata} = 4.257,42 \text{ liter} = 1.124,70 \text{ gallon}$$

$$\theta = 0,49 \text{ jam} = 29,64 \text{ menit}$$

➤ Mencari Jumlah Reaktor yang Optimum :

Penentuan jumlah reaktor yang paling optimum berdasarkan total harga pembelian reaktor yang paling minimum. Perhitungan harga reaktor menggunakan persamaan " *Six Tenths Factor* "

Persamaannya : $E_b = E_a (C_b / C_a)^{0,6}$

(*Chem. Eng. Cost Estimation, R. S. Aries*)

dimana :

$$E_b = \text{Harga alat b}$$

$$E_a = \text{Harga alat a}$$

Ca = Kapasitas alat a

Cb = Kapasitas alat b

Dengan kondisi operasi :

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

$$P = 1 \text{ atm} \times 14,7 \text{ psi} / 1 \text{ atm}$$

$$P = 14,7 \text{ psi}$$

Dipilih bahan Stainless steel 50 psi untuk reaktor. Basis harga reaktor pada volume 1000 galon = \$ 40.000

(Peter and Timmerhaus, 1993)

• Harga reaktor untuk 1 RATB :

Diketahui data sbb :

$$Ea = \$ 45.000$$

$$Ca = 1.000 \text{ galon}$$

$$Cb = 81.092,13 \text{ gallon}$$

maka :

$$Eb = Ea (Cb / Ca)^{0,6}$$

$$Eb = \$ 628.926,27$$

• Harga reaktor untuk 2 RATB :

Diketahui data sbb :

$$E_a = \$ 45.000$$

$$C_a = 1.000 \text{ galon}$$

$$C_b = 7.075,07 \text{ galon}$$

maka :

$$E_b = E_a (C_b / C_a)^{0,6}$$

$$E_b = \$ 145.562,96$$

• Harga reaktor untuk 3 RATB :

Diketahui data sbb :

$$E_a = \$ 45.000$$

$$C_a = 1.000 \text{ galon}$$

$$C_b = 2.784,84 \text{ galon}$$

maka :

$$E_b = E_a (C_b / C_a)^{0,6}$$

$$E_b = \$ 83.194,07$$

• Harga reaktor untuk 4 RATB :

Diketahui data sbb :

$$E_a = \$ 45.000$$

$$Ca = 1.000 \text{ galon}$$

$$Cb = 1.626,25 \text{ galon}$$

maka :

$$Eb = Ea (Cb / Ca)^{0,6}$$

$$Eb = \$ 60.245,55$$

• Harga reaktor untuk 5 RATB :

Diketahui data sbb :

$$Ea = \$ 45.000$$

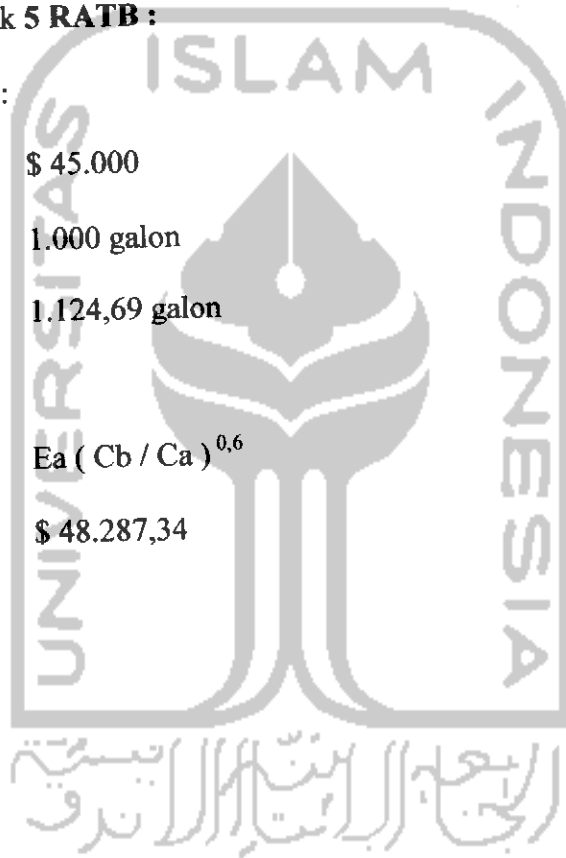
$$Ca = 1.000 \text{ galon}$$

$$Cb = 1.124,69 \text{ galon}$$

maka :

$$Eb = Ea (Cb / Ca)^{0,6}$$

$$Eb = \$ 48.287,34$$

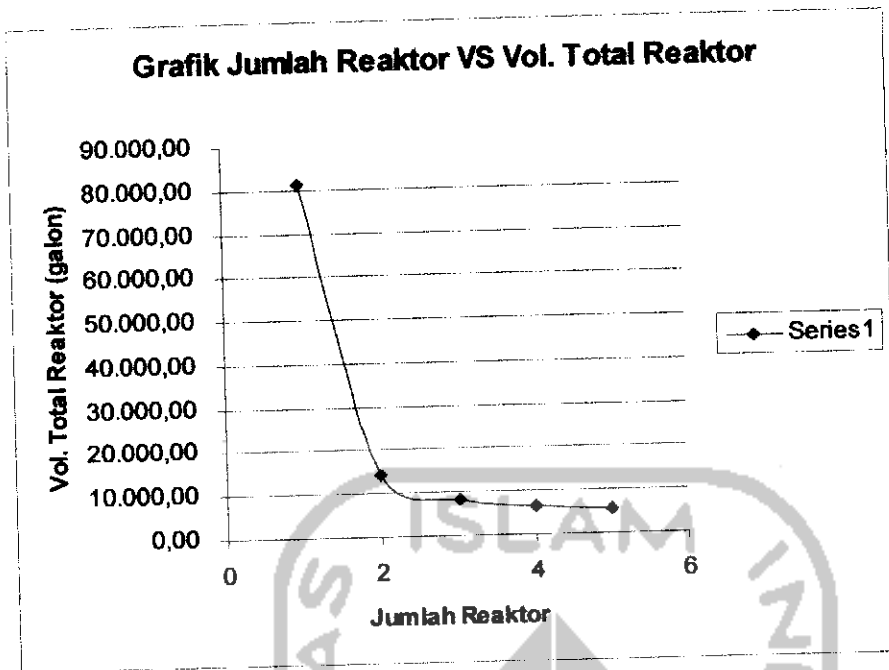


Tabel 3. Optimasi reaktor

Jumlah reaktor	Konversi masing - masing reaktor	Volume reaktor (gallon)	Volume total reaktor (gallon)	Harga / Unit (dollar)	Harga total (dollar)	θ (Waktu per reaktor, jam)
1	$x_{A1} = 0,9800$	81.092,13	81.092,13	628.926,27	628.926,27	35,62
2	$x_{A1} = 0,9036$	$V_1 = V_2$ 7.075,07	14.150,14	145.562,96	291.125,92	3,11
	$x_{A2} = 0,9800$					
3	$x_{A1} = 0,8014$	$V_1 = V_2 = V_3$ 2.784,84	8.354,51	83.194,07	249.582,21	1,22
	$x_{A2} = 0,9560$					
	$x_{A3} = 0,9800$					
4	$x_{A1} = 0,7162$	$V_1 = V_2 = V_3 = V_4$ 1.626,25	6.505,00	60.245,55	240.982,21	0,71
	$x_{A2} = 0,9097$					
	$x_{A3} = 0,9601$					
	$x_{A4} = 0,9800$					
5	$x_{A1} = 0,6477$	$V_1 = V_2 =$ $V_3 = V_4 = V_5$ 1.124,69	5.623,47	48.287,34	241.436,71	0,49
	$x_{A2} = 0,8617$					
	$x_{A3} = 0,9432$					
	$x_{A4} = 0,9663$					
	$x_{A5} = 0,9800$					

Tabel 4. Jumlah reaktor vs volume total reaktor

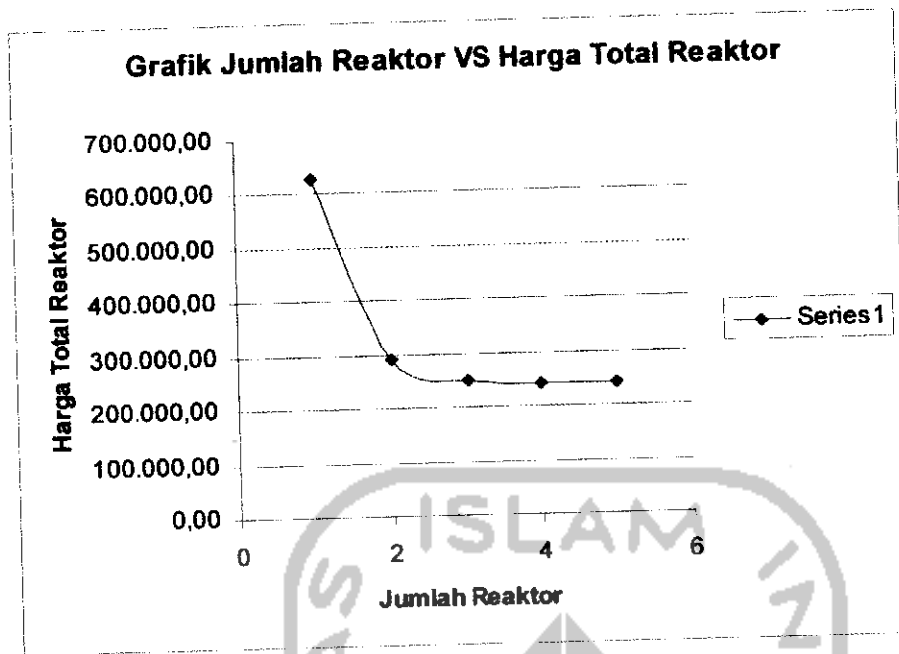
Jml Reaktor Vs Volume Total Reaktor	
n	Gallon
1	81.092,13
2	14.150,14
3	8.354,51
4	6.505,00
5	5.623,47



Gambar 1 Grafik Optimasi Reaktor, Jumlah Reaktor VS Volume Total Reaktor

Tabel 5. Jumlah reaktor vs harga total reaktor

Jml Reaktor VS Harga Total Reaktor	
n	\$
1	628.926,27
2	291.125,92
3	249.582,21
4	240.982,21
5	241.436,71

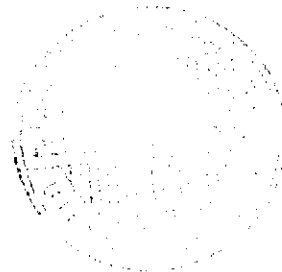


Gambar 2. Grafik Optimasi Reaktor, Jumlah Reaktor VS Harga Total Reaktor

Dari hasil optimasi, maka dipilih 4 buah reaktor yang disusun seri.

NERACA MASSA RATB 1 :

$x_{A1} =$	0,5967				
	TG	+	3 M	→	3 ME + G
mula :	7,1570		42,9421		
reaksi :	5,1258		15,3775		15,3775 5,1258
akhir :	2,0312		27,5645		15,3775 5,1258



Tabel 6. Neraca massa di reaktor – 01

KOMPONEN	INPUT		OUTPUT	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
TG	7,1570	6348,2723	2,0312	1801,6448
M	42,9421	1374,1469	27,5645	882,0654
ME			15,3775	4567,1309
G			5,1258	471,5780
KOH	0,5668	31,7414	0,5668	31,7414
H ₂ O	3,3214	59,7852	3,3214	59,7852
Impuritas	0,0501	44,4379	0,0501	44,4379
Jumlah	54,0374	7858,3836	54,0374	7858,3836

NERACA MASSA RATB 2 :

$$X_{A2} = 0,8203$$

	TG	+	3 M	→	3 ME	+	G
mula :	7,1570		42,9421				
reaksi :	6,5108		19,5324		19,5324		6,5108
akhir :	0,6462		23,4097		19,5324		6,5108

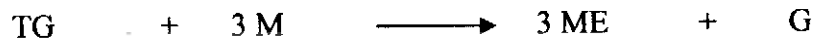
Tabel 7. Neraca massa di reaktor – 02

KOMPONEN	INPUT		OUTPUT	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
TG	2,0312	1801,6448	0,6462	573,1863
M	27,5645	882,0654	23,4097	749,1094
ME	15,3775	4567,1309	19,5324	5801,1292
G	5,1258	471,5780	6,5108	598,9943

KOH	0,5668	31,7414	0,5668	31,7414
H ₂ O	3,3214	59,7852	3,3214	59,7852
Impuritas	0,0501	44,4379	0,0501	44,4379
Jumlah	54,0374	7858,3836	54,0374	7858,3836

NERACA MASSA RATB 3 :

$$X_{A2} = 0,9161$$



mula :	7,1570	42,9421		
reaksi :	6,9434	20,8301	20,8301	6,9434
akhir :	0,2137	22,1120	20,8301	6,9434

Tabel 8. Neraca massa di reaktor – 03

KOMPONEN	INPUT		OUTPUT	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
TG	0,6462	573,1863	0,2137	189,5201
M	23,4097	749,1094	22,1120	707,5852
ME	19,5324	5801,1292	20,8301	6186,5255
G	6,5108	598,9943	6,9434	638,7883
KOH	0,5668	31,7414	0,5668	31,7414
H ₂ O	3,3214	59,7852	3,3214	59,7852
Impuritas	0,0501	44,4379	0,0501	44,4379
Jumlah	54,0374	7858,3836	54,0374	7858,3836

NERACA MASSA RATB 4 :

$x_{A2} =$	0,9600				
	TG	+ 3 M	→	3 ME	+ G
mula :	7,1570	42,9421			
reaksi :	7,0854	21,2563		21,2563	7,0854
akhir :	0,0716	21,6858		21,2563	7,0854

Tabel 8. Neraca massa di reaktor – 03

KOMPONEN	INPUT		OUTPUT	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
TG	0,2137	189,5201	0,0716	63,4827
M	22,1120	707,5852	21,6858	693,9442
ME	20,8301	6186,5255	21,2563	6313,1313
G	6,9434	638,7883	7,0854	651,8609
KOH	0,5668	31,7414	0,5668	31,7414
H ₂ O	3,3214	59,7852	3,3214	59,7852
Impuritas	0,0501	44,4379	0,0501	44,4379
Jumlah	54,0374	7858,3836	54,0374	7858,3836

4. Perancangan Dimensi Reaktor :

- Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki.

$$V \text{ terhitung} = 6.156,07 \text{ L} = 6,15 \text{ m}^3$$

Perancangan reaktor ini dibuat dengan memilih over design sebesar 20%,

sehingga volume reaktor menjadi :

$$V_{\text{design}} = V_{\text{terhitung}} \times 1,2$$

$$V_{\text{design}} = 6.156,07 \text{ L} \times 1,2 = 7.387,29 \text{ L}$$

$$= 7,38 \text{ m}^3 = 450.800,14 \text{ in}^3$$

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

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

$$= \pi/4 \times D^2 \times (1,5 \times D)$$

$$= \pi/4 \times 1,5 \times D^3$$

$$= 7,38 \text{ m}^3 = 450.800,14 \text{ in}^3$$

$$D^3 = 6,27 \text{ m}$$

$$ID = \sqrt[3]{6,27} = 1,84 \text{ m}$$

$$ID = 72,59 \text{ in}$$

$$r_i = 36,29 \text{ in}$$

$$H \text{ (tinggi tangki)} = 1,5 \times D$$

$$= 1,5 \times 1,84 \text{ m} = 2,76 \text{ m} = 108,89 \text{ in}$$

$$L \text{ (tinggi cairan)} = \frac{4 \times V_r}{\pi \times D^2} = 2,30 \text{ m} = 89,74 \text{ in}$$

$$\frac{H}{D} = 2,76 \text{ m} / 2,30 \text{ m} = 1,2000$$

Diameter yang diperoleh adalah diameter dalam (ID) reaktor, selanjutnya dipilih ukuran tangki standard. Dari *Brownell & Young, 1959* diperoleh :

$$OD = 90 \text{ in} = 2,28 \text{ m}$$

$$r_o = 45 \text{ in}$$

➤ Menentukan tebal dinding shell reaktor :

→ Dipilih bahan konstruksi reaktor, SA-240 grade M :

(Brownell and Young, 1959)

$$t_s = \frac{P \times r_o}{f.E + 0,4.P} + C$$

(Brownell and Young, 1959)

dimana :

t_s = tebal shell, in

P = tekanan, psi

r = jari - jari silinder dalam, in

f = maksimum allowable stress, psi

E = efisiensi pengelasan

(Brownell and Young, 1959)

C = faktor korosi

f = 18.750 psia

Sambungan yang dipilih = double welded butt joint

E = 80%

C = 1/8 in = 0,1250 in

(Brownell & Young, 1959)

P operasi = P hidrostatik + P awal

= $(\rho \times h) + 14,7$ psi

= $(0,0303 \text{ lb/in}^3 \times 61,23 \text{ in}) + 14,7$ psi

= 16,55 psi

$$\begin{aligned}
 P_{\text{design}} &= 1,5 \times P_{\text{operasi}} \\
 &= 1,5 \times 16,55 \text{ psi} \\
 &= 24,83 \text{ psi} = 24,83 \text{ psi} \times \frac{1 \text{ atm}}{14,7 \text{ psi}} = 1,69 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

sehingga :

$$t_s = \frac{24,83 \text{ psi} \times 27 \text{ in}}{(18.750 \text{ psi} \times 0,80) + (0,4 \times 23,83 \text{ psi})} + 0,125$$

$$= 0,1925 \text{ in}$$

Tebal shell minimum yang dibutuhkan = 0,1925 in = 0,0049 m

Maka ketebalan shell standar 1/4 in = 0,2500 in

(Brownell & Young, 1959)

➤ Perancangan dimensi head.

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

1. Flanged & Standard Dished Head.

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

2. Torispherical Flanged & Dished

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

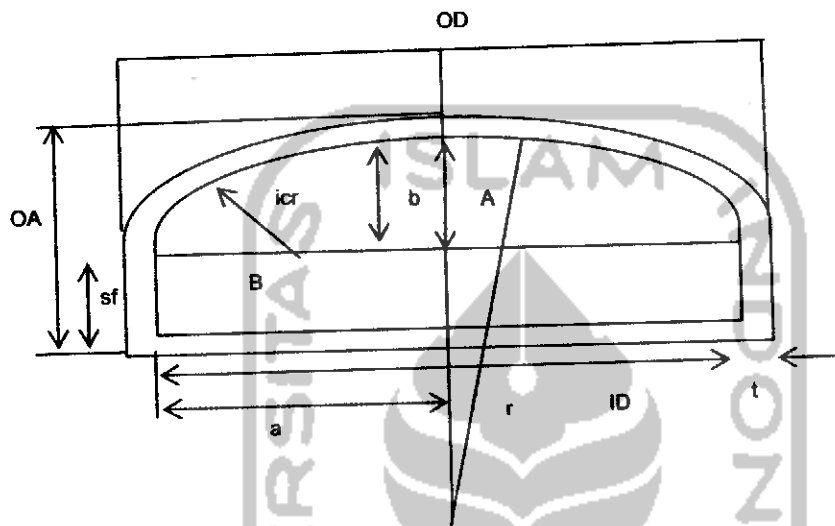
3. Elliptical Dished Head

Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal

4. Hemispherical Head

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

Dari pertimbangan-pertimbangan diatas dan tekanan operasi perancangan yang dibuat, maka dipilih bentuk torispherical Flanged & Dished Head.



Diameter luar kolom, OD = 54 in

Dari Tabel 5.7 *Brownell and Young, 1959,*

OD = 90 in, diperoleh :

icr standard = 5,50 in

rc standard = 90 in

ID = 72,59 in

$$\frac{icr}{ID} = 7,57 > 6\%$$

→ Menentukan tebal Head

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right)$$

$$W = \frac{1}{4} \times \left[3 + \sqrt{\frac{54}{3,25}} \right]$$

$$W = 1,72$$

Bahan yang digunakan untuk *head* sama dengan bahan *shell*.

$$t_h = \frac{(P \times rc \times W)}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times P)} + C$$

$$t_h = \frac{24,83 \text{ psi} \times 54 \text{ in} \times 1,72}{(2 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,2 \times 24,83 \text{ psi})} + 0,125$$

$$t_h = 0,2370 \text{ in}$$

$$\text{Tebal head minimum} = 0,2370 \text{ in}$$

Dari *Brownell & Young, 1959*. Untuk $t_h = 1/4 \text{ in} = 0,2500 \text{ in}$

maka digunakan $sf = 2 \text{ in}$

$$ID = OD - (2 \times th)$$

$$ID = 90 - (2 \times 0,25 \text{ in}) = 89,50 \text{ in} = 7,45 \text{ ft} = 2,27 \text{ m}$$

→ Menentukan tinggi head :

$$\text{Tinggi head (OA)} = t_h + b + sf$$

dimana :

$$b = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$$

(*Brownell & Young 1959*)

$$b = 54 \text{ in} - \sqrt{\left[(90 \text{ in} - 5,50 \text{ in})^2 - \left(\frac{89,50 \text{ in}}{2} - 5,50 \text{ in} \right)^2 \right]}$$

$$b = 15,16 \text{ in}$$

$$OA = t_h + b + sf$$

$$OA = (0,25 + 15,16 + 2,50) \text{ in} = 17,91 \text{ in}$$

→ Menentukan volume sebuah torispherical head

$$V_h = 0,0847 \times (ID)^3, \text{ dengan ID dalam inch. (Brownell \& Young, 1959)}$$

$$V_h = 0,0847 \times (7,45 \text{ ft})^3$$

$$= 35,14 \text{ ft}^3$$

$$= 0,99 \text{ m}^3$$

$$= 60.722,89 \text{ in}^3$$

→ Menentukan volume total dan tinggi total cairan di reaktor (sebelum ada koil)

• Volume total reaktor :

$$\begin{aligned} V_{Rtotal} &= \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times Z_R + (2 \times V_{head}) \\ &= \left(\frac{3,14}{4} \right) \times (89,50 \text{ in})^2 \times (108,89 \text{ in}) + (2 \times 60.722,89 \text{ in}^3) \\ &= 806.557,69 \text{ in}^3 = 13,21 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

• Tinggi total cairan di reaktor :

$$h_{\text{cairan total}} = h_{\text{cairan di shell}} + b + sf$$

dimana :

$$\square h_{\text{cairan di shell}} = \frac{V_{\text{cairan di shell}}}{A_t}$$

$$\square A_t = \frac{\pi}{4} \times ID^2 = \frac{3,14}{4} \times (89,50 \text{ in})^2 = 6.291,23 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} \square V_{\text{cairan di shell}} &= V_{\text{cairan}} - V_{\text{sebuah head}} \\ &= (375.666,78 - 60.722,89) \text{ in}^3 \\ &= 314.943,89 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

$$\text{maka } h_{\text{cairan di shell}} = \frac{314.943,89 \text{ in}^3}{6.291,23 \text{ in}^2} = 50,06 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} h_{\text{cairan total}} &= 50,06 \text{ in} + 15,16 \text{ in} + 2,50 \text{ in} \\ &= 67,72 \text{ in} = 1,72 \text{ m} \end{aligned}$$

→ Menghitung tinggi total reaktor:

$$\begin{aligned} H_{\text{total}} &= h_{\text{shell}} + (2 \times \text{tinggi head}) \\ &= 108,89 \text{ in} + (2 \times 17,91 \text{ in}) \\ &= 144,73 \text{ in} \\ &= 3,67 \text{ m} \end{aligned}$$

➤ Menentukan luas muka reaktor.

$$\begin{aligned} A_{\text{total}} &= A_{\text{shell}} + (2 \times A_{\text{sebuah head}}) \\ &= (2 \times \pi \times r_o \times H) + (2 \times \pi \times r_o^2) \\ &= (2 \times 3,14 \times 45 \text{ in} \times 108,89 \text{ in}) + (2 \times 3,14 \times (45 \text{ in})^2) \end{aligned}$$

$$= 37.152,31 \text{ in}^2 = 23,96 \text{ m}^2$$

5. Perancangan Pengaduk :

- Tugas pengaduk : untuk mencampur
- Dipilih jenis flat blade turbine impellers, karena turbine memiliki range volume yang besar dan dapat digunakan untuk kecepatan putaran yang cukup tinggi, sehingga dipilih :

a) Pengaduk : Flat Blade Turbine Impellers

b) Jumlah sudu (blade) : 6

c) Jumlah baffle : 4 (terpisah 90° satu sama lainnya).

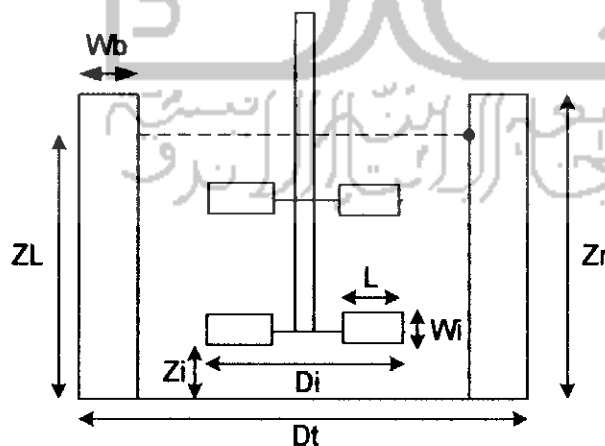
d) $D_t / D_i = 3 - 6$, dipilih = 3

e) $Z_i / D_i = 0,75 - 1,3$, dipilih = 0,75

f) $w_i = D_i / 5$

g) $w_b = ID / 10$

h) $L = D_i / 4$



Keterangan :

$$\begin{aligned}
 D_t &= \text{diameter reaktor} &= 89,5 \text{ in} &= 2,27 \text{ m} \\
 D_i &= \text{diameter pengaduk} = D_t / 3 &= 29,83 \text{ in} &= 0,75 \text{ m} = 2,48 \text{ ft} \\
 Z_r &= \text{tinggi reaktor} = H_{\text{total}} &= 144,73 \text{ in} &= 3,67 \text{ m} \\
 Z_L &= \text{tinggi cairan dalam reaktor} &= 116,35 \text{ in} &= 2,95 \text{ m} \\
 Z_i &= \text{jarak pengaduk dari dasar} = 0,75 \cdot D_i &= 22,37 \text{ in} &= 0,56 \text{ m} \\
 w_i &= \text{tinggi pengaduk} &= 5,96 \text{ in} &= 0,15 \text{ m} \\
 L &= \text{lebar pengaduk} &= 7,45 \text{ in} &= 0,18 \text{ m} \\
 w_b &= \text{lebar baffle} &= 8,95 \text{ in} &= 0,22 \text{ m}
 \end{aligned}$$

▪ Menentukan kecepatan putaran :

Untuk menentukan kecepatan putaran, persamaan yang digunakan sebagai berikut :

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{WELH}{ID} \quad (\text{Rase and Holmes, 1977})$$

dengan :

$$WELH = \text{water equivalent liquid height} = Z_L \times Sg$$

ID = diameter dalam reaktor, in

Sg = *specific gravity*

$$Sg = \frac{\rho_{\text{campuran}}}{\rho_{\text{air}}} = \frac{0,8376 \text{ kg / L}}{1 \text{ kg / L}} = 0,8376$$

$$WELH = Z_L \times Sg$$

$$WELH = 116,35 \text{ in} \times 0,91 = 106,09 \text{ in} = 8,83 \text{ ft} = 2,69 \text{ m}$$

$$\text{Sehingga jumlah pengaduk} = 106,09 \text{ in} / 89,5 \text{ in} = 1,18 \approx 2 \text{ pengaduk}$$

Kecepatan pengadukan :

$$N = \frac{600}{\pi \times Di} \times \sqrt{\frac{WELH}{2 \times Di}} \quad (\text{Rase and Holmes, 1977})$$

$$600 / \pi \times Di = 600 / 3,14 \times 2,48 \text{ ft} = 76,84$$

$$\sqrt{\frac{WELH}{2 \times 2,48 \text{ ft}}} = 1,33$$

$$N = 102,45 \text{ rpm}$$

Dipakai motor *Fixed Speed Belt (single reduction gear with V belt)*

dengan kecepatan putaran standard $N = 104 \text{ rpm}$

(*Rase and Holmes, 1977*)

$$N_i = 104 \text{ rpm} = 1,73 \text{ rps}$$

Keuntungan memakai motor jenis ini adalah harganya murah dan mudah mengganti bagian-bagian yang rusak.

- Menghitung power dari pengaduk :

Viskositas larutan umpan masuk reaktor :

Tabel 9. komponen dan viskositas di reaktor

Komponen	Feed kg/j	Wi, bagian	μ_m , cP
TG	6.348,2723	0,8078	10,6001

M	1.374,1469	0,1749	0,3578
KOH	31,7414	0,0040	86,4676
H ₂ O	59,7852	0,0076	0,4683
I	44,4379	0,0057	10,6001
Total	7.858,3836	1,0000	

$$1/\mu = \frac{0,807}{10,60} + \frac{0,174}{0,35} + \frac{0,004}{86,46} + \frac{0,007}{0,46} + \frac{0,005}{10,60} = 0,58 / \text{cP}$$

$$\mu_m = 1,71 \text{ g/cm.s}$$

$$\rho = 911,85 \text{ kg/m}^3 = 0,91 \text{ g/cm}^3$$

$$D_i = 29,83 \text{ in} = 75,77 \text{ cm}$$

$$N_i = 104,00 \text{ rpm} = 1,73 \text{ rps}$$

$$g_c = 9,80 \text{ m/s}^2 = 980,00 \text{ cm/s}^2$$

$$Re = \frac{\rho \times N \times D_i^2}{\mu} = \frac{0,91 \text{ g/cm}^3 \times 1,73 \text{ rps} \times (75,77 \text{ cm})^2}{1,71 \text{ g/cm.s}} = 5.280$$

Karena $N Re > 2100$, maka alirannya Turbulen.

$$\text{Diperoleh } N_p = 4,5$$

$$N_p = \frac{Pa \times g_c}{\rho \times N_i^3 \times D_i^5}$$

$$Pa = \frac{N_p \times \rho \times N_i^3 \times D_i^5}{g_c} \quad (\text{Rase and Holmes, 1977})$$

$$Pa = \frac{4,5 \times 0,91 \text{ g/cm}^3 \times (1,73 \text{ rps})^3 \times (75,77 \text{ cm})^5}{980 \text{ g/cm}^2}$$

$$= 48.426.286,20 \text{ g.cm/s}$$

$$= 3.249,83 \text{ lb.ft/s}$$

$$= 4,40 \text{ kW}$$

Efisiensi motor elektrik = 70 %

$$\eta = 70\% \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

$$\text{Sehingga } P = 4,40 \text{ kW} / 70\% = 6,29 \text{ kW} = 8,44 \text{ HP}$$

Dipilih power standard $P = 9 \text{ Hp}$ standard NEMA,

(Rase & Barrow 1957)

- Menghitung diameter poros pengaduk :

$$T = \frac{600}{2\pi} X \frac{P}{N} \quad (P-159, \text{ Mekanika Bahan, Geve and Timoshemka})$$

T = Moment puntir, Nm

P = daya motor, watt

N = rpm motor

$$P = 9 \text{ Hp} \times 0,7373 \text{ kW} / \text{Hp} \times 1000$$

$$= 6.711,29 \text{ watt}$$

$$T = 6.162,32 \text{ Nm}$$

Bahan yang digunakan adalah baja tahan korosi S-35 C-D :

dengan :

$$t_b = 5,8 \text{ N/mm}^2$$

$$t_a = 0,18 \times t_b$$

$$= 0,0008 \text{ jam} = 0,0488 \text{ menit}$$

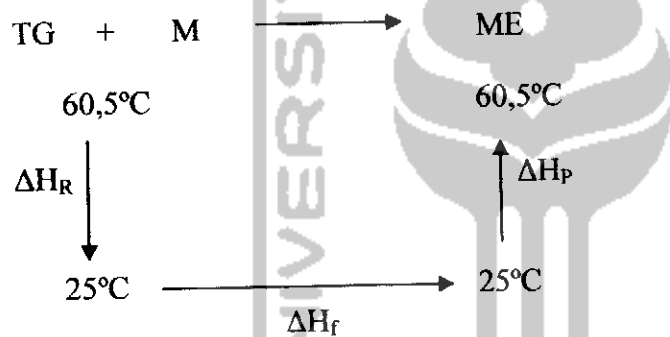
Waktu tinggal dalam reaktor (θ) = $V / F_v = 0,71 \text{ jam} = 42,85 \text{ menit}$

Waktu pengadukan sangat singkat dibandingkan waktu tinggal di dalam reaktor,

sehingga keadaan uniform bisa dianggap langsung tercapai dalam reaktor

6. Perhitungan Neraca Panas :

REAKTOR - 01



Komponen	ΔH_f (kkal/mol)
TG	-139,4113
M	-57,0400
ME	-187,5567
G	-159,1600
NaOH	-101,6650
H ₂ O	-68,3174
Impuritas (I)	-139,4113

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

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{f298} &= (\Delta H_f(\text{produk}) - \Delta H_f(\text{reaktan})) \times \text{kmol TG yang bereaksi} \\
 &= \Delta H_f(\text{ME} + \text{G} + \text{NaOH} + \text{H}_2\text{O} + \text{I}) - \Delta H_f(\text{TG} + \text{M}) \\
 &= (-187,5567 + -159,1600 + -101,6650 + -68,3174 + -139,4113) - \\
 &\quad (-139,4113 + -57,0400) \times (8,9253 \text{ kmol/jam} \times 1000) \\
 &= -153.335,73 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Umpam masuk reaktor - 01

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	ΔT (°C)
(1)	(2)	(3)	(4)
TG	6.384,27	0,0812	60,5
M	1.374,14	0,4140	60,5
KOH	31,74	0,5230	60,5
H2O	59,78	1,1527	60,5
I	44,43	0,0812	60,5

Produk keluar reaktor - 01

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	ΔT (°C)
(1)	(2)	(3)	(4)
TG	1.801,64	0,0812	60,5
M	882,06	0,4140	60,5
ME	4.567,13	0,0248	60,5
G	471,57	0,4605	60,5
KOH	31,74	0,5230	60,5
H2O	59,78	1,1527	60,5
I	44,43	0,0812	60,5

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{reaktan}} &= (m \times C_p \times \Delta T) \\
 &= [(6.384,27 \text{ kg/jam} \times 0,0812 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C}) + (1.374,14 \text{ kg/jam} \times \\
 &\quad 0,4140 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C})] \times ((25 - 60,5) ^\circ\text{C}) \\
 &= -37.592,23 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{produk}} &= (m \times C_p \times \Delta T) \\
 &= [(4.567,13 \text{ kg/jam} \times 0,0248 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C}) + (471,57 \text{ kg/jam} \times \\
 &\quad 0,4605 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C})] \times ((25 - 60,5) ^\circ\text{C}) \\
 &= 11.563,45 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_r &= \Delta H_{f298} + \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{\text{produk}} \\
 &= (-153.335,73 + (-37.592,23) + 11.563,45) \text{ kkal/jam} \\
 &= -179.724,52 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

7. Perancangan Koil Pendingin :

- ❖ Suhu operasi reaktor (T_s) = $60,5 ^\circ\text{C} = (9/5+32) \times 60,5 = 140,9 ^\circ\text{F}$
- ❖ Data – data fisis :
 - k tangki = $86,7 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$
 - $T_{ud} = 32,0 ^\circ\text{C} = 89,6 ^\circ\text{F}$
 - $T_f = (T_s+T_{ud})/2 = 115,25 ^\circ\text{F} = 319,25 \text{ K}$

- $\delta_f(\Delta t) = T_s - T_f = 25,65^\circ\text{F}$
- $\beta = 1 / T_f = 1 / (115,25 + 460) = 0,0017/R$

Dimana :

T_f = suhu film, ° F

β = koefisien muai volume, /R

❖ Sifat-sifat udara pada $T_f = 319,25 \text{ K}$ (Perry,1984)

- $\rho_f = 1,1312 \text{ kg/m}^3 = 0,0706 \text{ lb/ft}^3$
- $C_{p_f} = 1,0073 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} = 0,2406 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$
- $\mu_f = 0,00002 \text{ Pa.s} = 0,0455 \text{ lb/ft.jam}$
- $k_f = 0,0269 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} = 0,0155 \text{ Btu/j.lb}^\circ\text{F}$

❖ Menghitung bilangan Grashoff

$$Gr = \frac{\ell^3 \cdot \rho_f^2 \cdot \beta \cdot g_c \cdot \Delta t}{\mu_f^2}$$

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

$$\ell = L = Z_r + 2(b + sf) = 95,51 \text{ in} = 2,43 \text{ m} = 7,96 \text{ ft}$$

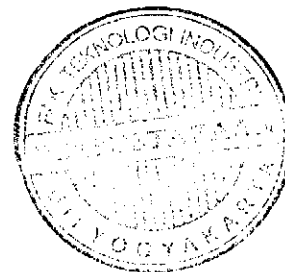
$$Gr = \frac{(7,69 \text{ ft}^3) \times (0,0706 \text{ lb/ft}^3)^2 \times (0,0017 / R) \times (32,15 \text{ ft/s}^2) \times 25,65^\circ\text{F}}{0,0455 \text{ lb/ft.jam}^2}$$

$$= 82.195.522.122,96$$

cek harga ℓ :

$$\frac{35}{Gr^{1/4}} = \frac{35}{(22.584.884.004,9763)^{0,25}} = 0,0903$$

$$\frac{ID}{L} = \frac{53,5 \text{ in}}{95,51 \text{ in}} = 0,5601$$



$$\frac{ID}{L} > \frac{35}{Gr^{1/4}} \quad \text{maka asumsi } \ell = L \text{ dapat digunakan (Holman, 1986)}$$

❖ Menghitung bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{Cp_f \times \mu_f}{k_f} = \frac{(0,2406 BTU / lb.^{\circ}F) \times (0,0455 lb / ft / jam)}{0,0155 BTU / jam lb.^{\circ}F} = 0,7047$$

❖ Menghitung bilangan Rayleigh

$$\begin{aligned} Ra &= Gr \times Pr = 82.195.522,122,96 \times 0,7047 \\ &= 57.924.532.715,27 \quad \longrightarrow \quad (Ra > 1.000.000.000) \end{aligned}$$

❖ Menghitung koefisien perpindahan panas konveksi (h_c)

$$\text{Bila } \longrightarrow \quad Ra : 10^4 - 10^9, \text{ maka } h_c = 0,29 (\Delta t/2)^{0,25}$$

$$Ra : 10^9 - 10^{12}, \text{ maka } h_c = 0,19 (\Delta t)^{1/3}$$

Dimana h_c adalah koefisien perpindahan panas konveksi, maka :

$$h_c = 0,29 \times (25,65^{\circ}F/2)^{0,25}$$

$$= 0,5700 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}F$$

$$q_{konveksi} = hc \times \pi \times OD \times L \times \Delta t$$

$$q_{konveksi} = 0,5603 BTU / jam.ft^2.^{\circ}F \times 3,14 \times 4,5 ft \times 7,96 ft \times 25,65^{\circ}F$$

$$q_{konveksi} = 4.360,34 BTU / jam = 1.098,78 kkal / jam$$

$$\begin{aligned} Q_{total} &= \Delta Hr + q_{konveksi} \\ &= (-179.724,52 + 1.098,78) \text{ kkal/jam} \\ &= -178.625,73 \text{ kkal/jam} \\ &= -708.844,24 \text{ BTU/jam} \end{aligned}$$

➤ **Kebutuhan air sebagai pendingin :**

Panas dari reaktor diserap oleh air yang masuk pada suhu 32 °C dan diharapkan keluar pada suhu 42 °C.

$$T_{\text{air masuk}} = 32 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{air keluar}} = 42 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$C_{\text{pair}} = 1 \text{ kkal/g.}^{\circ}\text{C}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air (W)} &= \frac{Q}{C_p \times \Delta T} \\ &= \frac{178.625,73,75 \text{ kkal / jam}}{1 \text{ kkal / g.}^{\circ}\text{C} \times (42 - 32)^{\circ}\text{C}} = 8.931,28 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

➤ **Menentukan diameter minimum koil :**

Sifat-sifat fisis air diambil pada suhu rata-rata yaitu : 37 °C

$$\rho_{\text{air}} = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$c_p_{\text{air}} = 1 \text{ kkal/g}^{\circ}\text{C}$$

$$\mu_{\text{air}} = 0,7000 \text{ cP} = 1,6940 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k_{\text{air}} = 0,3600 \text{ Btu/j.ft.}^{\circ}\text{F}$$

Untuk aliran dalam koil / tube, batasan kecepatan (*velocity*) antara (1,2 – 2,5 m/s).

$$\text{Dipilih kecepatan air pendingin (v)} = 2,5 \text{ m/s} = 9.000 \text{ m/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Debit air pendingin} &= W / \rho_{\text{air}} \\ &= (8.931,28 \text{ kg/jam}) / (1000 \text{ kg/m}^3) \\ &= 8,9313 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Mencari luas penampang pipa (A) = Debit air / v

$$= (8,9313 \text{ m}^3/\text{jam}) / (9.000 \text{ m}/\text{jam})$$

$$= 0,0010 \text{ m}^2 = 0,0107 \text{ ft}^2$$

$$A = \frac{\pi \times ID^2}{4} \longrightarrow ID = \sqrt{\frac{4 \times ID}{3,14}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,0026 \text{ m}}{3,14}}$$

$$= 0,0356 \text{ m} = 1,39 \text{ in}$$

Dipilih diameter standar :

(Kern, 1950)

Nominal pipe size (NPS) = 1,5 in

Schedule Number = 40

OD = 1,90 in = 0,1583 ft = 0,0483 m

ID = 1,610 in = 0,1342 ft = 0,0409 m

Luas Penampang (A') = 2,01 in² = 0,0140 ft²

Luas Perpan / panjang (a") = 0,4980 ft²/ft

➤ **Menentukan nilai hi:**

Gt = kecepatan aliran massa / luas penampang

$$Gt = W / A = 1.410.876,77 \text{ lb}/\text{ft}^2 \cdot \text{jam} = 391,91 \text{ lb}/\text{ft}^2 \cdot \text{s}$$

$$v = Gt / \rho = 22.599,35 \text{ ft}/\text{jam} = 1,91 \text{ m}/\text{s}$$

Jadi kecepatan pendingin yang digunakan masih dalam batasan (1,2 – 2,5 m/s).

$$Re_t = \frac{ID \times Gt}{\mu} = \frac{0,2057 \text{ ft} \times 1.541.326,50 \text{ lb} / \text{ft}^2 \cdot \text{s}}{1,6940 \text{ lb} / \text{ft} \cdot \text{jam}} = 111.742,99$$

Dari fig. 24 Kern, diperoleh :

$$\text{nilai } jH = 400$$

$$pr^{0.33} = 1,2481$$

$$k/D = (0,3600 \text{ Btu/j.ft.}^\circ\text{F}) / (0,1342 \text{ ft}) = 2,6832 \text{ Btu/jam.}^\circ\text{F}$$

$$jH = \frac{hi \times D}{k} \times \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0,14}$$

$$hi = 1.339,62 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{j.}^\circ\text{F}$$

➤ **Menentukan nilai hio :**

$$hio = hi \frac{ID}{OD} = 1.135,16 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam.}^\circ\text{F}$$

Untuk koil, harga hio harus dikoreksi dengan faktor koreksi

$$hio_{koil} = hio_{pipa} \left(1 + 3,5 \frac{D_{koil}}{D_{spiralkoil}} \right)$$

Diambil $D_{spiralkoil} = 80\% \times (\text{Diameter tangki})$

$$D_{spiralkoil} = 71,6 \text{ in}$$

$$hio_{koil} = 1.224,49 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{j.}^\circ\text{F}$$

Komponen yang masuk dalam RATB – 01 :

komponen	feed, kg/jam	fraksi berat, xi	Cp, kkal/kg C	xi.cp
TG	6.348,27	0,8078	0,0812	0,0656
M	1,374,15	0,1749	0,4140	0,0724
ME	-	0,0000	0,0248	0,0000
G	-	0,0000	0,4605	0,0000
NaOH	31,74	0,0040	0,5230	0,0021
H2O	59,79	0,0076	1,1527	0,0088
I	44,44	0,0057	0,0812	0,0005
Jumlah	7.858,3836	1,0000		0,1493

$$\text{cpm} = 0,1493 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C}$$

$$= 0,1493 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

➤ Menentukan nilai h_o :

Untuk Tangki berpengaduk yang dilengkapi baffle dan koil, maka :

koefisien perpindahan panas dari koil dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0,87 \times \left(\frac{k}{D}\right) \times \left(\frac{Lp^2 \times N \times \rho}{\mu}\right)^{2/3} \times \left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \text{ (Kern, 1950)}$$

Dengan :

$$Lp = \text{diameter disk plate turbin, ft} = 29,83 \text{ in} = 2,48 \text{ ft}$$

$$N = \text{kecepatan putar pengaduk, rpj} = 1,7333 \text{ rps} = 6.240,00 \text{ rpj}$$

$$\rho = \text{densitas rata-rata fluida} = 911,85 \text{ kg/m}^3 = 56,93 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = \text{viskositas rata-rata fluida} = 1,7188 \text{ cP} = 4,1596 \text{ lb/ft j}$$

$$Cp = \text{kapasitas panas} = 0,1493 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} = 0,1493 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$$

$$k = \text{konduktivitas panas} = 0,1394 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam.}^\circ\text{F}$$

$$\text{OD} = \text{diameter luar pipa koil} = 1,900 \text{ in} = 0,1583 \text{ ft}$$

$$D = \text{diameter dalam reaktor} = 1,6100 \text{ in} = 0,1342 \text{ ft}$$

$$\mu / \mu_w = 1$$

$$k/D = 1,0390$$

$$Re^{0,67} = 6.822,72$$

$$Pr^{0,33} = 1,6455$$

$$\text{maka, } h_o = 10.148,56 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

➤ **Menentukan nilai koefisien perpindahan panas overall :**

Menghitung U_c :

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_o \times h_i}{h_o + h_i} \\ &= \frac{(10.148,56 \text{ BTU} / \text{jam.ft}^2.\text{F}) \times (1.224,49 \text{ BTU} / \text{jam.ft}^2.\text{F})}{(10.148,56 \text{ BTU} / \text{jam.ft}^2.\text{F}) + (1.224,49 \text{ BTU} / \text{jam.ft}^2.\text{F})} \\ &= 1.092,65 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

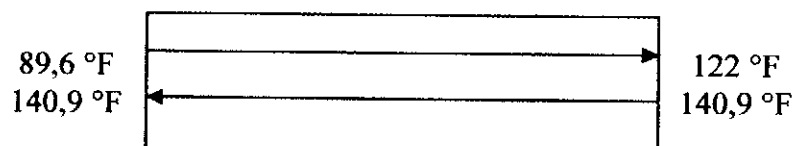
Untuk kecepatan air = 2,5 m/s dan suhu < 125°F, maka diambil :

$$R_D = 0,002$$

sehingga : $h_D = 1/R_D = 500 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$

$$U_D = \frac{h_D \times U_c}{h_D + U_c} = 343,03 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

➤ **Menentukan luas bidang transfer panas :**



$$A_{heat} = \frac{Q_{total}}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$\Delta t_1 = 18,9 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = 51,3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} = 32,45 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A_{heat} = \frac{708.844,24 \text{ BTU / jam}}{343,02 \text{ BTU / jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 32,45 \text{ } ^\circ\text{F}} = 63,06 \text{ ft}^2$$

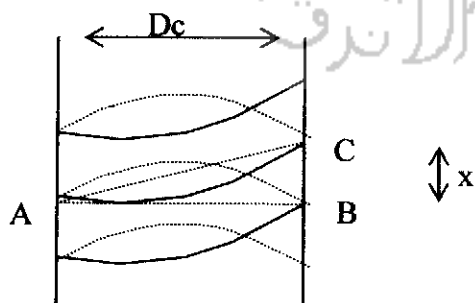
$A_{heat} > A_{muka \text{ reaktor}}$

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa, } L_{\text{pipa koil}} &= \frac{A}{a''} = (0,0333 \text{ ft}^2) / (0,7530 \text{ ft}^2/\text{ft}) \\ &= 126,62 \text{ ft} \\ &= 38,59 \text{ m} = 1.519,53 \text{ i} \end{aligned}$$

➤ **Menentukan jumlah lengkungan koil :**

$$D_{\text{lengkungan coil}} = 0,8 \times (\text{ID tangki reaktor})$$

$$D_{\text{lengkungan coil}} = 71,6 \text{ in} = 1,81 \text{ m} = 5,96 \text{ ft}$$



$$AB = D_{\text{lengkungan coil}}$$

$$BC = x$$

$$AC = \sqrt{(AB)^2 + (BC)^2}$$

$$AC = \sqrt{(Dc)^2 + x^2}$$

$$\text{busur AB} = \frac{1}{2} \times \pi \times Dc$$

$$\text{busur AC} = \frac{1}{2} \times \pi \times AC$$

$$\text{Diambil : } x = 0,5 \times \text{OD coil}$$

$$x = 0,95 \text{ in} = 0,0792 \text{ ft} = 0,0241 \text{ m}$$

Keliling dua lingkaran lengkungan koil, K_{lilitan} adalah :

$$K_{\text{lilitan}} = \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot (Dc) + \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot (AC)$$

$$K_{\text{lilitan}} = \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot (Dc) + \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot ((Dc^2 + x^2)^{\frac{1}{2}})$$

$$K_{\text{lilitan}} = 18,7362 \text{ ft}$$

Sehingga banyaknya lilitan dalam reaktor :

$$N_{\text{lilitan}} = \frac{L_{\text{pipakoil}}}{K_{\text{lilitan}}} = \frac{(148,43 \text{ ft}) / (11,20 \text{ ft})}{6,75} \approx 7 \text{ lilitan}$$

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = ((N_{\text{lilitan}} - 1) \cdot x) + (N_{\text{lilitan}} \cdot \text{OD}_{\text{coil}})$$

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = 0,8128 \text{ ft} = 0,2477 \text{ m}$$

Tinggi cairan akan naik karena adanya pertambahan volume dari koil,

Asumsi : koil ada dalam shell saja

$$\text{Tinggicairandlmshell}(Z_c) = \frac{V_{\text{cairandlmshell}} + V_{\text{koil}}}{A_{\text{shell}}}$$

$$Z_c = (\text{Vol. cairan di shell} + (3,14/4 \times (D_{\text{coil}})^2 \times (\text{Tinggi coil}))) / A_{\text{shell}}$$

$$= 1,430 \text{ m} = 56,29 \text{ in}$$

Karena tinggi tumpukan koil = 0,24 m dan koil ada di shell saja, maka koil masih tercelup di dalam cairan.

➤ **Menentukan tinggi cairan di dalam reaktor setelah ada koil :**

$$\begin{aligned} H_{\text{cairan}} &= Z_c + b + sf \\ &= (56,29 + 15,16 + 2,50) \text{ in} \\ &= 73,96 \text{ in} = 1,87 \text{ m} \end{aligned}$$

Jarak dari dasar tangki ke bagian bawah koil :

$$\begin{aligned} &= (H_{\text{cairan}} - \text{tumpukan koil}) / 2 \\ &= ((1,87 - 0,24)/2) \text{ m} \\ &= 0,81 \text{ m} \end{aligned}$$

$$b + sf = 0,44 \text{ m}$$

Karena jarak dasar tangki ke bagian bawah koil $>$ (b+sf), maka asumsi bahwa koil tercelup di shell saja adalah benar.

➤ **Menghitung pressure drop :**

$$\text{Untuk Ret} = 111.742,99$$

diperoleh koefisien friksi (f) = 0,0012

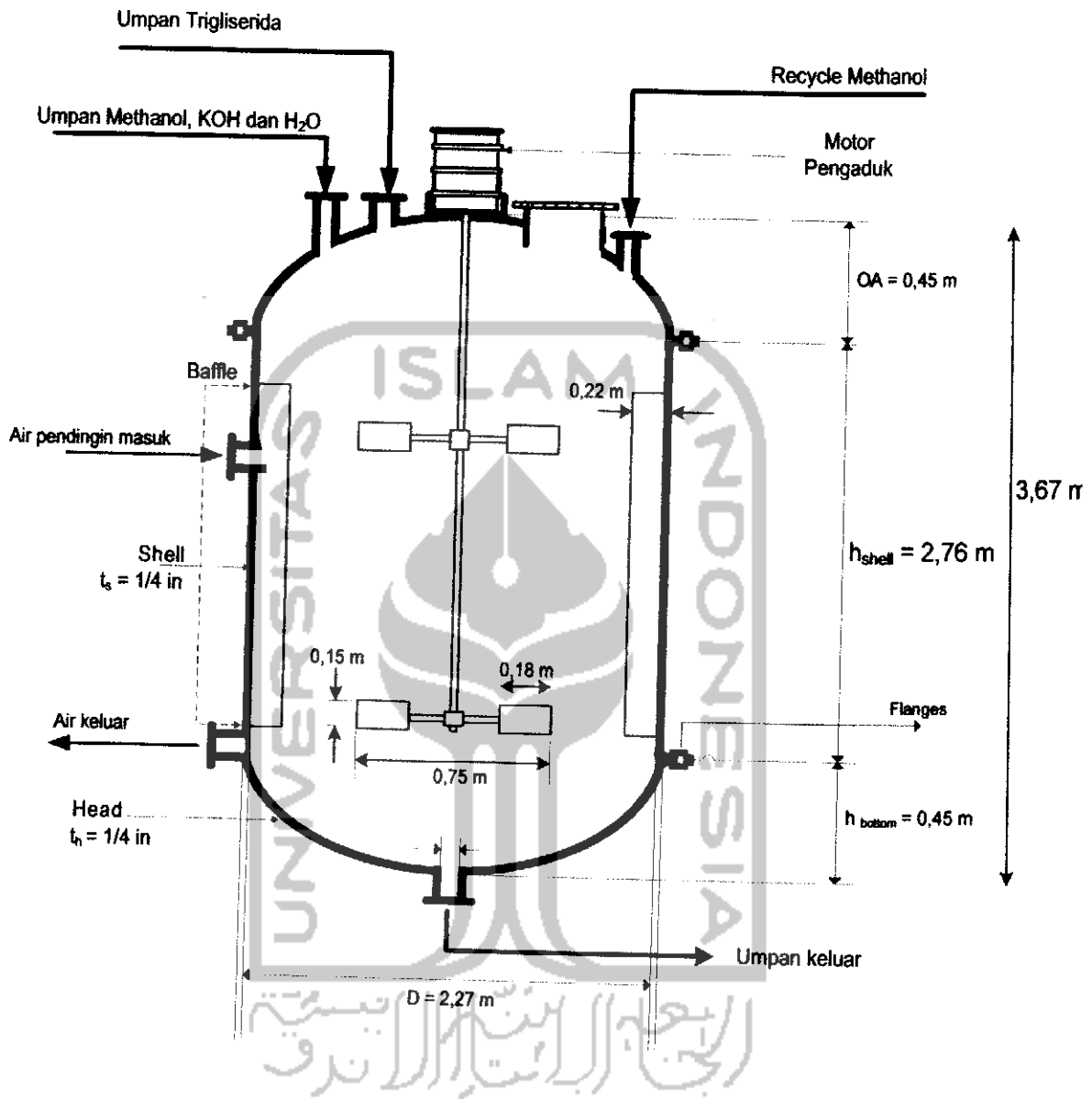
$$Gt = 1.410.876,77 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} = 9.797,75 \text{ lb/in}^2 \cdot \text{jam}$$

Karena yang mengalir dalam tube adalah air, $s = 1$, dan perbedaan suhu tidak terlalu besar, sehingga bisa diasumsikan $\mu = \mu_w$, sehingga $\theta I = 1$

$$\Delta P_T = \frac{f \times Gt^2 \times L_{coil}}{5,22 \times 10^{10} \times ID_{coil} \times s \times \theta I} = \frac{0,0012 \times (1.410.876,77lb / in^2 \cdot jam)^2 \times 126,62in}{5,22 \times 10^{10} \times 1,61in \times 1 \times 1}$$

$\Delta P_T = 0,329$ psi (syarat $\Delta P_T < 10$ psi)





Gambar Reaktor (RATB-01)